



304434  
3  
29

**UNIVERSIDAD SIMON BOLIVAR**

CARRERA DE INGENIERIA EN ALIMENTOS CON ESTUDIOS  
INCORPORADOS A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**CARACTERIZACION DE LA OPERACION DE  
UN EVAPORADOR TIPO BOLA A TRAVES DE  
MODELOS EMPIRICOS**

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO EN ALIMENTOS  
P R E S E N T A  
VIOLETA CECILIA MORALES VERTIZ

DIRECTOR: ING. AMBROSIO CHAVEZ CHAVARRIA

MEXICO, D.F.

TESIS CON  
FALSA FE ORIGEN

1991



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.

## I N D I C E

### INTRODUCCION Y OBJETIVOS

#### I. GENERALIDADES

- I.1. Tipos de Evaporadores. Clasificación.
- I.2. Factores de Proceso.
- I.3. Factores relativos al Diseño Mecánico.
- I.4. Variables de Diseño.
- I.5. Consideraciones Económicas.
- I.6. Evaluación de los Coeficientes de Transferencia de Calor.

#### II. RELACIONES TERMODINAMICAS.

- II.1 Reducción del Rango de Transferencia de Calor aumentando el Punto de Ebullición.

#### III. MODELADO A REGIMEN PERMANENTE Y A REGIMEN DINAMICO.

- III.1. Formulación de Ecuaciones de un Modelo Dinámico.
- III.2. Formulación de Ecuaciones de un Modelo a Régimen Permanente.

#### IV. DISEÑO EXPERIMENTAL.

- IV.1. Etapas de la Investigación.
- IV.2. Elementos de Diseño Experimental.
- IV.3. Variables de Respuesta.
- IV.5 Modelos Matemáticos.

- IV.6. Selección de los Niveles.
- IV.7. Tamaño del diseño.
- IV.8. Orden de Experimentación.
- IV.9. Recolección de datos.
- IV.10. Selección del Diseño.
- IV.11. Análisis de Experimentos Diseñados.
- IV.12. Estimación de la Respuesta de Error Utilizando Réplicas.
- IV.13. Asignación de Significancia de Efectos Principales.
- IV.14. Estimación de Efectos de Interacción.

V. OBTENCION DE MODELOS ESTADISTICOS.

- V.1. Interpretación Gráfica del Método de los Mínimos Cuadrados.
- V.2. Modelos no lineales.
- V.3. Análisis de Correlación.

VI. CORRIDAS EXPERIMENTALES.

- VI.1. Procedimiento.
- VI.2. Preparación de la solución.
- VI.3. Método.

VII. ANALISIS DE RESULTADOS.

VIII. CONCLUSIONES.

BIBLIOGRAFIA.

## INDICE DE FIGURAS.

- Figura I.1.1. Evaporador de tubos horizontales.
- Figura I.1.2. Evaporador de tubos verticales.
- Figura I.1.3. Evaporador de tipo canasta.
- Figura I.1.4. Evaporador de tubos largos y circulación natural.
- Figura I.1.5. Evaporador de circulación forzada.
- Figura I.1.6. Evaporador de tubos inclinados.
- Figura I.1.7. Evaporador de serpentín.
- Figura II.1.1. Gráfica de Dühring.
- Figura II.1.2. Gráfica de Entalpía - Concentración para un sistema de Hidróxido de sodio - Agua.
- Figura III.1.1. Especificaciones de diseño de un modelo dinámico.
- Figura III.2.1. Diagrama de un Evaporador a simple efecto.
- Figura IV.5.1 Modelos empíricos para factores simples.
- Figura IV.5.2 Modelos empíricos para dos factores.
- Figura IV.5.3. Modelo de segundo orden para dos factores.
- Figura IV.6.1. Selección de niveles para factores simples.
- Figura IV.6.2. Selección de los factores para dos niveles.
- Figura IV.6.3. Ejemplos de diseños  $2^n$  factorial.
- Figura IV.6.4. Diseños centrales compuestos.
- Figura IV.7.1. Tamaño del diseño como función de la precisión.
- Figura V.1.1. Ejemplo de un diagrama de dispersión.
- Figura V.1.2. Ejemplo de un diagrama de dispersión con una línea.

- Figura VI.2.1. Evaporador de tipo bola.
- Figura VII.1.1. Gráfica de concentración vs tiempo.
- Figura VII.1.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo.
- Figura VII.1.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo.
- Figura VII.1.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo.
- Figura VII.2.1. Gráfica de Concentración vs tiempo.
- Figura VII.2.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo.
- Figura VII.2.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo.
- Figura VII.2.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo.
- Figura VII.3.1. Gráfica de Concentración vs tiempo.
- Figura VII.3.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo.
- Figura VII.3.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo.
- Figura VII.3.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo.
- Figura VII.4.1. Gráfica de Concentración vs tiempo.
- Figura VII.4.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo.
- Figura VII.4.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo.
- Figura VII.4.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo.
- Figura VII.5.1. Gráfica de Concentración vs tiempo.
- Figura VII.5.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo.
- Figura VII.5.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo.
- Figura VII.5.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo.

#### INDICE DE GRAFICAS.

- Gráfica I.7.1. Viscosidad vs Factor de propiedades físicas.
- Gráfica I.7.2. Flujo másico de condensado vs Coeficiente de condensación promedio.

Gráfica I.7.3. Flujo másico de condensado vs Coeficiente de condensación promedio.

Gráfica I.7.4. Viscosidad vs Factor de propiedades físicas.

Gráfica I.7.5. Coeficiente de condensación promedio vs Flujo másico de condensado por unidad de longitud.

## INTRODUCCION Y OBJETIVOS

Los productos alimenticios como los jugos cítricos, la leche y los extractos vegetales suelen ser muy sensibles al calor y con frecuencia contienen partículas muy finas suspendidas en la solución. Muchos de estos productos exhiben elevaciones del punto de ebullición muy bajas al concentrarse. Esto se debe a que los sólidos suspendidos en forma de partículas muy finas y los solutos disueltos de alto peso molecular, contribuyen muy poco a esta elevación. El grado de degradación de los alimentos durante la evaporación es una función de la temperatura y del tiempo de procesamiento. Para mantener la temperatura baja, la evaporación debe hacerse al vacío, lo que reduce el punto de ebullición de la solución. El azúcar se obtiene principalmente de la caña de azúcar y de la remolacha. El azúcar tiende a formar caramelo cuando se mantiene a temperaturas altas por periodos largos. En el proceso de evaporación de soluciones de azúcar, la solución transparente, con una concentración de 10-13 grados Brix se evapora hasta 40-60 grados Brix.

Tomando en cuenta la importancia de la evaporación se seleccionó evaporar una solución de azúcar con una concentración de 11 grados Brix a 42 grados Brix utilizando diferentes presiones de vacío con el fin de obtener el modelo empírico de operación para cada caso.

Con este trabajo se pretende también dejar los antecedentes para la operación del evaporador de bola que se encuentra en la planta

piloto de la Universidad Simón Bolívar, lo cual permitirá implementar las actividades de tipo académico que puedan desarrollar los alumnos. En base a lo anterior se deciden los siguientes capítulos:

Capítulo I: se muestra un análisis de los aspectos teóricos de la evaporación desde la clasificación de evaporadores, evaluación de coeficientes de transferencia de calor hasta aspectos técnicos y brevemente los aspectos económicos.

Capítulo II: se describen las condiciones necesarias para que exista un estado de equilibrio; es decir, para que exista un verdadero estado de equilibrio entre la fase líquida y vapor en un evaporador, la temperatura y la presión en cada fase debe ser igual, a ésta temperatura se le llamará la temperatura del punto de ebullición del evaporador.

Capítulo III: se presenta el tratamiento de un sistema de evaporación en estado inestable el cual se inicia con la formulación de un modelo dinámico para un evaporador a simple efecto para el cual la elevación del punto de ebullición no es importante.

Capítulo IV: se plantean todas las etapas necesarias para llevar acabo un diseño experimental, así como la selección de los niveles, el tamaño del diseño, el orden de experimentación y el análisis de resultados.

Capítulo V: para proceder al ajuste de los modelos empíricos, debe notarse que existen varios métodos, todos los cuales dan

resultados aceptables. Para nuestro propósito será suficiente discutir el método de los mínimos cuadrados.

Capítulo VI: se especifica el número de corridas, las variables y el procedimiento experimental para la obtención de datos experimentales.

Capítulo VII: análisis de resultados, especificando cuales son las condiciones óptimas de operación para poder llegar a una conclusión. Desarrollo de modelos empíricos.

Capítulo VIII: establecer la importancia de los modelos empíricos comparando con modelos estocásticos, mencionando la utilidad de las ecuaciones obtenidas.

Capítulo IX: bibliografía.

Con base a lo antes mencionado se plantean los siguientes objetivos:

- 1) Analizar los principios teóricos de la operación unitaria de evaporación.
- 2) Analizar experimentalmente un evaporador a simple efecto operando a régimen dinámico.
- 3) Describir la operación de un proceso de evaporación mediante modelos empíricos.

## CAPITULO I. GENERALIDADES.

La operación unitaria de evaporación se refiere a la eliminación de agua en forma de vapor el cual se forma por la ebullición de una solución líquida obteniéndose una solución concentrada. Usualmente, el calor es suministrado por la condensación de un vapor en contacto con una superficie metálica, estando el líquido del otro lado de dicha superficie. El tipo de equipo usado depende tanto de la configuración de la superficie para la transferencia de calor como de los medios utilizados para lograr la agitación o circulación del líquido. A continuación se realizará una clasificación y se darán las principales características de los evaporadores:

### I.1. TIPOS DE EVAPORADORES. CLASIFICACION.

- A. Evaporadores que utilizan el calor solar.
- B. Evaporadores calentados por fuego directo.
- C. Evaporadores con el agente de calefacción en chaquetas ó en doble tubo concéntrico.
- D. Evaporadores calentados por vapor de agua con superficies de calefacción tubulares.

Otra forma de clasificar a los evaporadores es en función de la posición de los tubos:

- 1. Tubos horizontales.
  - a. Vapor por dentro de los tubos.
  - b. Vapor por el exterior de los tubos.

2. Tubos verticales.
  - a. Tipo estándar.
  - b. Tipo de canasta.
  - c. Tipo de tubos largos.
  - d. Evaporador de caída de película.
  - e. Tipo de circulación forzada.
  - f. Evaporador de película agitada.
3. Tubos inclinados.
4. Tubos curvados en formas especiales.

A continuación se hará una breve descripción de los evaporadores más importantes:

Evaporadores que utilizan el calor solar.

Su instalación implica únicamente la construcción de lagunas de poco fondo, por lo general con el suelo y las paredes de tierra; se deja evaporar lentamente al sol hasta que cristalice.

Evaporadores calentados a fuego directo.

Este tipo de evaporador no ha sido nunca normalizado. Al diseñar aparatos que han de calentarse a fuego directo o por productos de combustión, hay que tener presente que en el caso del fuego directo, la radiación suele ser el factor más importante. En el caso de los evaporadores no expuestos a la radiación directa sino simplemente calentados por gases calientes, la velocidad o intensidad de evaporación la fijará, no

el coeficiente de película del líquido sino el coeficiente de la película gaseosa.

Evaporadores con camisa. Marmitas.

La forma más simple de un evaporador consiste en una marmita abierta en la cual se hierve el líquido. El suministro de calor proviene de la condensación de vapor de agua en una chaqueta o en serpentines sumergidos en el líquido. En algunos de los casos la la marmita se calienta a fuego directo. Estos evaporadores son económicos y de operación simple, pero el desperdicio de calor es excesivo. En ciertos equipos se usan paletas o raspadores para agitar el líquido. En la industria alimentaria, dichas marmitas suelen estar destapadas y pueden construirse en plancha de cobre, de aluminio o de otros metales.

Evaporador de tubos horizontales.

Consta de una envoltura cilíndrica vertical a la que están unidas dos cámaras o cajas de vapor. El banco horizontal de tubos de calentamiento es similar al banco de tubos de un intercambiador de calor de tubos y coraza. El vapor de agua entra a los tubos y se condensa. El condensado sale por el otro extremo de los tubos. La solución a ebullición está por afuera de los tubos. El vapor se desprende de la superficie líquida; después, casi siempre se le hace pasar por dispositivos de tipo deflector para impedir el arrastre de gotas de líquido y sale por la parte superior. Este equipo relativamente económico puede utilizarse para líquidos no viscosos con altos coeficientes de

transferencia de calor y para líquidos que no formen incrustaciones. Figura I.1.1.

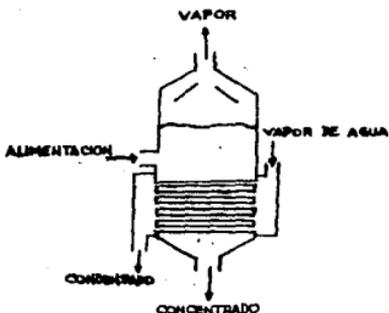


Fig. I.1.1. Evaporador de Tubos horizontales

#### Evaporador estándar de tubos verticales.

Este evaporador consiste de una envoltura cilíndrica vertical con tubos verticales y el líquido está dentro de los tubos, por lo que el vapor se condensa en el exterior. Debido a la ebullición y a la disminución de la densidad, el líquido se eleva en los tubos por circulación natural, y fluye hacia abajo a través de un espacio central abierto grande. Esta circulación natural incrementa el coeficiente de transferencia de calor. No es útil para líquidos viscosos. Figura I.1.2.

