

19
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO



Facultad de Estudios Superiores
CUAUTITLÁN

“EL ESTUDIO Y APLICACION DE LA CAIDA DE PRESION PERMISIBLE
COMO CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR PARA FLUIDOS
ALIMENTICIOS NEWTONIANOS Y NO-NEWTONIANOS EN REGIMEN
LAMINAR ”

T E S I S

Que para obtener el Título de
INGENIERA EN ALIMENTOS
p r e s e n t a

ELIZABETH ZUÑIGA VARGAS

Director de Tesis: Dra. Laura Patricia Martínez Padilla

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está 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.

INDICE	1
RESUMEN	9
INTRODUCCION	11
OBJETIVO GENERAL	14
OBJETIVOS PARTICULARES	14
CAPITULO I ANTECEDENTES	16
1.1 Clasificación de los fluidos alimenticios	16
1.1.1 Modelos reológicos .	21
1.2 La ecuación del balance de energía aplicada a un sistema de flujo estacionario	22
1.2.1 Comparación de las ecuaciones del factor de fricción para fluidos no-Newtonianos en flujos de tuberías	27
1.2.2 Energía Cinética en flujo laminar	33
1.3 Selección de bombas para fluidos alimenticios	37
1.3.1 Presión de entrada requerida, NIPR	41
1.4 Dimensionamiento de tuberías	45
1.4.1 Fundamentos de los criterios de dimensionamiento	48
-Velocidad recomendada	48
-Diámetro económico	52
-Caída de presión permisible	53
1.5 Presión de vapor	56
1.5.1 Conceptos básicos	56
1.5.2 Ecuación de Clausius-Clapeyron	59
1.5.3 Medición de la presión de vapor.	
Método Dinámico y Método Estático	61
CAPITULO II DESARROLLO DE METODOLOGIA	64
2.1 DESARROLLO TEORICO	70
2.1.1 Obtención de la caída de presión permisible, ΔP_p	70

2.1.2	Gráficas simplificadas para dimensionamiento preliminar de tuberías de proceso	74
2.1.3	Construcción de gráficas aplicables a fluidos Newtonianos y no-Newtonianos en condiciones de régimen laminar	77
2.2	DESCRIPCION DE METODOLOGIA EXPERIMENTAL	80
2.2.1	Determinación de propiedades reológicas	81
2.2.1.1	Metodología experimental	82
2.2.2	Determinación de propiedades físicas: densidad (ρ), sólidos solubles ($^{\circ}\text{Bx}$) y sólidos totales (S.T.)	90
2.2.2.1	Metodología experimental	90
2.2.3	Determinación de la presión de vapor (Pv)	92
2.2.3.1	Metodología experimental	92
CAPITULO III ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS		
3.1	DESARROLLO TEORICO	98
3.1.1	Gráficas de consulta previa	98
3.1.2	Gráficas para dimensionamiento preliminar	105
3.2	DESARROLLO EXPERIMENTAL	116
3.2.1	Propiedades Reológicas	116
3.2.1.1	Calibración del Viscosímetro Brookfield RVT cono/plato	116
3.2.1.2	Curvas de flujo obtenidas para fluidos manejados a las temperaturas de operación	118
3.2.1.3	Cuadros de Resultados	128
3.2.1.4	Discusión de Resultados	133

3.2.2	Propiedades Físicas	135
3.2.2.1	Resultados y Discusión	135
3.2.3	Presión de vapor	137
3.2.3.1	Validación del equipo y método	137
3.2.3.2	Curvas de presión de los diferentes fluidos seleccionados	142
3.2.3.3	Cuadros de resultados	154
3.2.3.4	Discusión de Resultados	161
CAPITULO IV	APLICACION DE CASO PRACTICO	163
4.1	Proceso de elaboración de leche condensada azucarada	163
4.1.1	Diagrama de flujo esquemático de la línea de proceso	166
4.2	Aplicación del Criterio de dimensionamiento preliminar $\Delta P_p/L$	166
CONCLUSIONES GENERALES Y RECOMENDACIONES		175
NOMENCLATURA		178
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS		180
ANEXO I	TABLAS DE VAPOR DE FLUIDOS ALIMENTICIOS	184
ANEXO II	TECNICAS ESTADISTICAS	186
ANEXO III	MANUALES DE OPERACION	188
ANEXO IV	DESCRIPCION DE PROCESOS DE FLUIDOS ALIMENTICIOS DE ACUERDO A LAS TEMPERATURAS DE TRANSPORTE Y BOMBEO	193

INDICE DE FIGURAS

Fig. 1.1	Curvas de flujo en coordenadas cartesianas para varios fluidos independientes del tiempo	20
1.2	Curvas de flujo para fluidos dependientes del tiempo	20
1.3	Sistema de flujo permanente	22
1.4	Factor de corrección de la energía cinética para fluidos Herschel-Bulkley contra τ_0/τ_w para diferentes valores del índice de comportamiento	36
1.5	Comparación del NIPA respecto al NIPR para una zona de operación satisfactoria	42
1.6	Efecto del NIPA respecto al NIPR conforme la viscosidad del fluido aumenta	43
1.7	Sistema para medición de presión de vapor	56
1.8	Diagrama de fases del agua	58
1.9	Diagrama del ensamble del aparato de presión de vapor	62
1.10	Aparato para presión de vapor, estático	63
2.1	Nomograma que relaciona ΔP en función del Q para el agua a diferentes diámetros (1/2-24 in) y diferentes velocidades (0.3-7 m/s)	76
2.2	Nomograma del factor de corrección (PGM) para corregir las ΔP de fluidos diferentes al agua	76
2.3	Componentes del sistema del Viscosímetro Brookfield RVT cono/plato	85
2.4	Aparato para presión de vapor, dinámico	94
3.1	Gastos expresados en diferentes unidades	100
3.2	Relación del gasto con velocidades para distintos diámetros	101
3.3, 3.4 y 3.5	Relación del gasto con los gastos elevados al índice de comportamiento (n)	102-10

3.6-3.14 Relación del $\Delta P/L, \text{m}$ en función del Q para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.1$ hasta $n = 0.9$ y $Kct. = 7 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ a diferentes diámetros	106-114
3.15 Relación del $\Delta P/L, \text{m}$ en función del Q para fluidos Newtonianos con una $n = 1.0$ y $Kct. = 7 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ a diferentes diámetros	115
3.16 Curva de flujo obtenida para sacarosa a 60°Bx a una $T = 25^\circ\text{C}$	117
3.17 Curva de equilibrio de yogurt con frutas a una $T = 15^\circ\text{C}$	120
3.18 Curva de flujo para yogurt, $T = 15^\circ\text{C}$	120
3.19 Curva de flujo para yogurt, $T = 43^\circ\text{C}$	121
3.20 Curva de flujo de leche condensada azucarada, $T = 53^\circ\text{C}$	121
3.21 Curva de flujo de leche concentrada, $T = 14^\circ\text{C}$	123
3.22 Curva de flujo de leche concentrada, $T = 53^\circ\text{C}$	123
3.23 Curva de flujo de chocolate fluido, $T = 28^\circ\text{C}$	124
3.24 Curva de flujo de chocolate fluido, $T = 75^\circ\text{C}$	124
3.25 Curva de flujo de jugo conc. de manzana, $T = 50^\circ\text{C}$	125
3.26 Curva de flujo de puré de frutas, $T = 30^\circ\text{C}$	125
3.27 Curva de flujo de puré de frutas, $T = 45^\circ\text{C}$	127
3.28 Curva de flujo de puré de tomate concentrado, $T = 80^\circ\text{C}$	127
3.29 Curvas de presión obtenidas de los datos experimentales con agua destilada (A.D.) y tablas de vapor (T.V.)	138
3.30 Relación del $\log P_V$ en función del inverso de la temperatura $1/T$	139
3.31 Curvas de presión para agua y diferentes soluciones de sacarosa	143

3.32	Relación del log Pv en función de $1/T$ para agua y diferentes soluciones de sacarosa	144
3.33	Efecto de la concentración sobre el punto de ebullición	145
3.34	Curvas de presión para jugos y concentrados comparadas con A. D.	147
3.35	Relación del log Pv en función de $1/T$ para agua y jugos concentrados	148
3.36	Efecto de la concentración sobre el aumento en el punto de ebullición para jugos y concentrados	149
3.37	Curvas de presión para fluidos lácteos comparadas con A. D.	151
3.38	Relación del log Pv en función de $1/T$ para fluidos lácteos y agua	152
3.39	Efecto de la concentración sobre el aumento en el punto de ebullición para fluidos lácteos	153
4.1	Diagrama de bloques del proceso de elaboración de leche condensada azucarada	165
4.2	Línea de proceso para leche condensada azuc.	166
4.3	Etapas críticas de elaboración de leche cond. az.	167

INDICE DE CUADROS

Cuadro 1.1	Estructura de la Tesis	15
1.2	Balace de energía para los términos involucrados expresados en Unidades Inglesas y del Sistema Internacional	23
1.3	Valores de α para diferentes tipos de fluidos	35
1.4	Velocidades recomendadas en función de la densidad del fluido	49

1.5 Velocidades de fluidos en tuberías	50
1.6 AP admisible y velocidad razonable para tuberías de proceso	54
2.1 Cuadro de conectores para el desarrollo de metodología	65
2.2 Metodología para la construcción de gráficas simplificadas para dimensionamiento preliminar	66
2.3 Metodología para la obtención de parámetros reológicos	67
2.4 Metodología para la determinación de propiedades físicas	68
2.5 Metodología para la determinación de presión de vapor	69
2.6 Diámetro interno en (in) y (cm) para el tamaño nominal de tubería Ced. 40	78
2.7 Características de acuerdo al tipo de cono del Viscosímetro B. RVT cono/plato	84
2.8 Intervalos de viscosidad par el tipo de cono del Visc. Brook. RVT cono/plato	84
2.9 Volumen de muestra recomendado de acuerdo al tipo de cono del viscosímetro	85
3.1 Estándares de viscosidad para soluciones de sacarosa	116
3.2 Resultados de la medición experimental de las propiedades reológicas de sacarosa 60 ⁰ Bx, T= 25 ⁰ C	117
3.3 Precisión y exactitud dada por el Visc. Brookfield RVT cono/plato	118
3.4 Resultados del tratamiento estadístico para fluidos lácteos	128
3.5 Resultados del tratamiento estadístico para jugos y concentrados	129
3.6 Coeficientes de correlación obtenidos considerando fluido H-B y Ley de la Potencia	130

3.7 Agrupación de los fluidos que presentan un ro considerable	131
3.8 Propiedades reológicas de diferentes fluidos alimenticios determinadas en un V. B. RVT cono/plato	132
3.9 Propiedades físicas de diferentes fluidos alimenticios	136
3.10 Medición experimental de Pv con agua destilada y comparación de resultados con tablas de vapor	140
3.11 Precisión y exactitud dada por el aparato de presión de vapor dinámico para el intervalo de temperaturas mostrado	140
3.12 Tabla ANOVA para soluciones de sacarosa	154
3.13 Presentación de resultados para Prueba de Tukey	155
3.14 Tabla ANOVA para jugos y concentrados	155
3.15 Resultados de la Prueba de Tukey	156
3.16 Tabla ANOVA para fluidos lácteos	157
3.17 Resultados de la Prueba de Tukey	158
3.18 Presión de vapor de diferentes fluidos alimenticios correspondientes a las temperaturas de transporte y bombeo durante el proceso de elaboración	160
4.1 Propiedades físicas de diferentes fluidos	168

RESUMEN

En este estudio se presenta el desarrollo y la aplicación del criterio de "Caida de presión permisible por unidad de longitud de tramo recto de tubería" en fluidos alimenticios de naturaleza Newtoniana y no-Newtoniana que fluyen en condiciones de régimen laminar.

Se desarrollaron teóricamente gráficas para dimensionamiento preliminar de tuberías de proceso a partir de las ecuaciones planteadas; por medio de estas gráficas de uso práctico se pueden conocer las velocidades recomendadas, caídas de presión y diámetros de acuerdo a los gastos industriales manejados.

Se determinaron propiedades de diferentes fluidos alimenticios evaluadas de acuerdo a las temperaturas de transporte y bombeo durante el proceso de elaboración. Los fluidos fueron seleccionados por su consistencia y concentración, estos se pueden separar por grupos; el primero está integrado por los fluidos lácteos (leche concentrada, leche condensada azucarada, chocolate fluido y yogurt con frutas) y el segundo por jugos y concentrados (jugo concentrado de manzana, jugo de naranja, néctar de durazno, puré de frutas y puré de tomate concentrado).

Las propiedades evaluadas fueron los parámetros reológicos, propiedades físicas (ρ , S.T., $^{\circ}\text{Bx}$) y la presión de vapor (Pv).

El comportamiento reológico obtenido fue dependiente de la concentración y/o de la composición, la medición se realizó en un Viscosímetro Brookfield RVT cono/plato y se evaluaron las propiedades en la gama de velocidades de deformación que se pueden encontrar en una línea de proceso. El yogurt con frutas presentó dependencia con el tiempo a una $T = 15^{\circ}\text{C}$ y una vez que se obtuvo la curva de equilibrio presentó comportamiento Herschel-Bulkley (H-B), a una $T = 43^{\circ}\text{C}$ ya no presentó dependencia con el tiempo y presentó también comportamiento H-B. Los fluidos que se clasificaron como Ley de la Potencia presentaron comportamiento Pseudoplástico, dentro de este grupo se encuentran el puré de frutas, leche condensada

azucarada, chocolate fluido y leche concentrada. El jugo concentrado de manzana evaluado a una $T = 50^{\circ}\text{C}$ se clasificó como fluido Newtoniano. El puré de tomate concentrado presentó comportamiento H-B.

La presión de vapor fue dependiente de la concentración de sólidos solubles; a bajas concentraciones de sacarosa y lactosa la influencia sobre la T_{eb} y la P_v es sólo de centésimas de grados por lo que se recomienda utilizar la P_v del agua. A altas concentraciones los fluidos manejados ebullicen a una temperatura superior a la del agua (hasta 7°C), para una misma temperatura la P_v de estos fluidos es menor a la del agua.

Finalmente, este estudio presenta un caso práctico donde se ejemplifica la forma de dimensionar utilizando el criterio de $\Delta P_p/L$ por medio de una secuencia de cálculo con los datos obtenidos experimentalmente en este estudio.

INTRODUCCION

Un fluido es una sustancia que se deforma continuamente al ser sometido a un esfuerzo cortante (esfuerzo tangencial) no importa que tan pequeño sea éste.

La mecánica de fluidos estudia el comportamiento de los fluidos en reposo y movimiento, de aquí que el conocimiento y entendimiento de los principios y conceptos básicos de ésta sean esenciales para el análisis y el diseño de cualquier sistema en el cual un fluido es el medio de trabajo. (Fox, R.W.;1984)

La deformación y el flujo de la materia son temas de estudio para lo que se conoce como REOLOGIA. Las características reológicas de los materiales forman una gama continua de comportamientos que van desde el sólido perfectamente elástico de Hooke hasta el fluido puramente viscoso de Newton. Entre estos dos extremos ideales se encuentra el comportamiento reológico de los materiales reales, que incluyen a los no-Hookeanos, los fluidos no-Newtonianos y a las sustancias viscoelásticas. (Geankoplis, J.C.; 1982 y Fox, R.W.;1984)

Los fluidos alimenticios presentan comportamientos reológicos muy distintos por lo que no es sencillo describirlos, pero se pueden clasificar de manera muy generalizada como fluidos no-Newtonianos. Estos fluidos se definen a través de parámetros reológicos los cuales están determinados por el tipo de comportamiento que presentan cuando son sometidos a una deformación continua.

El conocimiento de las propiedades reológicas de estos fluidos es fundamental para un diseño adecuado de las operaciones unitarias así como el entendimiento de las operaciones de transporte relacionadas con los procesos de transformación. Al transportar estos fluidos por tuberías se ven involucrados una serie de factores, uno de los más relevantes son las pérdidas por rozamiento (fricción).

En la ecuación del balance de energía mecánica se requieren los factores de fricción para fluidos no-Newtonianos fluyendo en tuberías para determinar las pérdidas de energía. Las pérdidas de fricción para un fluido incompresible que se mueve en una sección de tubería recta se pueden describir en términos de pérdidas de presión, es decir, caídas de presión por unidad de longitud ($\Delta P/L$). (Kern, R.; 1974)

Es aquí donde surge el principal interés de abordar este tema ya que hoy en día los ingenieros con frecuencia tienen que dimensionar o estimar caídas de presión para fluidos que son de naturaleza no-Newtoniana.

El criterio más general y aplicable de dimensionamiento es la determinación de la caída de presión en una tubería considerando los costos de operación los cuales causan un gran impacto. Las caídas de presión (ΔP) y las velocidades manejadas, son parámetros que influyen directamente y en gran medida sobre los costos de operación aun en comparación con el incremento de los costos de materiales. (Rodríguez, R.; 1985)

Para hacer un dimensionamiento preliminar de una tubería pueden usarse valores recomendados de caída de presión por cada 30.48m (100ft) de longitud de tramo recto de tubería, este es el criterio de ΔP permisible el cual se fundamenta en las presiones de vapor que se tienen en los sistemas de un proceso dado. (Kent, R.G.; 1978). Cada fluido tiene una presión de vapor (Pv) correspondiente, la cual debe ser considerada ya que la disminución de presión a través de un sistema de tuberías debe ser tal que no haga caer la presión por debajo de la Pv del producto, ocasionando formación de vapor del líquido llegando al punto de flasheo provocando cavitación en el sistema.

Estos valores recomendados de ΔP son muy útiles, pero únicamente se han manejado en la industria química; como los hidrocarburos y otros fluidos, que por lo general son de naturaleza Newtoniana y fluyen en condiciones de flujo turbulento.

De esta forma el interés de abordar el criterio de caída de presión permisible por unidad de longitud ($\Delta P_p/L$) surge debido a que es una forma de dimensionar relativamente nueva. En la industria es más factible manejar ΔP , por otra parte no existen reportadas velocidades recomendadas para fluidos alimenticios, ni caídas de presión permisibles, en condiciones de régimen laminar; sólo datos aislados de algunos fluidos como jugos y leche que han surgido a través de los años en base a la experiencia de los ingenieros.

El establecer las caídas de presión permisibles (hasta la fecha inexistentes) permite realizar un dimensionamiento preliminar de tuberías para el diseño de una planta industrial que trabaje fluidos alimenticios. Así mismo permite asegurar de acuerdo a las condiciones del sistema, que la caída de presión por tramo recto de tubería (característico de 30.48 m, 100 ft) sea gradual evitando un cambio de fase que ocasionaría cavitación en el mismo.

OBJETIVO GENERAL

El objetivo que se persigue al realizar este estudio es el de desarrollar y aplicar el criterio de "Caída de presión permisible por unidad de longitud de tramo recto de tubería" en fluidos alimenticios de naturaleza Newtoniana y no-Newtoniana, que fluyen en condiciones de régimen laminar.

OBJETIVOS PARTICULARES

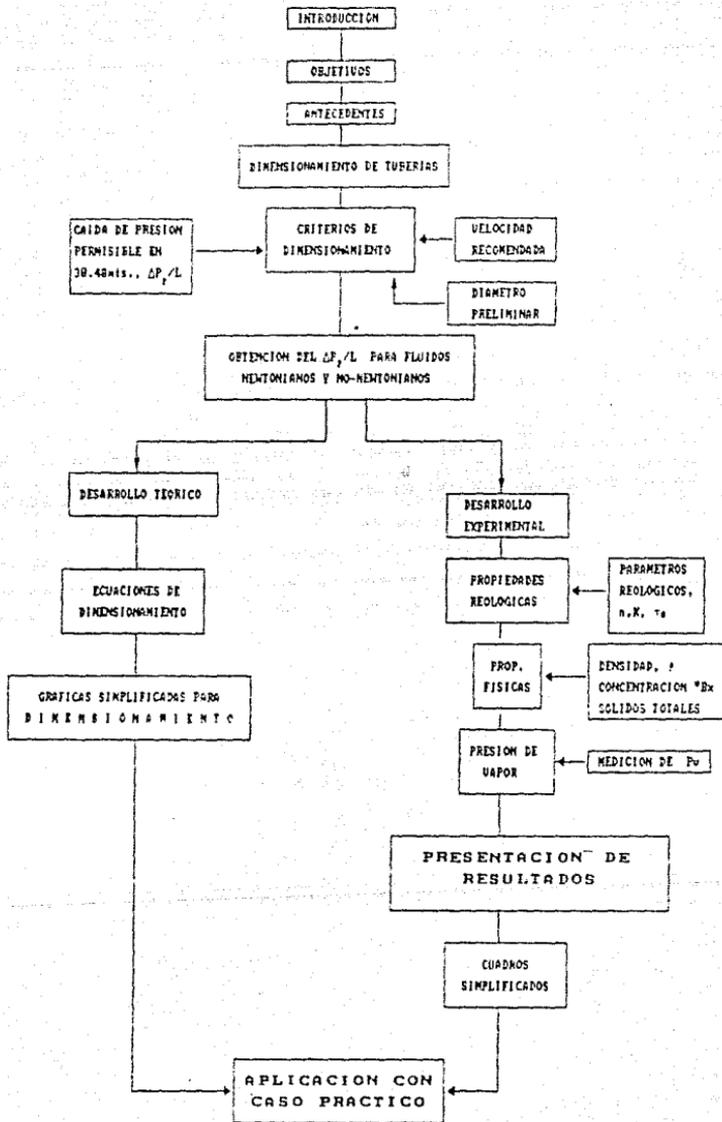
1) Establecer los antecedentes que introduzcan de manera generalizada los conceptos básicos para la aplicación del criterio de $\Delta P_p/L$.

2) Realizar un "Desarrollo Teórico" en donde se planteen ecuaciones y se construyan gráficas para un dimensionamiento preliminar para tuberías de proceso.

3) Determinar las propiedades de diferentes fluidos alimenticios como son los parámetros reológicos (n , K , τ_0), las propiedades físicas (densidad ρ , sólidos totales S.T., y sólidos solubles $^{\circ}Bx$) y la presión de vapor.

4) Aplicar en un caso práctico el criterio de $\Delta P_p/L$ ejemplificando la forma de realizar un dimensionamiento preliminar por medio de una secuencia de cálculo utilizando las gráficas propuestas y los datos obtenidos experimentalmente.

Estos puntos se resumen de forma esquemática en el cuadro que presenta la estructura de la tesis (Cuadro 1.1)



CUADRO 1.1 ESTRUCTURA GENERAL DE LA TESIS

CAPITULO I

ANTECEDENTES

CAPITULO I

1.1 CLASIFICACION DE LOS FLUIDOS ALIMENTICIOS

Una de las propiedades de transporte más importantes en la caracterización de un fluido es la viscosidad, de ella dependerá el comportamiento hidrodinámico del fluido alimenticio cuando vaya a ser sometido a un proceso.

La definición estricta de viscosidad es la resistencia al flujo indicada por el coeficiente de viscosidad dado por la relación de $\tau = -\mu (dv/dy)$; en donde τ es el esfuerzo cortante o fuerza por unidad de área, μ es el coeficiente de viscosidad y dv/dy es el gradiente de velocidades, que es equivalente a la rapidez de deformación. El comportamiento de un fluido descrito por esta ecuación se conoce como comportamiento de Newton.

No obstante, en la industria de alimentos, el término de viscosidad se utiliza ampliamente como un simple parámetro para describir la consistencia de un producto bajo cualquier condición. Esta aproximación da lugar a múltiples confusiones debido al comportamiento de muchos fluidos alimenticios los cuales pueden clasificarse de manera muy general como fluidos no-Newtonianos, así mismo éstos no pueden ser descritos por una relación tan sencilla como la de Newton. Por lo tanto el estudio del comportamiento al flujo de este tipo de fluidos requiere de mediciones acerca de las propiedades mecánicas, de tal forma que la reología será su área de trabajo y la Reometría será la herramienta que permita aproximarse a la mecánica de fluidos no-Newtonianos.

El comportamiento reológico de los fluidos alimenticios depende de su composición y temperatura y puede depender también del esfuerzo cortante, rapidez de deformación y duración de la deformación, así como de sus antecedentes de deformación previa. A los fluidos alimenticios cuyas propiedades reológicas sólo dependen de la concentración y la temperatura y no de la rapidez de deformación, se les llama fluidos Newtonianos.

Ejemplos de fluidos alimenticios Newtonianos se tienen a la leche entera, soluciones de azúcar, jugos de frutas sin pulpa, sodas y bebidas carbonatadas.

En contraste con los fluidos Newtonianos, las propiedades reológicas de los fluidos no-Newtonianos se ven influenciadas por la rapidez de deformación. Comúnmente se clasifican en fluidos independientes del tiempo y dependientes del tiempo.

Como se mencionó anteriormente la palabra "viscosidad" está reservada generalmente para fluidos de comportamiento Newtoniano, pero para fluidos no-Newtonianos la viscosidad a una rapidez de deformación dada es llamada "viscosidad aparente". De aquí que la curva de flujo para un fluido no-Newtoniano no sea lineal a través del origen a una temperatura y presión dadas.

FLUIDOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO

Un fluido no-Newtoniano es independiente del tiempo de cizallamiento si el esfuerzo cortante a cualquier rapidez de deformación es constante con el tiempo, es decir, las propiedades del fluido dependen únicamente de la magnitud del esfuerzo cortante impuesto y no de la duración de la deformación. El tipo de comportamiento de fluidos independientes del tiempo se muestra en la fig. 1.1

Es conveniente hacer una clasificación preliminar entre los fluidos que exhiben un esfuerzo cortante inicial o punto de cedencia y los que no lo exhiben.

Fluidos con punto de cedencia:

El comportamiento de estos fluidos se explica generalmente en términos de una estructura interna tridimensional que es capaz de impedir el movimiento para valores de esfuerzo cortante menores que el valor en el punto de cedencia τ_0 . Para esfuerzos cortantes mayores que el punto de cedencia, la estructura se colapsa

completamente, permitiendo que ocurra el movimiento cortante. Se considera que la estructura interna se recupera internamente cuando el esfuerzo cortante τ se vuelve menor que τ_0 .

Como ejemplos de éstos tenemos a los fluidos del modelo Herschel-Bulkley (H-B) como salsa catsup, salsas molidas mexicanas, mayonesas bajas en calorías, aderezos y sopas tipo crema. Este tipo de fluidos semejan el comportamiento de un fluido pseudoplástico con esfuerzo inicial.

Otro modelo es el Plástico de Bingham que describe a diferencia del H-B una curva de flujo lineal.

Fluidos sin punto de cedencia:

a) Pseudoplásticos.- La mayoría de los fluidos no-Newtonianos se encuentran en esta categoría. En estos fluidos la viscosidad aparente disminuye al incrementarse la rapidez de deformación.

En muchos casos este comportamiento puede atribuirse a la presencia de sustancias en solución de alto peso molecular y/o sólidos dispersos en la fase fluida. Ejemplos de fluidos pseudoplásticos son los purés de frutas y hortalizas, yogurt para beber, pulpas de frutas, jugos concentrados, leche condensada azucarada, chocolates fluidos, etc.

b) Dilatantes.- En estos tipos de fluidos la viscosidad aparente incrementa al incrementarse la rapidez de deformación. Se han encontrado muy pocos fluidos alimenticios que presenten este tipo de comportamiento.

FLUIDOS DEPENDIENTES DEL TIEMPO

Se dice que un fluido no-Newtoniano es dependiente del tiempo si el esfuerzo cortante cambia con la duración de la deformación, en otras palabras, la viscosidad aparente a cualquier tiempo depende de la magnitud de una previa agitación o deformación del líquido. El

comportamiento de fluidos dependientes del tiempo se muestra en la fig. 1.2. Se clasifican en 2 grupos:

a) Tixotrópicos.- En estos fluidos la viscosidad aparente decrece con el tiempo a una rapidez de deformación dada, esto es debido a que el esfuerzo cortante disminuye reversiblemente con el tiempo para una velocidad de deformación dada a temperatura constante.

Si se mide la curva de flujo en un solo experimento en que la rapidez de deformación se incrementa uniformemente en el tiempo desde cero hasta un valor máximo y luego se disminuye inmediata y uniformemente hacia cero, se obtiene un rizo de histéresis. Se cree que los mecanismos internos que originan este comportamiento son similares a los de los fluidos pseudoplásticos, aunque mucho más lento. Ejemplos de éstos tenemos a las mayonesas, aderezos, yogurt, melazas y algunos tipos de almidones.

b) Reopécticos.- En estos fluidos la viscosidad se incrementa con el tiempo, muestran un incremento reversible en el esfuerzo cortante con el tiempo a una rapidez de deformación dada, bajo condiciones isotérmicas. Se puede obtener también un rizo de histéresis en la misma forma que se hace con los materiales tixotrópicos. Frecuentemente se explica el comportamiento reopéctico en forma similar al dilatante.

Ref's.: (Boyer, D.V. y Liu, C.; 1974, Geankoplis, C.J.; 1982, Heldman, D.R. y Singh, R.P.; 1981, Rao, M.A. y Anantheswaran, R.C.; 1982, Skelland, A.H.P. ; 1967, Sultan, A.A.; 1989)

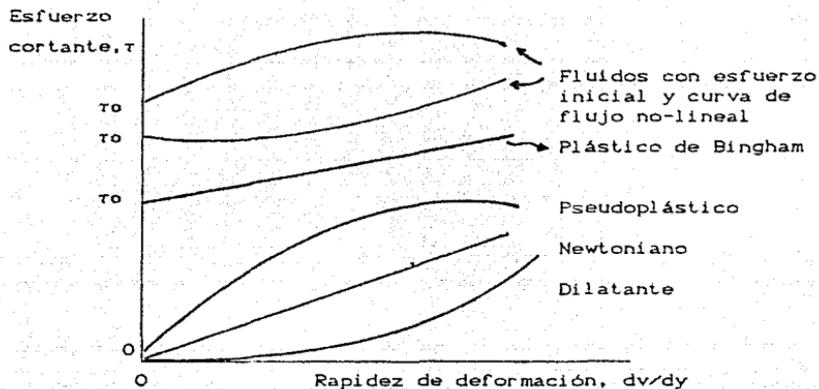


Fig. 1.1 Curvas de flujo en coordenadas cartesianas para varios tipos de fluidos independientes del tiempo

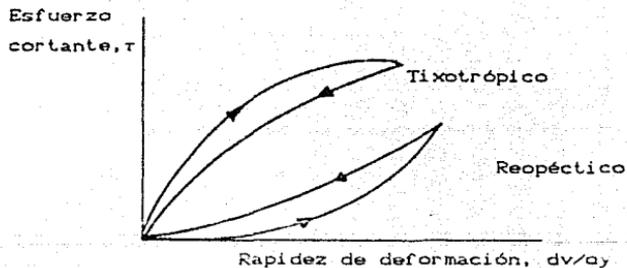


Fig. 1.2 Curvas de flujo para fluidos dependientes del tiempo

1.1.1 MODELOS REOLOGICOS

Pueden usarse numerosos modelos matemáticos para describir el flujo viscosimétrico de fluidos no-Newtonianos. El comportamiento de flujo de muchos fluidos alimenticios y otros materiales pueden describirse por el modelo propuesto por Herschel-Bulkley (1926), referido en el artículo que presentan García y Steffe (1986)

$$\tau = \tau_0 + K\dot{\gamma}^n \quad (1.1)$$

donde:

- τ = esfuerzo cortante en la pared, (Pa)
- τ_0 = punto de cedencia o esfuerzo inicial, (Pa)
- K = índice de consistencia, (Pa. segⁿ)
- n = índice de comportamiento, adimensional
- $\dot{\gamma}$ = rapidez de deformación, (seg⁻¹)

Esta ecuación comúnmente se denomina modelo de Herschel-Bulkley (H-B) pero ha sido referido de muchas formas; Bingham generalizado, tipo mixto y fluido pseudoplástico con esfuerzo inicial. Este modelo se simplifica para el modelo de la Ley de la Potencia o de Ostwald de Waele-Nutting cuando $\tau_0 = 0$

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad (1.2)$$

La ecuación (1.1) se reduce al modelo plástico de Bingham cuando $n=1$ y $K=\eta$.

$$\tau = \tau_0 + \eta\dot{\gamma} \quad (1.3)$$

donde η = viscosidad plástica en Pa.s

Los fluidos Newtonianos pueden describirse por la ecuación (1.1) cuando $\tau_0=0$, $n=1$ y $K=\mu$

$$\tau = \mu\dot{\gamma} \quad (1.4)$$

1.2 LA ECUACION DE BALANCE DE ENERGIA APLICADA A UN SISTEMA DE FLUJO ESTACIONARIO

En un sistema con flujo estacionario, se permite que tanto la masa como la energía crucen las fronteras del sistema, pero al especificar que el proceso es estacionario se limita a aquellos sistemas que no dependen del tiempo. Si consideramos un proceso continuo en el que solamente una corriente entra y sale del sistema (fig.1.3), a la entrada, fluyen \dot{m} (kg) de fluido por segundo y la misma cantidad sale. A la entrada el fluido tiene una presión p_1 , un volumen específico V_1 , una energía interna u_1 y una velocidad v_1 . A la salida tiene magnitudes semejantes expresadas por p_2 , V_2 , u_2 y v_2 . El fluido entra y sale a diferentes alturas, en tanto que el trabajo y el calor atraviesan la frontera en ambas direcciones.

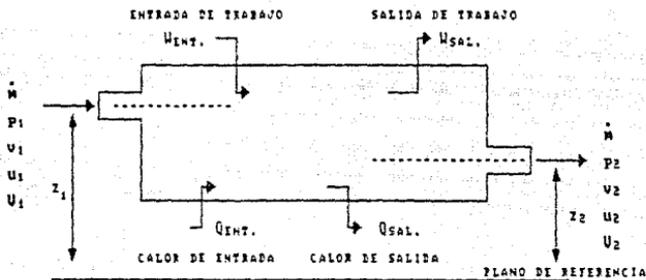


Fig. 1.3 Sistema de flujo permanente, (Irving Granet, P.E.; 1999)

Para un proceso continuo el estado y la velocidad del fluido son uniformes y permanecen constantes en las secciones de entrada y salida.

Al aplicar la Primera Ley de la Termodinámica a un sistema es necesario adherirse a las convenciones matemáticas escogidas para las magnitudes positivas y negativas de energía (hay que notar que Q y W pueden ser + ó -, y aún nulos). así mismo, es indispensable que se incluyan en el análisis todos los términos pertinentes de energía. Para sistemas de flujo estacionario se pueden identificar seis términos de energía (Cuadro 1.2) que se aplican a las diferentes situaciones.

La Primera Ley para el sistema que se muestra en la fig. 1.3 se expresa enunciando que toda la energía que entra al sistema debe ser igual a toda la energía que sale del sistema.

BALANCE DE ENERGIA				
ENTRADA DE ENERGIA			SALIDA DE ENERGIA	
	(Btu/lb)	(S. I.)	(Btu/lb)	(S. I.)
Energia potencial	$\frac{z_1 g}{Jg_c}$	$z_1 g$	$\frac{z_2 g}{Jg_c}$	$z_2 g$
Energia cinetica	$\frac{v_1^2}{2\alpha g_c J}$	$\frac{v_1^2}{2\alpha}$	$\frac{v_2^2}{2\alpha g_c J}$	$\frac{v_2^2}{2\alpha}$
Energia interna	u_1	u_1	u_2	u_2
Trabajo de flujo	$\frac{p_1 V_1}{J}$	$p_1 V_1$	$\frac{p_2 V_2}{J}$	$p_2 V_2$
Trabajo de flecha	$\frac{W_{ent.}}{J}$	$W_{ent.}$	$\frac{W_{sal.}}{J}$	$W_{sal.}$
Calor	$Q_{ent.}$	$Q_{ent.}$	$Q_{sal.}$	$Q_{sal.}$

Cuadro 1.2 Balance de energía para los términos involucrados, expresados en Unidades Inglesas y del Sistema Internacional (Irving Granet, P.E.; 1988)

Realizando un balance de energía para estos términos encontramos que para un sistema dado, el balance queda expresado en unidades del S.I. como:

$$z_1g + \frac{v_1^2}{2\alpha} + u_1 + p_1V_1 + W_{ent.} + Q_{ent.} \quad (1.5)$$

$$= z_2g + \frac{v_2^2}{2\alpha} + u_2 + p_2V_2 + W_{sal.} + Q_{sal.}$$

La ecuación (1.5) es muy general y expresa la Primera Ley para este sistema, y se puede denominar como "ECUACION GENERAL DE LA ENERGIA". Si de la ec. (1.5) combinamos para formar términos individuales de calor neto y de trabajo neto es posible escribirla como:

$$z_1g + \frac{v_1^2}{2\alpha} + u_1 + p_1V_1 + Q = z_2g + \frac{v_2^2}{2\alpha} + u_2 + p_2V_2 + W \quad (1.6)$$

de esta forma en la ec.(1.6) Q y W representan "valores netos" por unidad de masa de fluido de trabajo.

Además si observamos en la ec.(1.6) el grupo de términos $u+pV$ aparece en ambos miembros, este trabajo pV que es presión-volumen por unidad de masa al combinarse con u que es la energía interna forma el término conocido como ENTALPIA, H.

$$H = u + pV \quad (1.7)$$

Donde la energía total transportada (E) es $(H + \frac{v^2}{2\alpha} + zg)$

Por lo tanto, aplicando la definición de entalpia a la ecuación (1.6) y reagrupando términos tenemos:

$$Q - W = H_2 - H_1 + g(z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} \quad (1.8)$$

Es importante notar que el término α ha sido evaluado experimentalmente para diversos flujos y es 1/2 para flujo laminar y casi 1.0 para turbulento (Skelland, A.H.P.; 1967).

BALANCE GENERAL DE ENERGIA MECANICA

Un tipo de balance de energia más util para el flujo de fluidos, en especial de líquidos, es una modificación del balance de la Ecuación General de Energia que considera a la Energia Mecánica. Este tipo de energia denominado energia mecánica, incluye el término de trabajo, energia cinética, energia potencial y parte del trabajo de flujo del término de entalpia. La energia mecánica es una forma de energia que es, o bien, un trabajo, o bien, una forma que puede transformarse directamente en trabajo. Los otros términos de la ecuación del balance de energia (1.8), los términos de calor y la energia interna, no permiten una conversión simple en trabajo debido a la Segunda Ley de la Termodinámica (todos los procesos naturales son irreversibles) y a la eficacia de la conversión, que depende de las temperaturas. Los términos de energia mecánica, sin embargo, no tienen esta limitación y pueden convertirse casi, en su totalidad, en trabajo. La energia que se convierte en calor o energia interna es trabajo perdido o una pérdida de energia mecánica causada por la resistencia friccional al flujo.