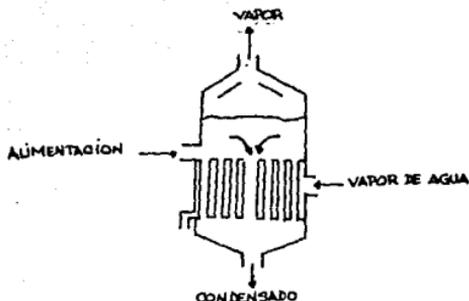


Fig. I.1.2. Evaporador de Tubos Verticales.

Evaporador de tipo canasta.

Es una variedad del evaporador estándar salvo que el elemento de calefacción forma una unidad independiente, de tal manera que existe un espacio anular que sirve de bajada. Figura I.1.3.

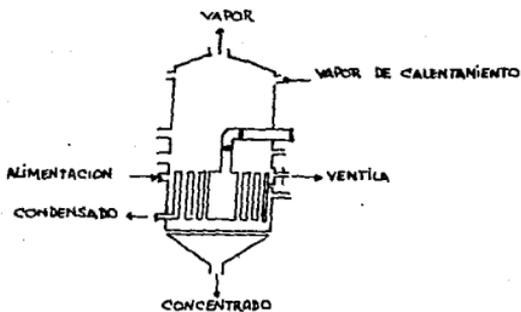


Fig. I.1.3. Evaporador de Tipo Canasta.

### Evaporador de tubos largos y circulación natural.

Se caracterizan por tener tubos verticales relativamente largos, con el líquido circulando por dentro y no se recircula. Los tiempos de contacto suelen ser bastante cortos. Figura I.1.4.

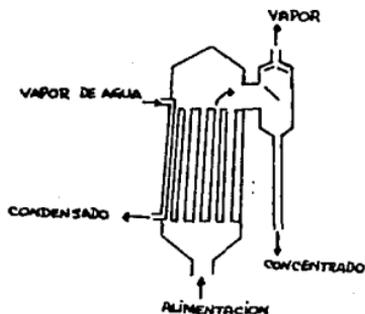


Fig. I.1.4. Evaporador de Tubos Largos y Circulación Natural.

### Evaporador de caída de película.

Es una variación del modelo de tubos largos, en el cual el líquido se alimenta por la parte superior de los tubos y fluye por las paredes de éstos en forma de película delgada. Por lo general, la separación líquido-vapor se efectúa en el fondo. Este modelo se usa mucho para la concentración de materiales sensibles al calor como son jugos de naranja y otras frutas, debido a que el tiempo de retención es bastante corto y el coeficiente de transferencia de calor es alto.

### Evaporador de circulación Forzada.

Este tipo de evaporador da coeficientes de transmisión de calor muy elevados y éste puede aumentarse por bombeo causando una circulación forzada del líquido en el interior de los tubos. Esto puede hacerse en evaporadores de tubos verticales largos añadiendo una tubería conectada a una bomba entre las líneas de salida del concentrado y la de alimentación. Este modelo es muy útil para líquidos viscosos. Figura I.1.5.

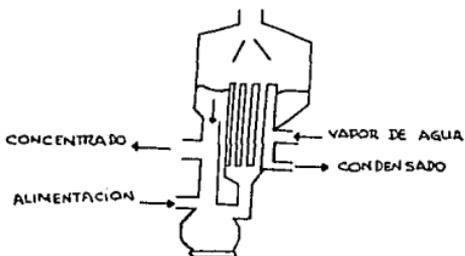


Fig. I.1.5. Evaporador de Circulación Forzada.

### Evaporador de película agitada.

La principal resistencia a la transferencia de calor en un evaporador corresponde al líquido. Un método para aumentar la turbulencia de la película líquida y, por tanto, el coeficiente de transferencia de calor, consiste en una agitación mecánica de dicha película. Esto se lleva a cabo en un evaporador de caída de película modificado, usando un solo tubo grande encaquetado que contiene un agitador interno. El líquido penetra por la

parte superior del tubo y a medida que fluye hacia abajo se dispersa en forma de película turbulenta por la acción de aspas de agitación verticales. La solución concentrada sale por el fondo y el vapor pasa por un separador para salir por la parte superior. Este tipo de evaporador es práctico para materiales muy viscosos, pues el coeficiente de transferencia de calor es mayor que en los modelos de circulación forzada. Se usa para materiales viscosos sensibles al calor tales como gelatina, jugos de frutas. Sin embargo, tiene costo alto y capacidad baja.

#### Evaporador de tubos inclinados.

Este evaporador tiene una velocidad de circulación elevada y, por consiguiente, coeficientes altos. No es conveniente para líquidos que depositen sales o incrustaciones. Figura I.1.6.

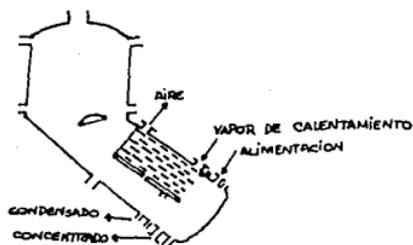


Fig. I.1.6. Evaporador de Tubos Inclinados.

### Evaporador de serpentín.

Su uso se limita prácticamente a la producción de agua destilada para complementar la alimentación de las calderas de vapor en las centrales eléctricas. Figura I.1.7.

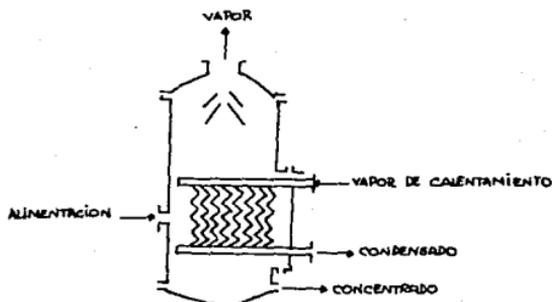


Figura I.1.7. Evaporador de Serpentín.

### I.2. FACTORES DE PROCESO.

Las propiedades físicas y químicas de la solución que se está concentrando y del vapor que se separa tiene un efecto considerable sobre el tipo de evaporador que debe usarse y sobre la presión y temperatura de proceso. A continuación se describirán brevemente dichos factores.

#### Viscosidad.

Por lo general, la alimentación líquida a un evaporador es bastante diluida, por lo que su viscosidad es bastante baja y se opera con coeficientes de transferencia de calor bastante altos

lo que afecta significativamente al área superficial. A medida que la viscosidad sea más alta, los coeficientes serán menores y el área será mayor. Debe existir entonces una circulación y/o turbulencia adecuada para evitar que el coeficiente se reduzca demasiado.

Para viscosidades bajas y moderadas (hasta 1000 cp) se recomienda el uso de un evaporador de película descendente; en cambio para viscosidades altas se recomienda cualquier evaporador de película agitado.

#### Formación de incrustaciones.

Algunas soluciones depositan materiales sólidos llamados incrustaciones sobre las superficies de calentamiento. Pueden formarse a causa de los productos en descomposición, disminución de la solubilidad, cristalización, sedimentación, reacción química, polimerización, corrosión o crecimiento de material orgánico. La velocidad de flujo es el factor más importante ya que la tendencia al incrustamiento se reduce considerablemente al incrementarse la velocidad.

Cuando se manejan procesos con incrustamiento bajo o moderado se recomienda el uso de un evaporador de película descendente. En cambio para procesos con incrustamiento alto se recomienda el uso de un evaporador de circulación forzada o uno de película delgada agitada, dependiendo de la sensibilidad del producto al calor.

### Nucleación.

Esto es muy común en los evaporadores cristalizadores. La nucleación puede minimizarse si los sólidos y los líquidos se mantienen en contacto íntimo continuo recomendándose el uso de un evaporador de circulación forzada.

### Solubilidad.

A medida que se calienta la solución y aumenta la concentración del soluto o sal, puede excederse el límite de solubilidad del material en solución y se formarán cristales. Esto puede limitar la concentración máxima que pueda obtenerse por evaporación de la solución.

### Cristalización.

Cuando se requiera el crecimiento uniforme de cristales, como es el caso de los evaporadores que combinan la concentración y la cristalización, es necesario fomentar la circulación positiva y evitar la sedimentación de sólidos recomendándose el uso de un evaporador de circulación forzada.

### Sensibilidad térmica de los materiales.

Muchos productos, en especial alimentos y otros materiales biológicos, pueden ser sensibles a la temperatura y degradarse cuando ésta sube o el calentamiento es muy prolongado. Entre estos productos están la leche, jugo de naranja y extractos vegetales; estos productos requieren un inventario bajo, un

tiempo de contacto bajo y sobre todo temperaturas de operación bajas. Por lo anterior se recomienda el uso de un evaporador de película con operación a vacío. La cantidad de degradación es función de la temperatura y del tiempo. Asimismo, la calidad del producto implica el uso de aceros inoxidableables o aleaciones de mayor grado para evitar los contaminantes metálicos.

#### Coefficiente de transferencia de calor.

El coeficiente de transferencia de calor de película es una función de la velocidad, densidad, calor específico y conductividad térmica del fluido. Por lo que cuando se manejan fluidos viscosos se recomienda el uso de un evaporador de película ya que la película delgada presenta una resistencia baja.

La siguiente tabla pretende ser una guía de selección del tipo de evaporador que presente coeficientes de transferencia de calor altos teniendo como base la viscosidad del fluido y las condiciones del fluido.

<u>Viscosidad del Fluido</u>	<u>Condiciones del Fluido</u>	<u>Tipo de Evaporador</u>
Moderada (mayor de 150 hasta 1000 cp)	Incrustamiento moderado no cristalizante, no nucleante.	Tipo película
Alta (mayor de 1000 cp)	Todo tipo de condición	Película delgada agitado

### Diferencia de temperatura.

La fuerza impulsora para la transferencia de calor en la evaporación, así como en otros procesos de transferencia de calor, es una diferencia de temperatura. La diferencia de temperatura útil para transferir calor en evaporadores que usan vapor como medio de calentamiento es la diferencia entre la temperatura de condensación de la fuente calorífica, generalmente vapor condensante, y el punto de ebullición del producto. En la mayoría de los casos, el calor se transfiere a un líquido que se encuentra en o cerca de su punto de ebullición.

La diferencia de temperatura, demasiado altas o demasiado bajas se evitan mediante una operación eficiente y estable.

### Carga al evaporador.

La capacidad de manejo de alimentación se define como el flujo de alimentación en lb/hr que puede introducirse y aun causar un cambio determinado en la concentración. Esta capacidad depende del coeficiente de transferencia de calor, del área disponible, de la diferencia de temperatura efectiva, de las propiedades físicas de la solución (calor latente y elevación del punto de ebullición) y del balance de masa.

La capacidad de un evaporador está definida por:

$$q = U A \Delta T_m$$

### Separación del líquido y el vapor.

Los evaporadores deben separar el vapor del líquido ya que el arrastre excesivo o las salpicaduras provocan la pérdida de producto, la contaminación del medio ambiente, y la contaminación del vapor condensado. La separación del líquido arrastrado se lleva a cabo en el domo de vapor el cual puede o no estar integrado a la superficie de calentamiento. La caída de presión más alta puede afectar significativamente las características del proceso y los costos cuando se manejan servicios con vacío.

### Espumación.

Por espumación se entiende la formación de una capa estable de burbujas la cual yace sobre la superficie del líquido en ebullición. Puesto que la evaporación en su mayoría se lleva a efecto por burbujeo, esto origina la formación de espuma; una espuma estable puede causar pérdidas cuantiosas de material debido al arrastre.

### **I.3 FACTORES RELATIVOS AL DISEÑO MECANICO.**

El diseño mecánico debe asegurar la integridad técnica del equipo bajo condiciones de diseño con un tiempo fuera de operación mínimo.

Los factores que afectan tal diseño son las condiciones de operación del proceso, los requerimientos de metalurgia y el mantenimiento. Las condiciones de operación del proceso, tales como temperatura y presión, tienen influencia en cuanto a los

espesores de la pared metálica que se requieren en las superficies de calentamiento así como en la selección de los materiales de construcción y sus acabados.

El equipo de vacío es un servicio crítico en las unidades operadas a vacío, por lo que es necesario tomar en cuenta factores tales como las presiones de operación, las capacidades y la tolerancia a sólidos arrastrados, para seleccionar el equipo de vacío apropiado.

Los requerimientos metalúrgicos pueden favorecer la decisión entre un evaporador de circulación forzada y uno de circulación natural. El mantenimiento consiste generalmente en limpiar o reemplazar las superficies de calentamiento y dar servicio a las bombas de vacío, compresores y bombas de recirculación. Los tubos pueden limpiarse por medios mecánicos, químicos o simplemente sometiéndolos a ebullición.

#### I.4. VARIABLES DE DISEÑO.

Existen ciertas variables que tienen influencia en el comportamiento del equipo por lo que ameritan un breve estudio.

##### Temperatura de alimentación.

El flujo de alimentación ya sea frío o caliente es tan pequeño comparado con la cantidad de líquido que ebulle en el evaporador que la temperatura promedio del líquido en ebullición no se afecta apreciablemente por tales adiciones.

### Presión de calentamiento.

La razón principal para no usar vapor de alta presión es su alto valor, pero no como fuente calorífica, sino como fuente de potencia. Un vapor de calentamiento de alta presión suministra menos calor como calor latente y requiere un diseño mecánico más elaborado en comparación con un vapor de baja presión. La única desventaja de este último radicaría en que no tiene una temperatura tan elevada.

### Sobrecalentamiento del vapor.

La temperatura promedio del vapor no se altera cuando el vapor usado para calentamiento presenta cantidades moderadas de sobrecalentamiento. La cantidad de sobrecalentamiento comúnmente usada es tan pequeña que fácilmente se disipa debido a la fuerte turbulencia existente en el espacio ocupado por el vapor. Asimismo, la cantidad de calor transferido como sobrecalentamiento es una fracción tan pequeña del calor total que generalmente no se toma en cuenta.

### Presión en el espacio vapor.

En cualquier tipo de evaporador se busca tener diferencias de temperatura elevadas, ya que a medida que dichas diferencias se incrementan, la superficie de calentamiento y por consiguiente el costo del equipo disminuyen. Una operación a vacío es lo más idóneo para obtener una diferencia de temperatura económica. La operación a vacío pudiera requerirse por otras razones tales como la ebullición de soluciones que contengan productos

susceptibles de descomposición o degradación si se ebulLEN a temperaturas elevadas, sin embargo la razón principal para una operación a vacío recae en el hecho de obtener diferencias de temperatura elevadas.

El coeficiente de película del líquido en ebullición disminuye rápidamente a medida que las temperaturas de ebullición van siendo menores debido probablemente al incremento de la viscosidad del líquido. La presión usada en el espacio vapor está relacionada indirectamente a este comportamiento del coeficiente a través de las temperaturas de ebullición. La temperatura de ebullición es directamente proporcional a la presión manejada.

#### I.5. CONSIDERACIONES ECONOMICAS.

Un factor crítico en la selección de un equipo económicamente óptimo recae en el arreglo del evaporador. Por otro lado, la evaporación es una de las operaciones unitarias que utilizan más energía por lo que sus costos de operación constituyen un factor importante en la economía global del proceso. Basado en lo anterior el uso óptimo del vapor disponible se vuelve una necesidad fundamental en cualquier equipo que lo maneje como medio de calentamiento.

En un evaporador con arreglo sencillo el calor suministrado en el vapor se usa una sola vez puesto que el vapor generado a partir de la solución de alimentación se condensa y se desecha. La economía resultante, expresada como kg vapor/kg vapor de

calentamiento, es muy pobre alcanzando un valor de 0.8 para una alimentación fría. Sin embargo la capacidad del evaporador en este arreglo, expresada como flujo de vapor por unidad de área de transferencia de calor, es generalmente más alta que en un efecto múltiple. Tal arreglo es ineficiente y por tanto, se usa donde la energía es barata y la capacidad requerida es pequeña.

En el arreglo de efecto múltiple, varios evaporadores se conectan en serie mediante la tubería adecuada permitiendo que el vapor circule de un efecto a otro. El primer efecto es aquel en el que se introduce el vapor de calentamiento y presenta la presión más alta. El último efecto presenta la menor presión en el espacio vapor. Cada efecto actúa como un evaporador de efecto sencillo, teniendo cada uno una diferencia de temperatura a través de su superficie de calentamiento correspondiente a la caída de presión en aquel efecto.

El resultado neto de este arreglo es el reuso múltiple de calor y el incremento sustancial en la economía del sistema. Una aproximación gruesa de dicha economía puede obtenerse multiplicando el número de efectos por 0.8. Aunado al ahorro en vapor, existe un ahorro en el agua de enfriamiento requerida para operar el condensador del último efecto.

El incremento en economía de este arreglo se obtiene a expensas de la reducción de la capacidad. La cantidad de agua vaporizada por unidad de área de superficie en un arreglo de efecto múltiple con  $N$  efectos es aproximadamente  $(1/N)$  parte de aquella vaporizada en un arreglo sencillo. Sin embargo la

diferencia de temperatura efectiva en este arreglo es acumulativa por lo que, la diferencia de temperatura total efectiva es igual a la diferencia de temperatura global menos la suma de las elevaciones en los puntos de ebullición en todos los efectos. Esta reducción en la diferencia de temperaturas decreta la capacidad de este arreglo haciéndola menor que la de un arreglo con efecto sencillo. La economía de un arreglo de múltiple efecto no está influenciada por las elevaciones en los puntos de ebullición ni por el flujo de transferencia de calor dependiendo exclusivamente de las consideraciones de balance de calor, sin embargo depende fuertemente de la elevación en el punto de ebullición.

La recuperación adicional de energía se fundamenta idealmente en que el producto y los condensados de proceso deben abandonar el sistema a la menor temperatura posible en contraste con la alimentación que debe entrar a la mayor temperatura posible, con esto podemos lograr mejorar la economía del vapor.

#### I.6. EVALUACION DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

La cantidad total de calor transferido y la capacidad del evaporador se ven afectados por cambios en la diferencia de temperatura o por cambios en el coeficiente de transferencia de calor global. La diferencia de temperatura se fija con las propiedades del vapor como de la solución alimentada. En cambio, el coeficiente de transferencia global depende fuertemente del diseño y del método de operación del evaporador.

En equipo de transferencia de calor, así como en evaporadores que usan vapor como medio de calentamiento, la resistencia global a la transferencia de calor está definida como la suma de cinco resistencias individuales: la resistencia de la película del vapor que condensa, la resistencia por ensuciamiento en el lado del vapor, la resistencia de la pared metálica, la resistencia por ensuciamiento o incrustación en el lado de la solución en ebullición y la resistencia de la película de la solución en ebullición.

El coeficiente global es el recíproco de la resistencia total. En la actualidad se cuenta con métodos confiables para evaluar todos los coeficientes de película con la excepción del coeficiente de película de la solución en ebullición. En el caso de la ebullición no se cuenta con una relación general para la predicción de este coeficiente.

El coeficiente de película para vapor condensante puede calcularse a partir de correlaciones de Nusselt.

a) En el caso de tubos verticales se tiene:

$$h_m = 1.47 \left( \frac{4G_x}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left[ \frac{\mu_f}{k^2 \rho_f g} \right]^{-1/3}$$

b) En el caso de tubos horizontales se tiene:

$$h_m = 1.51 \left( \frac{4G_x}{\mu_f} \right)^{1/3} \left[ \frac{\mu_f}{k^2 \rho_f g} \right]^{-1/3}$$

Simplificando éstas dos ecuaciones se obtiene:

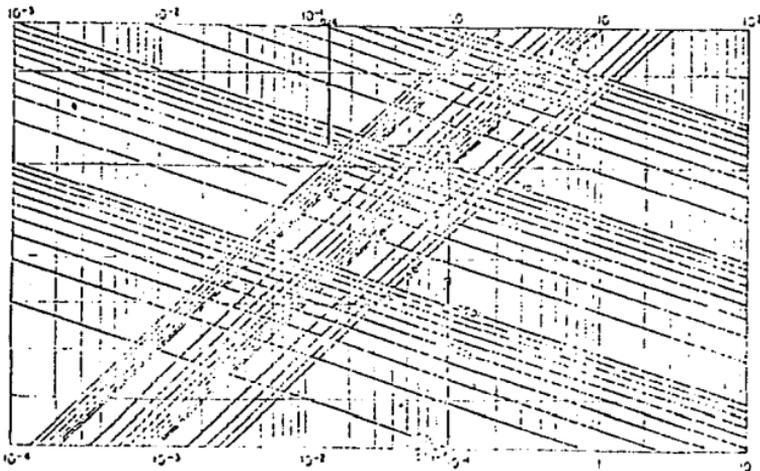
$$h = 1.50 \left( \frac{46}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left[ \frac{\rho_f^2}{k_f^2 \beta_f^2 g} \right]^{-1/3}$$

Mediante la conversión de las propiedades físicas a unidades comunes de Ingeniería y su posterior agrupamiento se obtiene:

$$h = \frac{540 \rho_f}{(g \mu_f)^{1/3}}$$

Donde:

viscosidad,  $\mu_f$



Factor de propiedades físicas,  $h$   
Gráfica I.6.1. pp 36 Referencia (4)

$$\phi = \frac{k_r (\rho_s)_r^{2/3}}{z_r^{1/3}}$$

Estas gráficas solo se usan cuando:

$$\frac{4G}{\rho_r} < 4200 \quad \text{y} \quad \frac{4G}{\rho_r} < 1800$$

Cuando las películas de condensado estén a flujo turbulento:

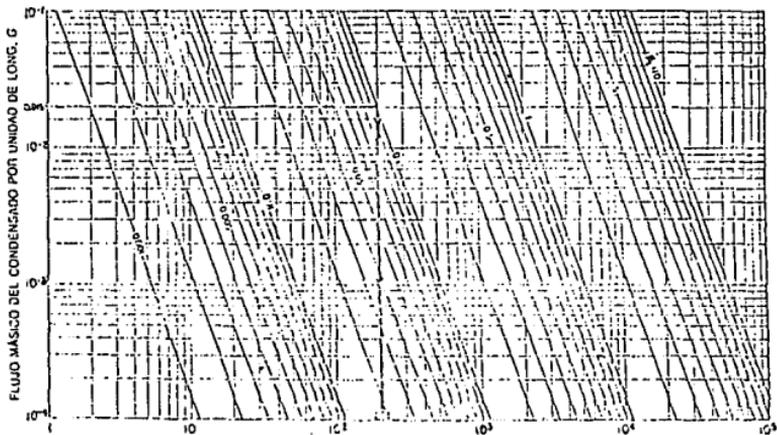
$$\frac{4G}{\rho_r} > 1800$$

$$h_m = 0.0077 \left( \frac{4G}{\rho_r} \right)^{0.4} \left( \frac{k_r \mu_r^2}{\rho_r} \right)^{-1/4}$$

Rearreglando nos queda la ecuación general para cuando las películas de condensado estén en flujo turbulento:

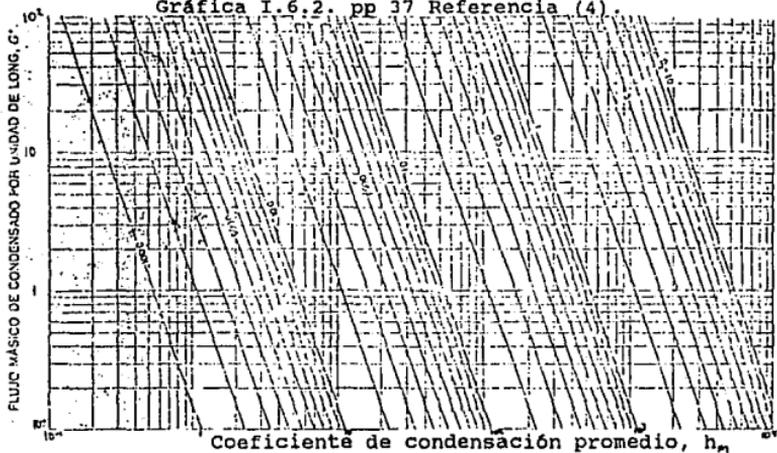
$$h_m = 1610 \phi_k (G')^{0.4}$$

Donde:



Coefficiente de condensación promedio,  $h_m$

Gráfica I.6.2. pp 37 Referencia (4).



Coefficiente de condensación promedio,  $h_m$

Gráfica I.6.3. pp 38 Referencia (4).

$$\phi_s = \frac{k_c (\rho_R)_F^{2/3}}{Z_F^{1.5625}}$$

Con esta ecuación se construyeron las gráficas I.6.4. y I.6.5.

Este método gráfico se usa de la siguiente manera:

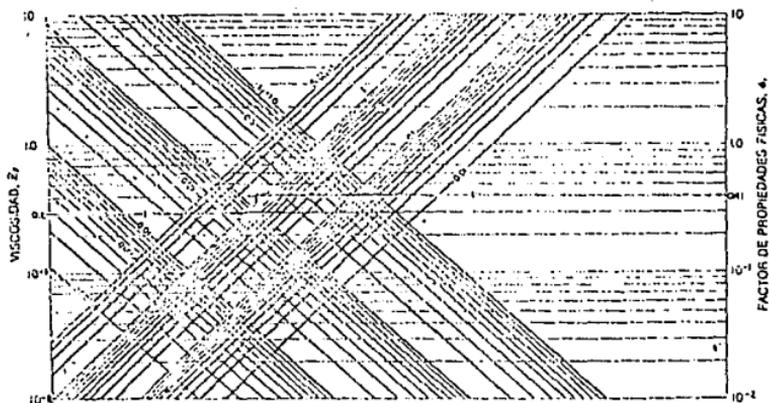
Caso 1. Flujo laminar.

- 1) Obtener el factor de propiedades físicas de la gráfica I.6.1., teniendo como datos  $Z_F$ ,  $k_F$  y  $(\rho_R)_F$ .
- 2) Obtener el coeficiente de condensación promedio  $h_m$  de la gráfica I.6.2., teniendo como datos  $G'$  y el valor de obtenido.

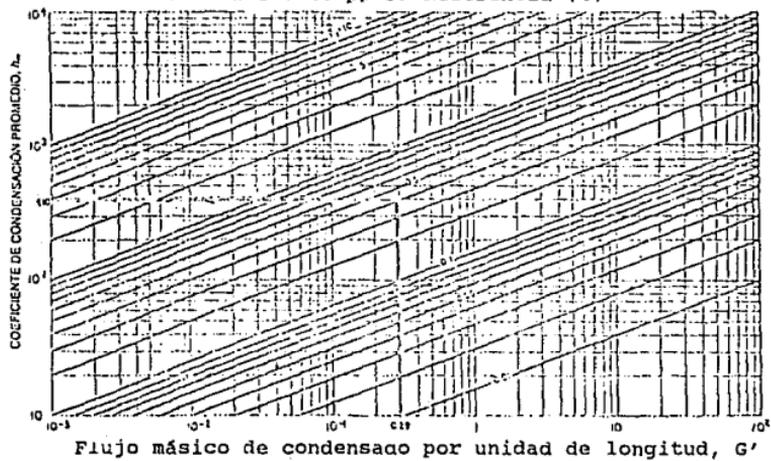
Cuando  $G' > 0.1$  usar la gráfica I.6.3.

Caso 2. Flujo turbulento.

- 1) Obtener el factor de propiedades físicas de la gráfica I.6.4., teniendo como datos  $Z_F$ ,  $k_F$  y  $(\rho_R)_F$ .
- 2) Obtener el coeficiente de condensación promedio  $h_m$  de la gráfica I.6.5., teniendo como datos  $G'$  y el valor de obtenido.