Se puede lograr una mejor visualización de la naturaleza de las pérdidas por rozamiento (fricción) en flujos internos escribiendo un balance de energia en términos de estas pérdidas. Es,

que es la suma de todas las pérdidas por fricción por unidad de masa. Para el caso de flujo estable, cuando una unidad de masa pasa de la entrada a la salida, el trabajo realizado por el fluido, W' , se expresa como:

$$W' = \int_{v_1}^{v_2} p \, dV - E_f \quad (E_f > 0) \quad (1.9)$$

Este trabajo también incluye los efectos de energía cinética y energía potencial. Escribiendo la Primera Ley de la termodinámica para este caso, donde ΔE se transforma en ΔU .

$$\Delta U = Q - W' \quad (1.10)$$

donde Q representa el calor de entrada y W' el trabajo producido en un volumen de control.

La ecuación que define la entalpía, ec.(1.7) puede escribirse como:

$$\Delta H = \Delta U + \Delta pV = \Delta U + \int_{v_1}^{v_2} p \, dV + \int_{p_1}^{p_2} V \, dp \quad (1.11)$$

Sustituyendo la ec.(1.9) en la (1.10) y combinando el resultado con la ec.(1.11) se obtiene:

$$\Delta H = Q + E_f + \int_{p_1}^{p_2} V \, dp \quad (1.12)$$

El valor de la integral de la ec. (1.12) depende de la ecuación de estado del fluido y de la trayectoria del proceso. Si el fluido

es un fluido incompresible, como lo es este caso, la integral se transforma en $(p_2 - p_1)$.

Finalmente, sustituyendo la ec.(1.12) en la ec.(1.8) y $1/\rho$ por volumen (V), se obtiene la ECUACION DEL BALANCE GENERAL DE ENERGIA MECANICA.:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + E_f + W = 0 \quad (1.13)$$

Para unidades inglesas, los términos de energía cinética y potencial de la ec. (1.13) se dividen entre g_c .

De la ec. 1.13 el cálculo del trabajo requerido de bombeo (W) es negativo ($-W =$ valor positivo de ΔE), esto indica la adición de trabajo al sistema; en el segundo caso cuando el trabajo es positivo ($-W =$ valor negativo de ΔE), indica que no es necesario adicionar trabajo requerido por bombeo.

La mayoría de los problemas involucran el cálculo del trabajo requerido (W) para bombeo y selección del motor para predecir el funcionamiento de un sistema existente con nuevos productos (teniendo diferentes propiedades) o requerimientos del proceso. Los términos de energía de presión (P/ρ) y la energía potencial ($Z g/g_c$) no son función de las propiedades del fluido y no causan ningún problema fuera de lo común cuando se trata con materiales no-Newtonianos.

1.2.1 COMPARACION DE LAS ECUACIONES DEL FACTOR DE FRICCIÓN PARA FLUIDOS NO-NEWTONIANOS EN FLUJOS DE TUBERIAS

FACTOR DE FRICCIÓN

El factor de fricción se puede definir en términos del tensor

de esfuerzo en la pared de la tubería, como sigue: (Churchill, S.T.; 1977)

$$f = \tau v / \rho v^2 \quad (1.14)$$

El esfuerzo cortante en la pared puede relacionarse con los gradientes de presión, elevación y velocidad por un balance de fuerza y momentum, como:

$$\tau v = \frac{D}{4} \left[\frac{-dP}{dL} \right] - \frac{g \rho D}{4} \left[\frac{-dz}{dL} \right] + \frac{w}{\pi D} \left[\frac{-dv}{dL} \right] \quad (1.15)$$

Esta ecuación es exacta si la velocidad media del momentum se usa en el lado derecho de la derivada. Sin embargo, la velocidad media volumétrica

$$v_t = 4w / \pi D^2 \rho \quad (1.16)$$

proporciona una aproximación precisa y razonable. Por lo que se puede reescribir la ecuación (1.15) mas convenientemente en términos de la densidad del fluido (ρ) y el flujo másico (w) por la combinación de la ecuación (1.14) y (1.15) y reemplazando v con w y ρ a través de la ec. (1.16) dando:

$$f = \frac{\pi^2 D^5 \rho}{64 w^2} \left[\frac{-dP}{dL} \right] + \frac{\pi^2 D^5 \rho^2 g}{64 w^2} \left[\frac{-dh}{dL} \right] + \frac{D}{4 \rho} \left[\frac{dw}{dL} \right] \quad (1.17)$$

El factor de fricción definido por la ec. (1.14) y expandido en la ec. (1.17) está relacionado con los factores de fricción comunes de Fanning y Darcy, como sigue:

$$f = f_r / 2 = f_D / 8 \quad (1.18)$$

Cuando sólo se consideran los gradientes de presión (pérdida de energía por tramo recto de tubería) la ec. (1.17) queda definida

solo por el término de gradiente de presión y el factor de fricción común de Fanning queda expresado como:

$$fF = \frac{D}{2Lv^2} \left(\frac{-\Delta P}{\rho} \right) \quad (1.19)$$

donde v = velocidad promedio en el tubo

PERDIDAS DE ENERGIA DEBIDO A LA FRICCION

Si se establece el balance de energía mecánica para un fluido que fluye en una tubería de diámetro constante y al ser las energías potencial y cinética iguales a cada punto y al no haber ni calor ni trabajo adicionado o consumido, las diferencias de presión observadas corresponden a las pérdidas de energía debido a la fricción.

$$E_f = \frac{P_1 - P_2}{\rho} \quad (1.20)$$

Sustituyendo esta relación en la ecuación (1.19) se obtiene una expresión que puede predecir las pérdidas de energía (E_f) si se conoce el factor de fricción.

Además de las pérdidas de energía debido a la fricción, deben ser calculadas para incluirse aquellas causadas por accesorios (contracciones, expansiones, válvulas, etc.), así como las causadas en el equipo de proceso. Las pérdidas totales por fricción pueden escribirse como:

$$E_f = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = \frac{2fLv^2}{D} + \sum_{i=1}^b \frac{K_i v^2}{2} + E_f \text{ e. p.} \quad (1.21)$$

En esta relación matemática, el término que contiene el factor de fricción de Fanning (f) se refiere a las pérdidas por tramo recto de tubería y el término que contiene el coeficiente de resistencia (K_f) se refiere a las pérdidas adicionales en términos de una cabeza de velocidad equivalente debida al accesorio, el cual es único para cada accesorio en particular. Se requieren diferentes valores de velocidad (V), K_f y (f) cuando el sistema de bombeo incluye tuberías que tienen diferentes diámetros. Además, se deben tomar en cuenta las pérdidas debido a equipos de proceso (como intercambiadores de calor) las cuales se deben agregar al término de E_f .

Las pérdidas por fricción en válvulas y accesorios pueden ser evaluadas con los coeficientes de resistencia (K_f) o si se conoce su longitud equivalente de tubería (L_{eq}). Ambos coeficientes son relacionados por la ecuación:

$$K_f = f L_{eq}/D \quad (1.22)$$

El concepto de L_{eq} es un término que representa una longitud hipotética de tramo recto de tubería que origina la misma pérdida de energía por fricción que la que proporcionaría el accesorio o la válvula en cuestión. Este concepto es útil porque de esta forma se pueden sumar las ΔF de válvulas o accesorios (expresados en L_{eq} con tramos rectos de tubería para propósitos de computación de datos. Sin embargo el concepto del coeficiente de resistencia permite una estimación más directa de pérdidas de presión.

Aunque K_f debe ser constante para accesorios o válvulas que son geoméricamente similares, el K_f de los accesorios comerciales decrece conforme se incrementa el diámetro. Parte de esta variación se debe a la falta de un escalamiento geométrico y otra es debido al análisis que ignora una posible dependencia con el número de Reynolds según lo refiere Steffe, (1984) el cual muestra que los coeficientes de resistencia para válvulas y accesorios se

incrementan claramente con el decrecimiento del número de Reynolds en condiciones de flujo laminar para fluidos no-Newtonianos.

El factor de fricción para flujo laminar de fluidos Newtonianos, de la Ley de la Potencia. Plásticos de Bingham y H-B se pueden obtener de una sencilla relación. No obstante, existen numerosas correlaciones para estimar el factor de fricción de estos fluidos bajo condiciones de flujo turbulento; en casos poco usuales (para fluidos alimenticios) cuando el flujo es turbulento, los métodos para el cálculo del factor de fricción de Hanks (1978) y Torrance (1963) pueden ser consultados. También se puede recurrir al artículo que presentan García y Steffe (1985) en donde se encuentran un sumario y comparación de todas las diferentes relaciones que se han desarrollado para el factor de fricción en flujo turbulento.

A continuación se presentan las ecuaciones que relacionan al factor de fricción con otros números adimensionales en régimen laminar:

En condiciones de flujo laminar, el factor de fricción puede ser encontrado por un método que fue descrito por Hanks (1978) para fluidos H-B.

$$f = \frac{16}{\psi Re} \quad (1.23)$$

en donde Re, es el número de Reynolds generalizado y se define como:

$$Re = \frac{D^n (v^{2-n}) \rho}{8^{n-1} K \left[\frac{3n+1}{4n} \right]^n} \quad (1.24)$$

y

$$\psi = (1+3n)^n (1-\epsilon_0)^{(4-n)} \left[\frac{(1-\epsilon_0)^2}{(1+3n)} + \frac{2\epsilon_0(1-\epsilon_0)}{(1+2n)} + \frac{\epsilon_0^2}{(1+n)} \right]^n \quad (1.25)$$

donde ϵ_0 es un número adimensional, que va de 0 a 1

$$\epsilon_0 = \frac{\tau_0}{\tau_w} = \left[\frac{\tau_0}{\frac{D\Delta P}{4L}} \right] = \left[\frac{\tau_0}{\frac{1}{2} f \rho v^2} \right] \quad (1.26)$$

τ_0 = esfuerzo de corte inicial, Pa

τ_w = esfuerzo cortante en la pared, Pa

ΔP = caída de presión debida a la fricción

ϵ_0 puede también escribirse como una función implícita del Re y como una generalización del número, de Hedstrom Potencia ($He_{pot.}$), (Hanks, 1978).

$$Re = 2 He \left[\frac{n}{3n+1} \right]^2 \left[\frac{\psi}{\epsilon_0} \right]^{2-n/n} \quad (1.27)$$

donde

$$He = \frac{D^2 \rho}{K} \left[\frac{\tau_0}{K} \right]^{2-n/n} \quad (1.28)$$

Para fluidos de la ley de la Potencia y Newtonianos, el factor de fricción puede ser estimado directamente de la ec.(1.23) puesto que $\epsilon_0=0$ y $\psi = 1$ cuando $\tau_0=0$. Para fluidos plásticos de Bingham y H-B, el factor de fricción se calcula por iteración usando la ec.(1.26). Una vez que ϵ_0 se conoce, el factor de fricción se calcula de las ecuaciones (1.23), (1.24) y (1.25).

Como se mencionó anteriormente los fluidos alimenticios no-Newtonianos raramente fluyen en condiciones turbulentas, de todos

modos, es importante verificar las condiciones de flujo para cualquier diseño de proceso en consideración.

FACTOR DE FRICCIÓN PARA PLÁSTICOS DE BINGHAM

Una descripción exacta de la pérdida por fricción para plásticos de Bingham en condiciones de flujo laminar totalmente desarrollado a través de una tubería fue publicado primeramente por Bingham según lo refiere en su artículo Darby y Nelson, (1981). Su expresión puede ser reescrita en forma adimensional como sigue:

$$f_L = \frac{16}{Re} \left[1 + \frac{He}{8Re} - \frac{He^4}{3f_L^3 Re^4} \right] \quad (1.29)$$

donde Re es el número de Reynolds Bingham ($Dv\rho/\eta_m$), η =viscosidad plástica o viscosidad límite, y He es el número de Hedstrom Bingham ($D^2\rho\tau_0/\eta^2$). La ecuación (1.29) está implícita en f_L , el factor de fricción laminar, pero puede resolverse fácilmente ya sea por el método numérico de Newton o por iteración.

Puesto que el último término en la ecuación (1.29) es normalmente pequeño, el valor de f que se obtiene por omitir este término usualmente es un buen punto de partida para una solución iterativa.

1.2.2 ENERGIA CINÉTICA EN FLUJO LAMINAR

El promedio de la energía cinética por unidad de masa de un fluido es necesario en la aplicación del balance total de energía mecánica, ec.(1.13).

El problema principal en calcular las pérdidas por energía cinética es la determinación de un factor de corrección.

Para fluidos de la Ley de la Potencia, el factor de corrección de energía cinética se puede obtener a partir de la distribución del perfil de velocidades para flujo laminar en tuberías. (Skelland, A.H.P.; 1967), en donde la energía cinética promedio por unidad de masa queda definida como:

$$\frac{E_{\text{promedio}}}{\text{unidad de masa}} = \frac{v^2}{2\alpha g_c} \quad (1.30)$$

donde

$$\alpha = \frac{(2n+1)(5n+3)}{3(3n+1)^2} \quad (1.31)$$

En el siguiente cuadro se resumen los valores de α para diferentes tipos de fluidos.

Flujo	Fluido	α
Laminar	Newtoniano	0.5
Turbulento	Newtoniano	1.0
Laminar	Potencia, Ostwald de Waelle	(Skelland, 1967) $\alpha = \frac{(2n+1) \cdot (5n+3)}{3(3n+1)^2}$
Turbulento	Potencia	1.0
Laminar	Herschel-Bulkley	(Steffe y Osorio, 1984) $2\alpha = \left[2(1+3n+2n^2+2n^2\epsilon_0+2n\epsilon_0+2n^2\epsilon_0^2) \cdot (2+3n)(3+5n)(3+4n) \right] /$ $\left[\left[(1+2n)^2 \cdot (1+3n)^2 \right] \left[18+n(105+66\epsilon_0) + n^2 \cdot (243+306\epsilon_0 \right. \right.$ $\left. \left. + 85\epsilon_0^2) + n^3(279+522\epsilon_0+350\epsilon_0^2) + n^4(159+390\epsilon_0+477\epsilon_0^2) \right. \right.$ $\left. \left. + n^5(36+108\epsilon_0+216\epsilon_0^2) \right] \right]$
Turbulento	Herschel-Bulkley	1.0

Cuadro 1.3 Valores de α para diferentes tipos de fluidos.
(Martínez, P.; 1990)

En el cuadro (1.3) se define por la ec.(1.26) para fluidos Herschel-Bulkley. El factor de corrección α puede también calcularse gráficamente ya que como se muestra en el cuadro (1.3) la ecuación es muy laboriosa, por esta razón los mismos autores representan los resultados en forma gráfica (fig. 1.4)

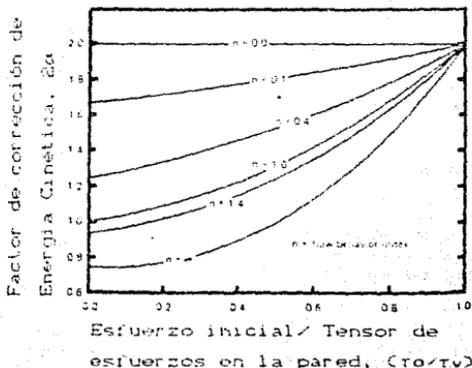


Fig. 1.4 Factor de corrección de la energía cinética para fluidos Herschel-Bulkley contra v_0/v_w para diferentes valores del índice de comportamiento, (Osorio, F.A. y Steffe, J.F.; 1984).

La contribución de las diferencias de energía cinética en la caída de presión total en el sistema generalmente es muy pequeña y puede ignorarse. Las velocidades v_1 y v_2 pueden ser muy cercanas y α usualmente se encuentra entre 0.37 y 1.0 (fig. 1.4). Ya en la práctica con valores constantes de n (para materiales alimenticios es típico un intervalo de 0.2 a 0.6 para n), la variación de α es pequeña sobre el sistema de bombeo.

1.3 SELECCION DE BOMBAS PARA FLUIDOS ALIMENTICIOS

El principal problema en la selección de una bomba es el enlazar el entendimiento del comportamiento de un fluido no-Newtoniano con los datos de bombas dados por el fabricante. El funcionamiento de las bombas se debe establecer por pruebas (Hydraulic Institute, 1983) que usualmente se realizan con fluidos Newtonianos (en su mayoría agua); de aquí la dificultad de enlazar los parámetros del sistema y las propiedades de los fluidos no-Newtonianos con los datos de funcionamiento de bombeo para fluidos Newtonianos.

Los datos para las bombas Waukesha (Abex Corp., 1980) que son bombas muy comunes de desplazamiento positivo de tipo rotatorias, proveen información de su funcionamiento para fluidos Newtonianos con un intervalo de viscosidades desde 1 a 100,000 cP, arriba de este intervalo no son muy recomendables.

La capacidad de este tipo de bombas depende del desplazamiento volumétrico de los rotores, así que las dimensiones de la bomba son muy importantes para el dimensionamiento preliminar. La dimensión inicial se basa solamente en el gasto y la viscosidad.

Esta viscosidad sin embargo, es para fluidos Newtonianos, así que se puede utilizar un parámetro alternativo, denominado viscosidad efectiva.

La viscosidad efectiva (μ_e) es un término que se usa para describir el efecto real de la viscosidad para las velocidades de corte que existen en la bomba y el sistema de bombeo a las condiciones de diseño.

La mayoría de las pruebas y datos empíricos para las bombas y los sistemas de bombeo se han desarrollado usando fluidos Newtonianos en un amplio intervalo de viscosidades. Cuando se trabaja con fluidos no-Newtonianos, el término alternativo de viscosidad efectiva se utiliza para representar las características viscosas de los fluidos como si estos fueran Newtonianos para las condiciones

dadas de velocidad de corte y temperaturas. De esta forma, la μ_e se puede utilizar para computación de datos, en cartas, gráficas y manuales de información.

No siempre es obvio que tipo de comportamiento viscoso pueda presentar un fluido. Lo importante de esto, es el considerar la velocidad de corte que existirá en la bomba y en el sistema de bombeo acorde a las condiciones de diseño, ya que no es extraño el encontrar viscosidades efectivas tanto como 1/20 a 1/50 de las viscosidades medidas por instrumentos estándar.

Para efectos de cálculo la μ_e puede definirse como la viscosidad que hace a la ecuación de Hagen-Poiseuille propia para cualquiera de las condiciones de flujo laminar (Skelland, A.H.P.; 1967) para fluidos independientes del tiempo, esto se expresa en forma matemática como: (Steffe, J.F. y Morgand, R.G.; 1986)

$$\mu_e = \left[\frac{\Delta P}{L} \right] \cdot \left[\frac{\pi D^4}{128 Q} \right] \quad (1.32)$$

Sustituyendo las pérdidas de fricción por unidad de masa, para tramo recto de tubería ec.(1.21) en la ec. (1.32), con el gasto en términos de velocidad ($Q = \pi D^2 v / 4$) y la velocidad en términos de flujo másico ($v = 4 \dot{m} / \pi \rho D^2$), obtenemos:

$$\mu_e = \frac{f_m}{4 \pi D} \quad (1.33)$$

La viscosidad efectiva no debe confundirse con la viscosidad aparente (μ_a) que se define como una función exacta de la razón de corte y para un fluido no-Newtoniano se escribe como:

ley de la Potencia:

$$\mu_a = K \dot{\gamma}^{n-1} \quad (1.34)$$

b)Herschel-Bulkley:

$$\mu_a = k\dot{\gamma}^{n-1} + \tau_0\dot{\gamma}^{-1} \quad (1.35)$$

Como se puede observar en la ec.(1.33) el diámetro de la tubería se requiere en el cálculo de la μ_e , sin embargo se puede utilizar el tamaño de abertura a la succión de la bomba en consideración. Una vez calculada la μ_e se debe verificar que se encuentre dentro del rango operacional del tamaño de bomba que se seleccione.

LIMITACIONES EN LA PRESION DE DESCARGA

La presión en el lado de descarga de una bomba se debe calcular con la certeza de que no sean excedidas las limitaciones más altas de presión, esto se refiere a la diferencial de presión que la bomba puede soportar entre la succión y la descarga, como ejemplo de esto, las bombas Waukesha (Serie Universal) pueden soportar una presión diferencial de 1,379 kPa (200lb/in²). Este análisis es acompañado por la aplicación de la ecuación de Bernoulli (ec. 1.13) entre la descarga de la bomba y el punto de salida del sistema, en donde a la descarga $v_1=v_2$, y $W=0$.

VELOCIDAD DE LA BOMBA

La capacidad de una bomba de desplazamiento positivo está determinada por el desplazamiento volumétrico de los rotores. Los datos para el tamaño de la bomba seleccionado, incluyendo el flujo volumétrico a la salida como una función de la velocidad de la bomba, presión de descarga y viscosidad son dados por el fabricante.

Es necesario aumentar la velocidad de la bomba para mantener

una cantidad de flujo adecuada debido al fenómeno de deslizamiento o retorno de flujo que se da entre el rotor y la cavidad de la bomba lo cual reduce el nivel de flujo volumétrico o producto a la salida por revolución de bombes. Para fluidos no-Newtonianos de alta viscosidad, el deslizamiento o retorno de flujo en la bomba, generalmente no es un problema, por lo que las características de funcionamiento de la bomba se pueden especificar a una presión de descarga cero. Con materiales no-Newtonianos de baja viscosidad, permanece la duda de cual es la μ_e que debe utilizarse para el análisis del deslizamiento. (Steffe, J.F. y Mergand, R.G.; 1986). El término establecido en la ec.(1.35) resulta inapropiado ya que las velocidades de corte que se encuentran en la bomba pueden ser sin duda mucho más altas que las que se encuentran en la tubería. En el caso de que surja una situación cuestionable, se puede considerar el aumentar la velocidad de la bomba utilizando para ello un dispositivo que limite el flujo (como una válvula) para controlarlo a la salida.

Por lo tanto, para un sistema dado, la velocidad de la bomba se puede calcular con base en el desplazamiento volumétrico de los rotores que ésta tenga según el tamaño de bomba seleccionado:

$$v_b = \left[\frac{m}{\rho \cdot 60} \right] / d \quad (1.35)$$

donde:

v_b = velocidad de la bomba (rev/min)

d = desplazamiento (m^3 /rev)

m = g/s , ρ = kg/ m^3

1.3.1 PRESION DE ENTRADA REQUERIDA

Las bombas no pueden operar adecuadamente si la presión a la entrada de ésta es insuficiente para llenar su cavidad. Esta presión denominada "presión de entrada neta requerida" (NIPR) en N/m^2 o lb/in^2 abs., se determina experimentalmente y se publica para cada bomba por el fabricante. El NIPR es función del diseño de la bomba y varía primordialmente con la velocidad de la bomba y la viscosidad del fluido.

Esta presión de entrada neta requerida se compara con la "presión de entrada neta disponible" (NIPA), que se calcula investigando el lado de entrada del sistema de bombeo, es decir, calculando la presión de succión en la bomba. Nuevamente se hace uso de la ec. de Bernoulli aplicada al sistema de bombeo desde el punto inicial del sistema hasta la succión. El NIPA por lo tanto, es función del diseño del sistema y solo se puede determinar si se conocen las características del sistema y del líquido que se va a bombear.

La presión a la succión será negativa lo cual indica una presión menor a la atmosférica, como esta presión se calcula como una presión manométrica, se debe expresar en términos de presión absoluta ($P_{abs.} = P_{man} + P_{atm}$) en unidades de N/m^2 o lb/in^2 abs. Para determinar el NIPA se debe restar la presión de vapor del fluido (P_v) a la P absoluta de succión. De esta forma el NIPA se calcula como una presión absoluta, a saber:

$$NIPA = P_{succión} - P_v(\text{fluido}) \quad (1.37)$$

Como el dato de P_v para fluidos alimenticios es difícil de obtener, generalmente se asume que la mayoría de los fluidos alimenticios tienen un alto contenido de humedad por lo que se puede recurrir a las tablas de vapor para el agua, sin embargo esto no es muy recomendable ya que la P_v está en función de la temperatura y concentración, esta última característica varía considerablemente

dependiendo del tipo de fluido alimenticio que se esté manejando ya que no es lo mismo un jugo de alta concentración que un yogurt o un néctar.

Una vez determinado el NIPA este se compara con el NIPR dado por el fabricante, si el NIPR es mucho menor al NIPA significa que la bomba no tendrá ningún problema de cavitación.

$$\text{NIPR} \ll \text{NIPA}$$

Si el NIPA es demasiado bajo para una condición específica de bombeo, como en el punto X, (fig.1.4) la presión en un punto dentro de la bomba o cerca de la succión, será menor a la presión de vapor del fluido. El fluido se vaporizara y ocupará las cavidades de la bomba en vez del fluido. Por consecuencia, se reduce la capacidad de bombeo de la bomba, el colapso de este vapor en la bomba ocasiona cavitación que es la causa del ruido y además una operación insuficiente que frecuentemente daña la bomba.

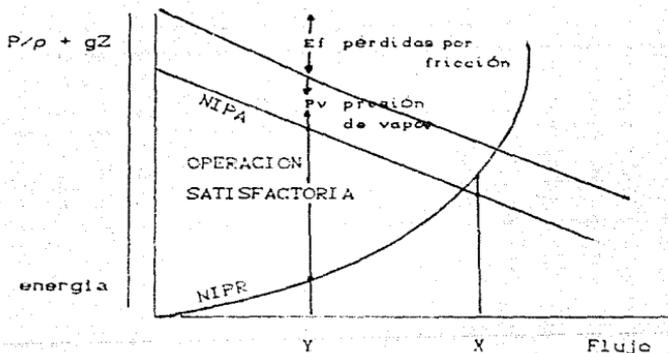


Fig. 1.5 Comparación del NIPA respecto al NIPR para una zona de operación satisfactoria. (Abex Corp.; 1980)

Conforme la viscosidad del fluido aumenta, el efecto se refleja en el NIPA y el NIPR. Las pérdidas por fricción aumentan en forma directamente proporcional a la viscosidad absoluta reduciendo, por lo tanto, el NIPA.

El NIPR de la bomba también se incrementa y ambos actúan rápidamente haciendo que disminuya la zona satisfactoria de operación. Generalmente se puede reducir la velocidad de la bomba para bombear líquidos viscosos. Aún así, existen otros recursos para asegurar la operación en la zona satisfactoria; se pueden realizar cambios en las características del sistema, estos cambios físicos pueden aumentar la zona de operación satisfactoria y asegurar que el NIPA sea mayor que el NIPR, de esta forma, se puede aumentar el diámetro en la línea de succión, disminuir la longitud de ésta, reducir el número de accesorios o incrementar el tamaño de la bomba para un flujo dado lo cual disminuirá el NIPR.

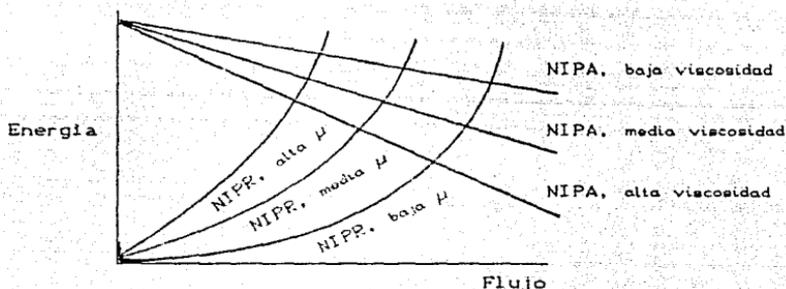


Fig. 1.6 Efecto del NIPA y el NIPR conforme la viscosidad del fluido aumenta. (Abex Corp.; 1980)

REQUERIMIENTOS DE POTENCIA

Los requerimientos totales de potencia para bombeo se determinan por la suma de la potencia hidráulica y la potencia

viscosa. La potencia hidráulica se refiere al trabajo realizado en el bombeo y se debe determinar primeramente aplicando el balance de energía mecánica (ec.1.11) sobre el sistema total de bombeo y resolviendo para el trabajo consumido:

$$-W = g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{\alpha} + E_f \quad (1.38)$$

Hay que notar que $p_1 = p_2$ si en el sistema los tanques están abiertos a la atmósfera y E_f son las que se calculan para los lados de succión y descarga del sistema. Una vez calculado el trabajo se calcula la potencia hidráulica consumida por el producto del trabajo ($-W$ en J/kg) y el flujo másico (\dot{m} en kg/s).

$$\text{Potencia hidráulica consumida} = -W \cdot \dot{m} = \text{J/s} = \text{watt} \quad (1.39)$$

Los requerimientos de potencia viscosa se refieren a las pérdidas de energía en la bomba debido a la fricción. Estas pérdidas se determinan de los datos del fabricante y se encuentran como kw (kilowatts) o hp (caballos de fuerza) para el tamaño de bomba seleccionado. La potencia total requerida para la bomba (algunas veces denominada "potencia al freno" requerida) es:

$$\text{Potencia total requerida} = \text{potencia hidráulica} + \text{potencia viscosa.}$$

Después de que los requerimientos de potencia se calculan, se pueden seleccionar el motor eléctrico apropiado y el sistema de empuje.

1.4 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS

Hoy en día el desarrollo de mejores métodos de dimensionamiento han adquirido gran importancia económica para las industrias de procesos químicos y alimenticios ya que el costo de tuberías es típicamente del 10 al 20% de la inversión total de la planta. (Climpson, L.L. y Weirick, L.M. 1976). El uso de energía más el mantenimiento continuo agrega un costo adicional; por esto claramente se puede ver que las prácticas de dimensionamiento adecuado de las tuberías de una planta pueden influir en la inversión inicial, en los costos de operación y en el arranque de la misma, ya que una tubería mal dimensionada puede ocasionar problemas en el control del sistema, vibraciones, etc. que en algunos casos hacen necesaria una revisión completa y produce retrasos.

Cuando se menciona el dimensionamiento económico, algunos ingenieros inmediatamente piensan en un balance de energía y de inversión de costos para minimizar un costo anual. Se podría decir que una primera aproximación al dimensionamiento involucra primeramente el determinar si el tamaño de la tubería afecta el consumo de energía. Si es así, un óptimo dimensionamiento debe ser tomado en consideración, si no, se puede ignorar y seleccionar otra base como primera aproximación razonable. Así mismo, las siguientes limitaciones para dimensionar se deben tomar en cuenta:

- .caída de presión permisible
- .diseño del drenado de tuberías
- .corrosión y erosión
- .ruido y cavitación
- .distribución de flujo
- .vibración
- .expansión de tuberías y soportes
- .control del proceso

Dentro de las posibles soluciones que existen para el diseño de una planta de proceso industrial, encaminada como se ha dicho al

dimensionamiento de tuberías y tomando en cuenta las limitaciones que existen, han surgido varios criterios manejados de los cuales destacan:

- VELOCIDAD RECOMENDADA
- DIAMETRO ECONOMICO
- CAIDA DE PRESION PERMISIBLE (ΔP_p)

Estos 3 métodos se han desarrollado ampliamente en Ingeniería Química considerando fluidos como los hidrocarburos y han surgido con base en muchos años de experiencia en la industria. Estos métodos consisten en seleccionar un determinado diámetro de tubería a partir del flujo y el tipo de fluido que se maneja (todos de naturaleza Newtoniana), con base en velocidades recomendadas y caídas de presión permisibles, posteriormente se hacen cálculos pertinentes y si son satisfactorios en cuanto a costos globales de instalación y operación se acepta ese diámetro de tubería.

Sin embargo, estos criterios se pueden unificar ya que no están desligados uno del otro sino como se verá más adelante están estrechamente relacionados.

REGLAS DEL DEDO (RULES OF THUMB)

Aunque la literatura acerca del dimensionamiento de tuberías es muy extensa (en la rama de Ingeniería Química) frecuentemente es compleja y no siempre se entiende bien. Debido a esto, muchos ingenieros y técnicos frecuentemente dimensionan utilizando las reglas del dedo, ignorando los principales problemas del dimensionamiento.

Actualmente podemos observar inclusive en la rama de alimentos que existen un confuso número de reglas del dedo para la selección del diámetro de tubería, éstas toman la forma de bases sugeridas tales como "usar de 2 a 4 lb/in² por 100ft" o limitaciones

tales como "usar 6 ft/s de velocidad máxima." (Simpson, L.L. y Weirick, L.M.; 1976)

Es mejor ignorar tales reglas a menos que uno haya entendido los fundamentos básicos para ellas. Usando el segundo ejemplo para ilustrar la dificultad que esto puede acarrear, se puede considerar el dimensionamiento de una línea cédula 40 para un fluido Newtoniano (leche pasteurizada) con un gasto de 70 GPM. En una tubería de 2 in la velocidad de la leche sería de 6.7 ft/s; en una de 3 in sería de 3 ft/s.

El diseñador podría seleccionar la línea más pequeña y probablemente la alternativa menos cara, pero siguiendo las bases sugeridas, usaría la línea de 3 in de diámetro porque satisface totalmente la regla aprendida. Si él realmente supiera las economías y los posibles problemas con el uso de velocidades y por lo tanto de caídas de presión permisibles, podría darse cuenta de que una tubería incluso menor a 2 in es aceptable con un costo de instalación de sólo 1/3 de la tubería de 3 in.

Las reglas del dedo, por lo tanto, deben ser vistas solo como guías o como una selección auxiliar cuando se empieza a intentar dimensionar y no como leyes inviolables. Normalmente estas reglas representan la experiencia desarrollada por otros diseñadores, por lo que sólo sirven como referencias de ayuda.

En base a estos puntos señalados es necesario considerar las siguientes guías:

- .seleccionar una base de dimensionamiento, evitando las reglas del dedo
- .considerar la configuración especial de la tubería o el fenómeno de flujo que pudiera alterar la selección
- .usar caídas de presión permisibles
- .evitar el uso de tuberías no comerciales
- .considerar asegurar un adecuado soporte para líneas largas de tuberías

evitar el uso de válvulas (excepto válvulas de control) que difieran del tamaño de la tubería
usar un disco de AP friccional aproximadamente 1.3 veces mas grande que el valor calculado para una tubería nueva, para permitir por incertidumbre de estimación y por edad de tubería un buen factor de seguridad.

1.4.1 FUNDAMENTOS DE LOS CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO

1) CRITERIO DE VELOCIDAD RECOMENDADA

Para poder dimensionar tuberías se debe conocer también el tipo de fluido que se maneja en base a velocidades recomendadas en tablas reportadas, (Perry, R.H. y Chilton, C.H.; 1973). Esta velocidad es específica para cada tipo de fluido con el objeto de que esta velocidad sea la óptima para evitar fenómenos como el de la corrosión (debida a una reacción química) y erosión (debido al desgaste por fricción), siendo tal que no rebase la ΔP_p del sistema.

Aparentemente la velocidad óptima depende en gran medida de la densidad del fluido en flujo turbulento (Simpson, L.L.; 1968). El cuadro 1.3 presenta una lista de velocidades óptimas para fluidos en flujo turbulento, de acuerdo con 2 fuentes bibliográficas.

Si observamos el cuadro 1.4 parece que las velocidades económicas dependen de otros factores que de la densidad del fluido específicamente ya que para una misma densidad se recomiendan diferentes velocidades. Entre estos factores están los costos de tubería, costos de energía, y el número de válvulas y accesorios por unidad de longitud de tubería.

VELOCIDAD OPTIMA PARA FLUJO TURBULENTO EN TUBERIAS DE
ACERO

DENSIDAD DEL FLUIDO (lb/ft ³)	VELOCIDAD OPTIMA ¹ (ft/seg)	VELOCIDAD OPT. ² (ft/seg)
100	5.1	8
50	6.2	10
10	10.1	16
1	19.5	31
0.1	39	59
0.01	78	112

Cuadro 1.4 Velocidades recomendadas en función de la densidad del fluido. 1) Perry, R.H. y Chilton, C.H.; 1973. 2) Jogwick, W.H.; 1962

También se pueden encontrar velocidades recomendadas de acuerdo a la viscosidad del fluido y al tipo de flujo (Cuadro 1.5). Estas velocidades son recomendables para pequeñas instalaciones y son representativas de la práctica ordinaria, es decir, que solo son bases sugeridas (reglas del dedo).

Además de esto, el considerar qué tan viscoso o poco viscoso es un fluido y por lo tanto, que velocidad se puede utilizar, resulta ser muy ambiguo por lo que puede suceder que este criterio no se aplique debidamente.

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
liquido ligero, baja viscosidad	flujo por gravedad	0.5-1	0.15-0.30
	entrada a la bomba	1-3	0.3-0.9
	descarga a la bomba	4-10	1.2-3
	línea de proceso	4-8	1.2-2.4
líquidos viscosos	entrada a la bomba	0.2-0.5	0.06-0.15
	descarga a la bomba	0.5-2	0.15-0.6

Cuadro 1.5 Velocidades de fluidos en tuberías (McCabe, W.L. y Smith, J.C.; 1976)

El diseñador frecuentemente no puede utilizar tamaños económicos de tubería debido a varias restricciones que deben ser consideradas en las líneas a dimensionar. Estas restricciones para la mayoría de las líneas dimensionadas, pueden ser enlistadas en la siguiente forma:

.LIMITACIONES DE EROSION

CONTROL DE PROCESO

.CAIDA DE PRESION

Limitaciones de erosión.-

Las altas velocidades pueden disminuir la vida potencial de las tuberías metálicas, haciendo que la instalación sea económicamente inatractiva.

En el mejor de los casos, el diseñador debería consultar especialistas en corrosión y erosión. Los ingenieros de

producción son también una excelente fuente de información acerca de la erosión. Cuando el diseñador no cuenta con datos reportados o consultantes disponibles (esto, en la mayoría de los casos), pero supone una posible erosión, puede limitar arbitrariamente la velocidad de diseño.

Para líquidos es recomendable una velocidad máxima de 5 ft/s (1.6 m/s); (Simpson, L.L.; 1968). Sin embargo, una velocidad óptima como se vió anteriormente no depende únicamente de la densidad del fluido sino del factor de fricción y del número de Reynolds.

Control de proceso. -

Es esencial tener un control preciso de los fluidos para muchos sistemas de tuberías. Para lograr un buen control de flujo en una línea de tubería, se usan las llamadas válvulas de control; las cuales disipan una considerable caída de presión.

Cuando las válvulas de control de flujo forman parte del sistema, se recomienda que la caída de presión a través de la válvula no sea menor que el 30% de la caída de presión total del sistema. Para asegurar que la tubería en el sistema de control esté debidamente dimensionada, el sistema debe ser capaz de sostener un gasto máximo que sea del 21% por encima del gasto de diseño. (Kane, L.; 1987)

Caída de presión. -

La práctica usual para la caída de presión es la de trabajar en términos del gradiente de presión, que es la caída de presión por unidad lineal de tubería ($\Delta P/L$). Entonces, el diseñador debe dimensionar la línea de tal forma que el flujo del fluido origine un gradiente de presión cercano al óptimo económico, por lo que muchas veces se decide dimensionar con ΔP y velocidades bajas; lo cual acarrea grandes errores debido a la imprecisión que se tiene.

2) CRITERIO DE DIAMETRO ECONOMICO

La mayoría de los artículos sobre la determinación del diámetro económico de tubería se basan en los costos altos de tubería con el incremento del diámetro, y bajos costos de presurización con el decremento en la presión del sistema. La sumatoria de las dos curvas resultantes indica la condición para el costo mínimo total (Kent, S.R.; 1973).

Existen otras técnicas disponibles para estimar un diámetro óptimo. Las técnicas más sofisticadas (Perry, R.H. y Chilton, C.H.; 1973) contienen correlaciones de costos de tubería y expresiones analíticas complejas para la estimación explícita del diámetro, dando los factores de costos, gasto y datos de propiedades físicas del fluido. Esta es una buena aproximación, pero debido a la complejidad, se usan generalmente los parámetros promedio y se selecciona una velocidad económica de cuadros reportados de velocidad con respecto a la densidad.

Recientemente se desarrolló un método para fluidos del tipo H-B (García, E.J. y Steffe, J.F.; 1985); este método consiste en determinar el diámetro óptimo de tubería para un fluido fluyendo en condiciones de régimen laminar; en el que para dicho diámetro el costo total de sistema de bombeo es mínimo. Este método explica el costo de sistema de bombeo como una función del diámetro, y de la estación de bombeo así como los costos de operación en función de los requerimientos de potencia. El diámetro óptimo se puede estimar dando las propiedades reológicas del fluido, la densidad, el gasto y los parámetros económicos. Las pérdidas por fricción en accesorios y válvulas se pueden ignorar (según lo menciona el autor) cuando la longitud de tubería es mucho más grande que el diámetro de tubería.

Simpson y Weirick (1978), desarrollaron un método alternativo para un dimensionamiento económico de tubería en flujo turbulento. En vez de estimar el diámetro de tubería que pudiera minimizar un costo anual, ellos estimaron un intervalo de gastos en donde para un diámetro dado puede funcionar más económicamente.

Esta aproximación tiene muchas ventajas sobre la convencional primero, distintos tamaños evitan el tener que ajustar a un diámetro estimado. Segundo, se pueden utilizar costos reales de tubería en vez de costos correlacionados. Tercero, se pueden preparar cuadros de rangos económicos de gastos para reflejar el impacto económico de la tubería, materiales de construcción y válvulas controladoras de caída de presión. Finalmente, estos cuadros económicos se pueden analizar fácilmente.

3) CRITERIO DE CAIDA DE PRESION PERMISIBLE

Es una forma de dimensionar relativamente nueva, por lo que aún no existen graficas que relacionen la presión del sistema con la presión de vapor del fluido para alimentos, como los que existen para hidrocarburos o agua, de donde se obtiene el ΔP_p . (Kent G.R.; 1978).

Estos datos se obtienen bajo el siguiente criterio: asegurar de acuerdo a las condiciones del sistema que la caída de presión por tramo recto de tubería (característico de 100ft, 30.48m) sea gradual y que no exista la posibilidad de llegar a la presión de vapor del fluido por una pérdida excesiva de presión debido a la fricción. Esto provocaría un cambio de fase ocasionando formación de vapor del líquido llegando al punto de flasheo que provoca la denominada cavitación.

La caída de presión se calcula en la línea y si es satisfactoria se acepta ese diámetro de tubería, es necesario decidir cuál es la caída de presión adecuada para el sistema ya que si ésta es alta, los costos de bombeo pueden ser excesivos y si es baja los costos por tubería, válvulas y accesorios son altos y disminuyen los costos por bombeo.

Muchas compañías dedicadas al diseño de tuberías han preparado estándares que especifican caídas de presión admisibles

(ΔP) o velocidades razonables que se usan como guías para calcular el diámetro de tubería. Algunas de estas normas típicas se muestran en el cuadro 1.6.

Estas reglas empíricas han sido probadas durante muchos años por los ingenieros de plantas de procesos químicos y muchas veces ha causado más daño que beneficio ya que a menudo se les ha dado carácter de leyes naturales. El método de velocidad no considera los cambios en la densidad del fluido y el de caída de presión admisible no reconoce que la caída de presión más económica debe ser mayor para tuberías pequeñas que para tuberías de mayor diámetro, además de que no toma en cuenta el cambio de viscosidad para fluidos diferentes al agua.

Tipo de flujo	Velocidad razonable	ΔP admisible debida a la fricción.
descarga de la bomba	$DI/2 + 4$ ft/s	$2 \text{ lb/in}^2 / 100 \text{ ft}$
succión de la bomba	1/3 del anterior	$0.5 \text{ ft-lb/lb} / 100\text{ft}$
flujo por gravedad		$0.2 \text{ ft-lb/lb} / 100\text{ft}$
tubería para agua	5-7 ft/s	

Cuadro 1.6 Caída de presión (ΔP) admisible y velocidad razonable para tuberías de proceso. (Rase, H.F. y Barrow, M.H.; 1979)

Para poder entender el fundamento del criterio de ΔP_p , es necesario describir el concepto de cavitación, fenómeno ocurrido durante el transporte de fluidos en una tubería de proceso.

CAVITACION

Durante el bombeo, un líquido se transporta desde un lado de la bomba al otro lado de ésta, creando un vacío parcial en el espacio una vez ocupado por el líquido. Este espacio en el lado de la

succión, se llena con un líquido nuevo a una mayor presión. En otras palabras, la succión creada "jala" al nuevo líquido a la bomba.

Como se sabe, el punto de ebullición de un líquido varía con la presión. A menor presión, menor será la temperatura a la cual se forme vapor. Si la presión es demasiado baja a la entrada del impulsor, puede ocurrir una vaporización local. En una bomba este fenómeno se denomina cavitación.

La cavitación se reconoce por un sonido crepitatorio en la bomba. Las pequeñas burbujas formadas en el líquido a la entrada se succionan a la bomba. Pero conforme el líquido se transporta a través del impulsor la presión se incrementa y el vapor se condensa rápidamente. Las burbujas se colapsan y pueden causar presiones locales hasta de 100,000 atm. Esta secuencia se repite con alta frecuencia, causando daño al impulsor y substancialmente reduciendo la eficiencia de la bomba.

La cavitación surge cuando la diferencia de presión entre el lado de la succión y el de descarga es muy grande en relación con la temperatura a la cual va a ser manejado el líquido. Por ejemplo si el líquido bombeado tiene una temperatura de 70°C y ebulle a una presión de 0.3 bar ($3 \times 10^4 \text{ N/m}^2$) no se debe permitir que la presión caiga en este valor en cualquier lugar a la succión de la bomba.

La cavitación puede evitarse incrementando la presión en el lado de la succión de la bomba. Esto se puede lograr reduciendo la caída de presión en la línea (diámetro de tubería mayor, línea de tubería más corta, pocas válvulas y codos, etc.). También se puede lograr subiendo el nivel del líquido por encima de la entrada a la bomba, o limitando la velocidad. Otra solución es, claro está, reducir la temperatura del líquido bombeado, a condición de que las consideraciones de proceso lo permitan.

1.5 PRESION DE VAPOR

1.5.1 CONCEPTOS BASICOS

Cuando un liquido fluye a traves de una region donde la presión es menor que su presión de vapor, el liquido ebulle y se forman burbujas de vapor. Estas burbujas son transportadas por el liquido, hasta llegar a una región de mayor presión, donde el vapor regresa al estado liquido de manera súbita, colapsándose bruscamente las burbujas. Este fenómeno como se vio en la sección 1.4.1 se denomina cavitación. Generalmente va acompañado de ruido y vibraciones dando la impresión de que se trata de grava que golpea las diferentes partes del equipo. De aquí, la importancia de conocer las presión de vapor de los líquidos ya que si se producen presiones muy bajas en determinados puntos del sistema se pueden presentar los fenómenos descritos.

PRESION DE VAPOR DE LIQUIDOS

Una de las propiedades más importantes del liquido es su presión de vapor (PV), la cual es característica de cada liquido y es una constante a temperatura dada. Se puede considerar el sistema que se muestra en la figura 1.7

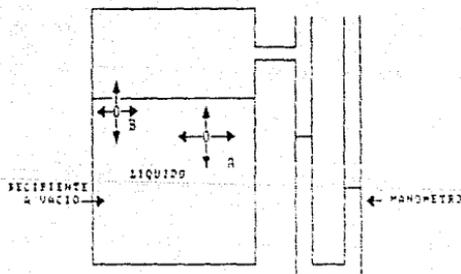


Fig. 1.7 Sistema para medición de presión de vapor

Se coloca el líquido en un recipiente a vacío conectado a un manómetro, de modo que se pueda medir cualquier presión que se desarrolle en un espacio libre sobre el líquido. Todo el sistema se mantiene a una temperatura constante. Considerando la molécula A en el cuerpo del líquido se puede ver que actúan sobre ella las fuerzas de atracción de todas las moléculas a su alrededor, según lo muestran las flechas pequeñas. Como estas fuerzas actúan igual en todas direcciones, el efecto neto es igual a cero y estas fuerzas no afectan al movimiento de traslación de la molécula. Suponiendo que la molécula se mueve hacia la superficie del líquido, a la posición B, por ejemplo, las fuerzas de atracción operan ahora en tal forma que atraen a la molécula hacia el seno del líquido. Si la molécula tiene un movimiento de traslación que tiende a llevarla al espacio exterior a través de la capa de la superficie, la atracción hacia el interior del líquido se opondrá a este movimiento. Una partícula que tenga la velocidad promedio no podrá escapar del líquido, pero si esta molécula tiene una velocidad superior a la promedio posiblemente pueda atravesar la superficie rompiendo las fuerzas presentes en el líquido y pasar al espacio libre como una molécula de gas y se moverá en este espacio en un camino similar a uno de los que se muestran en la figura.

Llegará el momento en que encuentre su camino de regreso al seno del líquido. Una vez que se establece el equilibrio, el número de moléculas que sale de la superficie en un cierto tiempo es exactamente igual al número de moléculas que regresa. Tanto el número de moléculas que sale como el número que regresa depende de la temperatura (T°).

Cuanto mayor es la T° mayor es el número de moléculas con una velocidad mayor que la velocidad promedio, por lo que será mayor el número de moléculas en una unidad de volumen del espacio sobre el líquido. Esto, sumado al hecho de que a la T° más elevada las moléculas gaseosas se mueven mucho más rápido, trae como resultado una presión mayor que las moléculas gaseosas ejercen sobre las

paredes del recipiente. Esta presión cuya magnitud se puede medir con el manómetro, se conoce como LA PRESION DE VAPOR (PV) DEL LIQUIDO.

Por lo tanto, se puede decir que la PV de un liquido a una cierta T° es la PV en equilibrio con el liquido a esa T° . Es importante observar que la PV es independiente del volumen del espacio sobre el liquido y del volumen del liquido.

CAMBIOS DE PRESION DE VAPOR CON LA TEMPERATURA

En términos de la teoría cinética el incremento de la presión de vapor con la T° no se explica fácilmente. Cuando la T° aumenta, una gran proporción de las moléculas adquiere suficiente energía para escapar del liquido y consecuentemente, es necesaria una presión más alta para establecer el equilibrio entre el vapor y el liquido.

La PV a temperaturas bajas cambia muy poco al aumentar la temperatura. A medida que aumenta la T° , la presión de vapor muestra una rapidez de cambio cada vez mayor, y a temperaturas muy elevadas la pendiente de la curva se hace muy pronunciada. La curva de PV para el estado liquido del agua es una de las curvas que forman el diagrama de fases que se muestra en la fig. 1.8

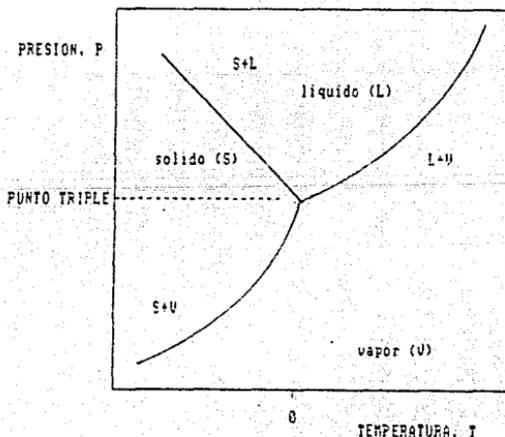


Fig. 1.8 Diagrama de fases del agua

En una situación como la relación de Temperatura-Presión de vapor (T- Pv), siempre se intenta obtener una relación matemática para las 2 variables. Esto se puede hacer representando gráficamente varias funciones de las 2 variables para tratar de obtener una relación simple entre ellas. Para los datos de Pv se encuentra que si se representa gráficamente el logaritmo de Pv (log Pv) en función de la inversa de la temperatura absoluta (1/T), se obtiene una línea recta con pendiente negativa. Esta línea puede representarse mediante una ecuación de la forma:

$$\log P_v = \frac{-A}{T} + I \quad (1.40)$$

Donde Pv es la presión de vapor, T es la temperatura absoluta, A es la pendiente de la línea e I es la intersección con el eje de log Pv.

1.5.2 ECUACION DE CLAUSIUS-CLAPEYRON

La variación de la Pv con la T se expresa matemáticamente por medio de la ecuación de Clausius-Clapeyron (Maron y Burton; 1978). Para la transición de líquido a vapor, P es la presión de vapor a la temperatura T. $\Delta H = \Delta H_v$, el calor de vaporización de una masa de líquido ($\Delta H_v = H_v - H_l$, donde H_v es la entalpia del vapor y H_l la entalpia del líquido). $V_1 = V_l$, el volumen del líquido, y $V_2 = V_g$, el volumen de la misma masa de vapor. En consecuencia, para el caso de una vaporización la ecuación de Clapeyron se puede escribir como:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{\Delta H_v}{T(V_g - V_l)} \quad (1.41)$$

A temperaturas no muy próximas a la crítica V_g es grande, para el agua es de $1671 \text{ cm}^3/\text{g}$, en tanto que V_l tiene un valor sólo de $1.04 \text{ cm}^3/\text{g}$. Además, si se admite que el vapor se comporta esencialmente como un gas ideal V_l es despreciable, entonces V_g por mol está dado por $V_g = RT/P$ y la ecuación (1.41) queda expresada:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{\Delta H_v}{TV_g} = \frac{\Delta H_v P}{RT^2} \quad (1.42)$$

$$\frac{d \ln P}{dT} = \frac{\Delta H_v}{RT^2} \quad (1.43)$$

La ec. (1.43) se conoce como ecuación de Clausius-Clapeyron. Expresando ΔH_v como función de la temperatura:

$$\ln P = \frac{\Delta H_v}{R} \int \frac{dT}{T^2} + C' \quad (1.44)$$

$$\ln P = \frac{\Delta H_v}{R} \left[\frac{1}{T} \right] + C' \quad (1.45)$$

o bien

$$\log_{10} P = \frac{-\Delta H_v}{2.303R} \left[\frac{1}{T} \right] + C \quad (1.46)$$

Para $y=mx+b$

$$m = (-\Delta H_v/2.303R)$$

$$b = C$$

$$R = 1.987 \text{ cal/mol}^\circ\text{C}$$

$$\log \frac{P_2}{P_1} = \frac{\Delta H_v}{2.303R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] \quad (1.47)$$

Por lo tanto la ecuación de Clausius-Clapeyron se deriva de estas ecuaciones exactas con las 3 siguientes suposiciones:

- a) Del volumen de una mol de líquido puede ser descartado en comparación con una mol de vapor a su presión de saturación
- b) El vapor se comporta como un gas ideal y
- c) La entalpia de vaporización es independiente de la temperatura.

La ecuación de Clapeyron conduce a una interpretación muy simple de datos experimentales, por esto los valores de ΔH_v calculados de este modo pueden diferir significativamente con los valores calorimétricos determinados directamente. En la literatura se reportan otras ecuaciones matemáticas más complejas derivadas de la ec. de Clapeyron las cuales se pueden consultar con fines de obtener cálculos matemáticos más precisos (Willingham et al; 1945, Daniels, F. y Alberty, R.A.; 1970).

1.5.3 MEDICION DE LA PRESION DE VAPOR

La medición de P_v está estrictamente relacionada con el punto de ebullición, de manera que es difícil hacer una distinción entre los dos tipos de mediciones. Si el punto de ebullición se determina en una serie de presiones, se obtiene la relación presión de vapor-temperatura. Esta es la esencia del método dinámico que es de especial importancia. En la literatura se pueden encontrar otros métodos de medición los cuales se describirán brevemente; es necesario aclarar que toda esta literatura reportada no es reciente, abarcando desde el año de 1910 hasta 1945 la más actual. En los libros de Fisicoquímica, los métodos de medición reportados se basan en esta bibliografía.

METODO DINAMICO

Este método se va a describir con más detalle posteriormente ya

que fue el que se utilizó para la medición experimental de la Pv de diferentes fluidos alimenticios.

La construcción de este aparato se encuentra descrita por Willingham y colaboradores; 1945. Este aparato consiste en un calentador eléctrico, un espacio de vapor con una reentrada a un tubo vertical que contiene un termómetro de platino de una resistencia de 25 ohms. y un condensador. Las mediciones de temperatura del líquido-vapor en equilibrio se realizan fijando las presiones las cuales se controlan por un dispositivo automático accionado por contactos eléctricos sellados a través del tubo barométrico. Los valores de las presiones fijadas se determinan por la calibración del aparato con agua, usando tablas de presión-temperatura (tablas de vapor).

El diagrama y descripción de las partes del ensamblado de este aparato se muestra en la figura 1.9

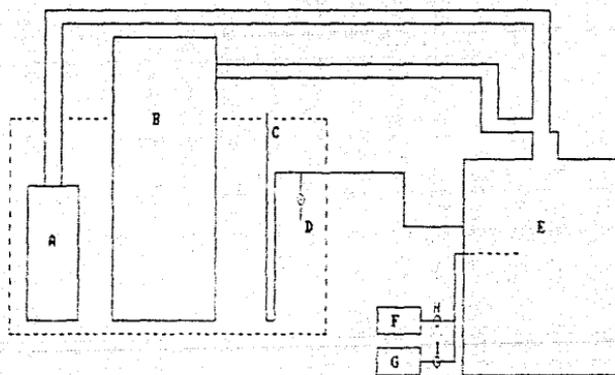


Fig. 1.9 Diagrama del ensamblado del aparato de presión de vapor
 A HECHURRO; CALENTADOR ELECTRICO, ETC.; B MANOMETRO DE MERCURIO PARA INDICAR LA PRESION; C MANOMETRO SIMPLE DE MERCURIO PARA INDICAR LA PRESION EN EL SISTEMA; D VALVULA ABIERTA A LA ATMOSFERA; E RECIPIENTE DE RECEPCION DE GAS PARA EL CONTROL DEL SISTEMA DE PRESION; F BOMBA DE PRESION; G BOMBA DE VACIO. H, I VALVULAS.

METODO ESTATICO

Este método difiere del dinámico ya que se fijan las temperaturas para las cuales la respuesta es un cambio en la presión del líquido-vapor en equilibrio.

En el método más simple, el líquido está contenido en un bulbo conectado a un manómetro de mercurio y una bomba de vacío. La mayor fuente de error se debe a la presencia de aire u otros gases permanentes que pueden ser disueltos por el líquido o atrapados por el mercurio. Una solución es evaporar suficiente líquido usando la bomba para desalojar todos los gases. La evacuación de éstos se repite hasta que al realizar una posterior evacuación no haya una disminución en la Pv. Todo el aparato debe controlarse térmicamente.

Algunos métodos estáticos diferenciales fueron desarrollados por Lovelace y colaboradores; 1923.

En la figura 1.10 se muestra el aparato para Pv. estático:

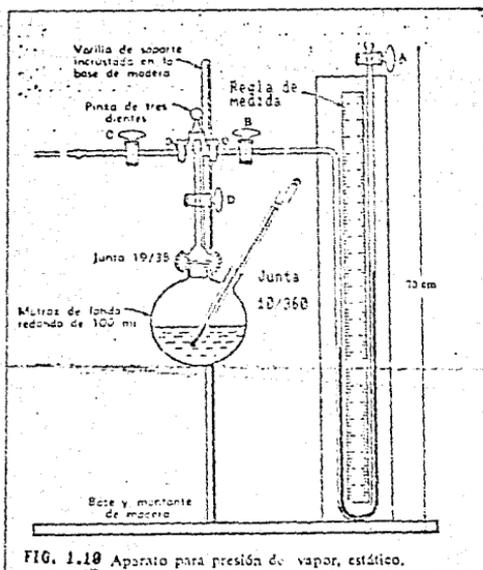


FIG. 1.10 Aparato para presión de vapor, estático.

CAPITULO II

DESARROLLO

DE

METODOLOGIA

CAPITULO II

Este capítulo esta dividido en 2 partes. La primera consiste en un "Desarrollo Teórico" en donde se plantean ecuaciones para la obtención de la caída de presión permisible por unidad de longitud y se establecen las condiciones para la construcción de graficas simplificadas para dimensionamiento preliminar de tuberías de proceso.

La segunda presenta la descripción de metodología de la parte experimental para realizar la determinación de propiedades de diferentes fluidos alimenticios Newtonianos y no-Newtonianos:

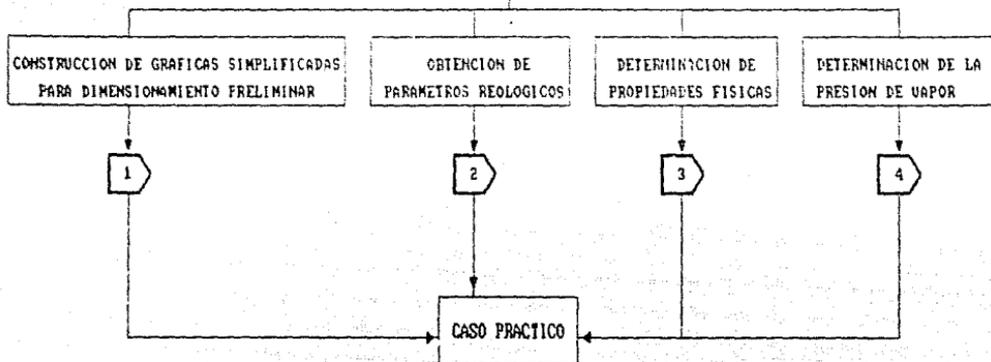
La evaluación de las propiedades reológicas se realizó utilizando un viscosímetro Brookfield RVT, geometría cono y plato, estas propiedades son necesarias para hacer uso de las graficas desarrolladas para el dimensionamiento.

La determinación de propiedades físicas: densidad (ρ) por el método de pycnometría, sólidos totales (S.T.) por el método de desecación y sólidos solubles ($^{\circ}\text{Bx}$) por medio del refractómetro, son necesarias para efectos de cálculo.

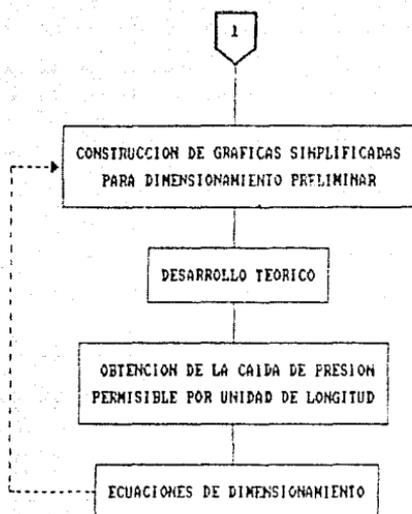
La determinación de presión de vapor (P_v) por medio del método dinámico se encuentra involucrada directamente en el criterio de dimensionamiento de "Caída de presión permisible". Además de que es útil en la selección de la bomba ya que se utiliza en la determinación de la presión de entrada neta disponible (NIPAD). (Sección 1.3.1D), la cual es necesaria para evitar problemas como la cavitación. Para determinar el NIPAD se necesita conocer la P_v del fluido de acuerdo a la T de bombeo.

En el cuadro 2.1 se presenta el planteamiento del desarrollo de la metodología para los objetivos particulares. Los conectores mandan a cada uno de los cuadros (2.2, 2.3, 2.4 y 2.5) para la descripción de metodología de las partes descritas.

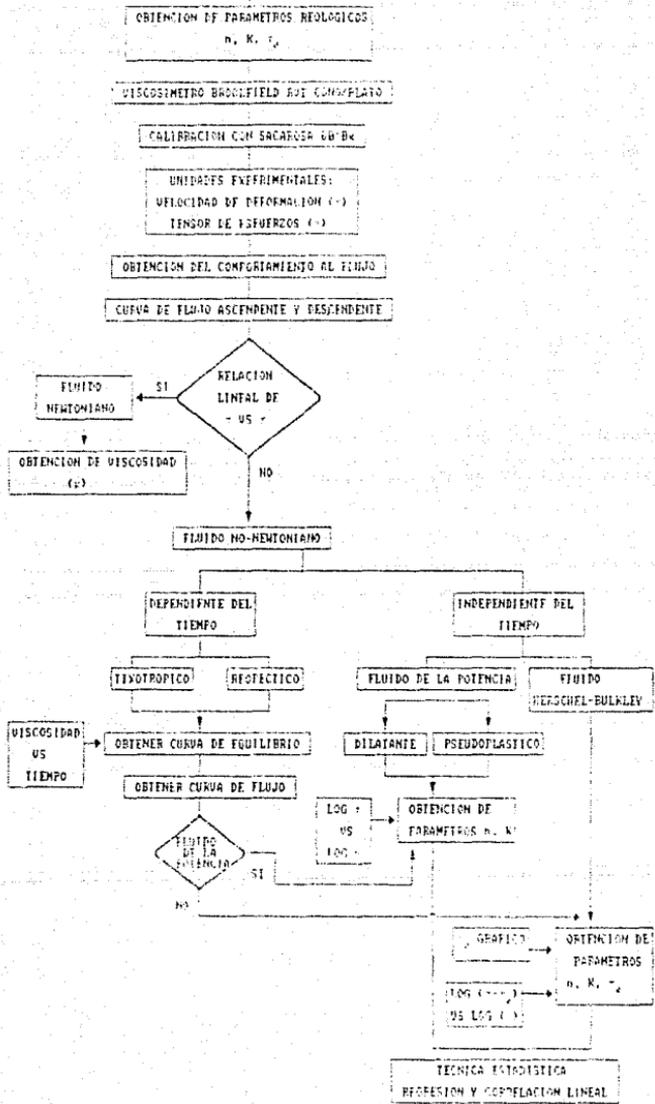
DESARROLLO Y APLICACION DEL CRITERIO DE "CAIDA DE PRESION PERMISIBLE POR UNIDAD DE LONGITUD DE TUBERIA" EN FLUIDOS ALIMENTICIOS NEWTONIANOS Y NO-NEWTONIANOS QUE FLUYEN EN CONDICIONES DE REGIMEN LAMINAR.



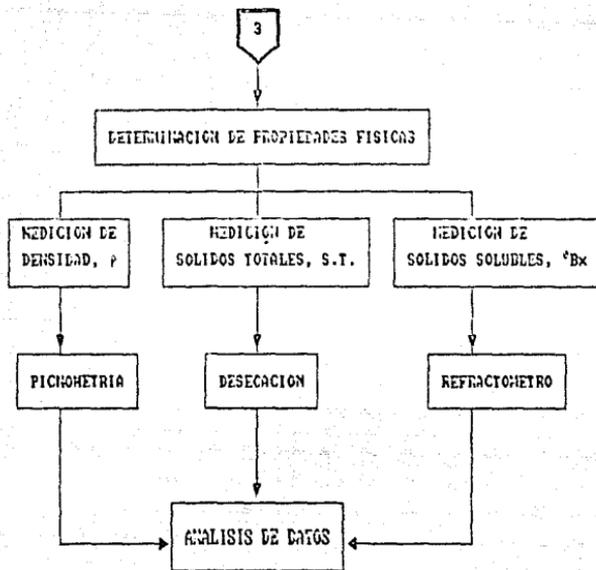
CUADRO 2.1 CONECTORES PARA LA DESCRIPCION DE METODOLOGIA.



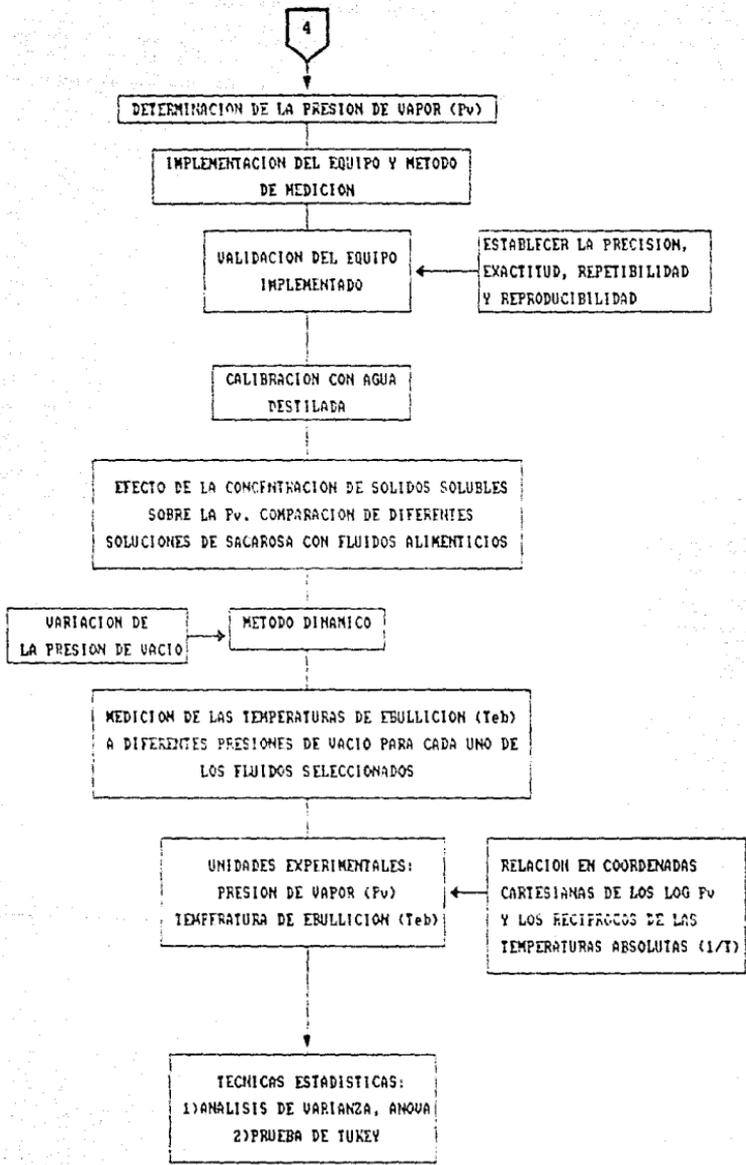
CUADRO 2.2 METODOLOGIA PARA LA CONSTRUCCION DE
GRAFICAS SIMPLIFICADAS PARA DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR



GRUPO 2.1 REOLOGÍA PARA LA OBTENCIÓN DE PARÁMETROS REOLÓGICOS.



CUADRO 2.4 METODOLOGIA PARA LA DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS



CUADRO 2.5 METODOLOGIA PARA LA DETERMINACION DE PRESION DE VAPOR

2.1 DESARROLLO TEORICO

Esta parte se resume en el cuadro 2.2 donde se presenta la metodología para la construcción de las gráficas simplificadas para dimensionamiento preliminar de tuberías de proceso.

2.1.1 OBTENCION DEL ΔP_p PERMISIBLE

Cuando la caída de presión permisible (ΔP_p) se usa como base para el dimensionamiento preliminar de una tubería, es necesaria la determinación del factor de fricción. La ley empleada para predecir las pérdidas de energía en una tubería en régimen laminar la desarrollo experimentalmente Poiseuille, por medio de la relación establecida en términos del factor de fricción de Fanning (f) y el número de Reynolds (Re), ambos adimensionales; en donde el f sigue una relación inversa al número de Reynolds:

$$f = 16/Re \quad (2.1)$$

$$\text{donde } Re = \frac{Dv\rho}{\mu} \quad (\text{para fluidos Newtonianos}) \quad (2.2)$$

si se consideran las pérdidas de presión debidas a la fricción:

$$E_f = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{2fLv^2}{D} \quad (2.3)$$

la combinación de las ecs. (2.1), (2.2), y (2.3) dan la ecuación de Hagen-Poiseuille para flujo laminar en tubería:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{8Q}{\pi r^4} \quad (2.4)$$

Siguiendo estos mismos pasos para fluidos no-Newtonianos y que se encuentren en régimen laminar se pueden desarrollar otras ecuaciones para un dimensionamiento preliminar en términos del gradiente de presión, que como se menciono anteriormente es la caída de presión por unidad lineal de tubería. Para efectos de cálculo la base de longitud utilizada será de un metro (L=1m).

Por lo tanto bajo estas condiciones se desarrollaron las siguientes ecuaciones, expresadas en función del diámetro y en función del $\Delta P/L$.

$$L=1m$$

$$f=\text{factor de fanning}$$

Régimen Laminar

1) FLUIDOS NEWTONIANOS

$$D = \sqrt{\frac{32\mu v}{(\Delta P/L)}} \quad (2.5)$$

Despejando para $(\Delta P/L)$

$$\Delta P/L = \frac{32\mu v}{D^2} \quad (2.6)$$

Esta ecuación también se puede expresar en función del gasto que se sustituye por el término de velocidad como sigue:

$$v = \frac{Q}{A} \quad \text{donde } \begin{array}{l} Q = \text{gasto} = m^3/\text{seg} \\ A = \text{area} = m^2 = \pi D^2/4 \end{array} \quad (2.7)$$

Sustituyendo la ec. (2.7) en términos del gasto y del área en la ec. (2.6) se obtiene:

$$\Delta P/L = \frac{128 Q}{\pi D^4} \quad (2.8)$$

2) FLUIDOS NO-NEWTONIANOS

a) Ley de la Potencia (Pseudoplástico y dilatante)

Para fluidos de la Ley de la Potencia el factor de fricción se estima por la relación de la ec. (2.1) sólo que el número de Reynolds se modifica para un Reynolds generalizado.

$$Re = \frac{D^n (v^{2-n}) \rho}{8^{n-1} K \left[\frac{3n+1}{4n} \right]^n} \quad (2.9)$$

Combinando las ecs. (2.1), (2.9) y (2.3), se pueden obtener las ecuaciones simplificadas para un dimensionamiento preliminar de fluidos que siguen la Ley de la Potencia en flujos de tuberías:

$$D = \left[\frac{4K (3n+1/4n)^n 8^n v^n}{(\Delta P/L)} \right]^{1/n+1} \quad (2.10)$$

Esta ecuación también se puede expresar en función del gasto (ec. 2.7) y se obtiene:

$$D = \left[\frac{4(32^n) Q^n K (3n+1/4n)^n}{\pi^n (\Delta P/L)} \right]^{1/8n+1} \quad (2.11)$$

Despejando para $\Delta P/L$ cualquiera de las 2 ecuaciones:

$$\Delta P/L = \frac{4K (3n+1/4n)^n 8^n v^n}{D^{n+1}} \quad (2.12)$$

b) FLUIDOS MERSHEL-BULKLEY

Fluidos con τ_0 (esfuerzo inicial), el factor de fricción se estima con el Reynolds Generalizado y la función ψ :

$$f = \frac{16}{\psi Re} \quad (2.13)$$

Como se explicó en el capítulo 1, ψ es función del ϵ_0 , y a su vez ϵ_0 es la relación de τ_0 y τ_v ; en τ_v está implícito el factor de fricción, es por esto que estas ecuaciones sólo se resuelven por métodos iterativos. Se puede establecer una ecuación generalizada para un dimensionamiento preliminar, sólo que ψ se debe conocer antes de que se proceda a la resolución de la ecuación; sin embargo a altas velocidades de deformación el τ_0/τ_v se vuelve muy pequeña por lo que ψ es muy cercano a la unidad reduciéndose al modelo (2.1) propuesto para fluidos de la Ley de la Potencia.

$$D = \left[\frac{4K (3n+1/4n)^n 8^n v^n}{\psi (\Delta P/L)} \right]^{1/n+1} \quad (2.14)$$

Despejando para $\Delta P/L$:

$$\Delta P/L = \frac{4K (3n+1/4n)^n 8^n v^n}{\psi D^{n+1}} \quad (2.15)$$

en donde $\psi = f(\epsilon_0)$ y $\epsilon_0 = \tau_0/\tau_v$.

2.1.2 GRAFICAS SIMPLIFICADAS PARA DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE TUBERIAS DE PROCESO.

Los metodos graficos de dimensionamiento existentes en la literatura estan enfocados hacia fluidos de naturaleza Newtoniana en condiciones de regimen turbulento. Estos metodos se pueden ejemplificar con el articulo que presenta Norbert (1985).

Este autor ofrece ecuaciones y nomogramas simplificados que determinan diametros optimos de tuberias y valores aproximados (generalmente del 10%) de caidas de presion por unidad de longitud.

Sus nomogramas presentados estan basados en las ecuaciones de dimensionamiento que el desarrolla, estos permiten una estimacion de la caida de presion, velocidad, gasto o diametro, si dos de estos cuatro datos se conocen.

El nomograma de la fig.(2.1) puede usarse para agua a temperaturas normales, donde la densidad del fluido es 1000 kg/m^3 , y la viscosidad (μ) $1 \text{ mPa}\cdot\text{s}$, que es tambien equivalente a 1 cP . Por conveniencia, adiciona una escala para el gasto en litros/seg (L/s) que permite calculos en estas unidades de flujo. Tambien traza graficas sobre el mismo nomograma de las lineas de velocidad-limite manejando un intervalo desde 0.3 m/s a 7 m/s (1 ft/s - 21 ft/s).

Si se quiere utilizar la fig.(2.1) para determinar las caidas de presion de fluidos diferentes al agua (de naturaleza Newtoniana), es necesario usar un factor para corregir la caida de presion, que se denomina FGM (multiplo del gradiente de presion), de acuerdo con la siguiente ecuacion:

$$\Delta P_m = (\Delta F_m)_{\text{agua}} \mu^{0.2} (\rho/1000)^{0.8} \quad (2.16)$$

donde ΔF_m = gradiente de presion = $\Delta P/L$ ($L=1\text{m}$)

μ = viscosidad dinamica = cP

ρ = densidad del fluido kg/m^3

Para usar esta ecuación más rápidamente, el autor construye otro nomograma (fig. 2.2) en donde $PGM = \mu^{0.2} (\rho/1000)^{0.8}$.