Gráfica I.6.4. pp 39 Referencia (4)



Gráfica I.6.5. pp 39 Referencia (4)

Las Razones que han evitado que los problemas de transferencia de calor se resuelvan con el método tradicional, esto es, separando la resistencia global en los coeficientes individuales de película son las siguientes:

1. El efecto de los gases incondensables no es considerado en las ecuaciones de Nusselt.
2. En muchos evaporadores el coeficiente de película del vapor condensante es tan alto comparado con el coeficiente del líquido en ebullición que el coeficiente global es casi igual al coeficiente del líquido en ebullición.
3. La determinación de coeficientes de película requiere un equipo de laboratorio complicado y costoso.
4. Debido a la complejidad del problema y a la limitación en los datos experimentales disponibles es importante predecir el coeficiente del líquido en ebullición, exceptuando algunos casos especiales.

La ecuación de transferencia de calor muestra la dependencia del coeficiente global a la diferencia de temperatura y el área en el cual está basado.

$$q = U_i A_i \Delta t = U_o A_o \Delta t$$

El coeficiente global evaluado de esta forma es denominado comúnmente como coeficiente global corregido por elevación en el punto de ebullición.

Donde  $\Delta t$  es la diferencia de temperatura real entre la temperatura de saturación del vapor condensante a la presión existente en el cabezal de vapor y la temperatura del líquido en ebullición a la concentración y bajo la presión existentes en el espacio vacío.

#### COEFICIENTES GLOBALES PARA DIFERENTES TIPOS DE EVAPORADORES

<u>Tipo de Evaporador</u>	<u>Coefficiente global U(btu/ft<sup>2</sup>°F)</u>
<b>Evaporadores Verticales de tubos largos</b>	
Circulación natural	200 - 600
Circulación forzada	400 - 2000
<b>Evaporadores de tubos cortos</b>	
Tubos horizontales	200 - 400
Tipo Calandria	150 - 500
Evaporadores serpentin	200 - 400
<b>Evaporadores de película agitados</b>	
<b>Líquido Newtoniano</b>	
<b>Viscosidad</b>	
1 cP	400
100 cP	300
10 000 cP	120

## CAPITULO II. RELACIONES TERMODINAMICAS.

El estado de equilibrio desempeña un papel crucial en termodinámica. Las características generales del estado de equilibrio son:

- 1) No varía con el tiempo.
- 2) El sistema es uniforme, o bien, se compone de varios subsistemas, cada uno de los cuales es uniforme.
- 3) Todos los flujos (de masa, calor o trabajo), tanto dentro del sistema como entre el sistema y su ambiente, son iguales a cero y el índice neto de todas las reacciones químicas también es de cero.

El estado de equilibrio se presentará siempre, dado un tiempo suficiente, como estado final de un sistemas cerrado al flujo de masa, calor o trabajo, através de sus límites. Además, los sistemas abiertos a esos flujos, dependiendo de la naturaleza de la interacción entre el sistema y su ambiente, pueden evolucionar hasta un estado de equilibrio. Si el ambiente impone simplemente un valor de temperatura, presión o volúmen al sistema, este último llegará a un estado de equilibrio. Si por otra parte, el ambiente impone al sistema un flujo de masa de entrada y salida (como resultado de un mecanismo de bombeo) o un flujo calórico (como el que se produciría si una parte del

sistema estuviera expuesto a una temperatura y otro a una temperatura diferente), el sistema llegaría a un sistema invariable en el tiempo, sólo cuando los flujos sean constantes. Los estados invariables en el tiempo de esos sistemas impulsados no son de equilibrio, puesto que los sistemas pueden ser o no uniformes y, desde luego, no satisfacen en forma total ni parcial el criterio anterior.

Las condiciones necesarias para que exista un estado de equilibrio entre las fases de líquido y vapor en una mezcla multicomponente son las siguientes:

$$\hat{f}_i^v = \hat{f}_i^l$$

$$T^v = T^l$$

$$P^v = P^l$$

donde los superíndices  $v$  y  $l$  se refieren a las fases líquido y vapor y donde:

$\hat{f}_i^v = \hat{f}_i^v(P, T, \{y_i\})$ , la fugacidad del componente  $i$  en la fase vapor de una mezcla a la presión  $P$  y a la temperatura  $T$  de la mezcla.

$\hat{f}_i^l = \hat{f}_i^l(P, T, \{x_i\})$ , la fugacidad del componente  $i$  en la fase líquida a la temperatura  $T$  y a presión  $P$  de la mezcla.

$T^v, T^l =$  temperatura de las fases vapor y líquida respectivamente.

$P^v, P^l =$  presión de las fases vapor y líquida respectivamente.

La fugacidad de cualquier componente  $i$  en una mezcla de vapor se puede expresar en términos de fugacidad del componente puro a la misma temperatura  $T$  y presión total  $P$  de la mezcla como sigue:

$$\hat{f}_i^v = \gamma_i^v f_i^v y_i \quad \dots(1)$$

donde:

$f_i^v$  = fugacidad del componente puro  $i$  a una presión total  $P$  y una temperatura  $T$  de la mezcla.

$y_i$  = fracción mol del componente  $i$  en la fase vapor.

$\gamma_i^v = \gamma_i^v(P, T, \{y_i\})$ , el coeficiente de actividad del componente  $i$  en la fase vapor.

Igualmente, para la fugacidad del componente  $i$  en la fase líquida:

$$\hat{f}_i^l = \gamma_i^l f_i^l x_i \quad \dots(2)$$

donde:

$f_i^l = f_i^l(P, T)$

$\gamma_i^l = \gamma_i^l(P, T, \{x_i\})$

$x_i$  = fracción molar del componente  $i$  en la fase líquida.

Igualando (1) y (2) nos queda:

$$\hat{f}_i^v \gamma_i^v y_i = \gamma_i^l f_i^l x_i \quad \dots (3)$$

Considerando la distribución de un solvente como el agua entre la fase vapor y la fase líquida en una solución con algún soluto no volátil a temperaturas y presiones bajas, tenemos que la fracción mol del agua en la fase vapor es igual a la unidad ( $y = 1$ ) y como la fase vapor es un componente puro, tenemos que  $i = 1$ .

A presiones bajas, el comportamiento volumétrico del vapor se aproxima al de un gas ideal y su fugacidad es igual a la presión ( $f_{\text{sol}}^v = P$ ). La fugacidad del solvente en la fase líquida a una presión  $P$  y una temperatura  $T$  se puede expresar en términos de su valor de Presión de vapor  $P$  a la temperatura  $T$  como sigue:

$$f_{\text{sol}}^l \Big|_{P,T} \approx f_{\text{sol}}^l \Big|_{P_{\text{sol}},T} \approx f_{\text{sol}} \Big|_{P_{\text{sol}},T} \approx P \quad \dots (4)$$

La aproximación final se basa en que, el vapor de agua se comporta como un gas ideal a una temperatura  $T$ . Tomando en cuenta lo anterior la ecuación (3) se reduce a:

$$P = \gamma_{\text{sol}}^l P_{\text{sol}} x_{\text{sol}} \quad \dots (5)$$

Las líneas de Dühring se determinan experimentalmente y se deducen como sigue: para una presión  $P$  dada, existe una

temperatura  $T$  de manera que la presión de vapor de un solvente puro es igual a la presión total  $P$ , esto es, existe una temperatura  $T$  para el solvente (Gráfica II.1.1):

$$P = P_{\text{sol}}(T) \quad \dots (6)$$

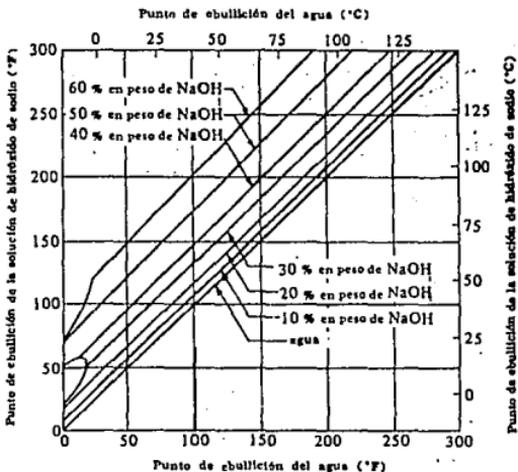


Figura II.1.1. Gráfica de Dühring. pp 417 Referencia (2).

Para una mezcla líquida, teniendo una fracción molar  $x_{\text{sol}}$ , existe una temperatura  $T$  de manera que la mezcla va a ejercer una presión  $P$  igual a la presión del vapor  $P_{\text{sol}}$ , del solvente puro a una temperatura  $T$ , esto es:

$$P = \gamma_{\text{sol}}^L(P, T, x_{\text{sol}}) \cdot P_{\text{sol}}(T) \cdot x_{\text{sol}} \quad \dots (7)$$

De tal forma observamos que para cada  $P$  y  $x_{\text{sol}}^0$ , existen valores correspondientes de  $T$  y  $T^*$  que satisfase la expresión anterior. De la misma manera que disminuye la fracción molar del solvente en la solución, aumenta la fracción molar del soluto:

$$x_{\text{sol}} = 1 - x_{\text{soluto}} \quad \dots (8)$$

Continuando, a una presión  $P$  dada, la presión de vapor  $P_{\text{sol}}^0$  (o más precisamente el producto  $\gamma^L \cdot P$ ) es gradualmente una función que aumenta con la temperatura, la presión total  $P$  se puede mantener constante cuando la concentración del soluto incrementa al aumentar la temperatura  $T^*$  de la solución.

Esta propiedad de soluciones que contienen disueltos solutos no volátiles demuestran alcanzar puntos de ebullición elevados. Temperaturas de puntos de ebullición de varias soluciones acuosas que contienen sólidos disueltos siguen la regla de Dühring, de tal manera que la temperatura  $T^*$  de punto de ebullición de la solución es una función lineal con respecto a la temperatura  $T$  del punto de ebullición del agua pura, esto es:

$$T^* = m(x)T + b(x) \quad \dots (9)$$

Es común expresar  $x$  en la ecuación (9) en términos de fracción masa del soluto. Cuando la relación de líneas rectas dadas por la ecuación (9) se sigue, se dice que la solución obedece la regla de Dühring.

## II.1. REDUCCION DEL RANGO DE TRANSFERENCIA DE CALOR AUMENTANDO EL PUNTO DE EBULLICION.

Como se dijo anteriormente, la presencia del soluto permite alcanzar una elevación en el punto de ebullición con  $(T' - T)$ . El efecto de la elevación del punto de ebullición en el rango de transferencia de calor se demuestra a continuación. Si no hay elevación del punto de ebullición, entonces el valor de transferencia de calor  $Q$  (btu/h) en un proceso de evaporación a simple efecto y a una presión  $P$  sería:

$$Q = UA(T_0 - T) \quad \dots(10)$$

con elevación del punto de ebullición, el valor de transferencia de calor será:

$$Q = UA(T_0 - T) \quad \dots(11)$$

Si  $T' > T$ , el valor de transferencia de calor disminuye al haber un aumento en la temperatura para la transferencia de calor de una cantidad igual a la de la elevación del punto de ebullición, quedando:

$$(T_0 - T) - (T_0 - T') = T' - T \quad \dots(12)$$

En sistemas de evaporación de efecto múltiple en los cuales los evaporadores están conectados en series, la elevación del punto

de ebullición de un efecto individual es acumulativo. Esta característica es un factor significativo en la determinación del número óptimo de efectos para un sistema dado. Figura II.1.2.

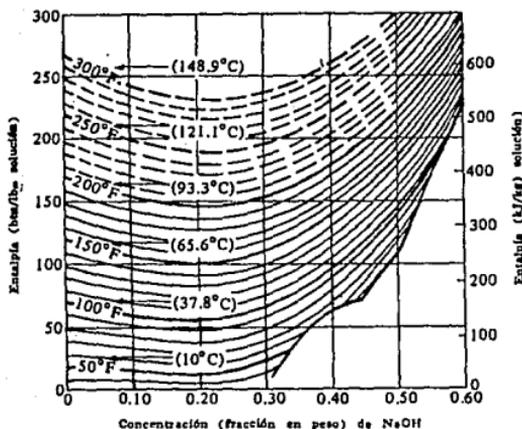


Figura II.1.2. Gráfica de Entalpía - Concentración para un sistema de Hidróxido de sodio - Agua. pp 418 Referencia (2).

### CAPITULO III. MODELADO A REGIMEN PERMANENTE Y A REGIMEN DINAMICO.

El tratamiento de un sistema de evaporación se puede llevar acabo analizando la operación de un evaporador o de un sistema a de evaporación a múltiple efecto tanto a régimen permanente como a régimen dinámico.

En este capítulo se plantean los modelos de un evaporador a simple efecto a régimen dinámico y a régimen permanente con la finalidad de hacer notar las diferencias en el modelo y en la solución numérica de éste.

#### III.1. FORMULACION DE ECUACIONES DE UN MODELO DINAMICO.

Las ecuaciones que describen el modelo dinámico (Figura III.1.1) de un evaporador a simple efecto fueron formulados con la base de las siguientes suposiciones:

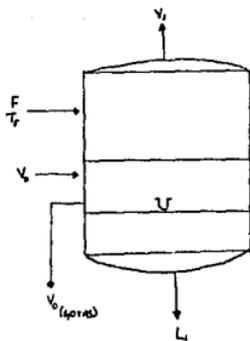


Figura III.1.1. Especificaciones de Diseño de un Modelo Dinámico.

- 1) El líquido en el interior del evaporador está perfectamente mezclado.
- 2) La masa del solvente en el espacio vapor es despreciable comparado con la masa del líquido que se mantiene en el evaporador.
- 3) La energía acumulada por las paredes de los tubos de metal es despreciable.
- 4) Las pérdidas de calor hacia los alrededores son despreciables.