Por lo tanto, para poder encontrar el gradiente de presión de cualquier fluido para el cual su viscosidad no sea igual a 1 cP y/o que su densidad no sea 1000 kg/m^3 , se deben multiplicar los valores de los dos nomogramas como sigue:

$$\Delta P_m = (\Delta P_m)_{\text{fig. 2.1}} \cdot (PGM)_{\text{fig. 2.2}} \quad (2.17)$$

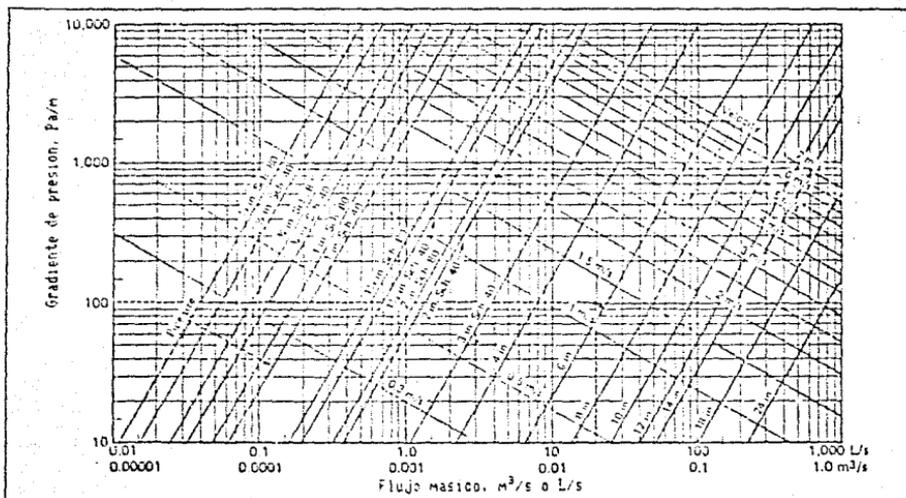


Fig.2.1 Nomograma que relaciona ΔP en función del Q para el agua a diferentes diámetros (1/2-24in) y diferentes velocidades (0.3-7m/s). (Norbert, J.B.; 1985)

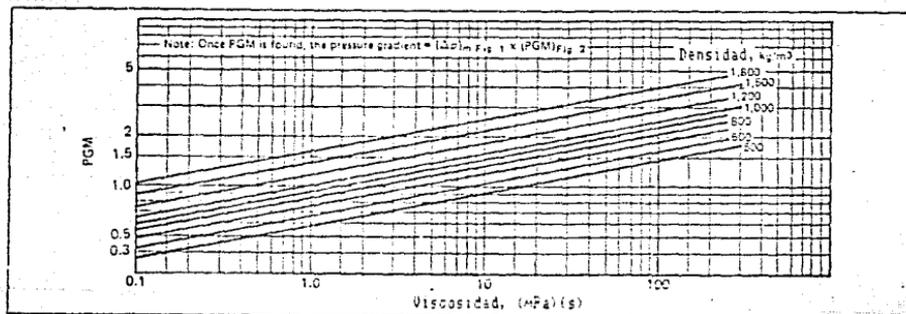


Fig.2.2 Nomograma del factor de corrección (PGM) para corregir las ΔP de fluidos diferentes al agua. (Norbert, J.B.; 1985)

2.1.3 CONSTRUCCION DE GRAFICAS APLICABLES A FLUIDOS NEWTONIANOS Y NO-NEWTONIANOS EN CONDICIONES DE REGIMEN LAMINAR

Partiendo de los métodos gráficos existentes actualmente en la literatura surgió la idea de construir gráficas basadas en las ecuaciones planteadas para un dimensionamiento preliminar en términos del gradiente de presión, estos gráficos se pueden generalizar tanto para fluidos Newtonianos como no-Newtonianos en régimen laminar.

A partir de la ecuación desarrollada para fluidos no-Newtonianos (ec. 2.12)

$$\Delta P/L = \frac{4K (3n+1/4n)^n 8^n v^n}{D^{n+1}} \quad (2.12)$$

se pudieron construir diferentes gráficas en términos de la caída de presión por unidad de longitud $\Delta P/L$ ($L=1m$) y el gasto para diferentes fluidos no-Newtonianos.

Estas gráficas se construyeron bajo las siguientes condiciones:

- 1) Se varió el valor de n (índice de comportamiento) desde $n=0.1$ a $n=1$.
- 2) El índice de consistencia (K) se mantuvo constante, $K=7$ Pa.s; normalmente para fluidos alimenticios K varía desde 0.001-15 Pa.s por lo que se decidió seleccionar un valor medio.
- 3) Los diámetros escogidos son los que comúnmente se manejan en la industria para fluidos alimenticios que van desde 1in a 4in (Cuadro 2.6)

Tamaño nominal de la tubería (in)	D interno (in) Ced. 40	D interno (m)
1	1.049	0.02664
1 1/2	1.610	0.04089
2	2.067	0.0525
3	3.068	0.0779
4	4.026	0.10226

Cuadro 2.6 Diámetro interno en (in) y (m) para el tamaño nominal de tubería Ced. 40. Geankoplis, C. J.; 1982

4) La densidad se mantuvo constante $\rho=1000\text{kg/m}^3$ (para fluidos alimenticios la densidad varía en un intervalo de 800-1400 kg/m^3)

5) Los gastos manejados se obtuvieron a partir del intervalo de velocidades recomendadas, 0.3 a 2 m/s (1-6ft/s), para cada diámetro seleccionado. Este intervalo de velocidades cumple con la condición de régimen en flujo laminar.

6) Se puede hacer la corrección de la densidad, aunque si se observa en la ec.(2.12) el término de densidad no aparece, así que matemáticamente la ρ no influye sobre la caída de presión al obtener la ecuación generalizada para el dimensionamiento preliminar ya que al realizar la deducción automáticamente se elimina. Se decidió manejar un valor constante para efectos de cálculo y para comprobar que el régimen se mantuviera en condiciones de flujo laminar.

7) Si se quiere utilizar las gráficas para determinar las caídas de presión de fluidos alimenticios con un índice de consistencia (K) menor o mayor a 7; la $\Delta P/L$ encontrada para cualquier índice de comportamiento (n) se multiplica por el valor de la nueva K, por lo tanto:

$$(\Delta P/L)_{\text{corregida}} = (\Delta P/L)_{\text{gráfico}} \cdot \frac{K_{\text{fluido}}}{7} \quad (2.18)$$

Para una $n=1.0$ el fluido es Newtoniano por lo tanto $K=7$ Pa.s representa la viscosidad del fluido $\mu=7$ Pa.s (7000 cP). Si se quiere conocer la $\Delta P/L$ para fluidos Newtonianos que fluyen en condiciones de régimen laminar con una viscosidad diferente, la $\Delta P/L$ encontrada gráficamente se multiplica por la nueva viscosidad en Pa.s y se divide entre 7.

$$(\Delta P/L)_{\text{corregida}} = (\Delta P/L)_{\text{gráfico}} \cdot \frac{\mu_{\text{fluido}}}{7} \quad (2.19)$$

B) Los datos mínimos que se requieren para hacer uso de estas gráficas son las propiedades reológicas del fluido alimenticio (n y K), la temperatura (T°) y concentración y el tipo de aparato utilizado para verificar el intervalo de las velocidades de corte sobre las que fueron evaluadas las propiedades reológicas.

2.2 DESCRIPCION DE METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Esta parte se esquematiza en los cuadros 2.2, 2.3, 2.4 y 2.5 donde se presenta la descripción para la determinación de las propiedades (reológicas, físicas y presión de vapor) de diferentes fluidos alimenticios los cuales fueron seleccionados por su consistencia y concentración además de que representan un porcentaje muy alto en la industria de alimentos. Estos fluidos se pueden dividir en 2 grupos:

GRUPO I. - Fluidos lácteos

- leche concentrada
- leche condensada azucarada
- chocolate fluido
- yogurt con frutas

GRUPO II. - Jugos y concentrados

- jugo concentrado de manzana
- jugo de naranja
- néctar de durazno
- puré de frutas
- puré de tomate concentrado

2.2.1 DETERMINACION DE PROPIEDADES REOLOGICAS

Es importante conocer el tipo de comportamiento de diferentes fluidos al ser sometidos a una velocidad de deformación dada.

Si el fluido es transportado por tuberías, la deformación es mayor, siendo las velocidades de deformación ($\dot{\gamma}$) altas. Por lo general en la industria de alimentos el término de viscosidad se utiliza como un parámetro para describir la consistencia de un producto bajo cualquier condición. Uno de los aparatos de medición más comerciales es el viscosímetro Brookfield RVT de agujas el cual evalúa el tipo de comportamiento del fluido en un intervalo de velocidades de deformación de 0.1 a 10 s^{-1} , por lo que estas velocidades son muy bajas y no se comparan con las que se presentan en un sistema de bombeo.

Sin embargo, la geometría de cono y plato es una buena alternativa para conocer este tipo de comportamiento ya que permite el manejo de $\dot{\gamma}$ similares a las que se pueden encontrar cuando un fluido fluye a través de una tubería bajo condiciones de régimen laminar. De esta forma, se puede obtener el comportamiento reológico de cualquier fluido en la misma $\dot{\gamma}$ de velocidades.

En el cuadro 2.3 se presenta la descripción de metodología para la obtención de los parámetros reológicos.

2.2.1.1 DESCRIPCIÓN DE METODOLOGÍA

I Meta

Conocer el tipo de comportamiento de diferentes fluidos alimenticios de naturaleza Newtoniana y no-Newtoniana de acuerdo a las temperaturas de operación y transporte en los diferentes procesos de elaboración.

II Actividades

- 1) Realizar la calibración del viscosímetro Brookfield RVT geometría cono/plato con solución de sacarosa 60°Bx (60% peso).
- 2) Obtener las curvas de flujo para cada temperatura manejada en cada uno de los fluidos seleccionados.
- 3) Obtener el tipo de comportamiento junto con los parámetros reológicos del fluido (n , K y τ_0)

III Características del Equipo

El viscosímetro Brookfield RVT de geometría cono/plato se maneja por medio de un controlador Rheoset que envía la señal a una computadora, tiene las siguientes características:

- velocidades programables desde 0.1 a 250 RPM en intervalos de 0.1 RPM.
- auto-cero
- baño a temperatura constante marca EX-200 con un rango de temperaturas de medición para la muestra de (-) 30° a (+) 120° con una resolución de 1°C y 0.5° de exactitud, con sensor RTD de temperatura del baño.
- compatible con MS-DOS

El viscosímetro hace rotar un elemento sensor en un fluido y mide el torque necesario para vencer la resistencia o la viscosidad e inducir de esta forma el movimiento. El elemento inmerso es una aguja cónica la cual es manejada por un resorte de cobre-berilio. El grado de torsión que sufre el resorte se detecta por medio de un transductor rotacional y es proporcional a la viscosidad del fluido. La muestra del fluido se encuentra entre el cono y el plato plano estacionario; por lo que está sujeta a una velocidad de deformación uniforme. La viscosidad es proporcional a la velocidad del cono y está relacionada con el diámetro y la forma del cono.

Con el torque y la velocidad del cono se obtiene τ (tensor de esfuerzos) y $\dot{\gamma}$ (velocidad de deformación) respectivamente. Para el viscosímetro Brookfield geometría cono/plato, las relaciones matemáticas son:

$$\text{Esfuerzo cortante (dinas/cm}^2\text{)} = \frac{T}{2/3 \pi r^3}$$

$$\text{Velocidad de deformación (Seg}^{-1}\text{)} = \frac{\omega}{\text{Sen } \theta} \quad \text{ó} \quad \dot{\gamma} = (\text{SRC}) N$$

$$\text{Viscosidad (cP, mPa.s)} = \frac{\tau \cdot 100}{\dot{\gamma}}$$

$$\mu = \frac{(\text{torque})(\text{SPK})(10,000)}{\text{RPM}}$$

donde:

T= % de la escala total del torque (dinas.cm)

r= radio del cono (cm)

ω = velocidad del cono (rad/seg.)

θ = ángulo del cono (grados)

N= RPM

Los conos utilizados son el CP 40 y el CP 52. Las constantes y las características de ellos se muestran en el cuadro 2.7.

Tipo de cono	SRC	SPk	r=cm
CP 40	7.5	0.327	2.4
CP 52	2.0	9.83	1.2

Cuadro 2.7. Características de acuerdo al tipo de cono utilizado.

SRC= cte. de velocidad de deformación que depende del tipo de cono

SPk= cte. del tipo de cono

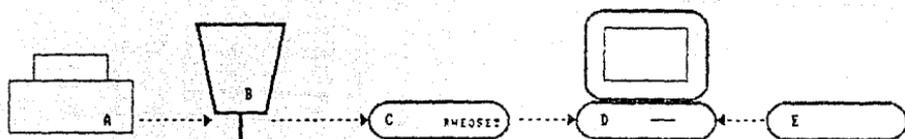
r= radio del cono

Los componentes de todo el sistema deben ir conectados entre sí, es decir, el viscosímetro, el controlador Rheoset, la impresora, la computadora y el programa. (Fig. 2.3).

Para los conos manejados se especifican los rangos de viscosidad para el viscosímetro modelo RV. Cuadro 2.8

Tipo de cono	Rango de viscosidad (cps)
CP 40	1.3 - 3.3×10^4
CP 52	39.3 - 9.8×10^5

Cuadro 2.8 Rangos de viscosidad para cada tipo de cono



A BAÑO A TEMPERATURA CONSTANTE, B VISCOSIMETRO BROOKFIELD RVF CONO/PLATO, C CONTROLADOR RHEOSET (ENVIA LA SEÑAL A LA COMPUTADORA), D COMPUTADORA (MANEJA EL PROGRAMA DEL VISCOSIMETRO), E IMPRESORA

Fig. 2.3 Componentes del sistema para el manejo del Viscosímetro Brookfield RVF cono/plato.

Es importante el volumen de muestra utilizado el cual no debe ser mayor al recomendado, éste debe ser suficiente para "mojar" la superficie total del cono. Cuadro 2.9

Cono	Angulo (grados)	volumen de muestra (ml)
CP 40	0.8	0.5
CP 52	3.0	0.5

Cuadro 2.9 Volumen de muestra de acuerdo al tipo de cono

Para realizar una medición de viscosidad se debe manejar el viscosímetro a las velocidades deseadas, permitiendo que el torque se establezca, para el rango de velocidades escogidas el torque no debe ser menor del 10% ni mayor de 100% para obtener lecturas confiables; el tiempo que se requiere para la estabilización depende de la velocidad a la cual el viscosímetro se

maneja y de las características de la muestra del fluido.
(Brockfield Engineering Laboratories; 1991.) Anexo III

FLUIDOS

Grupo I.-

solución de sacarosa 60^oBx

Grupo II.-

Fluidos lácteos

Grupo III.-

Jugos y concentrados

IV Obtención de las curvas de flujo para fluidos manejados a las temperaturas de operación.

De los datos reportados bibliográficamente y algunos facilitados por las empresas, se investigaron los procesos de elaboración de cada fluido seleccionado, considerando las condiciones de operación para cada paso dentro del proceso.

Es necesario indicar que las temperaturas seleccionadas corresponden a las temperaturas de transporte y bombeo para cada fluido en cuestión y no a las temperaturas a las cuales operan los equipos (como evaporadores, pasteurizadores o intercambiadores de calor). En el Anexo IV se describen los procesos de elaboración para cada fluido, estas descripciones son muy generalizadas ya que sólo se pretende describir la parte del proceso en donde fueron seleccionadas las temperaturas de transporte.

V Nivel de variación

-intervalo de velocidades de 10 a 250 RPM

Parámetros constantes:

- temperatura de medición
- volumen de muestra

VI Unidades experimentales

- tensor de esfuerzos (τ)
- velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$)

Variable independiente V.I. = $\dot{\gamma}$

Variable dependiente V.D. = τ

VII Tratamiento de datos

1) Registrar todos los datos en forma tabular, incluir los logaritmos de τ y $\dot{\gamma}$. De estos últimos obtener la pendiente (m) y ordenada al origen al origen (b), obtener n (índice de comportamiento) y K (índice de consistencia) respectivamente. Realizar la curva de flujo para ver el tipo de comportamiento del fluido.

a) Unidades experimentales en coordenadas cartesianas (τ vs $\dot{\gamma}$) para obtener la curva de flujo.

b) linealización de las unidades experimentales ($\log \tau$ vs $\log \dot{\gamma}$) para obtener los parámetros reológicos n y K .

2) Si la curva de flujo no parte del origen verificar esfuerzo inicial τ_0 . Obtener τ_0 gráficamente por medio de la extrapolación de la curva.

3) En coordenadas cartesianas realizar la linealización con $\log (\tau - \tau_0)$ vs $\log (\dot{\gamma})$ y obtener de la pendiente y ordenada al origen n y K respectivamente.

4) Realizar la comparación de las correlaciones obtenidas al tomar en cuenta τ_0 y al realizar el tratamiento sin τ_0 , si la correlación

aumenta considerando τ_0 , significa que si existe un esfuerzo inicial.

5) Si el fluido es presenta dependencia con el tiempo obtener la curva de equilibrio a una velocidad de deformación constante. Trazar la gráfica de viscosidad contra tiempo (μ vs t).

a) Una vez que se obtien la curva al equilibrio obtener la curva de flujo y si existe esfuerzo inicial realizar la extrapolación para obtener τ_0 .

b) Linearización con $\log \tau$ vs $\log \dot{\gamma}$ para obtener n y K .

TRATAMIENTO ESTADISTICO

VIII Unidades experimentales

torque (TD), velocidad de rotación (RPM)

IX Variables de respuesta

parámetros reológicos n, K y τ_0

VIII Técnicas estadísticas

Se ocupan las técnicas estadísticas para:

1) Realizar la calibración del viscosímetro Brookfield RV cono/plato y comparar los datos obtenidos de viscosidad ($\mu = cP$) a una $T = 25^\circ C$ de la solución de sacarosa $60^\circ Bx$ con estándares reportados en la bibliografía.

De esta forma, con las repeticiones hechas para cada medición (triplicado) se calcula la desviación máxima respecto a la media de las repeticiones y se obtiene la exactitud y precisión del viscosímetro.

- 2) Realizar la linearización de las unidades experimentales, la técnica estadística aplicada es la de regresión y correlación lineal. Obtener de esta forma los parámetros reológicos n , K y τ_0 .
- 3) Para los datos obtenidos de la experimentación (n , K y τ_0) se reporta la media (\bar{X}), desviación estándar (σ), y el coeficiente de variación (C.V.)

Estos resultados se presentarán en cuadros hechos para cada fluido manejado experimentalmente.

2.2.2 DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS

La determinación de densidad (ρ), sólidos totales (S.T.) y sólidos solubles ($^{\circ}\text{Bx}$), son parámetros de los que dependen las propiedades reológicas, por lo que es necesario reportarlos para comparación de los resultados obtenidos. El cuadro 2.4 describe la metodología para la determinación de estas propiedades.

2.2.2.1 DESCRIPCION DE METODOLOGIA

Las técnicas utilizadas para la medición de las propiedades físicas se describen ampliamente en la bibliografía (Harold, E; Ronald, S.K. y Ronald, S.; 1987. AOAC; 1984)

FLUIDOS:

Grupo I.-

Sacarosa 80°Bx

Grupo II.-

Fluidos lácteos

Grupo III.-

Jugos y concentrados

Tratamiento de datos

1) Densidad.- Determinar la relación de masas (agua y fluido) y reportar la ρ con la relación masa/volumen, donde: ...

m = masa, kg

V = volumen, m^3

2) Sólidos totales.- se calcula el porcentaje de humedad, esta medición se realiza para los fluidos lácteos por el método de estufa con arena, leche concentrada, yogurt con frutas, chocolate fluido y

leche condensada azucarada).

3) Sólidos solubles. - determinación de los $^{\circ}\text{Bx}$ medidos directamente en un Refractómetro Abbe.

TRATAMIENTO ESTADÍSTICO

A los datos obtenidos de la experimentación se les obtiene la media (\bar{X}), desviación estándar (σ), y el coeficiente de variación (C.V.%) y se reportan en el cuadro de resultados.

2.2.3 DETERMINACION DE LA PRESION DE VAPOR (Pv)

La metodología para la determinación de la Pv se esquematiza en el cuadro 2.5. El desarrollo experimental involucra como primer paso la implementación del equipo que posteriormente se valida y se calibra; para estudiar el efecto de la concentración de los sólidos solubles sobre la Pv, se seleccionaron soluciones de sacarosa de diferente concentración como "blancos" para poder compararlas con los fluidos alimenticios seleccionados.

2.2.3.1 DESCRIPCION DE METODOLOGIA

I Meta. -

Conocer la Pv de diferentes fluidos alimenticios de naturaleza Newtoniana y no-Newtoniana correspondientes a las temperaturas de transporte y bombeo durante el proceso de elaboración.

II Actividades. -

- 1) Validar el equipo implementado para la medición de la Pv estableciendo su precisión, exactitud, sensibilidad, etc.
- 2) Realizar la calibración del equipo a utilizar.
- 3) Realizar la medición de las temperaturas de ebullición a diferentes presiones de vacío para cada uno de los fluidos seleccionados.

III Descripción del Equipo

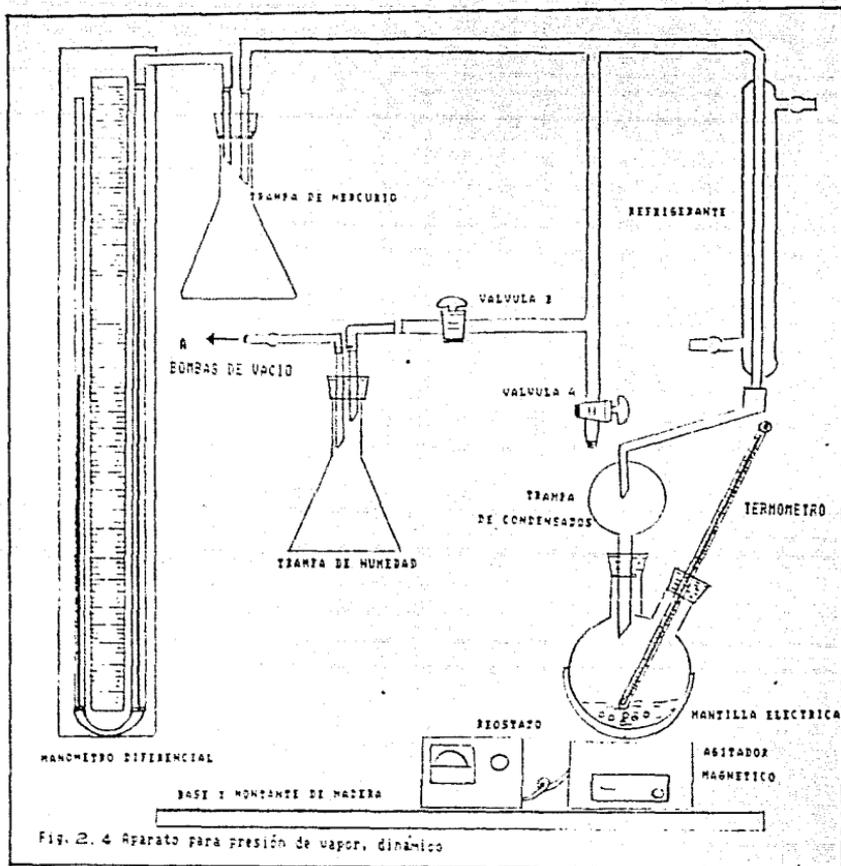
Implementación del sistema para la medición de presión de vapor.

El aparato utilizado para medir la presión de vapor (Pv) se construyó con base en los diagramas encontrados en diferentes referencias bibliográficas, algunos artículos y otros manuales de

laboratorio de fisicoquímica (Willingham, 1945; Daniels, F. y Alberty, R.A.; 1970; Crockford, H.D.; 1971).

El método seleccionado para realizar las mediciones fue el Método Dinámico el cual consiste en controlar la presión dentro del sistema por medio de una bomba de vacío y una válvula, a cada presión particular corresponde una temperatura de ebullición del líquido la cual se mide con un termómetro sumergido parcialmente en la muestra. Anexo III

El sistema para la medición de presión de vapor se muestra en la fig. 2.4. Con respecto a los materiales utilizados, los termómetros son sensibles en $\pm 1^{\circ}\text{C}$ con una escala total de $(-)$ 10 hasta $(+)$ 110 $^{\circ}\text{C}$, las temperaturas se pueden leer con una exactitud hasta de $\pm 1^{\circ}$. El manómetro tiene una escala graduada en centímetros (cm) con un rango de discriminación en milímetros (mm), es decir, una exactitud de ± 0.1 cm.



La muestra se coloca en el matraz de 3 bocas, se adicionan las perlas de ebullición para prevenir proyecciones y el agitador magnético para mantener la muestra homogénea.

El calentamiento del matraz se efectúa por medio de la mantilla la cual está conectada al reóstato. En la fig.2.4 puede observarse

que el bulbo del termómetro está introducido parcialmente en el líquido, con el objeto de que la temperatura leída sea realmente el punto de ebullición del líquido para cada presión particular.

Debe cuidarse de prevenir cualquier sobrecalentamiento. Las temperaturas registradas por el termómetro se leen hasta $\pm 0.1^\circ$. Dado que una longitud considerable del termómetro sobresale del matraz, es necesario hacer una corrección por este efecto. Esta corrección consiste en tomar lecturas de la temperatura promedio del aire que rodea a la columna del termómetro.

La presión total dentro del sistema que se puede tomar como la P_v del líquido, se obtiene por la diferencia de alturas en la columna de mercurio en las 2 ramas del manómetro; esta diferencia representa de forma directa la presión manométrica la cual debe restarse a la presión atmosférica local para obtener así la P_v del líquido.

FLUIDOS:

Grupo I. -

agua destilada y soluciones de sacarosa

Grupo II. - fluidos lácteos

Grupo III. - jugos y concentrados

IV Nivel de variación. -

- vacío dentro del sistema

Parámetros constantes: agitación de la muestra, presión atmosférica.

V Unidades experimentales. -

Temperatura de ebullición (Teb.)

Presión de vapor (P_v)

Variable independiente (V.I.) : P_v

Variable dependiente (V.D.) : Teb.

VI Hipótesis de trabajo

El grado de variación del punto de ebullición y de la Pv de una solución con respecto a los del disolvente puro, depende del número de partículas de soluto (moléculas, átomos o iones) en una cierta cantidad de disolvente.

Si el soluto no es volátil, su solución acuosa hierve a una temperatura superior a la del agua.

Para fluidos alimenticios como jugos, néctares y lácteos, son los solutos solubles no volátiles que se encuentran en mayor concentración; por lo que:

Si las magnitudes de las disminuciones de las Pv y de los aumentos del punto de ebullición son directamente proporcionales al número de moléculas de soluto en una determinada cantidad de disolvente, la Pv de estos fluidos será menor a la del agua pura y la Teb. mayor.

VII Tratamiento de datos

Registrar todos los datos en forma tabular. Incluir los valores de los logaritmos de las Pv y los recíprocos de las temperaturas absolutas. Representar en coordenadas cartesianas, las Pv contra las temperaturas. Esta es la curva de presión de vapor del líquido.

Preparar un segundo gráfico representando los log. de la Pv vs. $1/T$ absoluta.

El calor de vaporización (ΔH_v) del líquido se puede obtener a partir de la pendiente de la curva del segundo gráfico por el método de mínimos cuadrados o por regresión lineal.

TRATAMIENTO ESTADÍSTICO

VII Unidades experimentales. -

- Presión de vapor (Pv)
- Temperatura de ebullición (Teb.)

VIII Variable de respuesta. - Teb.

IX Técnicas Estadísticas

Se realizan diferentes técnicas estadísticas para poder obtener los siguientes puntos:

1) Validación del equipo

a) Con las repeticiones hechas para cada medición (triplicado) se calcula la desviación máxima respecto al valor reportado de tablas de vapor y se obtiene de esta forma la exactitud y la precisión del aparato. (Anexo II)

2) Una vez que se ha validado el aparato de medición de Pv, se realiza la calibración comparando los datos obtenidos de Pv y Teb. del agua destilada con respecto a estándares conocidos como las "Tablas de vapor".

3) Realizar la linearización de las unidades experimentales estudiadas para obtener la ecuación que represente a la recta.

La técnica estadística aplicada es la de Regresión y Correlación lineal.

Se realiza una transformación de las dos variables. Se escoge como variable independiente o controlada (X) a la temperatura (Teb.) y como variable dependiente o aleatoria (Y) a la presión (Pv)

4) A los datos obtenidos de la experimentación se les realiza un análisis de Varianza (ANOVA) con acomodo de Bloques aleatorios. Se maneja un nivel de confianza $\alpha = 5\%$

Posteriormente se realiza el análisis de "Diferencia mínima significativa Honesta" (Prueba de Tukey) para ver cuál de las medias de los tratamientos, es decir, entre qué fluidos manejados, son significativamente diferentes. (ver Anexo II)

CAPITULO III

ANALISIS

Y

DISCUSION

DE RESULTADOS

CAPITULO III

3.1 DESARROLLO TEORICO.

CONSTRUCCION DE GRAFICAS PARA DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE TUBERIAS DE PROCESO

Si se observan las gráficas de dimensionamiento construidas, el gasto (Q) está elevado a la n (índice de comportamiento), de esta forma, cada gráfica corresponde a un índice de comportamiento en específico. Es decir, para una $n=0.1$ se obtuvo una gráfica de $\Delta P/L$ contra el Q^n para diferentes diámetros; lo mismo se realizó para las otras n hasta $n=1$. Todas se construyeron con las condiciones antes mencionadas y cabe mencionar que se decidió elaborar el gráfico del gasto elevado a la (n) ya que si se observa matemáticamente para un fluido Newtoniano (Ec.2.8) la velocidad no está elevada a ningún término lo que significa que el gasto tampoco lo está; sin embargo para un fluido no-Newtoniano, por ejemplo Ley de la Potencia (Ec.2.11), el índice de comportamiento si influye directamente sobre el gasto y por lo tanto sobre las caídas de presión, además se comprobó que al graficar $\Delta P/L$ contra el Q^n se obtenían rectas y no una serie de curvas como las que se obtienen si se hace la relación de $\Delta P/L$ contra Q a diferentes diámetros.

3.1.1 GRAFICAS DE CONSULTA PREVIA

Para poder hacer un uso más directo de estas gráficas de dimensionamiento, se realizaron unas gráficas de consulta previas que facilitan el cómputo de datos, las cuales son muy sencillas, fáciles de entender y rápidas de usar.

En la figura 3.1 se observan 3 ejes para los gastos expresados en diferentes unidades, se puede contar con un dato dado en l/hr o en GPM y saber directamente a qué corresponde en m^3/s que son las

unidades correspondientes a las gráficas de dimensionamiento (Unidades en el Sistema Internacional).

En la figura 3.2 se relacionan las velocidades recomendadas (0.3 a 2m/s) con los gastos (m^3/s), para los diámetros seleccionados, conociendo el gasto industrial se puede predecir qué velocidad se tendrá al seleccionar un diámetro preliminar.

Por último, las figuras 3.3, 3.4 y 3.5 relacionan los gastos (m^3/s) y los gastos elevados al índice de comportamiento (n), una vez más, conociendo el gasto industrial directamente se puede visualizar el valor que le corresponde para una n en específico. Teniendo el dato de Q^n se puede pasar de inmediato a las gráficas de dimensionamiento (figuras 3.6 - 3.15).

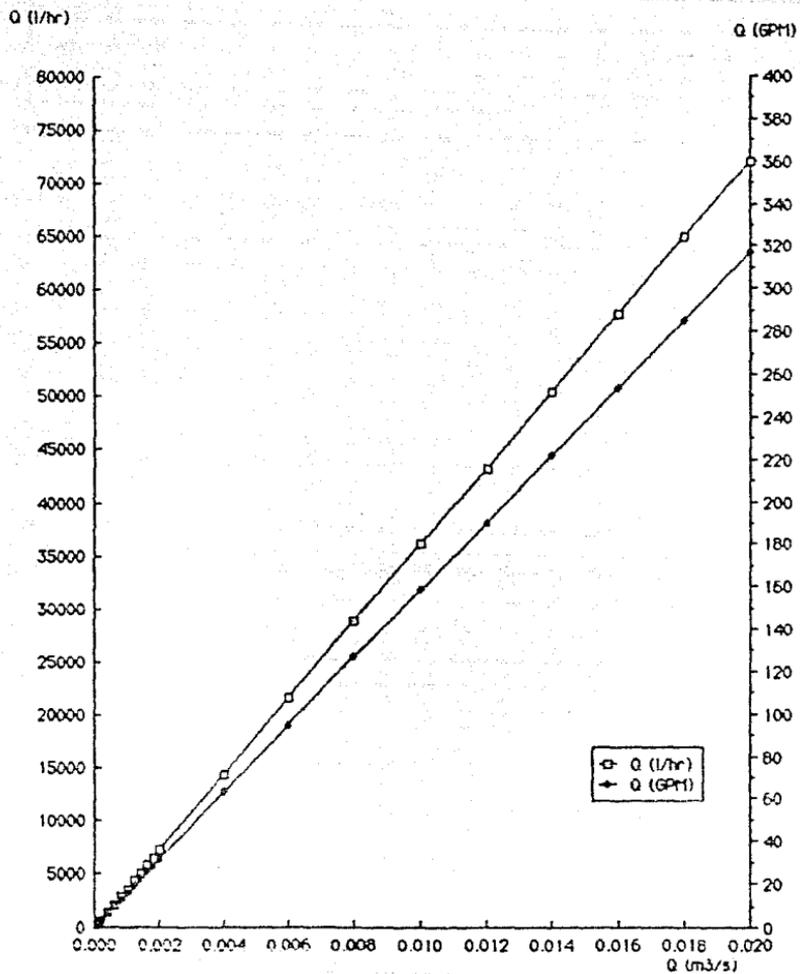


Fig. 3.1 Gastos expresados en diferentes unidades

v (m/s)

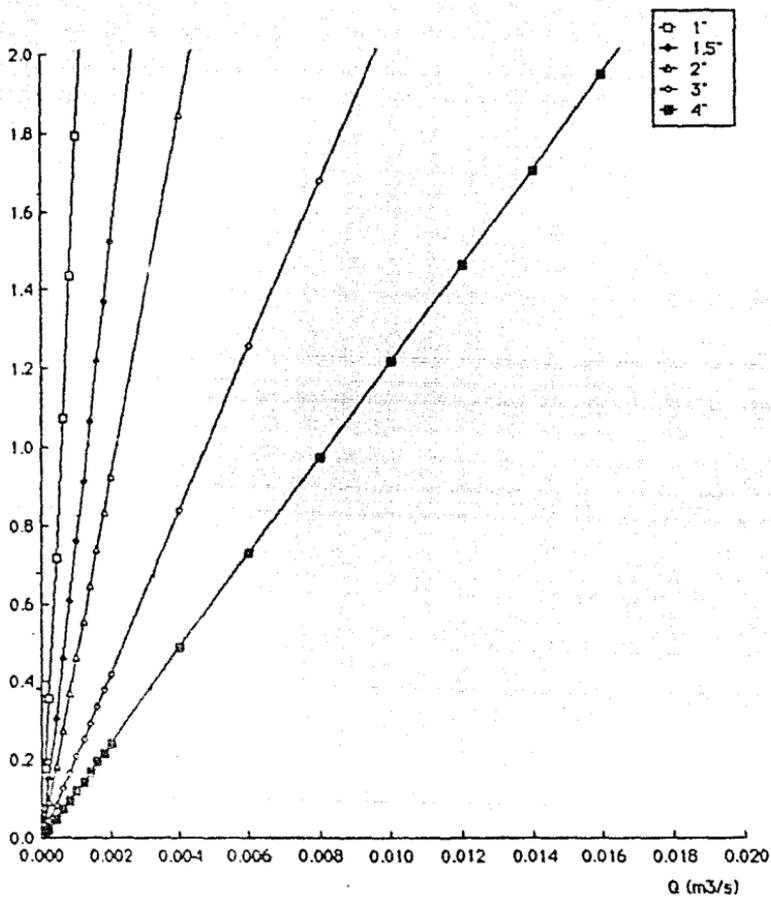


Fig. 3.2 Relación del gasto con velocidad para distintos diámetros

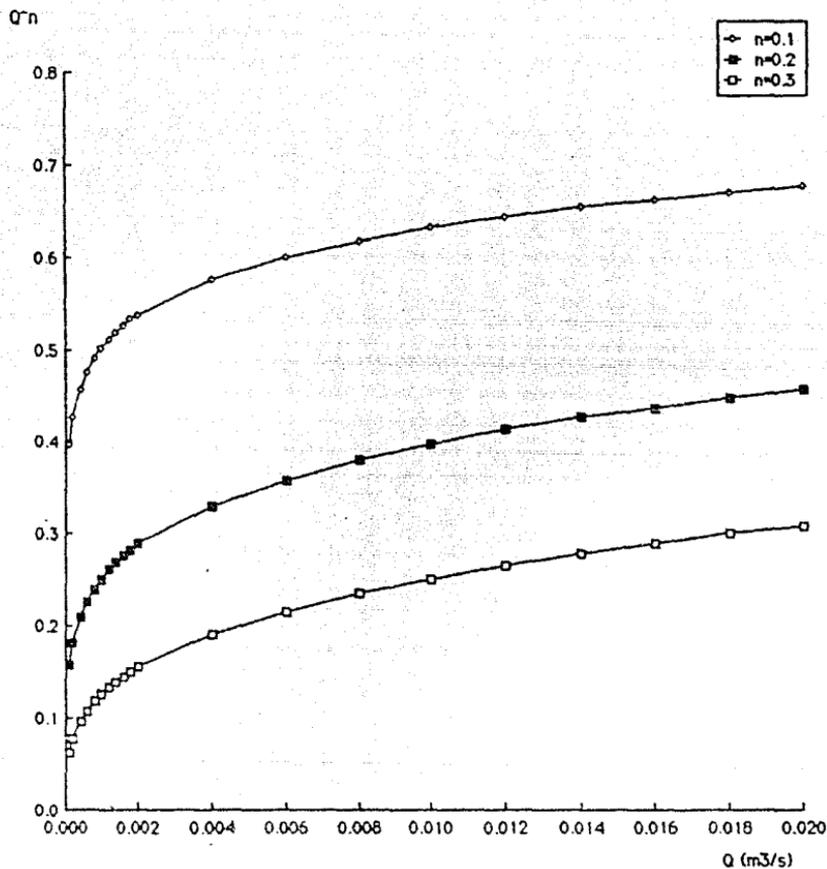


Fig. 3.3 Relación del gasto con los gastos elevados al índice de comportamiento (n)

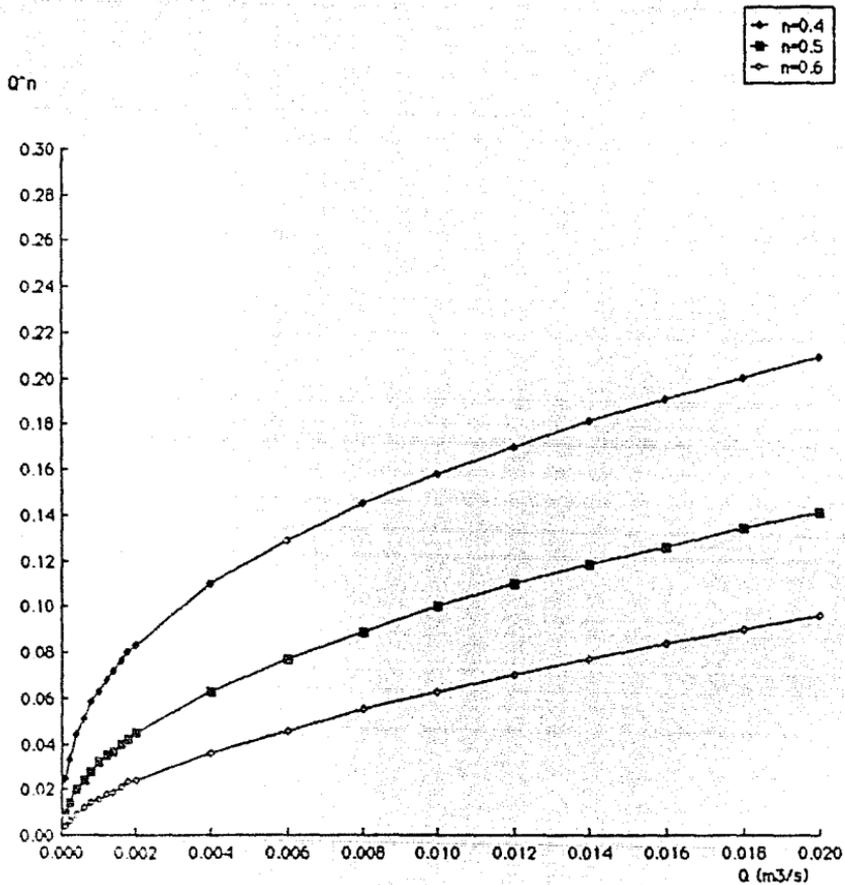


Fig. 3.4 Relación del gasto con los gastos elevados al índice de comportamiento (n)

Q_n

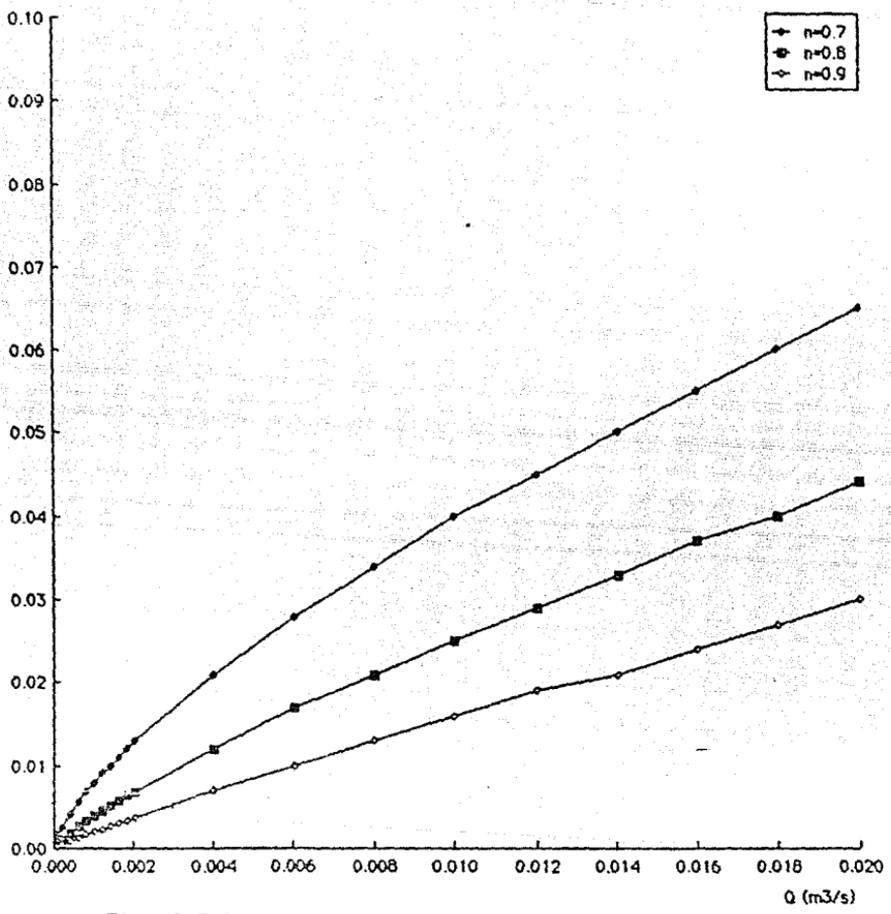


Fig. 3.5 Relación del gasto con los gastos elevados al índice de comportamiento (n)

3.1.2 GRAFICAS

PARA

DIMENSIONAMIENTO

PRELIMINAR

DP/L (Pa/m)

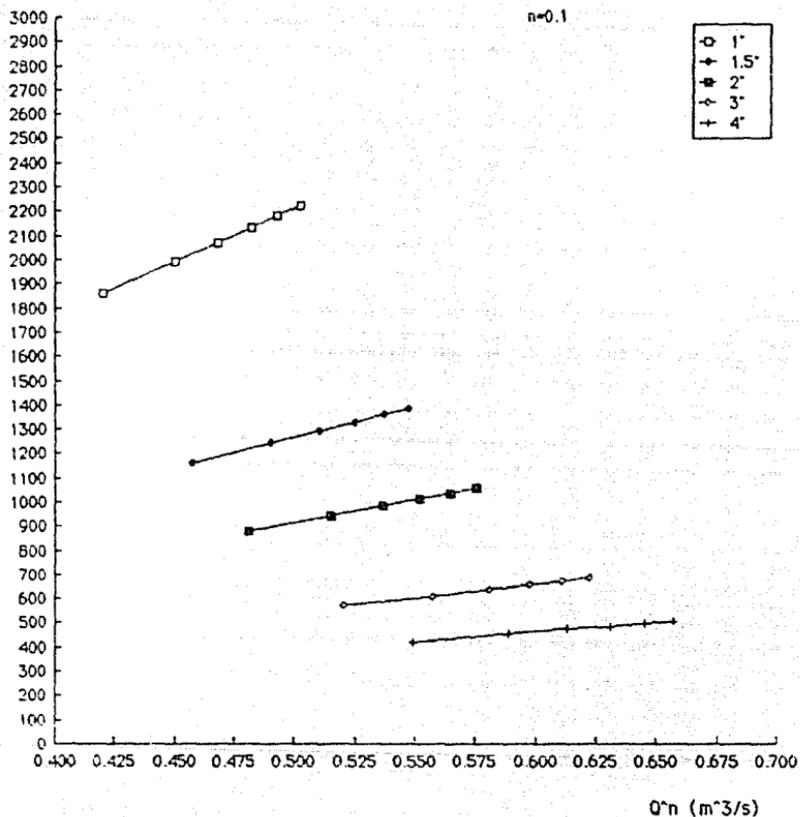


Fig. 3.6 Relación del $\Delta P/L$ en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.1$ y $K = 7$ Pa.s a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

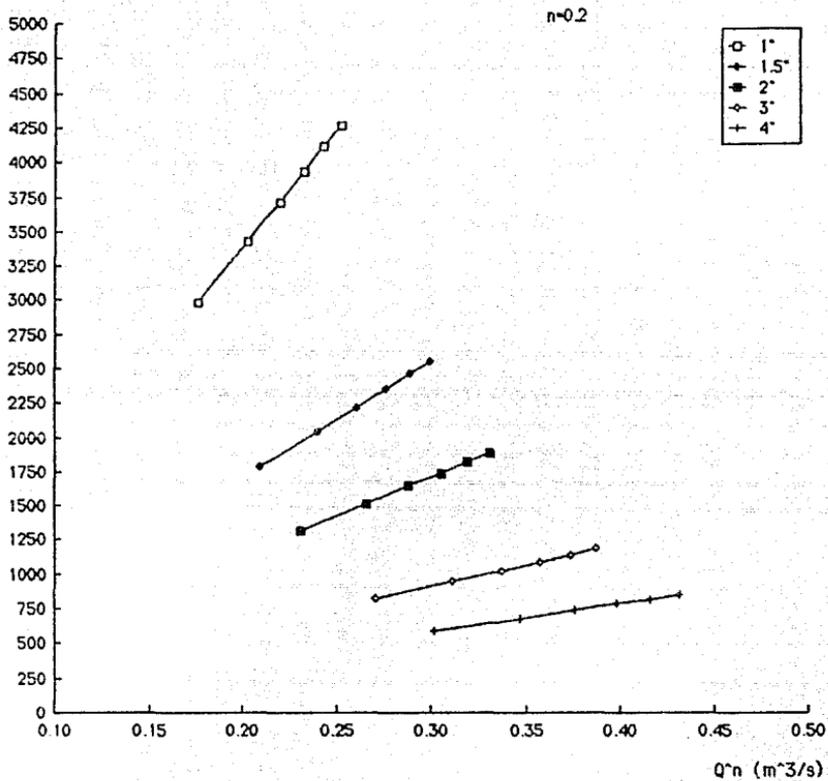


Fig. 3.7 Relación del $\Delta P/L, 1m$ en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n=0.2$ y $K_{cte.} = 7 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

n=0.3

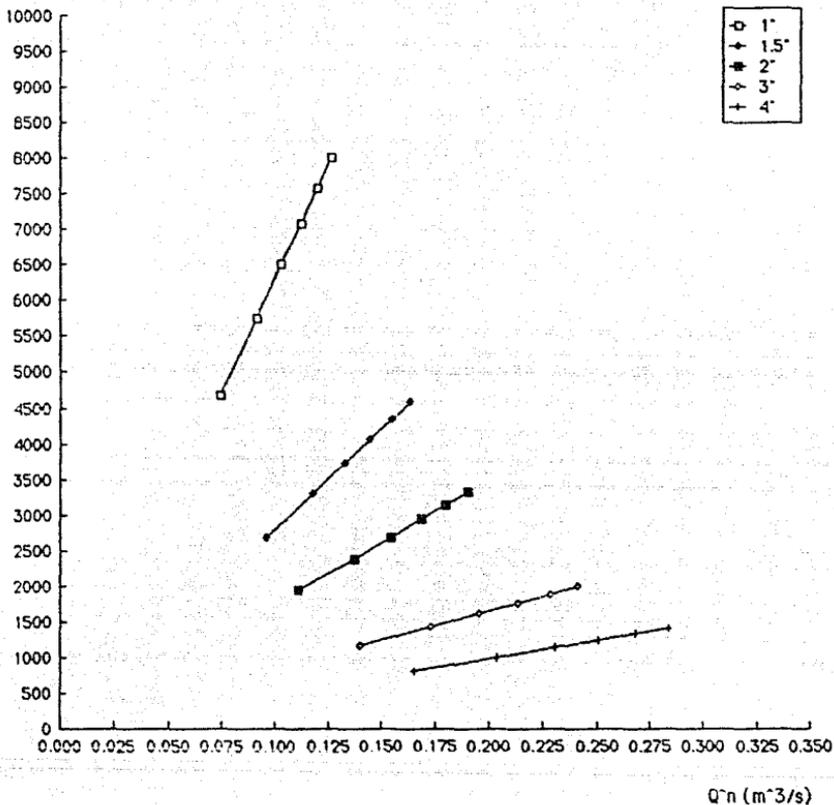


Fig. 3. B Relación del $\Delta P/L$, en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.3$ y $K = 7$ Pa.s a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

$n=0.4$

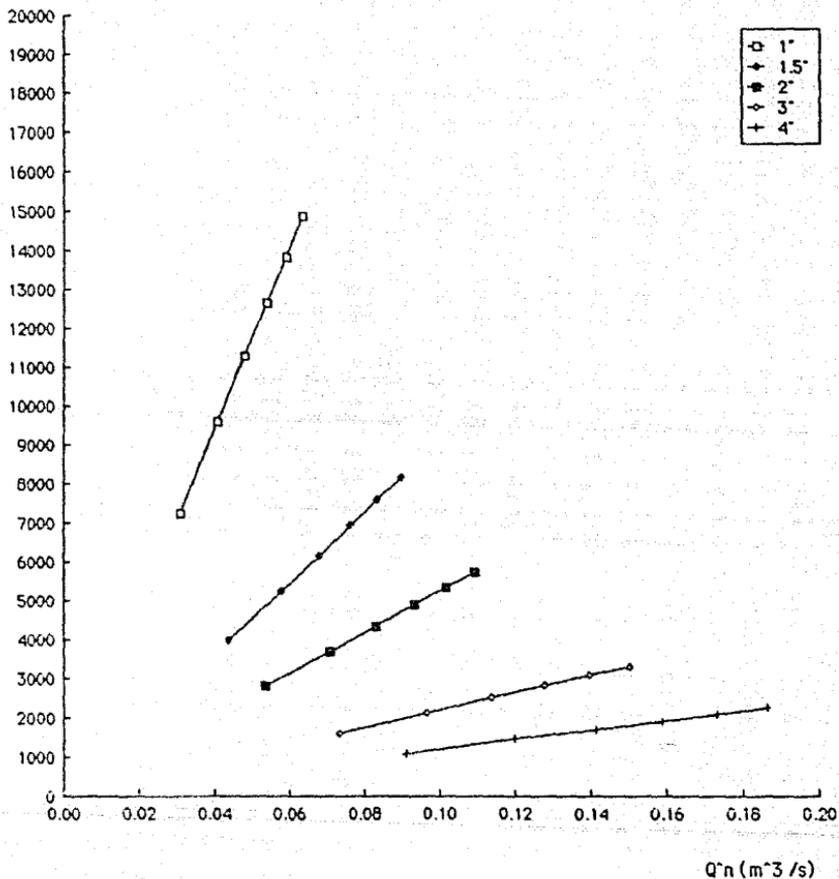


Fig. 3.9 Relación del $\Delta P/L$, en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n=0.4$ y $K_{cte} = 7$ Pa.s a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

n=0.5

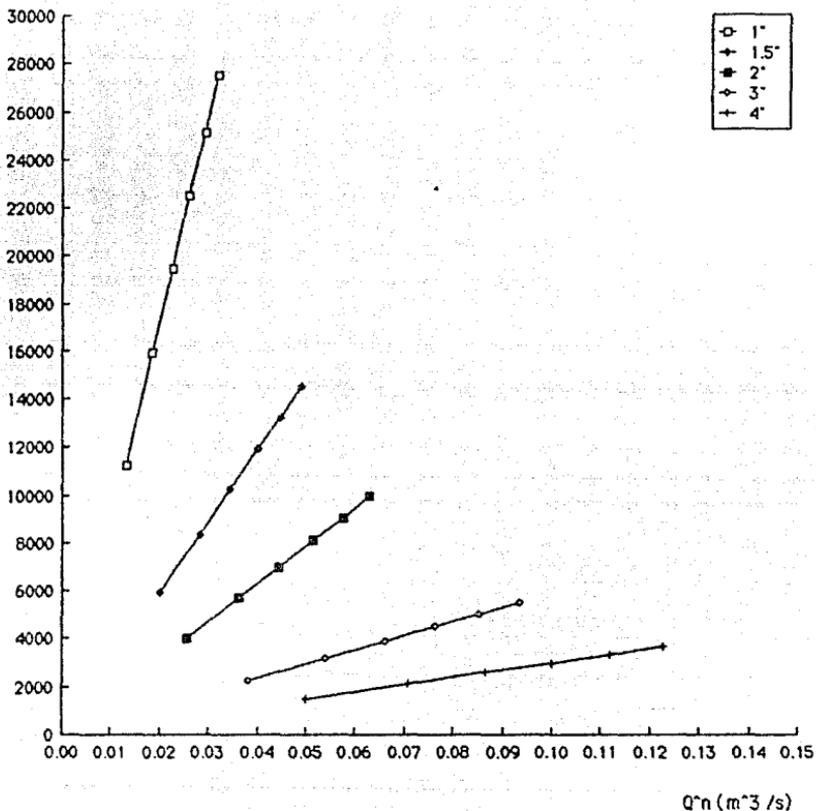


Fig. 3.10 Relación del $\Delta P/L, m$ en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.5$ y $K_{cte.} = 7 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

$n=0.6$

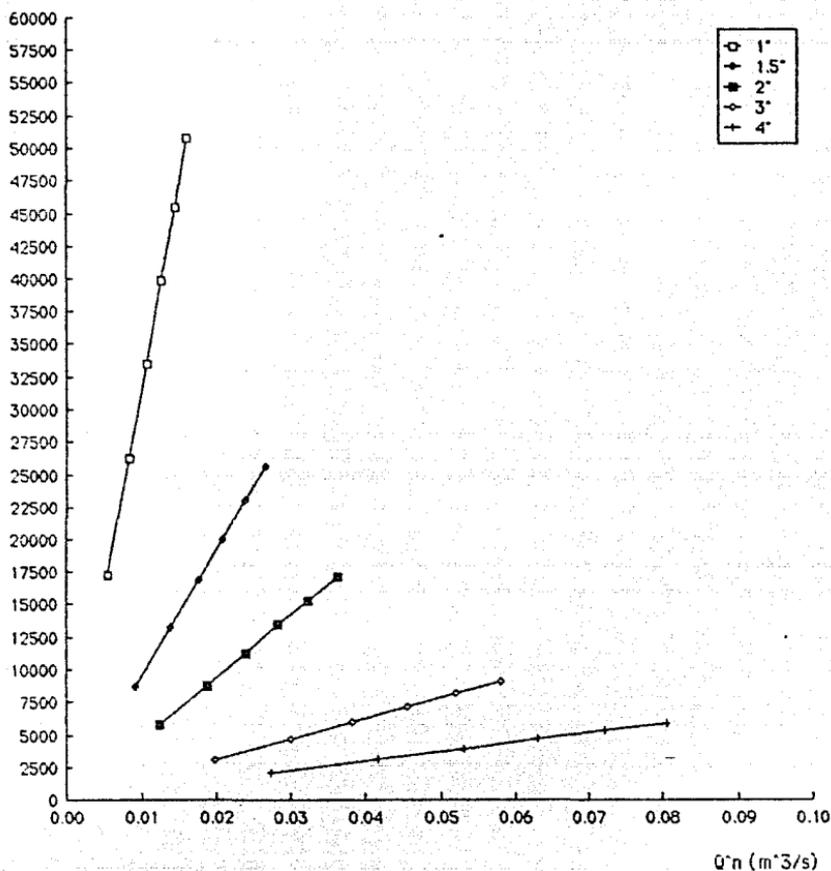


Fig. 3.11 Relación del $\Delta P/L$, μm en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.6$ y $K_{ce} = 7 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

n=0.7

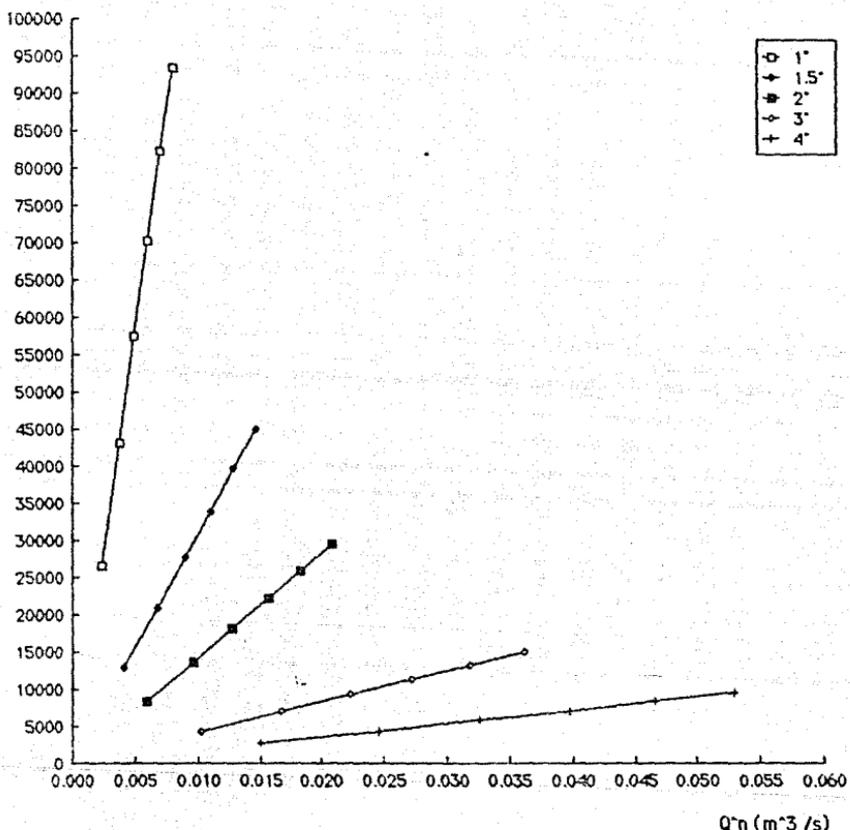


Fig. 3.12 Relación del $\Delta P/L$ en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.7$ y $K_{ctc} = 7$ Pa.s a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

$n=0.8$

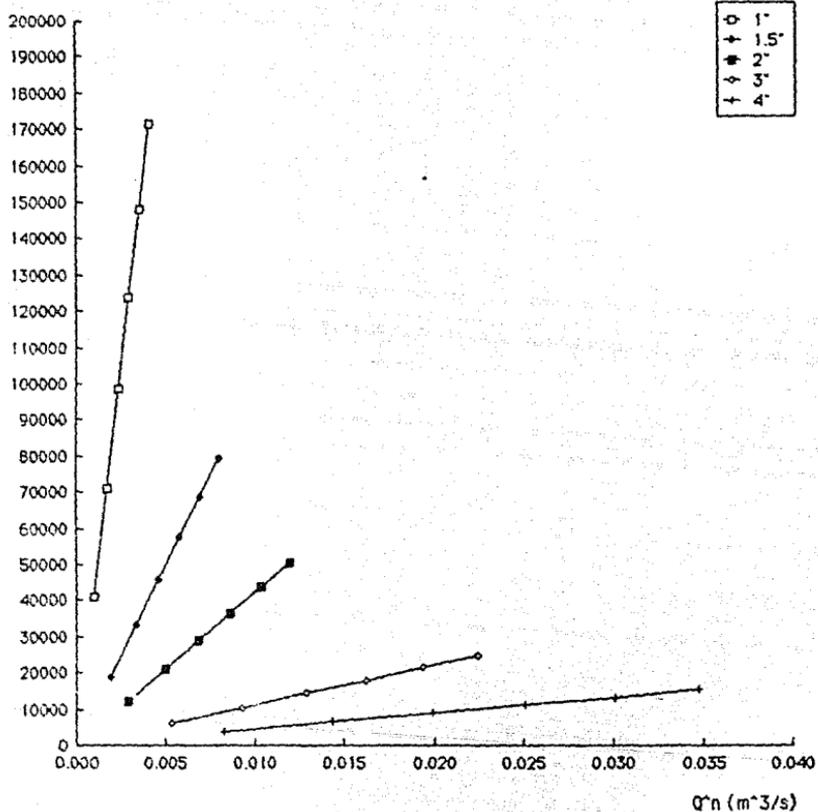


Fig. 3.13 Relación del $\Delta P/L$ en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.8$ y $K_{ato} = 7$ Pa.s a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

n=0.9

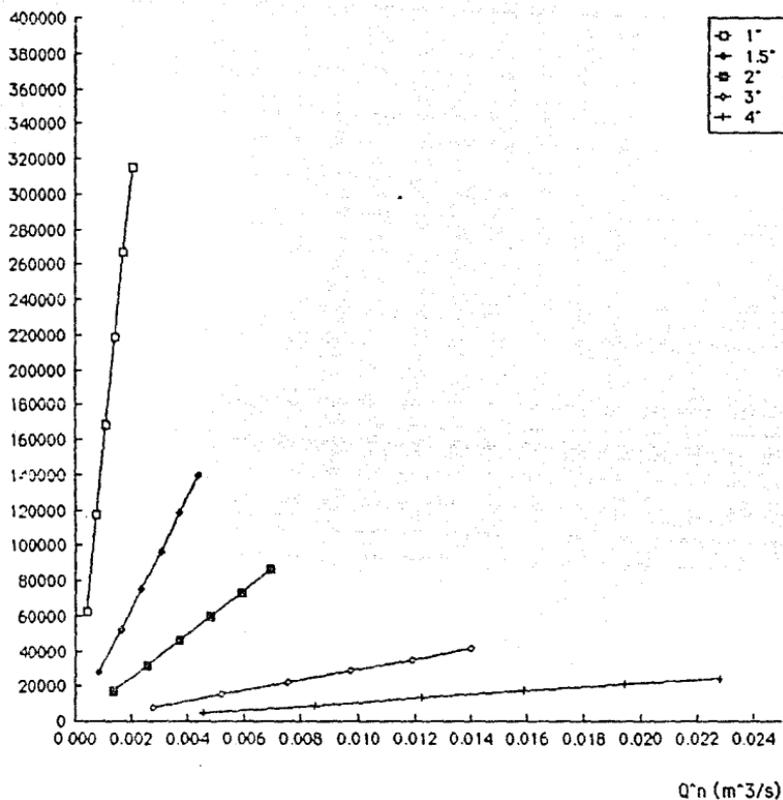


Fig. 3.14 Relación del $\Delta P/L, \text{cm}$ en función del Q^n para fluidos no-Newtonianos con una $n = 0.9$ y $K_{cte} = 7 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ a diferentes diámetros

DP/L (Pa/m)

n=1

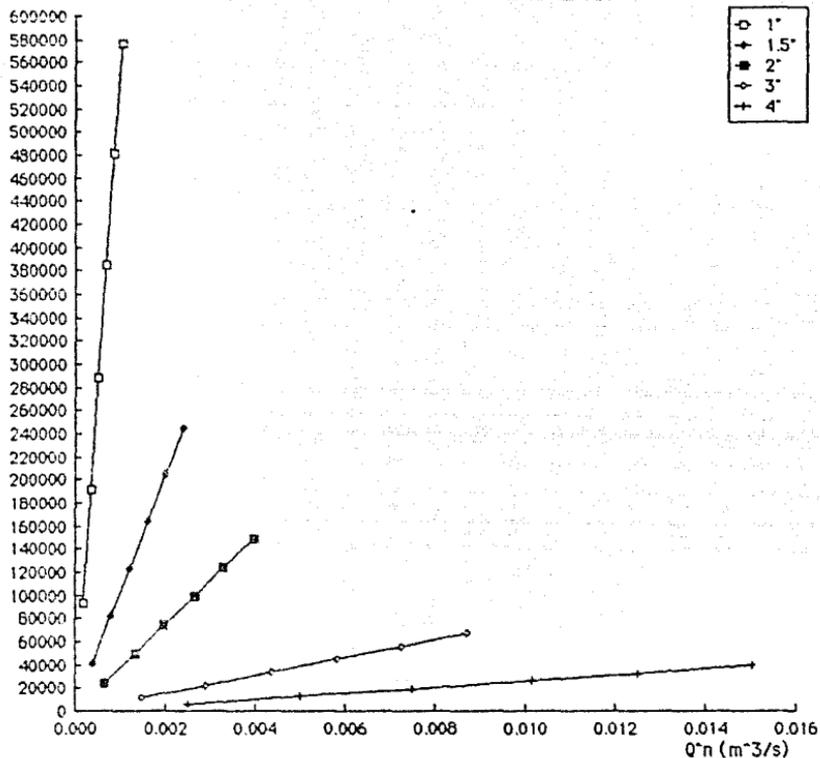


Fig. 3.15 Relación del $\Delta P/L$ en función del Q^n para fluidos Newtonianos con una $n=1.0$ y $K_{ato} = 7$ Pa.s a diferentes diámetros

3.2 DESARROLLO EXPERIMENTAL

3.2.1 PROPIEDADES REOLOGICAS

3.2.1.1 CALIBRACION DEL VISCOSIMETRO BROOKFIELD RVT CONO/PLATO

Se realizó la calibración del viscosímetro con una solución de sacarosa 60^oBx a una temperatura constante $T = 25^{\circ}\text{C}$ obteniendo su viscosidad ($\mu = \text{cps}$), comparando estos resultados con estándares conocidos obtenidos de cuadros reportados en la literatura (Perry, R.H. y Chilton, C.H.; 1973). Estos valores se presentan en el cuadro 3.1.

VISCOSIDAD DE SOLUCIONES DE SACAROSA			
T= ^o C	% sacarosa en peso		$\mu = \text{cps}$
	20	40	
0	3.818	14.82	
5	3.166	11.6	
10	2.662	9.830	113.9
15	2.275	7.496	74.9
20	1.967	6.223	56.7
25	1.710	5.206	44.02
30	1.510	4.398	34.01
35	1.336	3.776	26.62
40	1.197	3.261	21.30
45	1.074	2.858	17.24

Cuadro 3.1 "International Critical Tables"
vol.5 p.23, Bur. Standards Bull.
Referido por Perry, R.H. y
Chilton, C.H.; 1973)

La fig. 3.16 muestra la curva de flujo obtenida para sacarosa a 60°Bx.

Esta solución presenta una relación lineal entre τ y $\dot{\gamma}$ que parte del origen, lo cual indica un comportamiento Newtoniano.

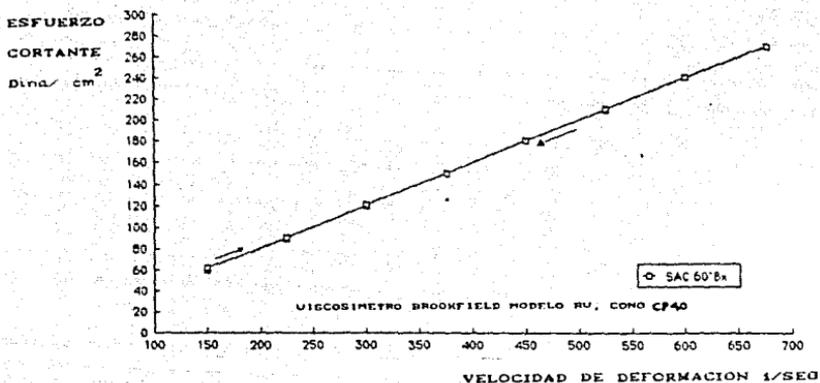


Fig. 3.16 Curva de flujo de la solución de sacarosa 60°Bx, (T= 25°C). Comportamiento Newtoniano

Los resultados de la experimentación se muestran en el cuadro 3.2, como se observa, el índice de comportamiento (n) es 0.9923, por lo que prácticamente es 1. Por lo tanto el índice de consistencia (K) representa directamente la viscosidad del fluido.

fluido	n	$K=Dn \text{ s}^n/\text{cm}^2$	$\mu=\text{cps}$
sacarosa	\bar{X} 0.9923	0.415	41.50
60°Bx	$\sigma = 2.74 \cdot 10^{-3}$	$8.206 \cdot 10^{-3}$	0.62067
T=25°C	C.V. = 0.278%	1.45%	1.495%

Cuadro 3.2 Resultados de la medición experimental de las propiedades reológicas de sacarosa 60°Bx a una T= 25°C.

Con la desviación máxima respecto a la media de las repeticiones y comparando con el valor bibliográfico, se obtuvo la precisión y la exactitud.

Solución sacarosa 60°Bx					
Tcte 25°C	valor de biblio- grafia (μ =cps)	\bar{X} exp. (μ =cps)	$\sigma_{\bar{x}}$	precisión %	exactitud %
	44.02	41.50	0.62067	+ 0.62	3.16

Cuadro 3.3 Precisión y exactitud dada por el viscosímetro Brookfield RVT cono/plato

El análisis de los datos experimentales a partir de los valores reportados, muestra que no se puede tener una exactitud mayor de 3.16% (3.16 cps), mientras que la precisión será de $\pm 0.62\%$ y que la desviación máxima respecto a la lectura media es de ± 0.6 cps.

Se ha reportado que el viscosímetro puede ser exacto en un 1% sobre cualquier escala total manejada y las lecturas pueden reproducirse con un 0.2% de escala total sujeta a variaciones en la T del fluido. Esta exactitud se puede aproximar si se realizan más calibraciones con estándares comerciales.

Los °Bx de la solución de sacarosa se midieron en un refractómetro y también se calculó la densidad de la muestra la cual fue de $\rho=1.3009$ g/ml.

3.2.1.2 CURVAS DE FLUJO OBTENIDAS PARA LOS FLUIDOS MANEJADOS A LA TEMPERATURAS DE OPERACION

Las curvas de flujo que se presentan a continuación se realizaron en forma ascendente y descendente, en ellas se indica la ida y el regreso.

FLUIDOS LACTEOS

Yogurt con frutas

La fig. 3.17 representa la curva de equilibrio la cual se realizó a una velocidad constante $v=200$ RPM durante 30 min., como se puede observar, la viscosidad disminuye respecto al tiempo por lo que el yogurt presenta a esta T un comportamiento dependiente del tiempo, tipo tixotrópico. Una vez que se llegó al equilibrio se realizó la curva de flujo, (fig. 3.18). La gráfica presenta un esfuerzo inicial (τ_0) por lo que se puede decir que existe un comportamiento tipo H-B.

La fig. 3.19 representa la curva de flujo para el yogurt a una $T=43^{\circ}\text{C}$, a esta temperatura el yogurt presenta también un comportamiento H-B.

Leche condensada azucarada

La fig. 3.20 muestra la curva de flujo de leche condensada azucarada a $T=53^{\circ}\text{C}$, como se observa, el comportamiento es pseudoplástico.

La curva de flujo para una $T=18^{\circ}\text{C}$ solo se pudo obtener a velocidades de deformación muy bajas ($\dot{\gamma}=2-18 \text{ s}^{-1}$) por lo que no corresponden a las $\dot{\gamma}$ que se pueden encontrar durante el transporte de la leche, por esta razón no se presentan los resultados.

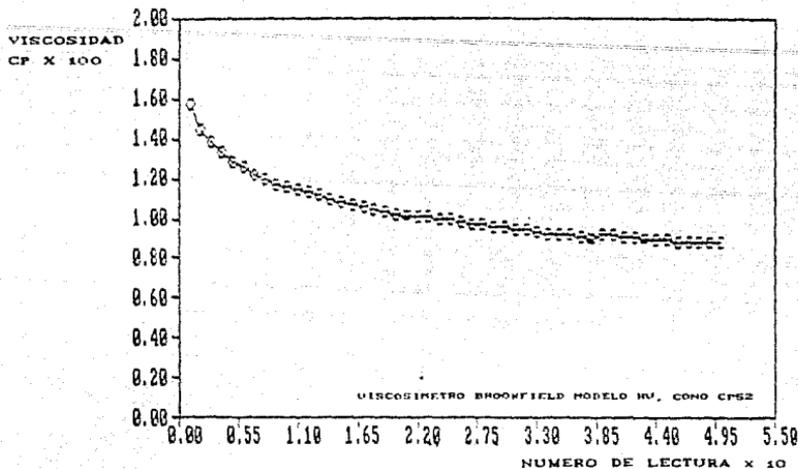


Fig. 3.17 Curva al equilibrio del yogurt con frutas a una $T = 15^{\circ}\text{C}$, realizada a una $v = 200$ RPM y un tiempo de 30 min.

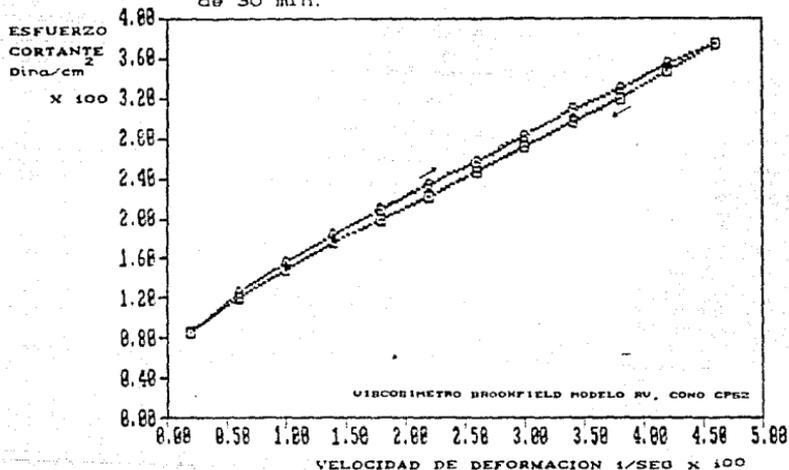


Fig. 3.18 Curva de flujo del yogurt con frutas ($T = 15^{\circ}\text{C}$). Comportamiento tipo H-B

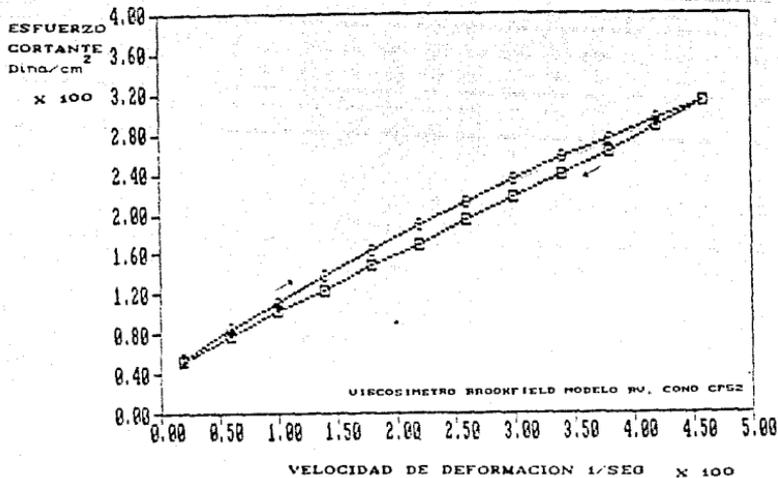


Fig. 3.19 Curva de flujo del yogurt con frutas ($T=43^{\circ}\text{C}$).
Comportamiento tipo H-B

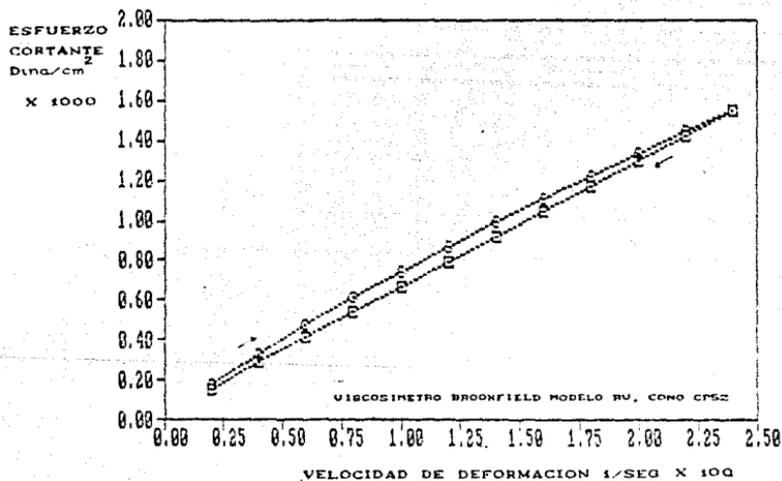


Fig. 3.20 Curva de flujo de leche condensada azucarada
($T=53^{\circ}\text{C}$). Comportamiento tipo Pseudoplástico

Leche concentrada (evaporada)

La fig. 3.21 representa la curva para leche evaporada a una $T=14^{\circ}\text{C}$ mostrando un comportamiento pseudoplástico, a la $T=53^{\circ}\text{C}$ (fig. 3.22) se puede observar que la curva de flujo sólo se realizó de forma ascendente ya que las mediciones se tuvieron que hacer rápidamente porque a esta T la muestra pierde humedad mientras se realiza la medición y las curvas que se obtienen si la medición se realiza de forma ascendente y descendente, muestran al regreso un aumento "aparente" en la viscosidad, cuando realmente esto es consecuencia de la pérdida de humedad que sufre la muestra.