Por definición, suponer que a un  $t = 0$ , el evaporador está operando en estado estable, y que a  $t = 0 +$ , ocurre una perturbación en cualquier variable de operación, digamos la composición  $X$  del alimento.

El balance de masa total del líquido es:

$$\int_{t_n}^{t_{n+1}} (F - V - L) dt = M_1 \Big|_{t_n} - M_1 \Big|_{t_{n+1}}$$

donde:

$t$  = tiempo

$F$  = flujo de alimentación (lb/h).

$M$  = masa del líquido en el evaporador (lb).

$V$  = masa del flujo de vapor.

$L$  = concentrado.

A partir de esta ecuación integro - diferencial así como de las que siguen, las correspondientes ecuaciones diferenciales son obtenidas a través del uso del teorema del valor medio del cálculo diferencial e integral, seguido por unos apropiados límites del proceso.

Así, utilizando el teorema del valor medio la ecuación anterior queda:

$$\int_{t_n}^{t_{n+1}} (F - V_i - L_i) dt = (F - V_i - L_i) \Big|_{t_n + \alpha \Delta t}^{\Delta t} \dots (14)$$

donde  $0 \leq \alpha \leq 1$ ,

Simplificando obtenemos:

$$M_i \Big|_{t_{n+1}} - M_i \Big|_{t_n} = \Delta t \frac{dM_i}{dt} \Big|_{t_n + \beta \Delta t} \dots (15)$$

donde  $0 < \beta < 1$ . Después de que éstos resultados han sido sustituidos en la ecuación (13), y las expresiones así obtenidas han sido divididas por  $\Delta t$  se obtiene:

$$(F - V_i - L_i) \Big|_{t_n + \alpha \Delta t} = \frac{dM_i}{dt} \Big|_{t_n + \beta \Delta t} \dots (16)$$

Si tomamos el límite cuando  $\Delta t$  tiende a cero nos queda:

$$F - V_i - L_i = \frac{dM_i}{dt} \quad (t > 0) \quad \dots(17)$$

La ecuación integro - diferencial que representa el balance de masa del componente soluto, sobre el periodo de tiempo  $t_n$  a  $t_{n+1}$  es la siguiente:

$$\int_{t_n}^{t_{n+1}} (F X' - L_i x_i) dt = M_i x_i \Big|_{t_{n+1}} - M_i x_i \Big|_{t_n} \quad \dots(18)$$

La ecuación diferencial correspondiente es:

$$FX - L_i x_i = \frac{d(M_i x_i)}{dt} \quad \dots(19)$$

La siguiente ecuación integro - diferencial que representa un balance de energía es:

$$\int_{t_n}^{t_{n+1}} [Fh(T, X) + Q_i - V_i H(\varphi) - L_i h(\varphi_i, x_i)] dt = M_i h(\varphi_i, x_i) \Big|_{t_{n+1}} - M_i h(\varphi_i, x_i) \Big|_{t_n} \quad \dots(20)$$

donde:

$h$  = entalpía del alimento

$H(\varphi)$  denota el estado de vapor.

Así nos queda que la ecuación diferencial correspondiente es:

$$Fh(T_f, X) + Q_1 - V_1 H(\varphi_1) - L_1 h(\varphi_1, x_1) = \frac{d[M, h(\varphi_1, x)]}{dt} \dots (21)$$

donde  $Q_1$  = transferencia de calor.

Puesto que la acumulación del vapor en el evaporador es despreciable comparada con otras acumulaciones en el sistema, el balance de entalpía del valor es dado por:

$$\int_{t_1}^{t_2} (V_0 H_0 - V_0 h_0 - Q_1) dt = 0 \dots (22)$$

Supuesto que la integral es igual a cero para cualquier elección de los límites superior e interior esto permite que la ecuación integrada sea idénticamente igual a cero para todo  $t$  en el dominio del tiempo esto es:

$$V_0 (H_0 - h_0) - Q_1 = 0 \quad (t > 0) \dots (23)$$

6

$$V_0 h_0 = Q_1 \dots (24)$$

Puesto que la acumulación de energía por el metal a través del cual la energía es transferida es despreciable esto conduce a la siguiente expresión:

$$Q_i = U_i A_i (T_o - \tau_i) \quad \dots (25)$$

Esta ecuación es aplicable para cada  $t$  en un intervalo de tiempo  $(t_n \leq t < t_{n+1})$ .

En conclusión, el conjunto completo de las ecuaciones requeridas para describir operaciones en régimen dinámico de un evaporador a simple efecto son:

Balance de Entalpía:

$$Fh(T_p, X) + V_o \lambda_o - V_i H(\tau_i) - L, h(\tau_i, X) = \frac{d[Mh(\tau_i, X)]}{dt} \quad \dots (26)$$

Transferencia de Calor:

$$U_i A_i (T_o - \tau_i) - V_o \lambda_o = 0$$

Equilibrio Másico:

$$m(x_2)T_i + b(x_1) - \tau_i = 0$$

Balance de Masa del componente:

$$F x_i - L_i x_i = \frac{d(M_i x_i)}{dt}$$

Balance total de masa:

$$F - V_i - L_i = \frac{dM_i}{dt}$$

La variable  $Q_i$  fue eliminada aunque aparece en las ecuaciones anteriores usando la ecuación (24).

### III.2. FORMULACION DE ECUACIONES DE UN MODELO A REGIMEN PERMANENTE.

En la figura III.2.1 se muestra un diagrama de un evaporador a simple efecto. La alimentación entra a  $T_c$  y en la sección de intercambio de calor entra vapor saturado a  $T_s$ . El vapor condensado sale en forma de pequeños chorros. Puesto que se supone que la solución en el evaporador está perfectamente mezclada, el producto concentrado y la solución en el evaporador tienen la misma composición y temperatura  $T_1$ , que corresponde al punto de ebullición de la solución. La temperatura del vapor también es  $T_1$ , pues está en equilibrio con la solución a ebullición,  $P_1$  es la presión de vapor de la solución a  $T_1$ .

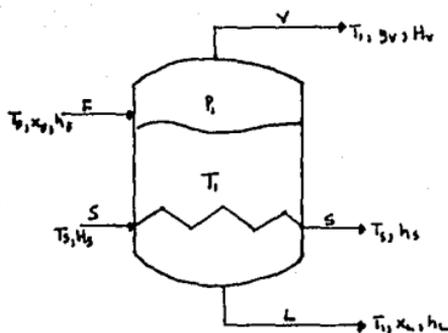


Figura III.2.1. Diagrama de un Evaporador a Simple Efecto.

La expresión básica para determinar la capacidad de un evaporador de simple efecto es la ecuación:

$$Q = UA(T_2 - T_1) \quad \dots(1)$$

donde  $Q$  es la velocidad de transferencia de calor en (btu/hr),  $U$  es el coeficiente de transferencia de calor en (btu/hr·ft<sup>2</sup>·°F),  $A$  es el área de transferencia de calor en (ft<sup>2</sup>),  $T_2$  es la temperatura del vapor que se condensa en (°F) y  $t$  es el punto de ebullición del líquido en (°F).

La alimentación al evaporador es  $F$  (lb<sub>m</sub>/hr) con un contenido de sólidos de  $x$ , fracción de masa, una temperatura  $T_1$  y una entalpía  $h_1$  (btu/lb<sub>m</sub>). La salida consiste de una temperatura  $T_2$  y una entalpía  $h_2$ . El vapor  $V$  (lb<sub>m</sub>/hr) se desprende como disolvente puro con un contenido de sólidos  $y = 0$ , una temperatura  $T_1$  y una entalpía  $H_v$ . La entrada de vapor de agua saturado  $S$  (lb<sub>m</sub>/hr) tiene una temperatura  $T_2$  y una entalpía  $H_s$ . Se supone que el vapor de

agua condensado S sale a  $T_1$ , esto es, a la temperatura de saturación, y con una entalpía de  $h_3$ . Esto significa que el vapor de agua sólo transfiere su calor latente,  $\lambda$ , que es:

$$\lambda = H_3 - h_3 \quad \dots(2)$$

Puesto que el vapor V está en equilibrio con el líquido L, las temperaturas de ambos son iguales. Además, la presión  $P_1$  es la de vapor de saturación del líquido de composición  $x_L$  a su punto de ebullición  $T_1$ . (Esto supone que no hay elevación del punto de ebullición.)

Para el balance de masa, y puesto que se trata de estado estable, la velocidad de entrada de masa = velocidad de salida de masa. Entonces, para un balance total tenemos:

$$F = L + V \quad \dots(3)$$

Balance de sólidos:

$$F x_f = L x_L \quad \dots(4)$$

Para el balance de energía, y puesto que el calor total de entrada = calor total de salida:

$$\begin{aligned} &\text{Calor en la alimentación} + \text{Calor en el vapor de agua} = \\ &\text{Calor en el líquido concentrado} + \text{Calor en el vapor} + \\ &\text{Calor en el vapor de agua condensado} \quad \dots(5) \end{aligned}$$

Esto supone que no hay pérdidas de calor por radiación o convección. Sustituyendo en la ecuación (5) queda:

$$Fh_p + SH_s = Lh_L + VH_v + Sh_s \quad \dots(6)$$

Sustituyendo la ecuación (2) en la ecuación (6):

$$Fh_p + S\lambda = Lh_L + VH_v \quad \dots(7)$$

Entonces, el calor Q transferido en el evaporador es:

$$Q = S(H_s - h_s) = S\lambda \quad \dots(8)$$

En la ecuación (7) el calor latente  $\lambda$  del vapor de agua a la temperatura de saturación  $T_s$  puede obtenerse con tablas de vapor. Sin embargo, generalmente no se dispone de las entalpías de la alimentación y de los productos. Estos datos de entalpía - concentración sólo existen para unas cuantas sustancias en solución.

Como podrá observarse, el modelo a régimen dinámico consiste en un sistema de ecuaciones diferenciales y ecuaciones algebraicas, mientras que el modelo a régimen permanente es solamente un sistema de ecuaciones algebraicas.

Si el objetivo de este trabajo fuese el de resolver estas ecuaciones, entonces se tendría que seleccionar técnicas de

solución numérica para sistemas de ecuaciones diferenciales para el caso del régimen dinámico como puede ser Runge Kutta o bien un Newton Raphson para el modelo a régimen permanente.

En este trabajo se pretende obtener a través de modelos estadísticos los términos de acumulación, esto es, tener la variación de la masa y de la energía con el tiempo.

#### CAPITULO IV. ESTRATEGIA DEL DISEÑO EXPERIMENTAL.

El diseño estadístico de experimentos es una provechosa técnica que sigue incrementando su uso en la industria química. Este método reduce tiempo de trabajo e incrementa la eficiencia, especialmente cuando muchas variables tienen potencial importante. Un segundo beneficio es una aproximación dirigida a la colección y análisis de la información. Muchas veces, las conclusiones de un experimento diseñado estadísticamente son evidentes sin un análisis extenso; por otro lado, con una aproximación minuciosa se puede obtener como resultado un cúmulo de datos difíciles de extraer y correlacionar. Otro beneficio es la capacidad de ver interacciones entre las variables de experimento dejando la posibilidad de poder predecir en áreas no abarcadas por el experimento.

##### IV.I. ETAPAS DE INVESTIGACION.

Las investigaciones químicas pasan a través de una serie de etapas definidas, donde cada una presenta sus objetivos y dificultades como sigue:

##### Familiarización.

En esta etapa, el investigador conoce el sistema, trata de duplicar los datos de la patente o de un experimento anterior o aprende a operar el nuevo equipo.

### Optimización.

En esta teapa el número de variables ha sido reducido a unas cuantas, pero es necesario ordenarlas para obtener el más bajo costo, menor cantidad de energía y eficiencia más alta posible.

### Definición de variables.

Después de haber definido sus objetivos, el investigador debe ahora reducir el número de variables posibles en el experimento.

### Estudio mecanístico.

Si el proceso o producto tiene buen futuro técnico o las predicciones del mercado son favorables se debe utilizar un modelo mecanístico para el diseño de la planta.

## IV. 2. ELEMENTOS DEL DISEÑO EXPERIMENTAL.

Los elementos a considerar son mostrados en la table IV.2.1, se definirán y discutirán estos elementos, mostrando cómo sus interacciones afectan el diseño resultante.

Debido a que la palabra experimento puede ser ambigua, esta palabra así como otros términos serán redefinidos.

Una corrida experimental es simplemente un experimento; un grupo de corridas enfocadas hacia un objetivo común serán llamadas diseño experimental o simplemente diseño.

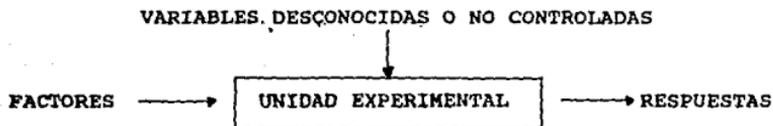


Fig. IV.2.1. Representación de una Corrida Experimental.

Tabla IV.2.1. Elementos de un Diseño Experimental.

1. Definición del problema.
2. Lista de las variables de respuesta.
3. Lista de las variables de entrada o factores.
4. Modelos matemáticos.
5. Selección de los niveles para los factores.
6. Tamaño del diseño.
7. Procedimiento de experimentación.
8. Recolección de datos.

#### IV.3. VARIABLES DE RESPUESTA.

Las variables de respuesta son los datos obtenidos de una corrida, en la mayoría de los casos, suele haber varias respuestas, las cuales a veces pueden causar confusión.

Las respuestas pueden ser clasificadas de acuerdo a la escala de medida en tres tipos: cuantitativas, cualitativas y "quantal".