Chocolate fluido

Las figuras 3.23 y 3.24 muestran las curvas obtenidas a 28 y 75°C respectivamente donde se puede observar que el tipo de comportamiento es pseudoplástico.

JUGOS Y CONCENTRADOS

Jugo concentrado de manzana

La fig.3.25 representa la curva de forma ascendente (debido al problema explicado con anterioridad) a una $T=50^{\circ}\text{C}$, mostrando un comportamiento Newtoniano.

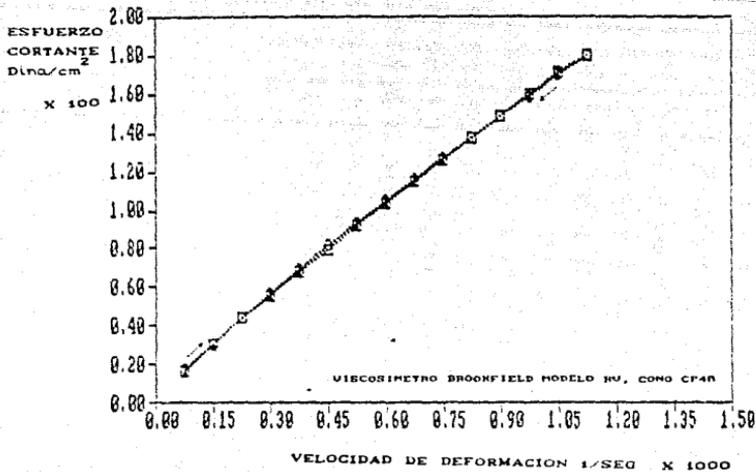


Fig. 3.21 Curva de flujo de leche evaporada ($T = 14^{\circ}\text{C}$).
Comportamiento tipo Pseudoplástico

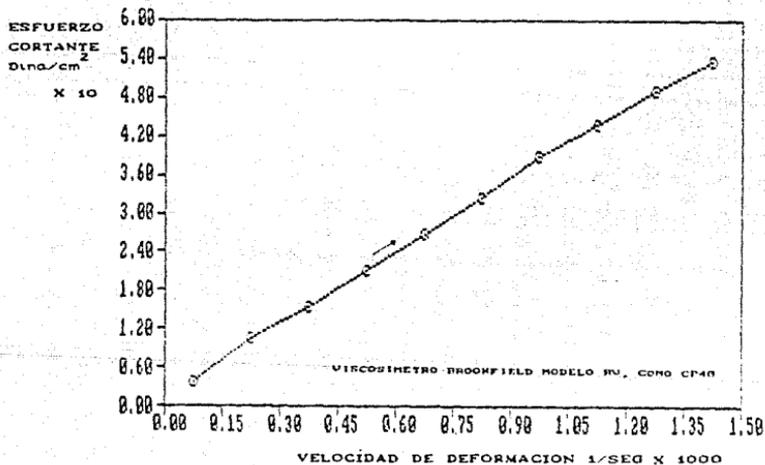


Fig. 3.22 Curva de flujo de leche evaporada ($T = 53^{\circ}\text{C}$).
Comportamiento tipo Pseudoplástico

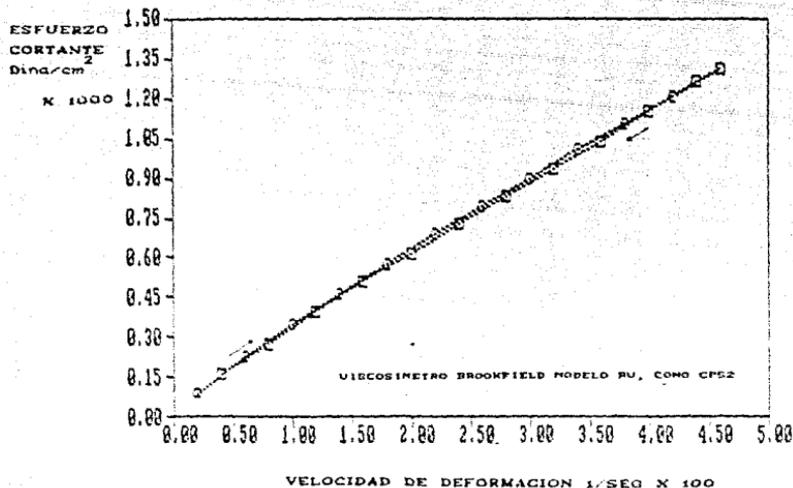


Fig. 3.23 Curva de flujo de chocolate fluido ($T=28^{\circ}\text{C}$).
Comportamiento tipo Pseudoplástico

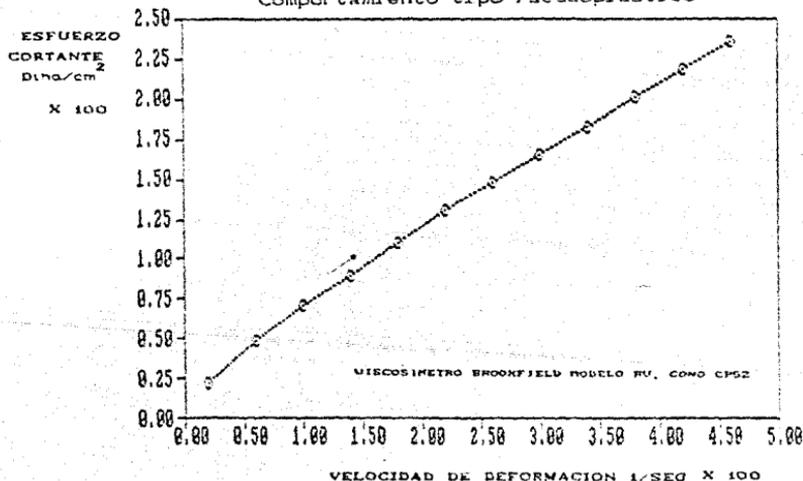


Fig. 3.24 Curva de flujo de chocolate fluido ($T=75^{\circ}\text{C}$).
Comportamiento tipo Pseudoplástico

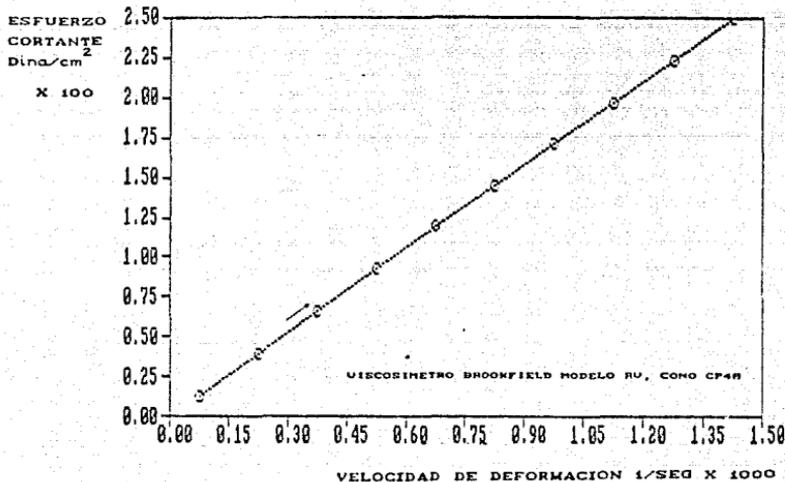


Fig. 3.25 Curva de flujo de jugo concentrado de manzana (T= 50°C). Comportamiento Newtoniano

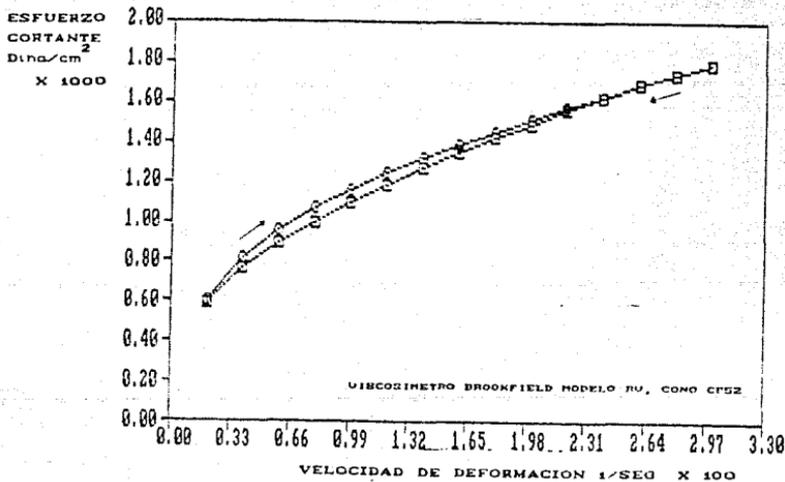


Fig. 3.26 Curva de flujo del puré de frutas (T= 30°C). Comportamiento tipo Pseudoplástico

Puré de frutas

Las figuras 3.26 y 3.27 muestran las curvas de flujo obtenidas para el puré a una $T=30$ y 45°C respectivamente. Si se observa, estas curvas presentan un esfuerzo inicial (τ_0), por lo que el comportamiento puede ser H-B.

Puré de tomate concentrado

Como se puede observar en la fig. 3.28 a bajas velocidades de deformación ($\dot{\gamma}$), el comportamiento del puré fue un tanto irregular, mientras que a altas $\dot{\gamma}$ tiende a ser más constante, esto se debe a la presencia de sólidos del tomate lo cual dificultó las mediciones ya que el viscosímetro Brookfield RVT cono/plato no se recomienda para sólidos en suspensión.

Además se esto, el esfuerzo inicial (τ_0) es muy apreciable.

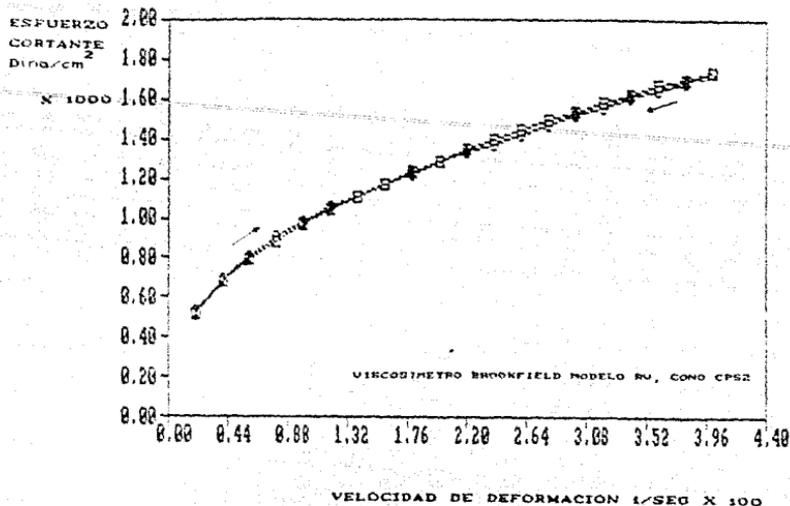


Fig. 3.27 Curva de flujo del puré de frutas ($T = 45^{\circ}\text{C}$).
Comportamiento tipo Pseudoplástico

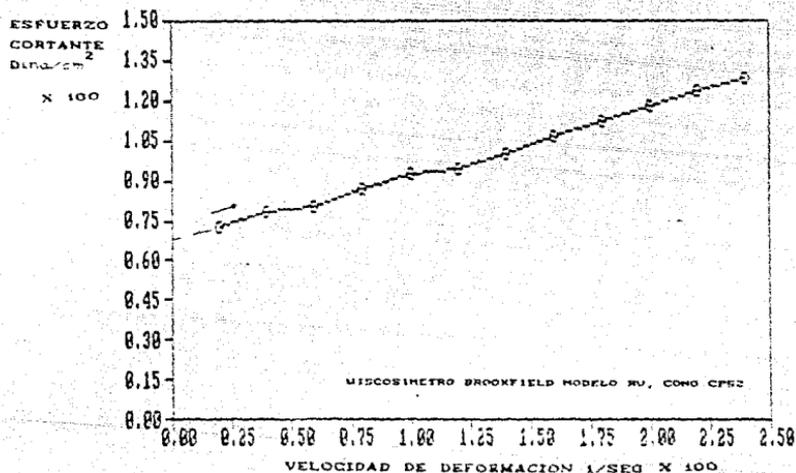


Fig. 3.28 Curva de flujo del puré de tomate concentrado
($T = 80^{\circ}\text{C}$). Comportamiento tipo H-B

3.2.1.3 TABLAS DE RESULTADOS

TRATAMIENTO ESTADISTICO

FLUIDOS LACTEOS

fluido	n	K=Dina s ² /cm ²
yogurt con frutas T=15°C	$\bar{X} = 0.4808$ $\sigma = 4.346e^{-9}$ C. V. = 0.904 %	18.183 0.1489 0.819%
T=43°C	$\bar{X} = 0.5745$ $\sigma = 2.087e^{-9}$ C. V. = 0.363%	8.391 0.1925 2.29%
Leche cond. azucarada T=53°C	$\bar{X} = 0.9063$ $\sigma = 5.866e^{-9}$ C. V. = 0.757%	10.845 0.4725 4.35%
chocolate fluido T=29°C	$\bar{X} = 0.8558$ $\sigma = 2.415e^{-9}$ C. V. = 0.281%	6.7142 0.1124 1.67%
T=75°C	$\bar{X} = 0.769$ $\sigma = 6.945e^{-9}$ C. V. = 0.903%	2.201 0.03508 1.59%

Cuadro 3.4 Resultados del tratamiento estadístico para fluidos lácteos.

JUGOS Y CONCENTRADOS

fluido	n	K=Dina s ⁿ /cm ²
Jugo conc. de manzana T=50°C	$\bar{X}=0.9968$ $\sigma=2.803e^{-3}$ C. V. =0.281%	0.1770 2.287e ⁻³ 1.29%
Puré de frutas T=30°C	$\bar{X}=0.4043$ $\sigma=1.213e^{-3}$ C. V. =0.3%	178.73 4.96 2.77%
T=43°C	$\bar{X}=0.3983$ $\sigma=1.13e^{-3}$ C. V. =0.289%	156.27 0.3819 0.246%
Puré de tomate conc. T=80°C	$\bar{X}=0.2227$ $\sigma=0.0123$ C. V. =5.52%	35.53 2.618 7.36%

Cuadro 3.5 Resultados del tratamiento estadístico para jugos y concentrados.

Como se puede observar, en los cuadros 3.4 y 3.5 se obtuvo la media (\bar{X}), desviación estándar (σ) y se calculó el coeficiente de variación (C.V. = $\sigma/\bar{X} \times 100$). El análisis de los datos experimentales mostró que los C.V. obtenidos para cada fluido son bajos (menores de 7.0%) tanto para n como para K; lo cual demuestra que las lecturas fueron reproducibles con un alto grado de confiabilidad.

FLUIDOS CON ESFUERZO INICIAL (τ_0)

Se realizó la linearización de las unidades experimentales tomando en cuenta un $\tau_0 = \text{Dina/cm}^2$ gráfico, se obtuvieron los parámetros n, $K = \text{Dina s}^n/\text{cm}^2$ y el coeficiente de correlación (r). Comparando el coeficiente r que se obtuvo al tomar en cuenta τ_0 con la obtenida al linealizar de la forma tradicional se decidió qué tipo de comportamiento es el que el fluido presentaba realmente. En el cuadro 3.6 se presentan los resultados de los coeficientes obtenidos al considerar un comportamiento H-B o Ley de la Potencia.

fluido a T cte. a T cte.	coeficiente (r) sin τ_0			coeficiente (r) con τ_0			
	n	k	r	n	K	τ_0	r
YOG. 15°C	0.478	18.32	0.9878	0.789	2.42	50	0.9988
YOG. 43°C	0.576	8.252	0.9862	0.811	1.74	30	0.9959
PUR. 30°C	0.404	176.7	0.9978	0.57	59.3	290	0.9961
PUR. 45°C	0.40	156.0	0.9993	0.534	32.37	340	0.9939
PTO. 60°C	0.235	32.78	0.9525	0.883	0.464	65.6	0.9939

Cuadro 3.6 Correlaciones obtenidas considerando fluido H-B y Ley de la Potencia.

YOG. = yogurt con frutas

PUR. = puré de frutas

PTO. = puré de tomate

Del cuadro 3.6 se observa que tanto el yogurt como el puré de tomate se consideran fluidos H-B., sin embargo el puré de frutas muestra un coeficiente de correlación más alto al considerarlo fluido de la potencia, por lo tanto, se descarta el comportamiento H-B para este fluido.

Una vez seleccionados los fluidos que presentaron comportamiento H-B se obtuvo la relación de τ_0/τ_v es decir, el esfuerzo inicial con respecto al esfuerzo en la pared, si el esfuerzo inicial es pequeño comparado con el esfuerzo τ_v entonces se puede considerar que en una tubería de proceso el τ_0 no es importante físicamente, y por el contrario, si τ_0 es alto, la relación de τ_0/τ_v expresada en porcentaje (%) es alta (cuadro 3.7).

fluido a T cte.	τ_0/τ_v %
YOG. 15°C	16.06
YOG. 43°C	9.65
PTO. 60°C	51.33

Cuadro 3.7 Agrupación de los fluidos que presentan un τ_0 considerable.

Tanto el yogurt como el puré de tomate presentan un porcentaje alto al obtener la relación τ_0/τ_v (cuadro 3.7), los porcentajes obtenidos son apreciables siendo más notorio para el puré de tomate (>50%). El efecto de τ_0 es importante, debido principalmente a la cantidad de sólidos en suspensión del puré y a la formación del gel en el yogurt; lo cual debe tomarse en cuenta cuando se bombean a través de una línea de proceso.

En el cuadro 3.8 se resumen los resultados obtenidos de esta etapa experimental.

CUADRO 3.8 PROPIEDADES REOLOGICAS DE DIFERENTES FLUIDOS ALIMENTICIOS DETERMINADAS EN UN
VISCOSIMETRO BROOKFIELD RV1, CONO/PLATO

FLUIDO ALIMENTICIO	n	K=Dina s ⁿ /cm ²	τ_0 =Dina/cm ²	T=° C	TIPO DE CONO	INTERVALO DE $\dot{\gamma}$ =seg ⁻¹	TIPO DE FLUIDO
YOGHURT CON FRUTAS	0.79	2.42	60	15	CP52	20-400	TIX. H-B
	0.81	1.74	30	43	CP52	20-400	H-B
PURE DE FRUTAS	0.48	178.73	-	50	CP52	20-300	PS.
	0.48	156.27	-	43	CP52	20-400	PS.
LECHE CONDENSADA AZUCARADA							
	0.90	10.88	-	53	CP52	20-220	PS.
CHOCOLATE HERSHEY'S	0.65	6.71	-	20	CP52	20-460	PS.
	0.77	2.20	-	75	CP52	20-460	PS.
LECHE EVAPORADA							
	0.67	0.39	-	14	CP40	75-1125	PS.
	0.90	0.00	-	53	CP40	75-1425	PS.
JUGO CONCENTRADO DE MANZANA	1.0	0.177	-	50	CP40	75-1425	NEW.
PURE DE TOMATE CONCENTRADO	0.86	0.464	65.6	80	CP52	20-240	H-B

n= indice de comportamiento
K= indice de consistencia
 τ_0 = esfuerzo inicial
 $\dot{\gamma}$ = velocidad de deformacion

NEW.= Newtoniano
TIX.= Tixotropico
PS.= Pseudoplastico
H-B= Herschel-Bulkley

3.2.1.4 DISCUSION DE RESULTADOS

-El viscosímetro Brookfield RVT cono/plato presentó una precisión de ± 0.02 y una exactitud del 3.18% al calibrarlo con una solución conocida de 80^oBx, sin embargo, esta exactitud se puede mejorar ya que el viscosímetro puede ser capaz de tener una exactitud del 1% (datos del fabricante, Brookfield Engineering Labs.; 1991)

-Cada medición de viscosidad en el V. Brookfield requirió de encontrar en primera instancia, el intervalo de $\dot{\gamma}$ y el tiempo necesario para estabilizar el torque para cada lectura. Estas condiciones deben establecerse para evitar errores al realizar las mediciones ya que la muestra se debe sujetar a una velocidad de deformación constante.

-Para los fluidos estudiados, el comportamiento reológico obtenido fue dependiente de la concentración y/o de la composición. Los fluidos alimenticios seleccionados fueron de consistencia muy variada lo cual demostró la complejidad que existe al evaluar su comportamiento reológico para poder clasificarlos dentro de la gama generalizada de los fluidos no-Newtonianos.

-El yogurt presentó dificultades al ser evaluado a bajas temperaturas (15^oC) resultó ser dependiente del tiempo lo cual nos condujo a encontrar las condiciones de $\dot{\gamma}$ y de tiempo para obtener la curva de equilibrio; una vez que se logró, se realizó la curva de flujo que al extrapolarla al origen presentó un esfuerzo inicial, τ_0 (comportamiento tipo H-B) que representa el 16% con respecto al esfuerzo total en la pared (τ_w). A 43^oC el yogurt ya no presentó dependencia con el tiempo, el fluido es H-B con un τ_0/τ_w del 9.6%.

-Los fluidos que se clasificaron como de la Ley de la Potencia presentaron comportamiento Pseudoplástico, dentro de este grupo se encuentran el puré de frutas, leche condensada azucarada, chocolate fluido y leche concentrada, de los cuales, el puré de frutas es el que presentó mayor consistencia. Si se considera que el agua tiene una consistencia de 0.01 Dina s/cm^2 la comparación con una

consistencia de $178.73 \text{ Dyna s}^n/\text{cm}^2$ (puré a 30°C) resulta ser de 17.87×10^3 veces mayor. Esta cifra es bastante considerable lo cual confirma la importancia de evaluar las propiedades reológicas de los fluidos alimenticios.

-El jugo concentrado de manzana evaluado a una $T=50^\circ\text{C}$ presentó un índice de comportamiento $n=1$ lo cual lo clasificó dentro de los fluidos Newtonianos en donde K representa directamente el valor de la viscosidad.

-Para puré de tomate el considerar que existe un esfuerzo inicial es importante ya que presentó un % de $\tau_0/\tau_v > 50\%$, esto se debe a la presencia de sólidos en suspensión que aumentan considerablemente la consistencia del puré.

-La leche condensada azucarada no pudo ser evaluada a una $T=18^\circ\text{C}$ en el intervalo de velocidades de deformación ($\dot{\gamma}$) requerido para simular las mismas condiciones que se tienen durante su transporte en una tubería; la medición de viscosidad sólo se pudo realizar a $\dot{\gamma}$ muy pequeñas ($\dot{\gamma}= 2-18 \text{ seg}^{-1}$) obteniendo viscosidades aparentes muy altas, desde 1200 a 26000 cP, presentando bajo estas condiciones, dependencia con el tiempo.

-Fluidos como el jugo de naranja y néctar de durazno no pudieron evaluarse con el V. Brookfield debido a la baja viscosidad del jugo y a la presencia de sólidos en suspensión del néctar de durazno.

-Las $\dot{\gamma}$ a las cuales se evaluaron las constantes de flujo caen dentro de la $\dot{\gamma}$ que se pudiera encontrar en una línea de proceso donde la condición de flujo es laminar. Por ejemplo, considerando una línea de 2in Ced.40 (que es la más común) D.I. = 0.0525m, a una velocidad máxima de 2 m/s, se tiene una $\dot{\gamma}= 304 \text{ s}^{-1}$ ($\dot{\gamma}= 8v/D$).

3.2.2 PROPIEDADES FISICAS

3.2.2.1 RESULTADOS Y DISCUSION

En el cuadro 3.9 se presentan las medias de los datos (\bar{X}), la desviación estandar (σ) y el coeficiente de variación (C.V.). El análisis de los datos experimentales muestra que los C.V. obtenidos para cada fluido son muy bajos, sobre todo para la determinación de los $^{\circ}\text{Bx}$ en donde para muchos casos la incertidumbre de los datos es cero; por lo que las lecturas fueron reproducibles con un alto grado de confiabilidad. Se observa también que los fluidos con una alta concentración de sólidos solubles (jugo concentrado de manzana, leche condensada azucarada (LCA) y chocolate fluido), presentaron una densidad alta comparada con los demás fluidos; esta densidad es mayor en un 17-30% comparadas con la ρ del agua ($\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$), así mismo los S.T. de LCA y chocolate fluido son altos (76-77%) comparados con los del yogurt y leche concentrada (22-24%).

Fluidos como nectar de durazno, puré de tomate y jugo de naranja presentaron ρ y $^{\circ}\text{Bx}$ parecidos, la densidad fue cercana a la del agua y los $^{\circ}\text{Bx}$ no fueron mayores del 12%. El puré de frutas y fluidos lácteos como el yogurt y leche concentrada presentaron densidades entre $1074\text{-}1084 \text{ kg/m}^3$ y S.T. en un intervalo de 18-25 $^{\circ}\text{Bx}$

CUADRO 3.9 PROPIEDADES FISICAS DE DIFERENTES FLUIDOS ALIMENTICIOS

FLUIDO	DENSIDAD = kg/m ³			% SOLIDOS TOTALES			SOLIDOS SOLUBLES °Bx		
	\bar{x}	σ	C.V.	\bar{x}	σ	C.V.	\bar{x}	σ	C.V.
NECTAR DE DURAZNO	1051.4	1.413	0.134	-			12.5	0.0	0.0
PURE DE TOMATE CONCENTRADO	1056.2	1.37	0.129	-			10.4	0.14	0.13
PURE DE FRUTAS	1076.5	1.5	0.139	-			10.0	0.0	0.0
JUGO DE NARANJA	1030.4	0.56	0.0543	-			11.0	0.0	0.0
JUGO CONCEN. DE MANZANA	1294.8	0.56	0.0432	-			61.0	0.0	0.0
LECHE CONC. EVAPORADA	1074.5	0.56	0.0521	22.63	0.24	1.0	25.2	0.0	0.0
YOGURT CON FRUTAS	1084.4	0.90	0.0903	24.34	0.26	1.0	21.0	0.0	0.0
LECHE COND. AZUCARADA	1327.0	0.04	0.0032	77.36	0.5	0.646	70.6	0.14	0.2
CHOCOLATE FLUIDO	1174.2	0.91	0.0774	76.54	0.44	0.574	60.65	0.21	0.3
SACAROSA	1300.0	0.01	0.001	-			60.0	0.0	0.0

\bar{x} = media

σ = desviación estandar

C.V. = coeficiente de variación (%)

3.2.3 PRESION DE VAPOR

3.2.3.1 VALIDACION DEL EQUIPO Y METODO.

Se realizó la verificación del aparato con agua destilada contrastando los resultados con estándares conocidos como las tablas de vapor (Haywood R.H.; 1977; Crane; 1980; Representaciones y Servicios de Ingeniería, S.A.; 1970)

La fig.3.29 muestra la curvas de presión obtenidas de los datos experimentales y los datos reportados en las tablas de vapor. Como se observa la presión de vapor se maneja como variable independiente o controlada (eje x) y la temperatura como la variable dependiente o aleatoria (eje y). Esto se hizo ya que como se explicó durante el diseño experimental, el método utilizado para medir P_v fue el "Método Dinámico", en donde se controló (variable controlada) la presión de vacío y la variable de respuesta fue la temperatura (T°).

La fig.3.30 es el resultado de la linearización de los datos al realizar la transformación de las 2 variables.

-Se puede observar que hay muy poca desviación de los puntos entre agua destilada (A.D.) y tablas de vapor (T.V.) coincidiendo ambos en una sola línea recta en donde sus pendientes y sus ordenadas al origen son sumamente parecidas.

-A bajas temperaturas se puede apreciar una ligera desviación a la misma P_v para A.D. en donde la T_{eb} es ligeramente menor comparada con la T° reportada en T.V.

La calibración del aparato nos ayudó a establecer la exactitud del aparato reduciendo los errores cometidos durante la experimentación. Los resultados de la experimentación se presentan en el cuadro 3.10

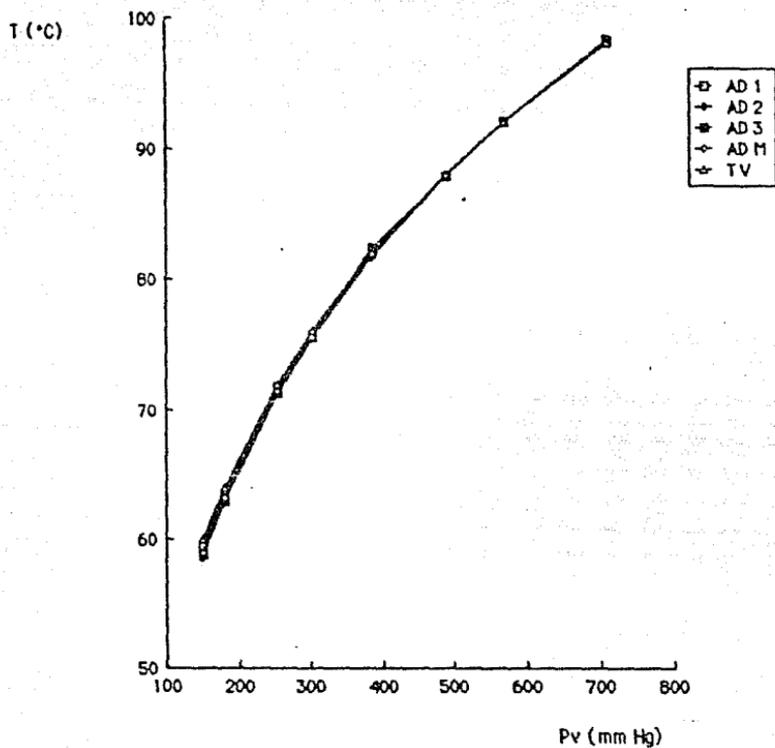


Fig. 3.29 Curvas de presión obtenidas de los datos experimentales con agua destilada (A.D.) y tablas de vapor (T.V.)

LOG Pv

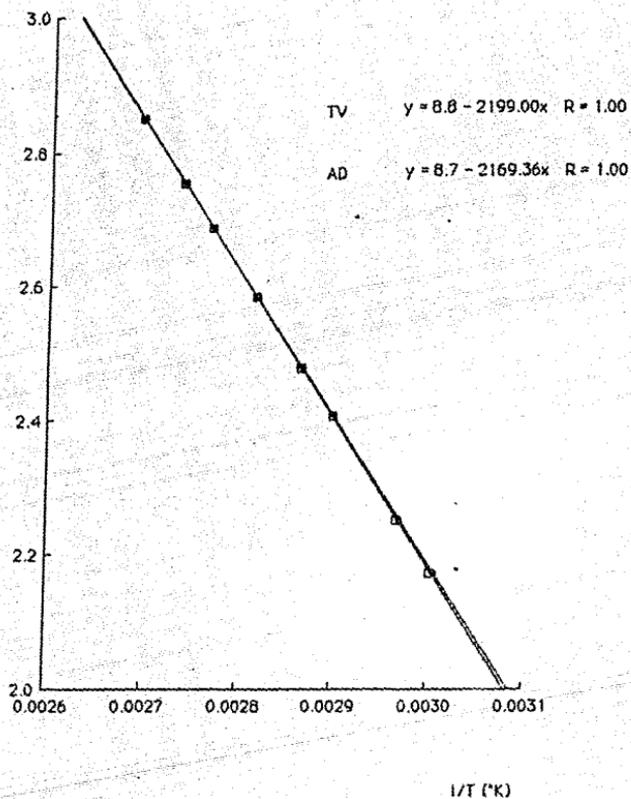


Fig. 3.30 Relación del log Pv en función del inverso de la temperatura $1/T$

LOG PV

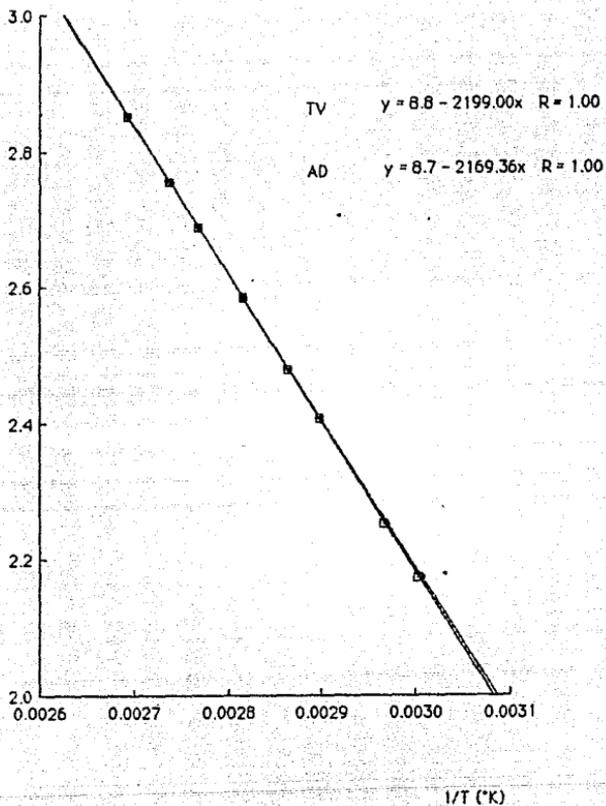


Fig. 3.30 Relación del log Pv en función del inverso de la temperatura $1/T$

Pv=mmHg	Tablas de vapor T=°C	A G U A D E S T I L A D A		
		1ª corrida T=°C	2ª corrida T=°C	3ª corrida T=°C
149.41	60	59.5062	59.5469	58.7186
179.34	64	63.6036	62.7685	62.928
254.72	72	71.7691	71.166	71.3022
301.45	76	75.6414	75.38	75.4764
385.006	82	81.9132	81.6536	82.495
487.16	86	87.9494	87.907	87.944
567.12	92	91.9627	92.064	92.000
707.3	98	98.261	98.28	98.253

Cuadro 3.10 Medición experimental de Pv con agua destilada y comparación de resultados con tablas de vapor

Con la desviación máxima respecto a la media de las repeticiones y comparando con los valores reportados de tablas de vapor se obtuvo la precisión y exactitud del aparato. (Ver Anexo II) Los tratamientos de estos resultados se muestran en el cuadro 3.11.

X media	desviación máxima con respecto a X	Precisión	Exactitud %
58.923	0.511341	± 0.51	1.4
63.099	0.44408	± 0.44	1.2
71.419	0.30862	± 0.30	0.81
75.565	0.24338	± 0.24	0.62
82.020	0.43065	± 0.43	0.34
87.933	0.023026	± 0.023	0.09
92.008	0.05123	± 0.05	0.03
98.274	0.010124	± 0.01	0.28

Cuadro 3.11 Precisión y exactitud dada por el aparato de presión de vapor dinámico para el rango de temperaturas mostrado.

El análisis de los datos experimentales a partir de los valores teóricos, muestra que no se puede tener una exactitud mayor del 1.4% (1.4°C), mientras que la precisión para esta exactitud será de $\pm 0.5\%$ y que la desviación máxima respecto a la lectura media es de $\pm 0.5^\circ\text{C}$.

Los datos experimentales muestran que a altas presiones de vacío (bajas Pv) el error experimental es mayor por lo que la precisión disminuye (cuadro 3.11). Conforme la presión de vacío se va disminuyendo la precisión del aparato aumenta disminuyendo también considerablemente el error experimental, obteniéndose lecturas más confiables.

3.2.3.2 CURVAS DE PRESION DE LOS DIFERENTES FLUIDOS SELECCIONADOS

SOLUCIONES DE SACAROSA

En la fig. 3.31 se muestran las curvas de presión para agua y diferentes soluciones de sacarosa.

Como se observa, a bajas concentraciones (S 10 a S 70), las curvas de presión están muy próximas a la curva de presión del agua destilada. Sólo S 250 (agua/azúcar 100/250) esto es, solución de 70°Bx, presenta un comportamiento diferente el cual es apreciable gráficamente.

En la fig. 3.32 se representa la linearización por medio de la transformación de las variables ($1/T$ vs $\log P_V$). El calor de vaporización (ΔH_V) para cada fluido se puede obtener a partir de las ecuaciones que representan a cada recta, en donde la pendiente es de forma directa el ΔH_V .

NOTA: Es necesario indicar que las escalas manejadas para cada eje de algunas gráficas, son muy diferentes, es por esto que la pendiente no corresponde a la tangente del ángulo ($\tan \theta$), lo mismo sucede para la ordenada al origen la cual toma su valor cuando $X=0$

Para comprobar la teoría de que al aumentar la concentración el punto de ebullición aumenta, se realizó la gráfica de T_{eb} . agua vs. T_{eb} . (en °C) de las soluciones de sacarosa (fig. 3.33).

El efecto de la concentración sobre la T_{eb} . sólo se logra observar hasta S 70 (agua/azúcar 100/70) es decir, aproximadamente 40°Bx. Las T_{eb} . para S 10, S 30 y S 50 caen prácticamente sobre la misma línea para agua destilada, es por eso que el aumento en el punto de ebullición es muy poco apreciable gráficamente.

S 250 presenta un comportamiento apreciable gráficamente, las T_{eb} . son mayores encontrando una diferencia hasta de 7°C con respecto a las T_{eb} . para agua destilada.