La respuesta cuantitativa es la más difícil pero es la que da los resultados más exactos.

Las respuestas cualitativas son fáciles de obtener pero sólo sirven para apreciación muy superficial.

La respuesta tipo "quantal" solo tiene dos opciones: falso o verdadero, dentro de las cuales deben caer todos los datos obtenidos en la corrida.

Al ir diseñando un experimento, un estimado de la varianza puede ser obtenido. Esta información determinará el número de corridas requeridas en el diseño; la varianza es expresada en términos de la desviación standar, la cual será asumida como constante sobre todo el rango de respuestas encontradas durante la experimentación.

#### IV.4. VARIABLES.

Los factores o variables experimentales son controlados por el investigador. El nivel de variables es el valor o ajuste de un factor durante una corrida experimental; igual que las respuestas, estos son clasificados de acuerdo a su escala de medida, como cuantitativos o continuos (temperatura, tiempo) o como cualitativo o categórico (tipo de catalizador, solvente); esto último es lo más difícil de medir, ya que su escala de medida no sigue un orden natural.

Cuando los experimentadores tienen varias escalas de medida deben seleccionar la más apropiada para la situación técnica.

Por ejemplo: la concentración de iones hidrógeno puede también ser expresada como pH. Si hay dos o más factores, combinaciones funcionales pueden ser más útiles que las originales.

El número de factores potenciales puede ser más grande al comienzo de la investigación, cuando el sistema es conocido y se cuentan con pocos desarrollos.

En el momento de seleccionar las variables de más influencia debemos tener cuidado en no eliminar una que sea útil y que no pueda despreciarse.

#### IV.5. MODELOS MATEMATICOS.

Cuando las respuestas y los factores son continuos en la escala fijada, es usual considerar la relación de nivel-respuesta en términos de una función matemática.

La interpretación de los datos experimentales será económica y menos ambigua cuando utilizamos un modelo matemático. Al comienzo de la investigación, cuando poco se conoce acerca de las relaciones verdaderas, un modelo empírico como un polinomio de primero o segundo orden dará una aproximación satisfactoria, etapas después, un modelo teórico derivado de los primeros principios será necesario para un amplio rango de condiciones y con una mayor exactitud.

En el caso del modelo univariable, el modelo empírico más simple es la función de primer orden:

$$Y = b_0 + b_1 X$$

los parámetros del modelo  $b_0$  y  $b_1$  son llamados la ordenada al origen y la pendiente respectivamente. Este modelo, como se muestra en la figura IV.5.1 también puede ser usado para predecir

Y sobre un rango limitado de X. Este también puede ser usado en la etapa de selección, donde el interés está centrado en los factores que tienen más efecto en la respuesta Y. Si  $b_1$  es casi cero, se puede decir que el factor no tiene efecto significativo sobre la respuesta.

Sin embargo, la mayoría de nosotros tenemos la tendencia a creer que la relación factor-respuesta sigue una curva continua.

La función de segundo orden:

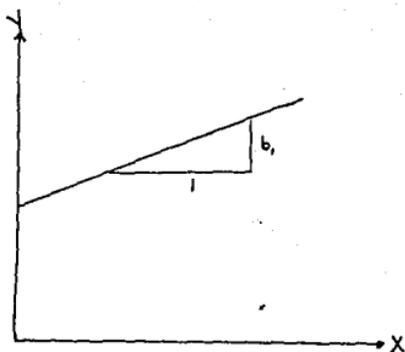
$$Y = b_0 + b_1 X + b_2 X^2$$

da un resultado satisfactorio en estas situaciones. Aquí, se desea determinar el orden óptimo, localizado en un factor de nivel igual a  $-b_1/2b_2$ , donde  $b_2$  es llamado "curvatura".

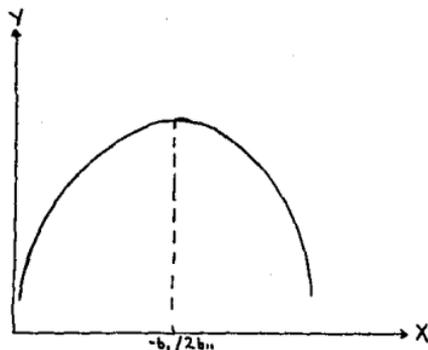
Si  $b_2$  es casi cero, la respuesta nos dice que el modelo es de primer orden con respecto al factor.

Para dos o más factores, puede existir una situación complicada conocida como interacción, lo cual indica que los factores no operan independientemente en la respuesta (si fuera independiente, los factores serían aditivos); cuando hay una pequeña o no existe curvatura con respecto a cada factor, el modelo de dos factores más simple es:

$$Y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_1^2 + \dots + b_{12} X_1 X_2$$



Modelo de primer orden.



Modelo de segundo orden.

Figura IV.5.1. MODELOS EMPIRICOS PARA FACTORES SIMPLES.

Los parámetros  $X_1$  y  $X_2$  están precedidas por las pendientes correspondientes a estos, o sea  $b_1$  y  $b_2$ . Cuando  $b_{12}$ , el parámetro de interacción es cero, se tiene estrictamente un

modelo aditivo de primer orden como el que se muestra en la figura IV.5.2.

Cuando  $b_{12}$  es diferente de cero el modelo es interactivo, para apreciar los términos de interacción, se puede reorganizar el modelo para mostrar más claramente el efecto de  $X_2$  sobre el modelo de  $Y$  vs  $X_1$  :

$$Y = [b_0 + b_1 X_1] + [b_2 + b_{12} X_1] X_2$$

En este modelo interactivo, el valor de  $X_2$  afecta la pendiente de la relación  $Y$  vs  $X_1$ , así como también a la ordenada al origen. Cuando la relación fundamental entre la respuesta y el factor es curvada, un término cuadrático de curvatura es adicionado dando lugar al siguiente modelo:

$$Y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_{11} X_1^2 + b_{22} X_2^2 + b_{12} X_1 X_2$$

Este tipo de modelo da una excelente descripción de la respuesta dentro de la región de experimentación, y se pueden utilizar técnicas interpolativas para encontrar el orden óptimo.

La figura IV.5.3 es una gráfica de  $Y$  vs  $X_1$ , pero también muestra otra donde se propone  $X_2$  vs  $X_1$  a varias  $Y$  constantes.

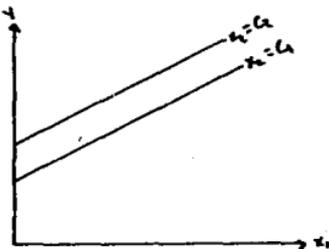
Debido al buen planteamiento de los modelos de segundo orden no es necesario plantear modelos de tercer o cuarto orden, tales modelos pueden calcular algunas precisiones pero pueden dar la impresión de que la respuesta se comporta en forma complicada con respecto a los factores.

Para  $n$  factores, el modelo completo de segundo orden es:

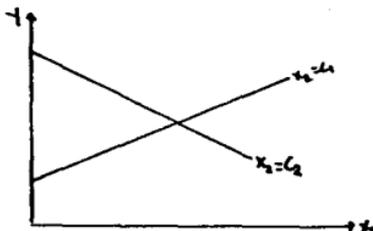
$$Y = b_0 + \sum_{i=1}^n b_i X_i + \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n b_{ij} X_i X_j$$

la cual tiene  $(n + 1)(n + 2)/2$  parámetros a estimar. Debido a que el número de parámetros puede ser bastante grande, lo más aconsejable es proponer en principio un modelo sencillo; cuando los factores menos importantes pueden ser eliminados por experimentación el modelo puede ser gradualmente extendido a parcial o completo de segundo orden.

Cabe hacer notar que para factores cualitativos no existe un modelo específico (se deben establecer tablas de comparación por parte del experimentador).

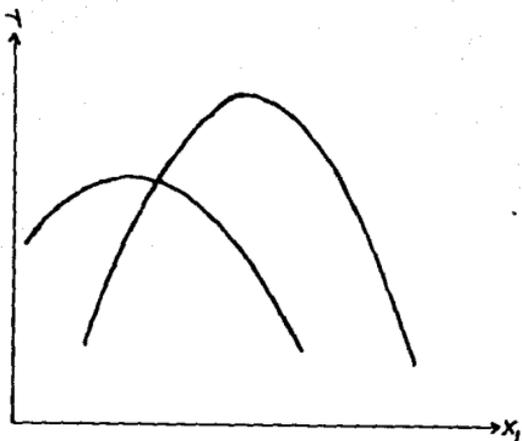


Modelo aditivo

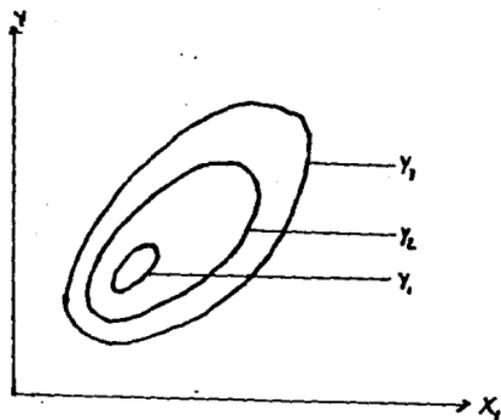


Modelo interactivo.

Figura IV.5.2. MODELOS EMPIRICOS PARA DOS FACTORES.



Modelo general de segundo orden.



Gráfica de  $X_2$  vs  $X_1$  a  $Y$  constante.

Figura IV.5.3. MODELO DE SEGUNDO ORDEN PARA DOS FACTORES

#### IV.6. SELECCION DE LOS NIVELES.

Un diseño experimental consiste en un conjunto de corridas experimentales, la selección de los niveles es influenciada por el modelo matemático bajo consideración. Un diseño experimental es así determinado por el número y tipo de factores.

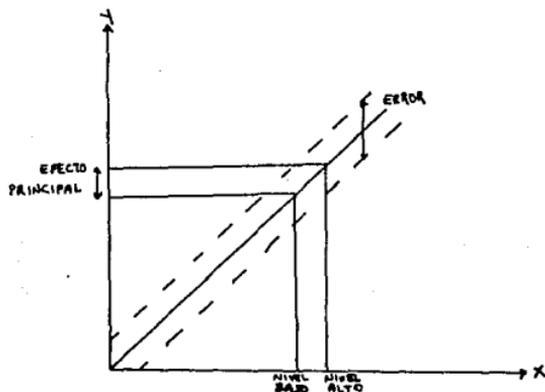
Para el caso más simple en que se tiene un factor en un modelo de primer orden, solamente dos niveles son necesarios para estimar los parámetros  $b_0$  y  $b_1$ , en este caso, los niveles serán codificados como "alto" y "bajo" ó "+" y "-". El cambio de respuesta entre los niveles será llamado efecto principal sobre el factor. Debido a que el error puede oscurecer el efecto de niveles cercanos, debe procurarse que estén separados por una diferencia conveniente tal y como se muestra en la figura IV.6.1. Si un modelo de segundo orden es utilizado, un tercer factor de nivel es requerido para poder calcular el valor del parámetro  $b_{11}$ ; éste tercer nivel, normalmente una corrida entre las dos anteriores, es llamado punto central y es codificado como "medio" ó "0". El efecto de curvatura está definido como la diferencia entre la respuesta central experimental y el valor central obtenido de un modelo de primer orden.

Más de tres factores de nivel son necesarios cuando usamos modelos de primero o segundo orden empíricos, sin embargo, si el factor es cualitativo, el número de niveles puede ser determinado por el experimentador.

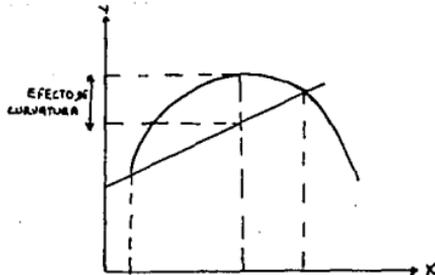
Para más de un factor, cada corrida experimental está definida como una combinación de niveles. En el caso de dos factores el

efecto de interacción puede ser estimado en adición a los dos efectos principales.

Con cuatro corridas se podrán estimar los dos parámetros de las pendientes de  $Y$  vs  $X_1$  y comparar estas dos pendientes a dos valores de  $X_1$  para checar la interacción tomando en cuenta que si el efecto de interacción es cero, las líneas son paralelas como lo muestra la figura IV.6.2.

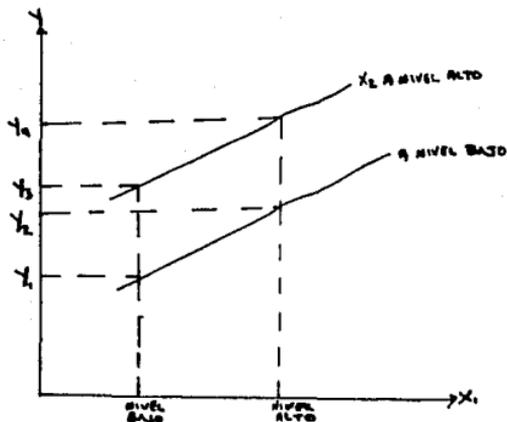


Estimación del efecto de primer orden.



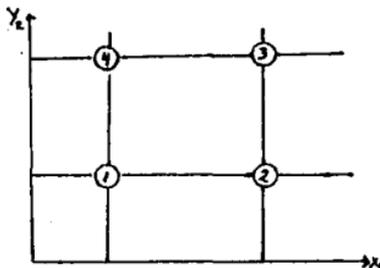
Estimación del efecto de segundo orden.

Figura IV.6.1. SELECCION DE NIVELES PARA FACTORES SIMPLES.



$$\begin{aligned}
 \text{Efecto de Interacción} &= \frac{(Y_4 - Y_2) - (Y_3 - Y_1)}{2} = \\
 &= \frac{(Y_4 - Y_3) - (Y_2 - Y_1)}{2} = \\
 &= \frac{(Y_1 + Y_4)}{2} - \frac{(Y_2 + Y_3)}{2}
 \end{aligned}$$

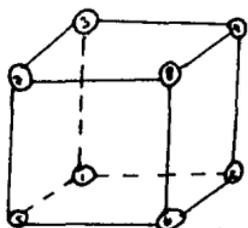
Figura IV.6.2. SELECCION DE LOS FACTORES PARA DOS NIVELES.



Corrida	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>
1	-	-
2	+	-
3	-	+
4	+	+

Dos factores ( $2^2$  factoria).

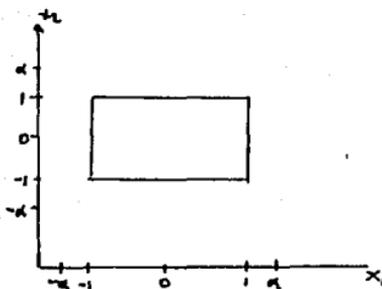
Figura IV.6.3 EJEMPLO DE DISEÑO  $2^n$  FACTORIAL.



Corrida	$X_1$	$X_2$	$X_3$
1	-	-	-
2	+	-	-
3	+	+	-
4	-	+	-
5	-	-	+
6	+	-	+
7	-	+	+
8	+	+	+

Tres factores ( $2^3$  factores).

Figura IV.6.3. EJEMPLO DE DISEÑO  $2^n$  FACTORIAL.



	$X_1$	$X_2$
Puntos centrales	0	0
Puntos factoriales	-	-
	+	-
	-	+
	+	+

Puntos estrella	0	$-1$
	0	$+1$
	$-1$	0
	$+1$	0

	$X_1$	$X_2$	$X_3$
Puntos centrales	0	0	0
Puntos factoriales	-	-	-
	+	-	-
	-	+	-
	+	+	-
	-	-	+
	+	-	+
	-	+	+
	+	+	+

Puntos estrella	0	0	$-1$
	0	0	$+1$
	0	$-1$	0
	0	$+1$	0
	$-1$	0	0
	$+1$	0	0

Tres factores.

Figura IV.6.4. DISEÑOS CENTRALES COMPUESTOS.

El diseño de cuatro corridas es conocido como un diseño factorial  $2^4$  y es miembro de la clase de diseños conocidos como  $2^n$  factoriales; estos diseños son útiles para la estimación de efectos principales e interacciones. Las combinaciones de diseños  $2^2$  y  $2^3$  (ver figura IV.6.3.) pueden ser representadas como las esquinas de un cuadrado y un cubo respectivamente.

El efecto global de curvatura es estimado como la diferencia entre la respuesta al punto central y la respuesta esperada. Este valor de respuesta esperada es estimado de la media de los  $2^n$  puntos.

Si se detecta curvatura global por la corrida del punto central, corridas adicionales pueden ser incluidas separando los estimados de curvatura para cada valor. Estas corridas adicionales (llamadas puntos axiales o estrellas) combinadas con un diseño  $2^n$  factorial con un punto central forman un diseño combinado, como se ilustra en la figura IV.6.4. para los casos de dos y tres factores.

El nivel recomendado para  $\alpha$  (la distancia del punto central) son rangos del orden  $2^{n/4}$  donde  $n$  es el número de factores, los puntos factoriales son las distancias unitarias de cada factor al punto central.

La mayor desventaja de los diseños  $2^n$  factorial es el gran número de corridas unitarias distintas en cada factor al punto central. Existen procedimientos para resolver este tipo de problema. Pero además de esto se ve más complicado al aumentar  $n$ ; para disminuir este problema se pueden utilizar fraccionados,

este tipo de diseños son útiles en la etapa de selección de variables y pueden ser expandidos hasta obtener diseños factoriales completos.

En la etapa de selección de variables, los diseños experimentales son construidos de acuerdo a diseños completos o factorial fraccionados con un punto central simple. Estos diseños son útiles para la estimación de efectos principales y curvatura global y en ciertos casos, grupos de interacciones. Dependiendo de los resultados experimentales y el número de factores disponibles, estos diseños pueden ser expandidos hasta su límite, y estimar parámetros de segundo orden en la etapa de optimización.

#### IV.7. TAMAÑO DE DISEÑO.

La estimación del efecto principal, interacción o curvatura depende del número de datos usados en el estimado, junto con la magnitud del error de respuesta ( $\sigma$ ).

En un diseño  $2^n$ , todas las corridas son usadas en cada estimado del efecto principal e interacciones. El experimentador debe así, fijar el número de corridas (N) para poder tener la precisión requerida. Para hacer esto se debe determinar el mínimo cambio en la respuesta de interés denotada por el símbolo " $\Delta$ ". El experimentador debe calcular este efecto para poder declarar sus datos con significancia estadística y con un alto grado de seguridad.

La relación entre  $N$  y la razón  $\Delta/\sigma$  ha sido desarrollada por estadísticos, tal como se muestra en la figura IV.7.1. Si se quiere determinar el efecto principal cuando  $\Delta/\sigma = 2.0$  se necesitarán 14 corridas.

Si  $N$  es mucho más grande que el diseño escogido, basado en un modelo matemático, será necesario repetir el diseño completo una o más veces.

El primer objetivo de esta repetición es el dar la suficiente precisión para los estimados. Un segundo propósito es el de dar un estimado más preciso de  $\sigma$ , con la cual se podrá establecer el tamaño de diseños futuros.

#### IV.8. ORDEN DE EXPERIMENTACION.

Es conveniente planear de qué manera se van a efectuar las corridas; a veces las corridas pueden realizarse al azar (nótese que las corridas se hacen al azar hasta que ya se han seleccionado las variables y sus niveles). Si la medida de la respuesta es conducida como un proceso de separación, la selección de corridas al azar puede ser aplicada aquí; esto por supuesto será coordinado por el grupo analítico responsable.

En algunos casos no es conveniente la randomización debido a que varía el nivel de uno más factores; un ajuste de temperatura o un cambio mecánico mayor, dará lugar a la gráfica separadora llamada "split plotting".

Debe remarcarse que las unidades experimentales no son homogéneas. Esta situación requiere que las unidades

experimentales sean agrupadas en bloques de unidades homogéneas. Cada bloque puede ser considerado como nivel de una variable "extraña" o de "bloque". Ejemplos de variables de bloque son: fuente de materiales, tipo de equipo, estación del año, etc. El tamaño del bloque es el número mínimo de unidades posibles en un bloque. Si el tamaño del bloque es más grande o igual a la mitad de corridas de diseño completo o fraccional, el factor de bloques puede ser incluido como un factor en todo el diseño o el estadístico puede ser considerado para poder fijar un patrón de bloque apropiado. Es necesario conocer las variables de bloque para evitar el aumento de error o el mezclado del efecto del bloque con otros efectos en el modelo.

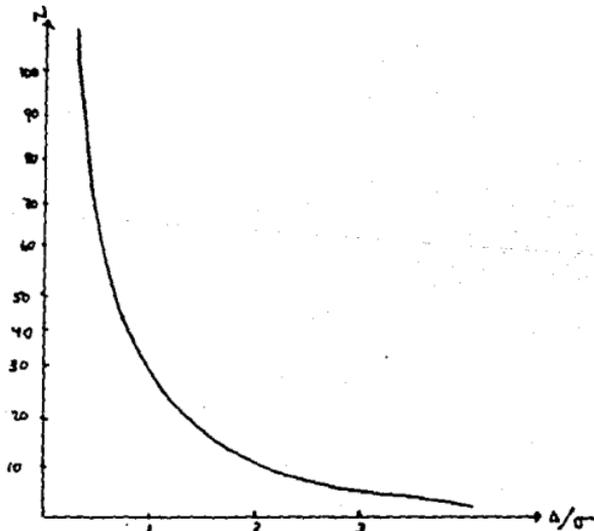


Figura IV.7.1. TAMAÑO DEL DISEÑO COMO FUNCION DE LA PRECISION.

#### IV.9. RECOLECCION DE DATOS.

Después de que el diseño ha sido construido, los niveles codificados como "alto" y "bajo" son convertidos a factores reales y listados en instrucciones experimentales. Esto deberá contener: procedimientos de las corridas, procedimientos auxiliares y documentación analítica.

Si cualquiera de los niveles no puede ser controlado, pero puede ser medido, el valor actual (o medida de los valores medidos) será tomada como el nivel para el análisis estadístico del experimento. Cualquier variable incontrolable que pueda ser medida y que pueda causar posible influencia en la respuesta debe ser registrada.

Cualquier comportamiento extraño también debe ser registrado ya que, en caso de anomalía en la respuesta esto puede ayudar a establecer una explicación concreta.

#### IV.10. SELECCION DE DISEÑO.

Muchos aspectos prácticos y estadísticos del diseño experimental han sido discutidos separadamente y estos elementos son nuevamente reunidos para formular un diseño para una situación específica.

La siguiente información deberá estar disponible:

1. Una lista de respuestas a estudiar, junto con un estimado de error para cada una.
2. Una lista de factores a estudiar, junto con sus rangos de nivel.

3. Un análisis del problema a investigar así como un modelo matemático apropiado.

4. El mínimo número de corridas requeridas (N) para poder obtener la precisión de los estimados de los efectos.

5. Un chequeo para ver que todas las unidades experimentales sean homogéneas, y si no lo son, la selección de bloques será hecha.

Las situaciones de selección de variables, optimización de orden y optimización final deberán ser consideradas en ese orden.

Durante la fase de selección de variables, el énfasis fundamental es el de la identificación de los factores más importantes.

Objetivos secundarios podrán ser la detección de efectos de segundo orden (curvatura e interacción) y obtención de un mejor estimado de  $\sigma^2$  (error de respuesta) para utilizar en investigaciones posteriores; esto debe estar reflejado en el modelo de la siguiente manera:

$$Y = b_0 + b_1 X_1 + \dots + b_n X_n + (\text{curvatura}) + (\text{interacción})$$

La interacción individual y los efectos de curvatura no son estimados directamente, pero su presencia puede ser medida indirectamente.

El número de corridas en el diseño escogido es comparado con N, el número de corridas requerido por la precisión. Los factores deben ser asignados a la columna del diseño de una manera

conveniente, las columnas no asignadas, llamadas "factores dummy" no son usadas para definir la situación experimental, pero intervienen en el manejo de los datos. Solamente las columnas correspondientes a los factores reales son usados para determinar las corridas experimentales.

Cuando el diseño es terminado, el orden de ejecución de corridas debe ser hecho al azar para poder evitar errores sistemáticos.

Para estimar la curvatura y el error experimental, dos o más puntos centrales son incluidos a los puntos factoriales. Después de la selección de variables, los factores escogidos son estudiados en una optimización de orden. Si el sistema tiene muchos factores, el experimentador deberá recurrir a un diseño más complejo para poder estimar toda la gama de efectos de interacción. Durante la optimización de orden, es necesario estimar todos los efectos principales e interacción en orden para determinar la respuesta óptima.

La estimación de la curvatura global y error experimental son objetivos secundarios; aquí puede aplicarse el modelo matemático interactivo:

$$Y = b_0 + b_1 X_1 + \dots + b_n X_n + b_{11} X_1 X_1 + \dots + b_{nn} X_n X_n + (\text{curvatura global})$$

donde  $m = n - 1$ , los efectos individuales de curvatura no son directamente determinados.

Si la respuesta óptima es indicada para rebasar la región experimental, deberán construirse nuevos diseños de tal manera

que la región experimental redefinida pueda contener a esta respuesta óptima.

La optimización final requiere un módulo cuadrático para predecir el punto de respuesta óptima, quedando:

$$Y = b_0 + b_1 X_1 + \dots + b_n X_n + b_{n+1} X_1^2 + \dots + b_{2n} X_n^2 + b_{n+2} X_1 X_2 + \dots + b_{2n-1} X_n X_{n-1}$$

con  $m = n - 1$ ; todos los términos del modelo deberán ser estimados.

#### IV.11. ANALISIS DE EXPERIMENTOS DISEÑADOS.

El análisis de diseños previos es particularmente útil debido a su naturaleza balanceada, este incluye los cálculos para el error de respuesta, efectos principales, interacción y curvatura global y el asignamiento de su significancia estadística; esto puede ser fácilmente obtenido con una calculadora. Algunas otras técnicas como la regresión requieren el uso de una computadora.

#### IV.12. ESTIMACION DE LA RESPUESTA DE ERROR UTILIZANDO REPLICAS.

El error de respuesta puede ser estimado directamente de las corridas de réplica o indirectamente utilizando factores dummy. Si  $Y_1 \dots Y_r$  representan los valores para las respuestas repetitivas de  $r$  corridas, así, un estimado "s" de la respuesta (como desviación standar) puede ser calculado como sigue:

$$s = \left[ \frac{\sum (Y_i - \bar{Y})^2}{r - 1} \right]^{1/2}$$

donde  $\bar{Y} = \sum Y_i / r$  (respuesta promedio) y  $\sum$  representa la suma desde  $i = 1$  hasta  $r$ ; otra forma puede ser más conveniente:

$$s = \left[ \frac{\sum Y_i^2 - r\bar{Y}^2}{r - 1} \right]^{1/2}$$

donde  $\sum Y_i^2$  es la suma de las respuestas al cuadrado. El número  $(r - 1)$  es llamado grados de libertad del estimado.