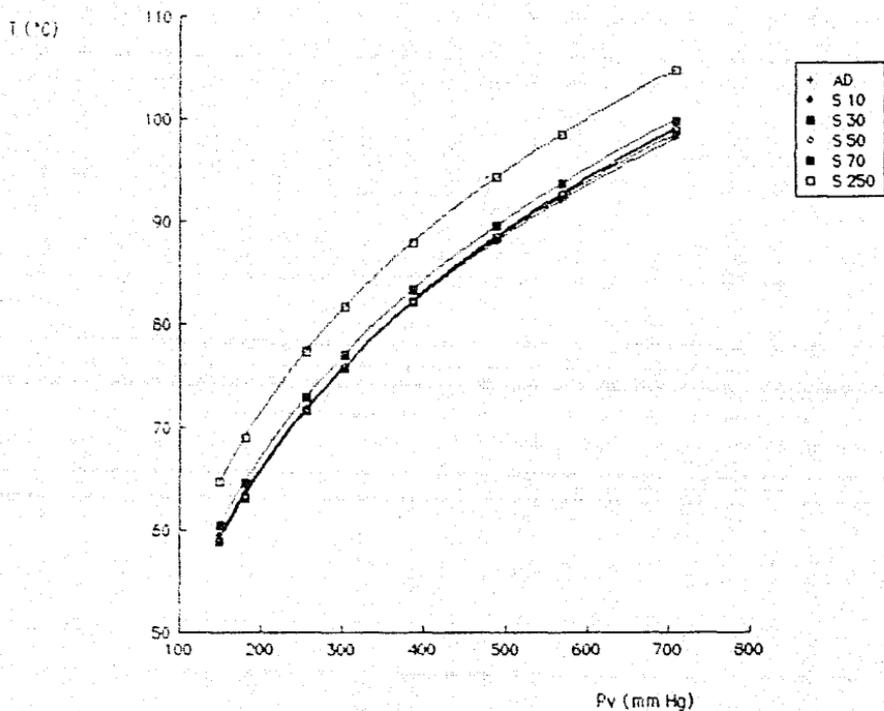


Fig. 3.3: Curvas de presión para agua y diferentes soluciones de sacarosa

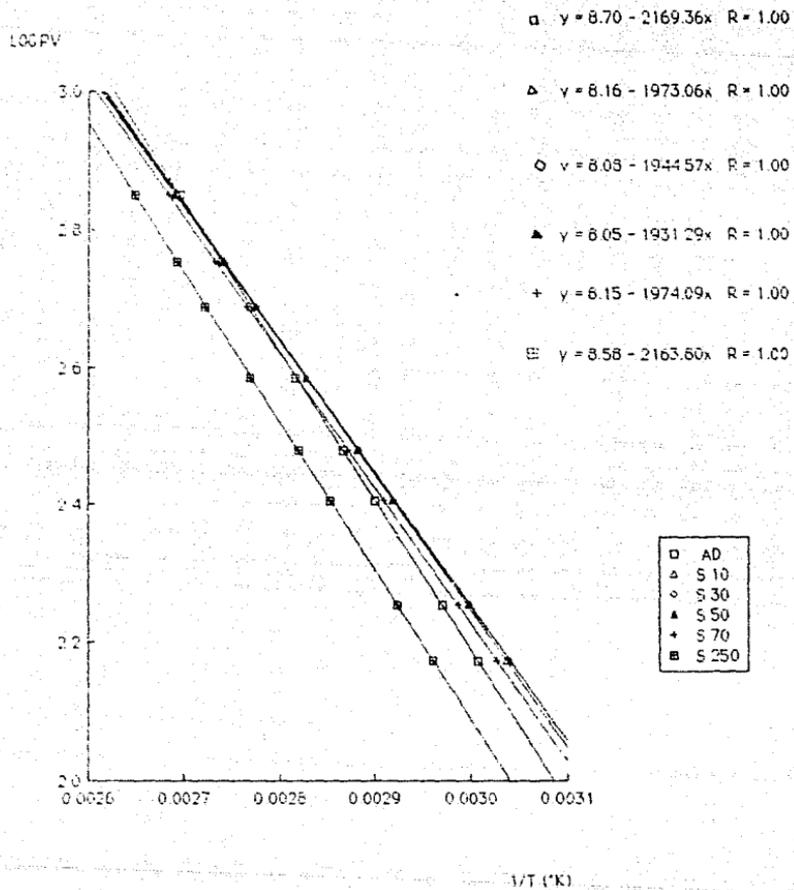
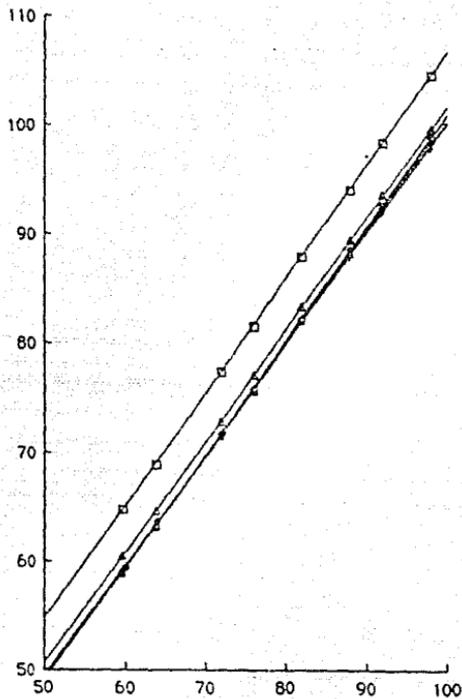


Fig. 3.32 Relación del log PV en función de 1/T para agua y diferentes soluciones de sacarosa

T EB. SOL. SACAROSA (°C)



$$+ \gamma = -1.16 + 1.013x \quad R = 1.00$$

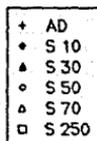
$$\bullet \gamma = -1.96 + 1.024x \quad R = 1.00$$

$$\blacktriangle \gamma = -2.77 + 1.036x \quad R = 1.00$$

$$\circ \gamma = -4.04 + 1.051x \quad R = 1.00$$

$$\triangle \gamma = -1.57 + 1.034x \quad R = 1.00$$

$$\square \gamma = 1.76 + 1.050x \quad R = 1.00$$



T EB. AGUA (°C)

Fig. 3.33 Efecto de la concentración sobre el punto de ebullición

JUGOS Y CONCENTRADOS

En la fig. 3.34 se presentan las curvas de presión obtenidas experimentalmente para cada uno de los fluidos manejados así como las curvas de Pv de agua destilada y la reportada de tablas de vapor.

La gráfica muestra que la curva de presión obtenida para JMC (jugo de manzana conc.) se aleja de todas las demás curvas obtenidas tanto para el agua destilada como los jugos, concentrados y néctares. Estas curvas no se logran apreciar ya que prácticamente están sobrepuestas.

En la fig. 3.35 se representan los mismos datos linearizados donde a partir de las pendientes reportadas se obtiene el ΔH_v .

Se realiza la gráfica de T_{eb} agua vs. T_{eb} fluidos (fig. 3.36) para ver el efecto de la concentración sobre el punto de ebullición.

Fluidos como jugo de naranja, néctar de durazno, puré de frutas y puré de tomate presentan un comportamiento muy similar entre ellos y los puntos se sobreponen. Las diferencias entre los datos obtenidos solo son de centésimas de grados por lo que no se aprecia una separación de puntos entre ellos.

Solo JMC presenta temperaturas de ebullición mayores con una diferencia hasta de 6°C respecto a los demás fluidos y el agua destilada.

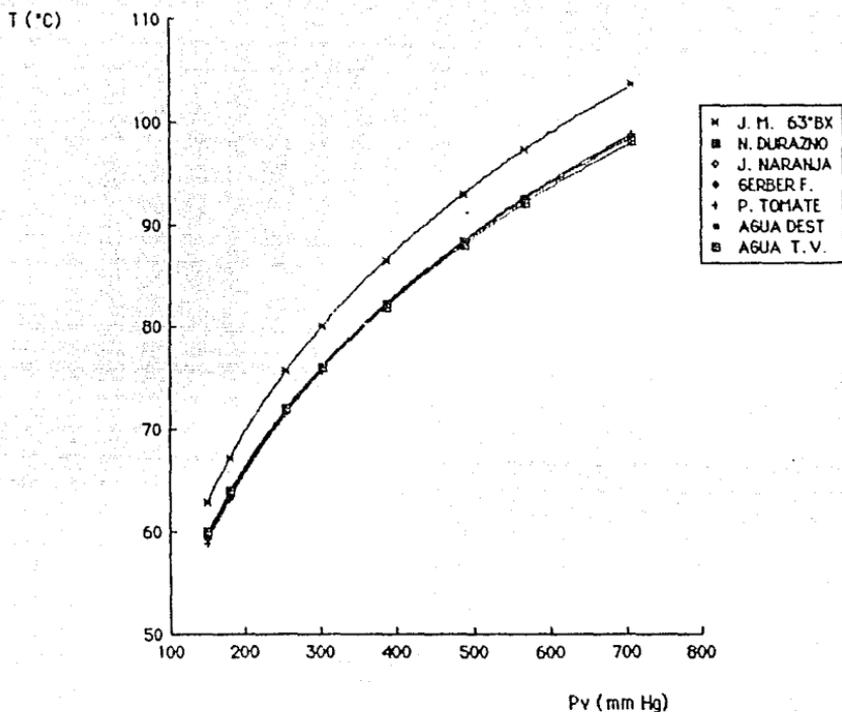


Fig. 3.34 Curvas de presión para jugos y concentrados comparadas con A. D. y T. V.

LOG Pv

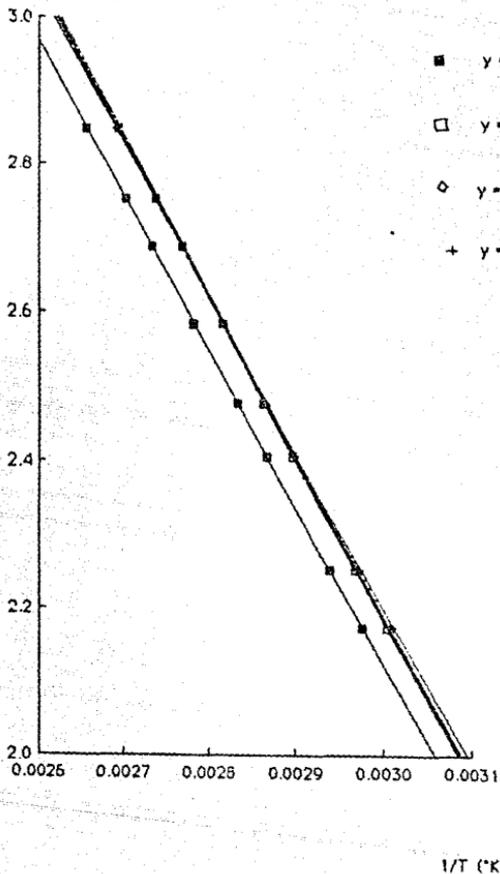
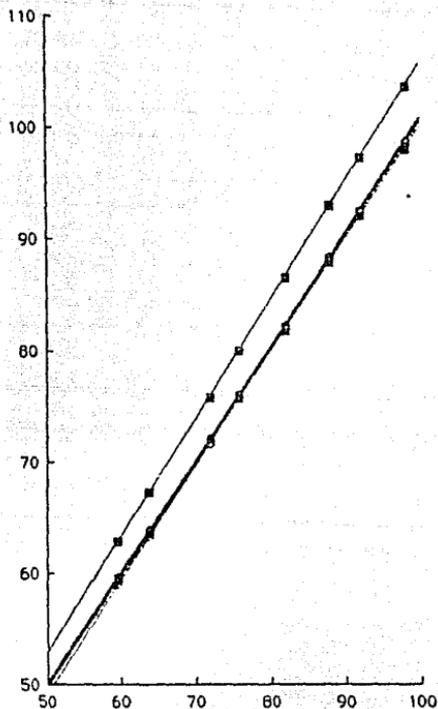


Fig. 3.35 Relación del log Pv en función del inverso de la temperatura para agua jugos y concentrados

T EB. FLUIDOS (°C)



$$\square y = -0.97 + 1.014x \quad R = 1.00$$

$$\blacklozenge y = 0.03 + 1.003x \quad R = 1.00$$

$$\blacksquare y = -0.20 + 0.997x \quad R = 1.00$$

$$\diamond y = -2.62 + 1.034x \quad R = 1.00$$

$$\blacksquare y = -0.10 + 1.055x \quad R = 1.00$$

- J. NARANJA
- ◆ N. DURAZNO
- GERBER F.
- ◊ P. TOMATE
- J. M. 63' BX

T EB. AGUA (°C)

Fig. 3.36 Efecto de la concentración sobre el aumento en el punto de ebullición para jugos y concentrados

FLUIDOS LACTEOS

En la fig. 3.37 se representan las curvas de presión de diferentes fluidos lácteos comparados con las curvas de Pv agua destilada (A.D.)

Se observa que a la misma Pv las Teb. de leche condensada azucarada (L.cond) y de chocolate fluido (ch. fl.) son mayores que la de los otros fluidos, es por esto que sus curvas se obtienen arriba de las demás.

A bajas Pv los puntos se dispersan un poco, esto es en general para todos los fluidos, siendo más visible para L.cond. y ch.fl.; sin embargo, a altas Pv los puntos coinciden por un lado para leche concentrada (L.conc.) y yogurt con frutas (yog.frut.) con agua destilada y tablas de vapor, y por otra lado ch. fl. y L.cond. los cuales se alejan del comportamiento de A.D.

La fig. 3.38 es el resultado de la linearización tradicional. Los fluidos lácteos como L.conc. y yog.frut. no difieren casi nada de los datos obtenidos para A.D., observándose la diferencia que hay para L.cond. y ch. fl.

La fig. 3.39 representa el aumento en el punto de ebulición, de lo que se observa que:

Yog.frut. y L.conc. presentan Teb. tan similares que los puntos se sobrepone sin poder distinguir inclusive cuál es el de L.conc. y cuál el del yog.frut.. Comparados tanto el yog.frut. como L.conc. con las Teb. del agua, las lecturas varían sólo por centésimas de grados centígrados por lo que prácticamente son las mismas.

Con ch.fl. y L.cond. se observa otro comportamiento. La L.cond. presenta a bajas Teb. puntos mayores que ch. fl. siendo la diferencia hasta de 3°C , a altas Teb. las diferencias sólo llegan a ser de centésimas de grados. Comparados con el agua ch. fl. difiere de las Teb. del agua desde 2 a 5°C . y L.cond. tiene diferencias en las Teb. comparadas también con agua desde 4 hasta 5.3°C .

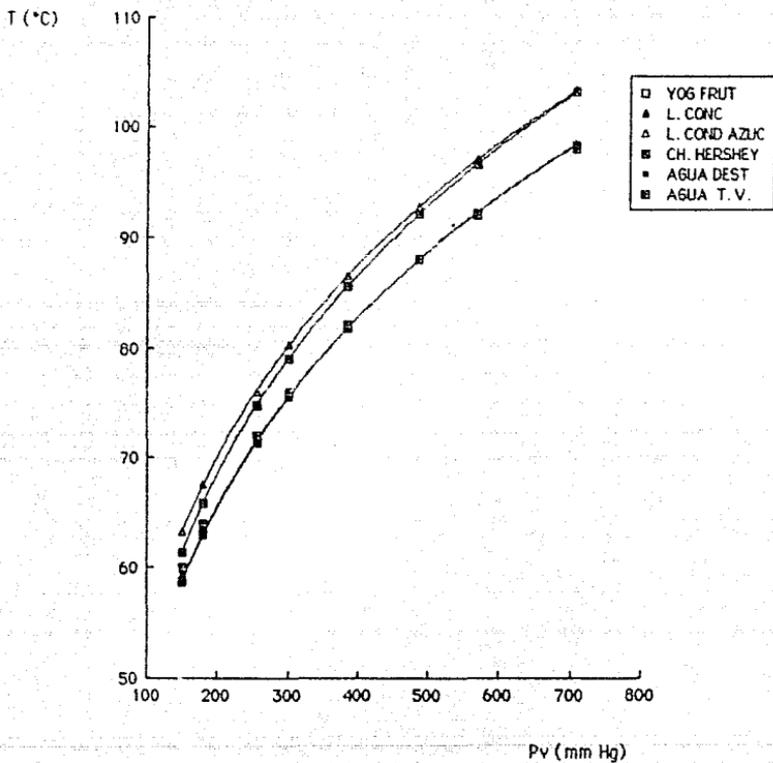


Fig. 3.37 Curvas de presión para fluidos lácteos comparadas con A.D. y T.V.

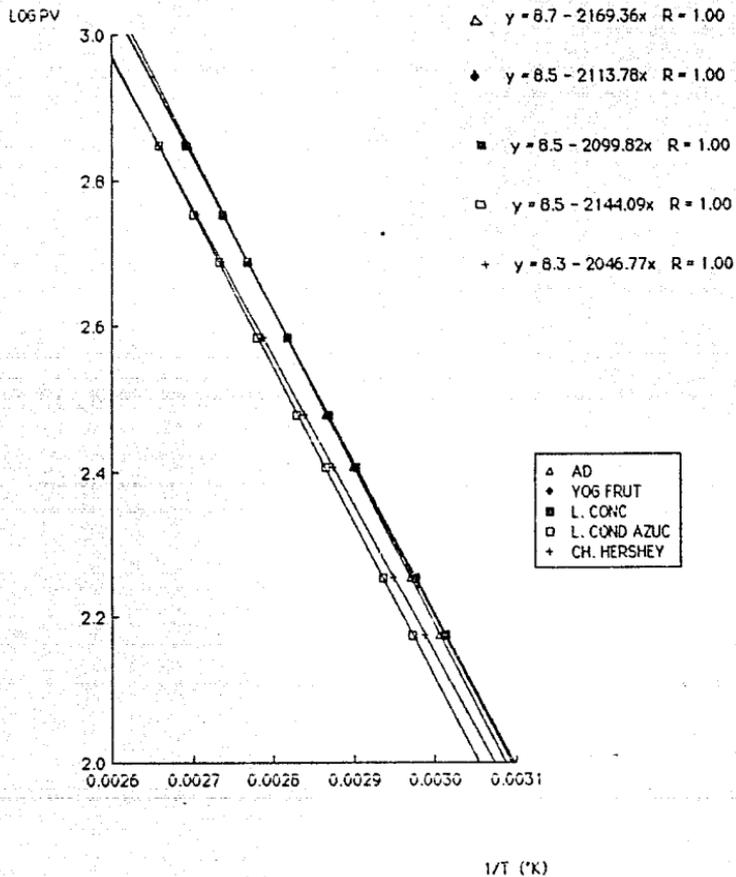
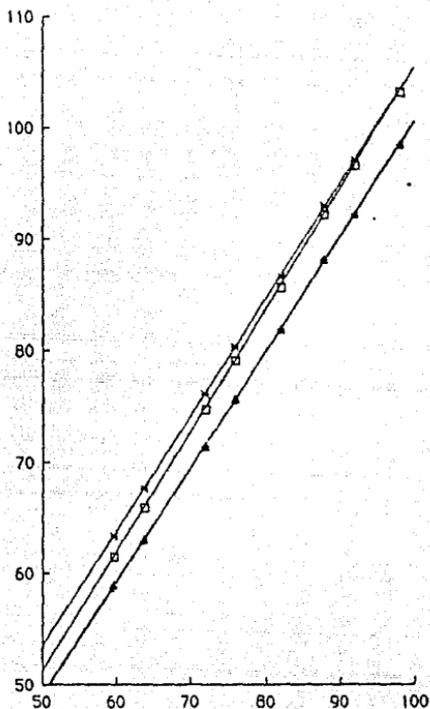


Fig. 3.38 Relación del log Pv en función de $1/T$ para fluidos lácteos y agua

T EB. FLUIDOS (°C)



▲ $y = -2.15 + 1.025x$ $R = 1.00$

+ $y = -2.70 + 1.035x$ $R = 1.00$

× $y = 1.54 + 1.04x$ $R = 1.00$

□ $y = -2.84 + 1.08x$ $R = 1.00$

- ▲ YOG FRUT
- + L. CONC
- × L. COND AZUC
- CH. HERSHEY

T EB. AGUA (°C)

Fig. 3.39 Efecto de la concentración sobre el aumento en el punto de ebullición para fluidos lácteos

3.2.3.3 CUADROS DE RESULTADOS
 TRATAMIENTO ESTADISTICO
 TABLAS DE ANALISIS DE VARIANZA

1) SOLUCIONES DE SACAROSA

F. V.	TABLA ANOVA			
	g. l.	S. C.	C. M.	Fc
Tratamientos	5	215.442	43.0884	924.24
Bloques	7	8153.11	1164.73	
Error	35	1.632	0.04662	
Total	47	8370.184		

Cuadro 3.12 Tabla ANOVA para soluciones de sacarosa

a) De tablas se obtiene F_t con un $\alpha = 5\%$ y 5 y 35 g.l. $F_t = 2.49$. Como F_c es mayor que F_t se rechaza H_0 , si existe diferencia significativa entre las soluciones de sacarosa y agua destilada.

b) Al ser F significativa, se realizan las comparaciones de las medias (prueba a posteriori).

Prueba de Tukey. (Diferencia Mínima Significativa Honesta, DMSH).

DMSH = 0.32558

La diferencia de dos medias que exceda este valor se considera estadísticamente significativa.

DMSH	Xi
S 250 Cagua/az. 100/250)	84.718
S 70 Cagua/az. 100/70)	80.135
S 50 Cagua/az. 100/50)	79.0108
S 10 Cagua/az. 100/10)	78.971
S 30 Cagua/az. 100/30)	78.870
A. D.	78.822

Cuadro 3.13 Presentación de los resultados para Prueba de Tukey

El cuadro 3.12 indica que las soluciones de S 250 y S 70 son significativas con respecto a todas las demás y con respecto al agua destilada (A.D.). Sin embargo las demás soluciones, es decir S 50, S 30, y S 10, junto con al A.D. no presentan ninguna diferencia significativa entre ellas. Estos resultados se pudieron reflejar mejor en la gráfica hecha para el efecto en el aumento del punto de ebullición.

2) JUGOS Y CONCENTRADOS

F. V.	TABLA ANOVA			
	g. l.	S. C.	C. M.	Fc
Tratamientos	5	124.75	24.95	86.5718
Bloques	7	8036.16	1148.02	
Error	35	10.09	0.2882	
Total	47	8171.0		

Cuadro 3.14 Formulación para jugos y concentrados de la Tabla de ANOVA

- a) De tablas se obtiene la F_t con un nivel de significancia $\alpha=5\%$ y 35 g.l. $F_t = 2.49$. Como F_c es mayor que F_t rechazamos H_0 , es decir, si existe diferencia significativa entre los fluidos manejados.
- b) Debido a que la prueba F resultó significativa, se realizan las comparaciones de las medias (prueba a posteriori).

Prueba de Tukey (DMSH).

DMSH = 0.80940

La diferencia de 2 medias que excedió este valor se consideró estadísticamente significativa.

DMSH	\bar{X}_i
JMC	63.233
Néctar durazno	79.128
Jugo naranja	78.955
Puré tomate	78.867
A.D.	78.822
P.F.	78.792

Cuadro 3.15 Resultados de la Prueba de Tukey

El cuadro 3.15 indica que el JMC es el que presenta una diferencia significativa respecto a todos los demás fluidos, mientras que néctar de durazno, jugo de naranja, puré de tomate, agua destilada y puré de frutas (P.F.) no presentan ninguna diferencia significativa entre ellos, estos resultados vienen a reforzar a las observaciones hechas a las gráficas experimentales.

3) FLUIDOS LACTEOS

F. V.	TABLA ANOVA			
	g.l.	S. C.	C. M.	Fc
Tratamientos	4	168.85	42	167.284
Bloques	7	6937.06	991.008	
Error	28	7.03	0.25107	
Total	39	7112.94		

Cuadro 3.16 Formulación de la Tabla ANOVA para fluidos lácteos

a) De tablas se obtiene F_t con un $\alpha = 5\%$ y 4 y 28 g.l. $F_t = 2.56$. Por lo que F_c es mayor que F_t , lo cual implica que se rechaza H_0 , si existe diferencia significativa entre los fluidos manejados.

b) Al ser F significativa, se realizan las comparaciones de las medias (prueba a posteriori).

Prueba de Tukey (DMSH).

DMSH = 0.731629

La diferencia entre 2 medias que excedió este valor, se consideró estadísticamente significativa.

DMSH	\bar{X}_i
leche cond. azuc.	83.332
chocolate fluido	82.329
A.D.	78.822
yog. frut.	78.657
leche conc.	78.6015

Cuadro 3.17 Presentación de los resultados al realizar la Prueba de Tukey

El cuadro 3.17 indica que leche condensada azucarada y chocolate fluido presentan diferencia significativa con respecto a los demás fluidos. Los otros fluidos como agua destilada, yogurt con frutas y leche concentrada no presentan diferencia significativa entre ellos. Estos resultados son los que se pudieron observar en los gráficos hechos para fluidos lácteos.

Con base en los análisis estadísticos realizados para cada grupo de fluidos manejados se puede afirmar que sólo se presenta diferencia significativa sobre las T_{eb} y el efecto sobre la P_v a altas concentraciones de sacarosa (soluciones, jugos y concentrados) y de lactosa (fluidos lácteos); a bajas concentraciones no se encuentra diferencia significativa para ambos casos.

Las bombas de vacío proporcionaron un vacío máximo de 450 mmHg permitiendo el manejo de temperaturas sobre un intervalo de 60-100°C. Bajo estas condiciones se puede realizar cualquier interpolación o extrapolación de datos para obtener la P_v correspondiente a una temperatura en específico.

Para fluidos de baja concentración de azúcar se recomienda el uso directo de las tablas de vapor ya que las diferencias que se encuentran son tan pequeñas que pueden ser despreciables.

En el cuadro 3.18 se presentan las presiones de vapor de los diferentes fluidos alimenticios seleccionados a las temperaturas de transporte y bombeo durante el proceso de elaboración.

NOTA: Si se quiere conocer una Pv correspondiente a otra temperatura para estos fluidos se puede recurrir al anexo I.

**CUADRO 3.1B PRESION DE VAPOR DE DIFERENTES FLUIDOS ALIMENTICIOS
CORRESPONDIENTES A LAS TEMPERATURAS DE TRANSPORTE Y BOMBEO
DURANTE EL PROCESO DE ELABORACION.**

FLUIDO ALIMENTICIO	T=°C	Pv= mmHg	Pv= N/m ² (Pa)
YOGURT CON FRUTAS	15	12.60	1706.52
	43	63.39	8451.30
PURE DE FRUTAS	30	31.30	4172.99
	43	63.39	8451.30
LECHE CONDENSADA AZUCARADA	18	15.26	2034.49
	53	94.0	12532.30
CHOCOLATE FLUIDO	20	31.21	4160.49
	75	257.0	34370.51
LECHE CONCENTRADA, EVAPORADA	14	12.028	1603.60
	53	105.0	13998.05
JUGO CONCENTRADO DE MANZANA	50	84.0	11199.08
PURE DE TOMATE CONCENTRADO	80	355.86	47,444.10
NECTAR DE DURAZNO	25	23.47	3129.07
JUGO DE NARANJA	5	6.69	891.92
	45	70.30	9372.56

3.2.3.4 DISCUSIÓN DE RESULTADOS

-A altas presiones de vacío (bajas Pv), la sensibilidad del aparato disminuye; la precisión disminuye también y se obtiene un mayor error experimental. En estas condiciones se tiene una precisión de $\pm 0.5\%$ con una exactitud del 1.4%, a bajas presiones de vacío la precisión aumenta y el error experimental disminuye obteniéndose lecturas más confiables.

Estos errores son de naturaleza dinámica ya que el aparato tiene características comunes al sistema físico que lo rodea.

-Se trabajó con un vacío máximo de 450 mmHg lo cual permitió un manejo de temperaturas desde 60-100°C. Dentro de este intervalo se puede realizar cualquier interpolación de datos para obtener la Pv correspondiente a una temperatura en específico. También se puede realizar la extrapolación a temperaturas menores pero no muy alejadas a los 60°C para que los datos que se obtengan sean confiables.

-La concentración de los sólidos solubles sí influye para todos los fluidos manejados experimentalmente. Esto se pudo comprobar con las soluciones de sacarosa a diferentes concentraciones, las cuales presentan gráficas muy similares a las de los fluidos alimenticios, para ambos casos el efecto de la concentración resultó significativo sobre los mismos porcentajes.

-A bajas concentraciones de sacarosa y de lactosa, no hay una influencia significativa sobre las T_{eb} y la Pv; sólo se encuentran diferencias de centésimas de grados, por lo que se recomienda utilizar la Pv del agua.

-A altas concentraciones de sacarosa o de lactosa, los fluidos manejados ebullicen a una temperatura superior a la del agua, esta diferencia llega a ser hasta de 7°C. Por lo tanto, para una misma T la Pv de estos fluidos es menor a la del agua.

-Con respecto a la composición de cada uno de los fluidos, se pudo observar que no tuvo ningún efecto aparente sobre su P_v , y consecuentemente sobre la T_{eb} . Lo mismo se puede decir con respecto a la consistencia de cada fluido la cual no tuvo efecto significativo sobre las variables mencionadas.

-Al ser el azúcar (sacarosa o lactosa) un compuesto soluble que forma soluciones que son de carácter no electrolítico y no volátil; su punto de ebullición y la presión de vapor (propiedades coligativas) de estas soluciones difieren de las del agua, esta relación es directamente proporcional a la concentración molar del soluto; es decir al número de partículas.

-Se comprobó que las soluciones diluidas actúan idealmente, pues sólo es necesario considerar el número de moléculas y no su naturaleza, al estudiar los cambios en las propiedades de las soluciones.

-Es importante el considerar la variación en las propiedades de soluciones concentradas ya que se producen cambios importantes sobre el punto de ebullición afectando consencuentemente a la P_v . Por lo tanto para una misma temperatura la P_v de estas soluciones es menor a la del agua.

CAPITULO IV
APLICACION
DE
CASO PRACTICO

CAPITULO IV

En este capítulo se presenta un caso práctico para aplicar el criterio de $\Delta P/L$ desarrollado. El proceso seleccionado es el de obtención de leche condensada azucarada, en donde se manejan fluidos Newtonianos y no-Newtonianos en régimen laminar y turbulento.

4.1 PROCESO DE ELABORACION DE LECHE CONDENSADA AZUCARADA

La leche condensada azucarada (LCA) básicamente es leche concentrada a la cual se le ha añadido azúcar. Puede hacerse a partir de leche entera o leche semidescremada. La leche entera condensada azucarada debe contener 8% de grasa, 45% de azúcar, 20% de sólidos no grasos y 28% agua. (Alfa-Laval; 1988).

El proceso se muestra en el diagrama de bloques (fig. 4.1). el primer paso consiste en una estandarización precisa del contenido de grasa y de sólidos secos. Esto es seguido por un tratamiento térmico que sirve en parte para destruir los microorganismos presentes en la leche y para estabilizar la leche de forma que se evite la coagulación en el subsecuente proceso de esterilización. La leche tratada térmicamente, se pasa al evaporador donde se concentra. La adición de azúcar puede ser de 2 formas: 1) adición de azúcar seca antes del tratamiento térmico y 2) en solución al concentrado durante la etapa de evaporación; esta etapa continúa hasta que se alcanzan los sólidos secos deseados, éstos se determinan indirectamente por la determinación de la densidad que debe ser de 1300 kg/m^3 para leche entera y 1350 kg/m^3 para leche semidescremada.

Después de la concentración el producto pasa a la etapa de enfriamiento y cristalización, esta etapa es la más difícil e importante de todo el proceso de tal modo que la lactosa debe formar cristales pequeños en la solución sobre-saturada. Los cristales deben ser tan pequeños ($10\mu\text{m}$) que no deben sentirse con el paladar.

La cristalización se obtiene por el enfriamiento de la mezcla

rápidamente con agitación continua. Una vez que la leche llega a la temperatura de cristalización ($T = 30^{\circ}\text{C}$), se adicionan cristales de lactosa en forma de pequeños y finos gránulos. Después de una continua y vigorosa agitación de aproximadamente 1 hr., la mezcla se enfría tan rápido como es posible a $15-16^{\circ}\text{C}$.

De aquí, la leche se bombea hasta unos tanques de almacenamiento donde se mantiene hasta el día siguiente para completar el proceso de cristalización; posteriormente se envasa en latas previamente esterilizadas y se almacena.

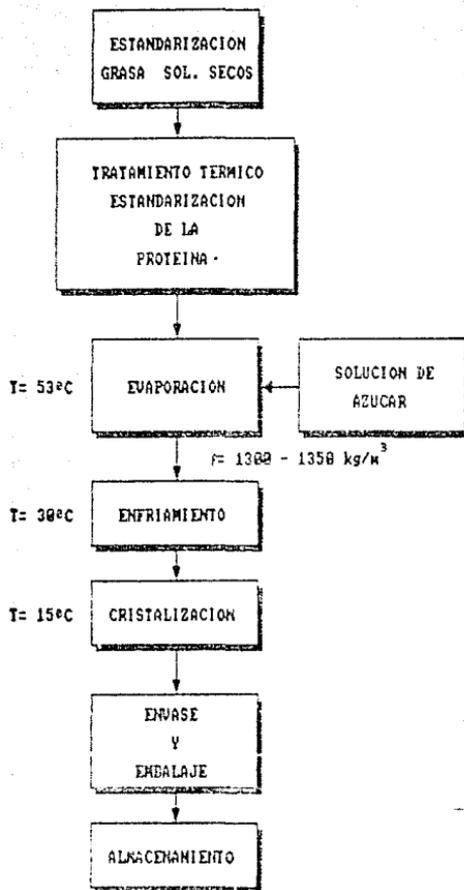


Fig. 4.1 Diagrama de bloques del proceso de elaboración de leche condensada azucarada

4.1.1 DIAGRAMA DE FLUJO ESQUEMATICO DE LA LINEA DE PROCESO

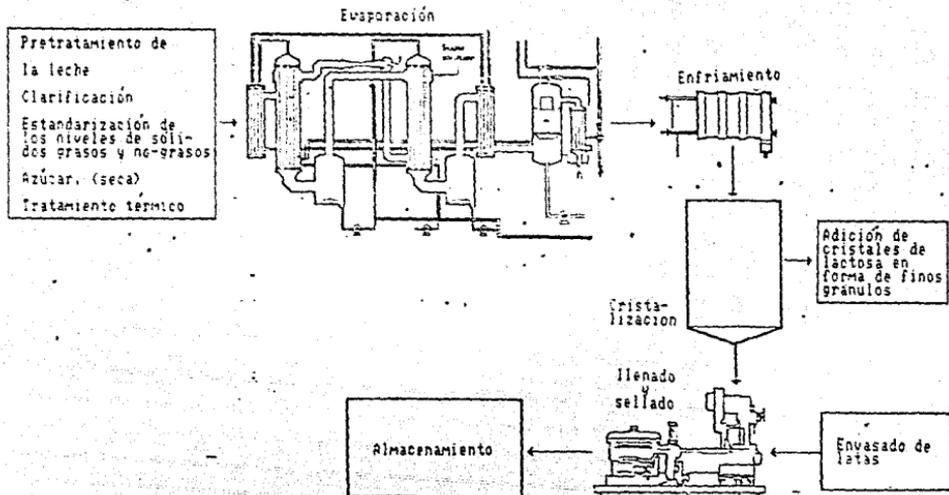


Fig. 4.2 Línea de proceso para leche condensada azucarada. (Alfa-Laval; 1988)

4.2 APLICACION DEL CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR $\Delta P/L$

Del proceso de elaboración de LCA (fig. 4.2) se decidió realizar el dimensionamiento preliminar en una de las etapas críticas del proceso que es precisamente en donde se realiza la concentración del producto, adicionando solución de azúcar al concentrado en la etapa de evaporación hasta la etapa de enfriamiento, en el intercambiador, tal como lo muestra la fig. 4.3.

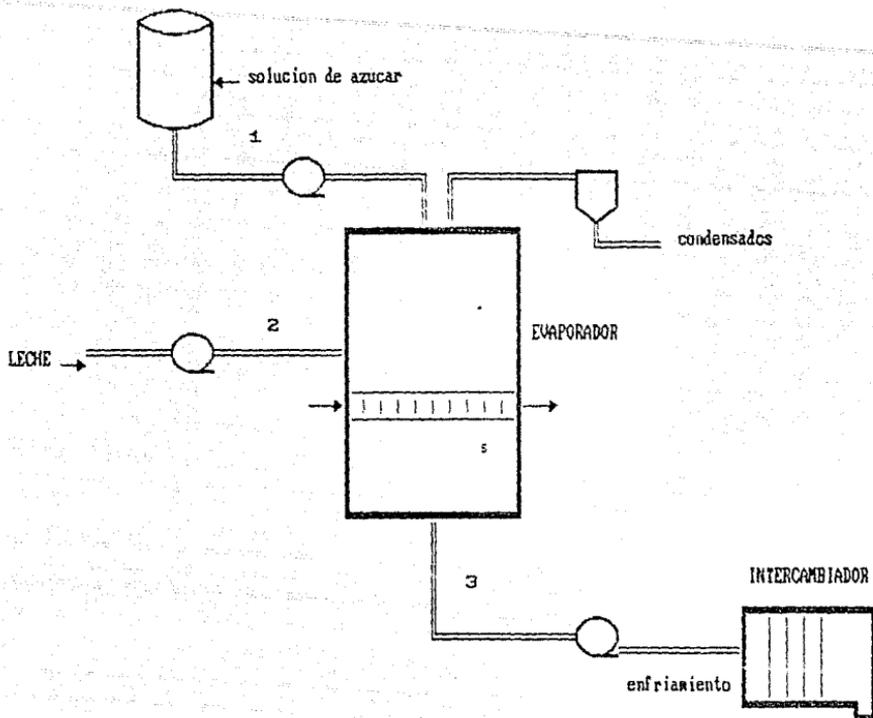


Fig 4.3 Etapa critica de elaboracion de leche condensada azucarada

Por lo tanto, se realizará el dimensionamiento para una línea de proceso que transporta un fluido Newtoniano poco viscoso (leche), otra línea que transporta un fluido Newtoniano viscoso (sacarosa) y finalmente, una línea que transporta un fluido no-Newtoniano muy viscoso (LCA).

Se propone la siguiente secuencia de cálculo para el dimensionamiento preliminar ejemplificando en cada caso.

1) Conocer las propiedades físicas de los fluidos:

FLUIDO	PROPIEDADES FISICAS	REFERENCIA
Sacarosa T=25°C	$\mu = 0.415 \text{ Dina s}^n/\text{cm}^2$ $\mu = 41.5 \text{ cP}$ $\rho = 1300 \text{ kg/m}^3$ $\theta_{Bx} = 60$ $P_v = 3181.07 \text{ Pa}$	Cuadro 3.3 Cuadro 3.9 .. Anexo I
Leche condensada azucarada T= 53°C	$n = 0.9$ $K = 10.89 \text{ Dn s}^n/\text{cm}^2$ $\dot{\gamma} = 20-220 \text{ seg}^{-1}$ $\rho = 1328.44 \text{ kg/m}^3$ $\theta_{Bx} = 70.6$ $S. T. = 77.36$ $P_v = 12.532.3 \text{ Pa}$	Cuadro 3.8 Cuadro 3.9 Cuadro 3.18
Leche T= 20°C	$\mu = 2.12 \text{ cP}$ $\rho = 1030 \text{ kg/m}^3$ $S. T. = 13\%$ $P_v = 2340 \text{ Pa}$ $S. N. G. = 9.0\%$	Geankoplis; 1982 Geankoplis; 1982 Alfa-Laval; 1988 Tablas de vapor, Anexo I Alfa-Laval; 1988

Cuadro 4.1 Propiedades físicas de diferentes fluidos

2) Proponer el gasto industrial que se manejaría en el proceso para cada caso. De datos reportados por Alfa-Laval; 1988 se sabe que 2.5 kg de leche con 0.44 kg de azúcar producen 1 kg de leche condensada azucarada. Partiendo de estos datos se tomó como base de cálculo los siguientes flujos máxicos los cuales corresponden a gastos industriales, estos gastos siguen la misma relación reportada por Alfa-Laval.

SACAROSA= 1.76 kg/s

LECHE= 10 kg/s

LCA= 4 kg/s

Expresándolos para flujo volumétrico ($Q = m^3/s$):

SACAROSA (1.76 kg/s) (1300 kg/m^3) = 1.35×10^{-3}

LECHE (10 kg/s) (1030 kg/m^3) = 9.7×10^{-3}

LCA (4 kg/s) (1327 kg/m^3) = 3.01×10^{-3}

3) Conociendo el gasto industrial y las propiedades de cada fluido se realiza el dimensionamiento preliminar especificando las condiciones para cada caso:

SACAROSA 60°Bx

$$Q = 1.35 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 0.415 \text{ Dn s/cm}^2, 0.0415 \text{ Pa.s}$$

$$P_v = 3181.07 \text{ Pa}$$

Fluido Newtoniano

condición de flujo laminar

a) De la figura 3.2 obtener la velocidad y de la 3.15 obtener el $\Delta P/L$ para los posibles diámetros.

D= in	v= m/seg	$\Delta P/L = \text{Pa/m}$
2	0.53	40000
1.5	0.82	100800
1	1.86	519000

b) Corregir $\Delta P/L$ para la viscosidad del fluido (Ec. 2.19)

$$(\Delta P/L)_{\text{corregida}} = (\Delta P/L)_{\text{gráfico}} \cdot \frac{\mu_{\text{fluido}}}{7}$$

D= in	$\Delta P/L_{\text{cor.}} = \text{Pa/m}$
2	237.14
1.5	597.6
1	3078.92

c) Aplicar el criterio de ΔP_p permisible para la línea de proceso.

$$P_{\text{sist}} = 101,325 \text{ Pa} \quad (\text{tanque abierto a la atmósfera})$$

$$P_v = 3181.07 \text{ Pa}$$

$$\text{Por lo tanto: } \Delta P_p = P_{\text{sis}} - P_v = 101,325 - 3181.07 = \underline{\underline{98143.93 \text{ Pa}}}$$

para un $D = 2 \text{ in}$ y $\Delta P/L = 237.14 \text{ Pa/m}$, se necesitarían 413.86 m para llegar a las condiciones máximas permisibles del sistema

$D = 1.5 \text{ in}$	$\Delta P/L = 597.14 \text{ Pa/m}$	$L = 164.35 \text{ m}$
$D = 1 \text{ in}$	$\Delta P/L = 31.89 \text{ Pa/m}$	$L = 31.89 \text{ m}$

d) Se selecciona el diámetro más adecuado, del inciso c) se observa que los 3 diámetros (2, 1.5 y 1 in), permiten caídas de presión permisibles con un alto rango de seguridad para evitar llegar a la P_v

Para un $D = 2 \text{ in}$ se necesitaría tener una longitud de tubería de $L = 413 \text{ m}$ para alcanzar la ΔP_p . Lo mismo sucede para un $D = 1.5 \text{ in}$

en donde la $L=164.35$ m y para una tubería de $D=1$ in la $L=31.89$ m, por lo tanto el diámetro más recomendable resulta ser el $D=1$ in ya que las otras dos están muy sobradas. Sin embargo en el momento de realizar el balance de energía mecánica sobre la línea de proceso propuesta, la longitud equivalente (considerando válvulas, codos, tramo recto, etc.), no debe ser mayor a 31.89 m; si este valor se excede, se selecciona el diámetro siguiente ($D=1.5$ in)

4) Teniendo el diámetro preliminar seleccionado, se calculan las pérdidas de energía y se realiza el balance en el lado de entrada del sistema de bombeo para conocer la presión de succión ($P_{succ.}$) en la bomba. Conociendo la $P_{succ.}$ y expresándola en términos de la presión absoluta ($P_{abs.}$), se calcula el NIPA (ec. 1.37)

$$NIPA = P_{succ.} - P_v (\text{fluido})$$

5) Se calcula el término de viscosidad efectiva (μ_e), (ec. 1.32 o 1.33). El NIPA se compara con el NIPR reportado por el fabricante de acuerdo al tipo de bomba y viscosidad del fluido.

6) Se calculan las limitaciones de presión de descarga aplicando el balance de energía mecánica entre la descarga de la bomba y el punto de salida del sistema, en donde a la descarga $v_1=v_2$ y $W=0$

7) Seleccionar el tamaño de bomba basándose en el gasto y la viscosidad efectiva.

8) Por último, se pueden calcular los requerimientos de potencia aplicando el balance de energía mecánica sobre todo el sistema de bombeo y resolviendo para el W requerido.

LECHE

$$Q = 9.7e^{-9} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\mu = 2.12 \text{ cP}, 0.00212 \text{ Pa}\cdot\text{s}, 2.12 \text{ (mPa)}(\text{s})$$

$$\rho = 1030 \text{ kg/m}^3$$

$$P_v = 2340 \text{ Pa}$$

Fluido Newtoniano

condición de flujo turbulento

a) Del nomograma de la fig. 2.1 calcular la $\Delta P/L$ en función del Q para los posibles diámetros y la velocidad

D= in (Ced 40)	v= m/seg	$\Delta P_m = Pa/m$
6	0.6	23.5
4	1.25	150
3	2.2	550
2	4.8	4000

b) Corregir el ΔP_m para la viscosidad y la densidad del fluido, obtener el factor de corrección (PGM) del nomograma de la fig. 2.2 y aplicar la ec. (2.17) para cada diámetro

$$(\Delta P/L)_{\text{corregido}} = (\Delta P_m)_{\text{fig. 2.1}} \cdot (PGM)_{\text{fig. 2.2}}$$

D= in	PGM	$\Delta P/L = Pa/m$
6	1.2	28.2
4	1.2	180
3	1.2	660
2	1.2	4800

c) Aplicar el criterio de ΔP_p permisible para la línea de proceso

$$P_{s15} = 202650 \quad (\text{salida del pasteurizador})$$

$$P_v = 2340 \text{ Pa}$$

$$\text{Por lo tanto: } \Delta P_p = P_{s15} - P_v = 202650 - 2340 = \underline{200310 \text{ Pa}}$$

D= 6 in $\Delta P/L = 28.2 \text{ Pa/m}$, se necesitarían 7103 m para llegar a la ΔP_p .

$$D= 4 \text{ in} \quad \Delta P/L = 180 \text{ Pa/m} \quad L = 1112 \text{ m}$$

$$D= 3 \text{ in} \quad \Delta P/L = 660 \text{ Pa/m} \quad L = 303.5 \text{ m}$$

$$D= 2 \text{ in} \quad \Delta P/L = 4800 \text{ Pa/m} \quad L = 41.73 \text{ m}$$

d) Se selecciona el diámetro más adecuado, del inciso c) los cuatro diámetros pueden seleccionarse siendo los $D=3$ in y 2 in los recomendables para la línea de proceso. Aunque hay que tomar en cuenta que la distancia entre equipos de alto riesgo como son el pasteurizador y el evaporador debe ser considerable así que la tubería de 3 in puede ser la más adecuada.

4) Una vez seleccionado el diámetro se siguen los mismos pasos propuestos del punto 4 al 8.

LECHE CONDENSADA AZUCARADA (LCA)

$$Q = 3.01e^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$n = 0.9$$

$$K = 10.88 D^n \text{ s}^n/\text{cm}^2, 1.088 \text{ Pa s}^n$$

$$P_v = 12532.3 \text{ Pa}$$

Fluido no-Newtoniano

condición de flujo laminar

a) De la gráfica 2.2 partiendo del Q obtener la velocidad, de la gráfica 2.5 obtener el Q^n de una $n=0.9$ para el gasto seleccionado. Teniendo este dato, calcular la $\Delta P/L$ en función del Q^n para los posibles diámetros

$Q = \text{m}^3/\text{seg}$	$v = \text{m}/\text{seg}$	Q^n	$D = \text{in}$	$\Delta P/L = \text{Pa}/\text{m}$
$3.01e^{-3}$	0.37	0.005	4	5800
..	0.64	..	3	15800
..	1.40	..	2	58000
..	> 2.0	..	1.5	171000

Como se puede observar, para un $D=4$ in la velocidad cae dentro del intervalo de velocidad recomendada para el gasto manejado y la $\Delta P/L$ es baja. Para el extremo contrario $D=1.5$ in, la velocidad es mayor a la recomendada $>2\text{m}/\text{s}$ y la $\Delta P/L$ es muy alta. Por lo tanto los posibles diámetros son de 2 y 3 in.

Corregir $\Delta P/L$ para el índice de consistencia (K) del fluido (ec. 2.18).

$$(\Delta P/L)_{\text{corregido}} = (\Delta P/L)_{\text{gráfico}} \cdot \frac{K \text{ fluido}}{7}$$

D= in	$(\Delta P/L)_{\text{corr.}} = \text{Pa/m}$
2	10569.0
3	2456.0

Aplicar el criterio de ΔP_p permisible para la línea de proceso

$P_{\text{sis}} = 101325 \text{ Pa}$ (evaporador de operación intermitente)

$P_v = 12532.3 \text{ Pa}$

Por lo tanto: $\Delta P_p = P_{\text{sis}} - P_v = 101325 - 12532.3 = \underline{88792.7 \text{ Pa}}$

D=2in $\Delta P/L = 10569 \text{ Pa/m}$, se necesitarían 8.40 m para llegar al ΔP_p

D=3in $\Delta P/L = 2456.0 \text{ Pa/m}$ $L = 36.15 \text{ m}$

Seleccionando el diámetro más adecuado, un D= 3 in es el más recomendable ya que el D= 2in se sugiere en caso de que la instalación sea muy pequeña y no rebase 6 m de longitud equivalente ya que por arriba de ésta se podrían alcanzar rápidamente las condiciones máximas permisibles sobre la línea de proceso.

Una vez seleccionado el diámetro se siguen los mismos pasos del 4 al 8.

CONCLUSIONES GENERALES

-Este estudio permitió obtener gráficas simplificadas de dimensionamiento que son aplicables a todo tipo de fluidos alimenticios de naturaleza Newtoniana y no-Newtoniana para condiciones de flujo laminar en tuberías comerciales sanitarias Ced. 40.

-Su uso permite el cálculo de un dimensionamiento preliminar de una forma más rápida y menos complicada en lo que se refiere a cálculos matemáticos.

-Estas gráficas permiten una estimación de la caída de presión por unidad lineal de tubería, velocidad, gasto y diámetro si dos de estos cuatro parámetros se conocen. De esta forma, el diseñador puede evitar el uso de las reglas del dedo o entender más concientemente el uso y aplicación de éstas.

-De esta forma se logra la contribución con nuevas gráficas para dimensionamiento preliminar que complementan las existentes para fluidos Newtonianos en flujo turbulento.

-En la segunda parte de este estudio se evaluaron las propiedades físicas que intervienen en la caída de presión que presentan los fluidos alimenticios al ser transportados y en la aplicación del $\Delta P/L$ permisible.

-Se obtuvo el comportamiento reológico de diferentes fluidos lácteos, jugos y concentrados, evaluando las propiedades en la gama de velocidades de deformación que se puede encontrar en una línea de proceso.

-Para los fluidos estudiados, el comportamiento reológico obtenido fue dependiente de la concentración y/o composición.

-Los fluidos alimenticios seleccionados fueron de consistencia muy variada lo cual demostró la complejidad que existe al evaluar su comportamiento reológico.

-El yogurt a una $T=15^{\circ}\text{C}$ presentó un comportamiento dependiente del tiempo y una vez que se obtuvo la curva al equilibrio, mostró un comportamiento Herschel-Bulkley (H-B). A 45°C presentó un comportamiento H-B sin dependencia del tiempo.

Los fluidos: Chocolate fluido, Puré de frutas, Leche condensada azucarada y Leche concentrada presentaron comportamiento de la Potencia, obteniéndose los valores de las constantes n y K .

-El Jugo concentrado de manzana presentó un comportamiento Newtoniano de una viscosidad 17.7 veces superior a la del agua.

-El Puré de tomate concentrado, que es altamente consistente, presentó un τ_0 significativo ($\tau_0/\tau_w > 50\%$), comportamiento H-B.

-Así mismo, se determinaron la densidad (ρ) y concentración: sólidos totales (S.T.) o sólidos solubles ($^{\circ}\text{Bx}$) de los fluidos estudiados.

-Con respecto a la presión de vapor (P_v), esta propiedad se obtuvo en un intervalo de temperaturas de $60-100^{\circ}\text{C}$. Se puede afirmar que la concentración de los sólidos solubles sí influye sobre la P_v , pero sólo para los fluidos que presentan alta concentración de sacarosa (%) (soluciones, jugos y concentrados) y de lactosa (fluidos lácteos) para los cuales la P_v es menor a la del agua a una misma temperatura.

-La P_v no fue dependiente de otros compuestos (proteínas, grasas, minerales) ya que la disminución de la P_v sólo se vio afectada por la proporción de sólidos solubles que contenían los fluidos estudiados.

-Finalmente, esta tesis presentó un caso práctico donde se ejemplifica la forma de dimensionar utilizando el Criterio de ΔP_p permisible, mostrando una secuencia de cálculo sencilla con datos obtenidos experimentalmente en este estudio.

-El caso práctico demostró claramente la aplicación y la importancia del criterio de dimensionamiento preliminar (ΔP_p permisible) por

medio de la selección de 3 líneas de proceso. Se observó que para los fluidos no-Newtonianos en donde para la mayoría de los casos 2 ó 3 diámetros cumplen con el criterio de velocidad recomendada (máximo 2m/s), el criterio de ΔP_p o $\Delta P/L$ es decisivo para seleccionar el diámetro evitando así problemas como el de la cavitación que no son contemplados si se utiliza sólo el criterio de velocidad recomendada.

RECOMENDACIONES

-Es importante conocer el comportamiento reológico a las velocidades de deformación a las que son sujetos los fluidos en el proceso. Por ejemplo, sabiendo que el yoghurt es un fluido que presenta a bajas temperaturas dependencia con el tiempo y que además se comporta como un fluido H-B (para las 2 temperaturas de transporte), es necesario tomar en cuenta el τ_0 ya que para iniciar el flujo del gel en la tubería se requiere adicionar suficiente energía para que el esfuerzo cortante en la pared (τ_w) sea mayor que (τ_0) siempre y cuando se logre evitar en lo más posible la destrucción del gel que afecta considerablemente la consistencia final del producto.

-La Pv es una propiedad no conocida para fluidos alimenticios y generalmente se asume que al tener la mayoría un alto porcentaje de agua, se puede recurrir al uso de tablas de vapor, sin tomar en cuenta que la concentración de sólidos está directamente relacionada con esta propiedad.

-Ya que este estudio sólo abarcó la influencia de los sólidos solubles sobre la Pv, se recomienda estudiar la influencia que tienen los compuestos volátiles, principalmente ácido acético que se encuentra presente en fluidos alimenticios como salsa catsup, mayonesa, aderezos salsas, etc. y la influencia de las soluciones electrolíticas de fluidos con diferentes concentraciones de sal.

NOMENCLATURA

A= área (m^2)

b= ordenada al origen

$^{\circ}\text{Bx}$ = grados Brix

C.V.= coeficiente de variación

d= desplazamiento volumétrico (m^3/rev)

D= diámetro nominal (m) o (in)

D.I.= diámetro interno (m) o (in)

Ef= pérdida de energía por unidad de masa (J/kg), ecuación (1.21)

f= factor de fricción, adimensional

g= aceleración debida a la gravedad= $9.81 \text{ m}/\text{s}^2$

gc= factor de proporcionalidad, igual a 1.0 en unidades del S.I. y $32.174 \text{ ft lbm}/(\text{lbf seg}^2)$

H= entalpia de vaporización (J/kg)

He= número generalizado de Hedstrom, adimensional ecuación (1.28)

K= índice de consistencia ($\text{Dina s}^n/\text{cm}^2$) o (Pa s^n)

Kf= coeficiente de resistencia para accesorios, adimensional

L= longitud (m)

m= pendiente

\dot{m} = flujo másico (kg/seg)

n= índice de comportamiento, adimensional

NIPA= presión de entrada neta disponible (Pa)

NIPR= presión de entrada neta requerida (Pa)

Pv= presión de vapor (Pa)

ΔP = caída de presión debido a la fricción (Pa)

ΔP_p = caída de presión permisible (Pa)

$\Delta P/L$ = caída de presión por unidad de longitud (Pa/m)

Q= gasto (m^3/s) o (l/hr) o (GPM)

Re= número de Reynolds generalizado, adimensional ecuación (1.24)

r= coeficiente de correlación

t = tiempo (hr)
 T = temperatura ($^{\circ}\text{C}$) o ($^{\circ}\text{K}$)
 u = energía interna (J/kg)
 v = velocidad promedio (m/seg)
 V = volumen (m^3)
 W = trabajo por unidad de masa (J/kg)
 \bar{X} = media aritmética
 \bar{X}_i = media de los tratamientos
 z = altura (m)

LETRAS GRIEGAS

α = factor de corrección de la energía cinética (cuadro 1.3)
 λ_0 = número adimensional para fluidos Herschel-Bulkley, ecuación (1.26)
 $\dot{\gamma}$ = velocidad de deformación (1/seg)
 η = viscosidad plástica (Pa.s)
 ψ = función adimensional fluidos Herschel-Bulkley, ecuación (1.25)
 μ = viscosidad (Pa.s) o (cP)
 μ_e = viscosidad efectiva (Pa.s) ecuaciones (1.32) (1.33)
 π = 3.1416
 ρ = densidad (kg/m^3)
 σ = desviación estándar
 τ = esfuerzo cortante (Pa)
 τ_w = esfuerzo cortante en la pared (Pa)
 τ_0 = esfuerzo inicial, punto de cedencia (Pa)

REFERENCIAS

BIBLIOGRAFICAS

BIBLIOGRAFIA

- 1) Abex Corp. 1980. *Waukesha Pump Engineering Manual*. 3rd. ed. Waukesha Foundry Div., Abex Corp. Waukesha, WI.
- 2) Alfa-Laval. 1988. *Dairy Handbook*
- 3) Alves, G.E.; Boucher, D.F. 1952. Pipe-line design for Non-Newtonian solutions and suspensions. *Chem. Eng. Progress* (48): 385-393
- 4) Anaya, D. 1972. Determinación gráfica del diámetro económico de una tubería. *IMIQ* (13): 20-30
- 5) Boger, D.V.; Tiu C. 1974. Rheological properties of Food Products and their use in the design of flow Systems. *Food Technol. in Australia* (26): 325-335
- 6) Bowen, R.L. 1961. Designing Laminar Flow Systems. *Chem. Eng.* (68): 243-248
- 7) Brookfield Engineering Laboratories; 1991. *Operating Instructions Manual*. U.S.A.
- 8) Buryma, A.K. 1987. Vapor pressure of aqueous sucrose solutions. *Sakharnaya Promyshlennost'* (5): 21-25
- 9) Crane Co. 1980. *Flow of fluids through valves, fittings and pipe*. Tech. Paper No. 410 M. 19th. Printing. Crane Company, New York.
- 10) Creus, A. 1981. *Instrumentación industrial*. Publicaciones Marcombo, S.A. México-Barcelona
- 11) Crockford, H.D. 1971. *Laboratory Manual of Physical Chemistry*. 2a. ed. del inglés. C.E.C.S.A. Mexico
- 12) Churchill, S.W. 1977. Friction factor equation spans all fluid-flow regimes. *Chem. Eng.* (84): 91-92
- 13) Daniels, F.; Alberty, R.A. 1970. *Experimental Physical Chemistry*. 7th. Ed., McGraw Hill; N.Y. 489-991.
- 14) Darby, R.; Meison, J. 1961. How to predict the friction factor for flow of Bingham plastics. *Chem. Eng.* (28): 59-61
- 15) Sinclair, D.A. 1933. A simple method for accurate determinations of vapor pressures of solutions. *J. Phys. Chem.* (37): 495-503

- 16) Fox, R.W.; Mc.Donald A.T. 1984. *Introducción a la mecánica de fluidos*. Interamericana, México
- 17) Garcia, E.J.; Steffe J.F. 1987. Comparison of Friction Factor Equations for Non-Newtonian fluids in pipe flow. *J. Food Process Eng.* (9): 93-120
- 18) Garcia, E.J.; Steffe, J.F. 1985. Optimum Economic pipe diameter for pumping Herschel-Bulkley fluids in laminar flow. *J. Food Proc. Eng.* 8 (2):117
- 19) Geankoplis, C.J. 1982. *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*. C.E.C.S.A., México
- 20) Hanks, R.W. 1978. Low Reynolds number turbulent pipeline flow of pseudohomogeneous slurries. In proceedings of the fifth International Conference on the Hydraulic Transport of Solids in pipes. (Hydrotransport 5) May. 8-11. Paper C2.p. C2-23 to C2-34. Hannover Federal Republic of Germany. B.H.R.A. Fluid Engineering, Cranfield, Bedford, England. Citado por Steffe, J.F. (1986).
- 21) Harold, E.; Ronald, S.K.; Ronald, S. 1987. *Análisis Químico de Alimentos de Fearson*. Ed. CECSA, México.
- 22) Hattiangadi, U.S. 1970. Specifying Centrifugal and Reciprocating Pumps. *Chem. Eng.* (77): 101-108
- 23) Haywood, R.W. 1977. *Tablas de Termodinámica en unidades del sistema S.I.* México
- 24) Heldman, D.R.; Singh, R.P. 1981. *Food Process Engineering*. 2nd. ed. AVI. Publishing Co. Westport, CT.
- 25) Holman, J.P. 1981. *Métodos experimentales para ingenieros*. Mc.Graw Hill, México
- 26) Hurley Phee, D.; Aguilar, M.A.; Garibay, B.J.; Landeros, V.J. 1981. *Técnicas de Diseño Experimental*. Facultad de Estudios Superiores-Cuautitlán -UNAM, México
- 27) Hydraulic Institute. 1983. *Hydraulic Institute Standards*. Hydraulic Inst. Cleveland OH.
- 28) Irving Granet, P.E. 1988. *Termodinámica*. Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A., México.

- 29) Kane, Les. 1987. *Handbook of advanced process control systems and instrumentation*. Gulf Publishing Co. Houston, U.S.A., 126-131
- 30) Kent, G.F. 1978. Preliminary pipeline sizing. *Chem. Eng.* (85): 119-120
- 31) Kern, R. 1974. Useful properties of fluids for piping design. *Chem. Eng.* (61): 58-66
- 32) Kern, R. 1975. How to compute pipe size. *Chem. Eng.* (82): 115-121
- 33) Maron y Burton. 1978. *Fisicoquímica Fundamental*. Ed. LIMUSA, Mexico.
- 34) McCabe, W.L. y Smith, J.C.. 1976. *Unit Operations of Chemical Engineering*. 3rd. Ed. McGraw-Hill; N.Y.
- 35) Norbert, J. B. 1985. Shortcut methods for determining optimum line sizing in SI units. *Chem. Eng.* (92): 120-123
- 36) Osorio, F.A.; Steffe, J.F. 1984. Kinetic energy calculations for Non-Newtonian fluids in circular tubes. *J. Food Sci.* (49): 1295-1296 y 1315
- 37) Perry, R.H.; Chilton, C.H. 1973. *Chemical Engineer's Handbook*. 5th. ed. Mc.Graw Hill, N.Y.
- 38) Rao, M.A.; Anantheswaran, R.C. 1982. Rheology of fluids in food processing. *Food Technol.* (36): 116-126
- 39) Rase, H.F.; Barrow, M.H. 1979. *Ingeniería de Proyectos para plantas de proceso*. Ed. C.E.C.S.A., México
- 40) Representaciones y Servicios de Ingeniería S.A. 1970. *Tablas de vapor*.
- 41) Rodríguez, R. 1985. Criterios Heurísticos para dimensionamiento. Tesis, UNAM.
- 42) Simpson, L.L.; Weirick, L.M. 1978. Designing plant piping. *Chem. Eng.* (85): 35-48
- 43) Simpson, L.L. 1968. Sizing Piping for Process Plants. *Chem. Eng.* (75): 196-214
- 44) Skelland, A.H.P. 1967. *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*. John Wiley and Sons, Inc. N.Y.

- 45) Smith, A.; Menzies, W.C. 1910. Studies in vapor pressure: III. A static method for determining the vapor pressures of solids and liquids. J. Am. Chem. Soc. (32): 1412-1434
- 46) Steffe, J.F.; Mohamed, I.O. 1984. Pressure loss in valves and fittings for pseudoplastic fluids in laminar flow. Trans. A.S.A.E., (27): 618-619
- 47) Steffe, J.F.; Morgand, R.G. 1986. Pipeline Design and Pump Selection for Non-Newtonian Fluid Foods. Food Technol. (40): 76-85
- 48) Sultan, A.A. 1989. Sizing pipe for Non-Newtonian flow. Chem. Eng. (96): 140-145
- 49) Willingham, et al. 1945. Vapor pressures and boiling points of some paraffin, alkylcyclopentane, alkylcyclohexane, and alkylbenzene Hydrocarbons. J. Res. Natl. Bur. Std. U.S., (35): 219-244

ANEXOS

ANEXO I

TABLAS DE VAPOR (Crane, 1980)

T= °C	Pv= mm Hg
0	4.5789
4.5	6.2937
10	9.2109
15.6	13.254
21.11	18.777
26.7	26.214
32.22	36.107
37.78	49.087
43.334	65.926
48.89	87.52
54.445	114.93
60	149.384
65.556	192.276
71.11	245.18
76.66	309.876
82.22	388.379
87.77	482.956
93.33	596.067
98.89	730.371
100.0	760.003

TABLAS DE VAPOR DE FLUIDOS ALIMENTICIOS
DE ALTA CONCENTRACION DE SOLIDOS SOLUBLES

T= °C	JUGO CONC. DE MANZANA 63°Bx Pv= mm Hg	CHOCOLATE HERSHEY'S Pv= mm Hg	LECHE CONDENSADA AZUCARADA Pv= mm Hg
50	131.84	140.22	129.18
64	156.69	165.81	153.98
72	218.72	229.27	216.17
76	256.97	268.07	254.67
82	324.81	336.55	323.14
88	407.56	419.54	407.10
92	472.08	483.89	472.71
98	585.23	596.07	588.16

ANEXO II

ANALISIS ESTADISTICO

EXACTITUD.- la exactitud de un instrumento indica la desviación de la lectura respecto a una entrada conocida. Comúnmente se expresa como un % de la lectura a escala total; de esta manera, si un medidor de presión de 100 psi tiene una exactitud del 1%, será exacto dentro de ± 1 psi sobre el intervalo de entrada del medidor.

La exactitud se puede mejorar por medio de la calibración, pero no más allá de la precisión del instrumento.

PRECISION.- Indica la habilidad para reproducir ciertas lecturas con una exactitud dada. Defina los límites de los errores cometidos cuando el instrumento se emplea en condiciones normales de servicio.

Hay varias formas de expresarla:

a) % del alcance

b) directamente, en unidades de la variable medida. Ejemplo: precisión de $\pm 1^{\circ}\text{C}$

c) % de la lectura efectuada. Ejm.: precisión de $\pm 1\%$ de 150°C , es decir, $\pm 1.5^{\circ}\text{C}$

d) % de la longitud de la escala. Ejm.: si la longitud de la escala es de 150 mm, la precisión de $\pm 0.5\%$ representará ± 0.75 mm en la escala.

ANALISIS DE VARIANZA (ANOVA)

A las unidades experimentales se les realiza un análisis estadístico de un diseño completamente al azar.

Se prueba

$$H_0: \mu_1 = \mu_2 = \mu_3 \dots \mu_t$$

contra

H_1 : no todas las medias de los tratamientos son iguales

Para probar H_0 vs H_1 se realiza un Análisis de Varianza (ANOVA) con el fin de descomponer la varianza total, en una parte debida a los distintos tratamientos y en otra debida al error experimental.

PRUEBAS A POSTERIORI. PRUEBA DE TUKEY

Cuando en el análisis de varianza se encuentra que un valor de F es significativo, la pregunta es ¿Cuál de las medias de los tratamientos son significativamente diferentes?. Se puede realizar la prueba de "Diferencia mínima significativa honesta" (Prueba de Tukey).

Es una prueba de comparación de medias bastante estricta y mantiene la probabilidad de que cualquier diferencia de medias haya sido declarada falsamente significativa, en el nivel α fijado.

MANUAL DE OPERACION DEL VISCOSIMETRO BROOKFIELD RVT GEOMETRIA CONO/PLATO

1) Se pone a funcionar el baño para mantener temperatura constante, dejando suficiente tiempo para que el plato alcance la T° deseada.

El plato del viscosímetro está encaquetado y dos mangueras lo alimentan directamente del baño, de esta forma, la muestra adquiere la temperatura a la cual se desea conocer su viscosidad. No es recomendable que el viscosímetro se opere a temperaturas mayores a los 100°C , es importante el tipo de muestra que se va a medir, ya que el viscosímetro no es accesible para fluidos con sólidos en suspensión, la muestra debe ser homogénea y dependiendo de su viscosidad, el tipo de cono cambia.

2) Se mueve el clip a un lado para remover el plato. Usando una llave se sujeta la flecha o eje del viscosímetro y el cono se coloca con cuidado girándolo en el sentido de las manecillas del reloj.

Tanto el eje del cono como el del viscosímetro deben estar limpios para prevenir una rotación excéntrica del cono.

3) Se verifica el nivel de la burbuja (la cual debe estar en el centro) para asegurarse que el viscosímetro esté nivelado. En este momento se entra en el programa a las opciones del "setup" indicando el modelo del viscosímetro y el tipo de cono; se sigue a la opción del setup 4.ZERO y se ejecuta el autocero, este proceso toma 15 seg's. Se vuelve a entrar a las opciones del setup 5.SPECIAL se acciona el motor a una velocidad de 10RPM; se permite que el viscosímetro se opere a 10RPM hasta que las lecturas del torque se estabilicen (o fluctúen hasta no más de 0.1). Se verifica la lectura del torque, (debe ser 0.00). La velocidad se cambia a cero.

4) Se coloca el plato con cuidado de no rozar el cono y se ajusta al anillo, en este momento, el clip se cierra para mantener el plato en su lugar.

Si la lectura del torque no regresa a cero después de instalar el plato, se ajusta el anillo del viscosímetro (girándolo hacia la izquierda) poco a poco hasta que las lecturas del torque regresen a cero.

5) Se acciona el motor a 10 RPM. Si la lectura del torque brinca repentinamente a 0.3 o más, o no se establece en cero (esto indica que tanto el cono como el plato están en contacto), se sigue girando el anillo hacia la izquierda hasta ajustar la lectura cerca o en cero.

Si el torque se mantiene en cero o cerca de cero, se continúa al siguiente paso.

6) Se gira el anillo hacia la derecha en pequeños incrementos (una o dos divisiones en el anillo) mientras se observa la lectura del torque. Girar el anillo poco a poco hasta que la fluctuación de la lectura del torque indica que hay contacto.

Una vez que se ha hecho contacto, se regresa el anillo (girar hacia la izquierda) en pequeños incrementos hasta que la estabilización de la lectura del torque indica que ya no hay contacto entre el cono y el plato.

Girar el anillo hacia la derecha en pequeños incrementos hasta que las lecturas del torque fluctúen regularmente por una pequeña cantidad. Esto determina el punto en el que el cono y el plato apenas hacen contacto.

7) Se hace una marca con un lápiz en el anillo directamente sobre el punto indicado. Girar el anillo hacia la izquierda exactamente una división. Esto hace que el cono y el plato estén separados por 0.0005 in, espacio ocupado por la muestra.

En este momento el viscosímetro está mecánicamente ajustado y listo para operarlo. Se recomienda que este procedimiento se realice cada vez que el cono se remueva del viscosímetro o se reemplace.

Operación cono/plato

- 8) Se verifica que el viscosímetro esté en cero, o si no, se realiza el autocero.
- 9) Se quita el plato y se coloca la muestra del fluido (5ml) asegurándose de que la muestra esté libre de burbujas y que quede al centro del plato para que pueda extenderse sobre la superficie total del cono.
- 10) Se coloca el plato con cuidado de no golpear el cono.
- 11) Dejar suficiente tiempo para que la muestra alcance la temperatura deseada.
- 12) Para hacer una medición de viscosidad, se corre el viscosímetro a las velocidades deseadas. Dejar tiempo para que las lecturas del torque se estabilicen. El tiempo que se requiere para estabilizarlo depende de la velocidad a la cual se está manejando el viscosímetro y las características de la muestra del fluido. Es importante la selección que se haga de velocidades ya que, si el fluido es de baja viscosidad, a velocidades altas se presenta turbulencia; esto se puede observar al quitar el plato en donde la muestra queda totalmente fuera de centro.
- 13) Parar el viscosímetro cuando se vaya a cambiar de muestra o de cono y se vayan a limpiar.
- 14) Se recomienda que cuando el viscosímetro se opere por un periodo prolongado se cheque el cero.

MANUAL DE OPERACION

APARATO DE PRESION DE VAPOR. DINAMICO

- 1) Se adiciona la muestra en el matraz (aprox. 110 ml) junto con las perlas de ebullición y el agitador magnético.
- 2) Se conecta el refrigerante con la toma de agua.
- 3) Se accionan las bombas de vacío hasta que la presión dentro de todo el sistema se reduce a unos 450 mmHg.
- 4) Se cierra la válvula A y se calienta el fluido poco a poco evitando cualquier sobrecalentamiento ocasionado por la mantilla, una vez que el sistema llega al equilibrio, esto es, cuando la presión de vapor del líquido iguala la presión de vacío (del sistema), el fluido empieza a ebullicir y la temperatura registrada por el termómetro se vuelve constante, siendo ésta la temperatura de ebullición del líquido.
- 5) Anotar en este momento la temperatura del líquido (lectura del termómetro), y registrar las temperaturas del aire alrededor de la columna expuesta del termómetro (*Corrección a la temperatura).
- 6) Anotar también los niveles del mercurio (diferencias de alturas) que marque el manómetro y la presión atmosférica local.
- 7) Disminuir la presión de vacío aproximadamente 5 cm. abriendo lenta y cuidadosamente la válvula A.
- 8) Al llegar a las nuevas condiciones de equilibrio determinar nuevamente el punto de ebullición, las temperaturas alrededor de la columna expuesta y las diferencias de altura.
- 9) Continuar disminuyendo la presión de vacío en incrementos de 5 cm. y medir el punto de ebullición para cada presión.

*Corrección a la temperatura. -

Esta corrección se realiza ya que parte de la columna del termómetro se encuentra expuesta a una temperatura diferente a la

del vapor, de esta forma, cuando se mide la temperatura hay una influencia sobre la medición debida a un flujo de calor del vapor al matraz y de éste a la columna del termómetro, consecuentemente, la temperatura de la columna expuesta del termómetro debe ser más baja.

a) Se colocan 3 termómetros a lo largo de la columna expuesta del termómetro.

b) Cuando la temperatura del líquido es constante, se anotan las temperaturas de cada uno de los termómetros colocado para cada punto.

c) Se realiza el promedio de estas 3 lecturas, $t_1 + t_2 + t_3 / 3 = \bar{t}'$

d) Repetir estos pasos para cada cambio de presión.

Corrección = $\Delta t = 0.00016 l (t - t')$ (Ref. Crockford, H. D., 1971)

donde: t = temperatura del líquido (lectura del baño como se lee)

t' = temperatura promedio del aire alrededor de la columna del termómetro expuesta.

l = longitud de la columna expuesta, expresada en grados.

$t + \Delta t$ = temperatura corregida (para registro de datos esta temperatura deberá expresarse como T° absoluta).

ANEXO IV

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS DE ELABORACION CORRESPONDIENTES A LAS TEMPERATURAS DE TRANSPORTE Y BOMBEO

FLUIDOS LACTEOS

Yogurt con frutas

Este tipo de yogurt es el que comúnmente se denomina Yogurt batido, en donde la leche junto con algunos aditivos lacteos se pasa a la primera fase que es la incubación (donde se adicionan los cultivos lácticos), la incubación para yogurt se realiza a una $T=43^{\circ}\text{C}$ con un tiempo aproximado de 3-4 hrs.; de aquí el yogurt es transportado a la segunda fase, que es el enfriamiento del gel, durante este transporte se realiza la unión de la tubería que transporta la fruta con la tubería que transporta el yogurt, y se bombea para que la presión sea la suficiente para llegar al mezclador estático (static mixer) en donde se termina el mezclado. En los tanques se realiza un enfriamiento rápidos, a una $T=15^{\circ}\text{C}$ y un tiempo de 20-30 min., de aquí el yogurt se transporta a los tanques de estabilidad para que posteriormente se envase y almacene.

Leche condensada azucarada

La leche previamente endulzada se evapora a una $T=50-60^{\circ}\text{C}$ y se concentra aproximadamente a 70°Bx . La leche concentrada se transporta a una $T=53^{\circ}\text{C}$ para ser enfriada rápidamente hasta una $T=15-18^{\circ}\text{C}$. De aquí se bombea a unos tanques de almacenamiento (aprox. 1 día) se envasa y almacena.

Leche concentrada (evaporada)

La leche se evapora a una concentración de 23.6% de S.T., de

aquí se bombea a una $T=53^{\circ}\text{C}$ hacia un homogenizador, una vez homogenizada, la leche se enfría aproximadamente a 14°C y se bombea hacia el área de envasado (llenado y sellado automático de latas), posteriormente las latas se esterilizan, se enfrían y se almacenan.

Chocolate fluido

De este proceso de elaboración no se pudieron averiguar suficientes datos ya que este producto es de importación, sin embargo, por información de la elaboración de chocolate fluido hecho por la CIA. Anderson Clayton, se pudieron conocer las temperaturas de bombeo ($T=28$ y 75°C)

Jugo concentrado de manzana

De datos bibliográficos sólo se pudo obtener cierta información que nos ayudó a suponer la T de bombeo del jugo una vez que ha sido concentrado, esta temperatura es aproximadamente de 50°C .

Puré de frutas

Se realiza la evaporación con la finalidad de concentrar desde 3°Bx hasta 11°Bx , el puré concentrado, se bombea a una $T=45^{\circ}\text{C}$ hacia unos tanques de estandarización y de aquí se manda a unas autoclaves para realizar la esterilización bombeándolo nuevamente ($T=30^{\circ}\text{C}$) a otros tanques de estandarización a temperatura ambiente.

Puré de tomate concentrado

De este proceso también se consiguió poca información pero se sabe que se debe concentrar entre 80 y 85°C , por lo que la T a la cual se realizó la caracterización fue de 80°C .