En el caso de que las corridas repetidas den un estimado de error combinado se podrá obtener un estimado más firme, el estimado obtenido es una media ponderada de las varianzas con sus respectivos grados de libertad, así la varianza combinada de  $k$  estimados separados ( $s_i$ ) en cada corrida ( $r_i$ ) es:

$$s^2 = \frac{1}{r - 1} \sum (Y_i - \bar{Y})^2$$

donde  $\sum$  denota la suma desde  $i = 1$  hasta  $k$ ; el símbolo " $\gamma$ " puede ser usado para los grados de libertad totales, así:

$$\gamma = (r - 1)$$

#### IV.13. ASIGNACION DE SIGNIFICANCIA DE EFECTOS PRINCIPALES.

La precisión es generalmente calculada dentro de un intervalo de confianza. Los intervalos de confianza más comunes son de 90, 95 y 99%; son función del error de respuesta estimado y del número de grados de libertad de este error.

En el efecto principal, el intervalo de confianza es:

$$\bar{X} \pm t (s_e / \sqrt{N-1})$$

donde:

$\bar{X}$  = Media.

$s_e$  = Error de respuesta estimado con grados de libertad.

N = Número de corridas.

t = Parámetro "t" student con grados de libertad al intervalo de confianza establecido (valores de t son dados en la tabla IV.13.1.).

Si el intervalo de confianza no incluye cero, esto puede indicar que el efecto es significativamente diferente de cero al intervalo de confianza establecido.

#### IV.14. ESTIMACION DE EFECTOS DE INTERACCION.

El efecto de interacción es calculado a partir de la diferencia de las respuestas promedio dividido entre la mitad del número total de corridas en el diseño.

La tabla de diseño. deberá contener en primera instancia la columna formada a partir del producto de los dos factores en cuestión teniéndose así la columna de interacciones; para el diseño  $2^1$  la columna de interacciones es:

Corrida	$X_1$	$X_2$	$X_1 X_2$	Respuesta
1	-	-	+	$Y_1$
2	+	-	-	$Y_2$
3	-	+	-	$Y_3$
4	+	+	+	$Y_4$

el efecto de interacción puede ser calculado como:

$$\frac{(Y_1 + Y_4) - (Y_2 + Y_3)}{2}$$

también debe aplicarse aquí el cálculo de intervalos de confianza.

#### IV.15. ESTIMACION DE LOS EFECTOS DE CURVATURA.

En todos los efectos que son de primer orden e interactivos, el valor esperado al centroide del diseño es estimado por la media de las respuestas de las corridas factoriales. El efecto de curvatura es así estimado como la diferencia entre la media de las respuestas del punto central y el promedio de los puntos factoriales.

Un intervalo de confianza para la curvatura es calculado como sigue:

$$(\text{Efecto de curvatura}) \pm t s [1/N + 1/c]^{1/2}$$

Donde:

C = Número de puntos centrales.

N = Número de corridas en el diseño (puntos factoriales).

Cabe hacer notar que todo lo mencionado son las bases fundamentales de un diseño experimental y que si uno conoce las tendencias de las curvaturas por experimentaciones previas, se puede intentar un ajuste estadístico en ellas y así ahorrar el cálculo de curvaturas e interacciones del modelo fundamental.

La naturaleza balanceada de un diseño estadístico nos dará como resultado una aproximación organizada que es muy útil para análisis de datos.

Grado de libertad	Intervalos de confianza		
	90%	95%	99%
1	6.314	12.706	63.357
2	2.930	4.303	9.925
3	2.353	3.181	5.841
4	2.132	2.776	4.604
5	2.015	2.571	4.032
6	1.943	2.443	3.707
7	1.895	2.365	3.499
8	1.860	2.306	3.355
9	1.833	2.262	3.250
10	1.812	2.228	3.169
11	1.796	2.201	3.106
12	1.782	2.179	3.055
13	1.771	2.160	3.012
14	1.761	2.145	2.977
15	1.753	2.131	2.947
16	1.748	2.120	2.921
17	1.740	2.110	2.898
18	1.734	2.101	2.878
19	1.729	2.093	2.861
20	1.726	2.083	2.845
30	1.697	2.042	2.750
40	1.684	2.021	2.704
60	1.671	2.000	2.660
120	1.658	1.980	2.617

Tabla IV.13.1. TABLA PARA EL CALCULO DE INTERVALOS DE CONFIANZA PRUEBA t STUDENT.

## CAPITULO V. OBTENCION DE MODELOS ESTADISTICOS.

Cuando poseemos información acerca de dos o más variables relacionadas, es natural buscar un modo de expresar la forma de las relaciones funcionales, además se es deseable conocer con qué precisión se puede predecir el valor de una variable si conocemos los valores de las variables asociadas. Las técnicas utilizadas para lograr estos objetivos se conoce como método de regresión y métodos de correlación.

En cualquier análisis se espera que la función postulada represente algún mecanismo básico, o causal, asociado con las unidades experimentales y los factores sujetos a investigación.

El análisis estadístico (en este caso, un análisis de regresión y/o correlación) es solamente un instrumento de ayuda en el análisis e interpretación de los datos.

Una vez que hemos decidido el tipo de función matemática que mejor se ajusta, o representa nuestro concepto de la relación exacta que existe entre las variables, se presenta el problema de elegir un miembro particular de esta familia de funciones. Esto es, se ha postulado una cierta función como término del verdadero estado en la población, y es ahora necesario estimar los parámetros de esta función. La determinación de estas estimaciones, y por consiguiente la especificación de una función particular se designa comúnmente como ajuste de curvas.

Hay varias técnicas de estimación a nuestra disposición, y una de las más populares es el método de los mínimos cuadrados.

Este enfoque está asociado con los nombres de Gauss y Legendre, y es particularmente apropiado cuando de lo que se trata es de ajustar una curva a un conjunto de resultados observados.

Para el estudio del método de los mínimos cuadrados, supongamos que estamos considerando una cierta característica ( $\eta$ ) que está relacionada, o depende de otras ciertas características ( $x_1 \dots x_p$ ) de acuerdo con la relación:

$$\eta = \phi(x_1 \dots x_p / \theta_1 \dots \theta_q).$$

Se debe determinar tanto la forma de la función como los valores de los parámetros. La razón de que los valores de los parámetros no se puedan determinar sin error es que los valores observados de la variable dependiente rara vez concuerdan con los valores esperados. Esto es, aunque podamos controlar los valores de  $x$  (o medirlos sin error) el valor observado de la variable dependiente, representada por  $Y$ , no será igual al valor esperado,  $\eta$ . Esto se expresa por:

$$Y = \eta + \xi = \theta(x_1 \dots x_p / \theta_1 \dots \theta_q) + \xi.$$

donde  $\xi$  representa el error cometido en el intento de observar  $\eta$ . Los valores de  $\theta_j$  ( $j = 1 \dots q$ ) se determinan minimizando la suma de los cuadrados de las desviaciones:

$$S = \sum_{i=1}^n (Y_i - \bar{Y}_i)^2.$$

V.1. INTERPRETACION GRAFICA DEL METODO DE LOS MINIMOS CUADRADOS.

Con el objeto de representar gráficamente los conceptos del método de los mínimos cuadrados, será conveniente limitarnos al caso de dos variables relacionadas. Un diagrama de dispersión de dos variables se asemeja al de la figura V.1.1

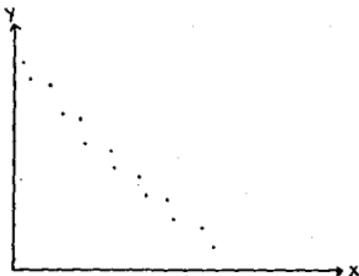


Fig. V.1.1. Ejemplo de un diagrama de dispersión.

Supongamos que la relación funcional supuesta existente entre  $y$ - $x$  es la especificada por el modelo matemático:

$$y = \theta_0 + \theta_1 x.$$

El modelo estadístico asociado es:

$$y = \theta_0 + \theta_1 x + \epsilon.$$

El método de mínimos cuadrados sería utilizado entonces para obtener una ecuación de regresión. Puesto que la ecuación

anterior es la ecuación de una línea recta, la ecuación de regresión resultaría ser también una línea recta tal como la mostrada en la figura V.1.2

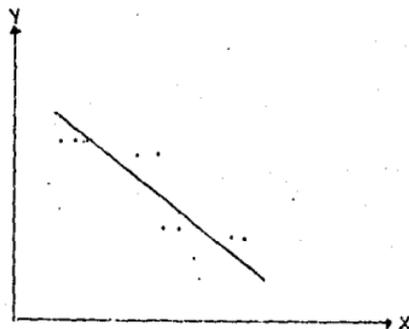


Fig. V.1.2. Ejemplo de un diagrama de dispersión con una línea recta, mostrando las desviaciones verticales cuya suma de cuadrados deberá ser reducida al mínimo por la elección adecuada de la línea recta.

La ecuación resultante sería representada por:

$$\hat{Y} = \hat{\theta}_1 + \hat{\theta}_2 x.$$

donde  $\hat{\theta}_j$  estima  $\theta_j$  ( $j = 1, 2$ ) y  $\hat{Y}$  estima tanto a  $Y$  como a  $\eta$ .

## V.2. MODELOS NO LINEALES.

Cuando en una relación de datos un ajuste lineal es inadecuado, el investigador está obligado a considerar el ajuste

algún modelo no lineal. Esto es, se debe intentar descubrir un modelo matemático diferente que describa mejor las observaciones.

Hay muchas alternativas a considerar en esta etapa. Por ejemplo, un polinomio de mayor grado, o quizá alguna función exponencial podría ser apropiado para el problema bajo investigación. Unos cuantos modelos matemáticos, distintos de los polinomios, que se encuentran frecuentemente en trabajo aplicado son:

- 1)  $\eta = \alpha\beta^x$ ;  $\alpha > 0, \beta > 0$
- 2)  $\ln \eta = \ln r + (\ln \alpha)\beta x$ ;  $\alpha > 0, \beta > 0, \gamma > 0$
- 3)  $1/\eta = \gamma + \alpha\beta^x$ ;  $\alpha > 0, \beta > 0, \gamma > 0$
- 4)  $\eta = \gamma(1 - e^{-\beta x})$ ;  $\beta > 0, \gamma > 0$
- 5)  $\eta = \alpha x^\beta$ ;  $\alpha > 0$

Se les conoce como: 1) la función exponencial simple, 2) la función Gompertz, 3) la función logística, 4) la función Mitscherlich, y 5) la función potencial, respectivamente.

### V.3. ANALISIS DE CORRELACION.

Para una ecuación de regresión dada, parece razonable esperar que un coeficiente de correlación medirá qué tan bien se ajusta a los datos la ecuación de regresión o dicho a la inversa, qué tan ceñidos quedan los puntos muestra con respecto a la curva

de regresión. Entonces, un coeficiente de correlación estará indudablemente relacionado con el error estándar de estimación es el cual mide la dispersión de los puntos con respecto a la curva regresión.

Prosiguiendo con esta idea, si representamos con  $R$  al coeficiente de correlación, podemos expresarlo como una función de  $s_e$ , por ejemplo:

$$R = f(s_e).$$

Si  $R$  va a funcionar satisfactoriamente como medida de correlación, es de desear que manifieste dos características:

- 1) Debe ser grande cuando el grado de asociación es alto y pequeño cuando es bajo.
- 2) Debe ser independiente de las unidades en que se miden las variables. Una forma de lograr estas propiedades deseadas es definir  $R$  mediante:

$$R^2 = 1 - s_e^2/s^2$$

donde:

$$s_e^2 = \sum (Y - \hat{Y})^2 / (n-q),$$

$$s^2 = (Y - \bar{Y})^2 / (n-1),$$

y  $q$  es el número de parámetros en la verdadera función regresión, se determinó mediante la ecuación de regresión simbolizada por  $\hat{Y}$ .

Si  $n$  es grande con respecto a  $q$ , otra aproximación es:

$$R^2 = 1 - \frac{\sum (Y - \hat{Y})^2}{\sum (Y - \bar{Y})^2}$$

Ya que  $\sum (Y - \hat{Y})^2 \leq \sum (Y - \bar{Y})^2$ , es claro que  $0 \leq R^2 \leq 1$ . Además si los puntos muestra se cifien bastante a la curva regresión (es decir, la correlación es grande),  $R^2$  tenderá a 1. Similarmente, si la curva regresión es un ajuste muy pobre, los puntos muestra se dispersarán ampliamente respecto a la regresión estimada y  $R^2$  tenderá a cero, reflejando, de esta manera una baja correlación. Definimos así, que el índice de correlación se calcula con la siguiente ecuación:

$$R = \frac{\sum (Y - \bar{Y})^2 - \sum (Y - \hat{Y})^2}{\sum (Y - \bar{Y})^2}$$

## CAPITULO VI...CORRIDAS EXPERIMENTALES.

### VI.1 DISEÑO EXPERIMENTAL.

En base a lo expuesto en el capítulo IV concerniente al diseño experimental y con el equipo disponible se fijaron las siguientes condiciones de operación:

Constantes: agitación, presión de entrada de vapor, volúmen de líquido a evaporar y concentración del mismo.

Variable Dependiente: Temperatura.

Variable Independiente: la única variable independiente será la Presión, ya que no existe más equipo de medición, será tomada como el único factor de nivel por lo que el número de corridas requeridas será de  $2^1 = 2$  para cada valor de presión de vacío.

Para dar mayor veracidad a los resultados obtenidos se hará una corrida adicional en cada caso.

Se trabajó a las siguientes presiones: presión atmosférica, presiones de vacío de 10 cm Hg, 20 cm Hg, 30 cm Hg y 40 cm Hg.

### VI.2. PROCEDIMIENTO.

#### VI.2.1. Familiarización con el Equipo.

Ver Figura VI.2.1.

1. Evaporador de bola: con capacidad de evaporación de 60 kg/hr, consumo de vapor de 7.3 kg/hr y consumo de agua de 1.8 m<sup>3</sup>/hr. Consta de una camisa de doble fondo por donde circula vapor a presión efectuándose así el calentamiento por simple efecto.

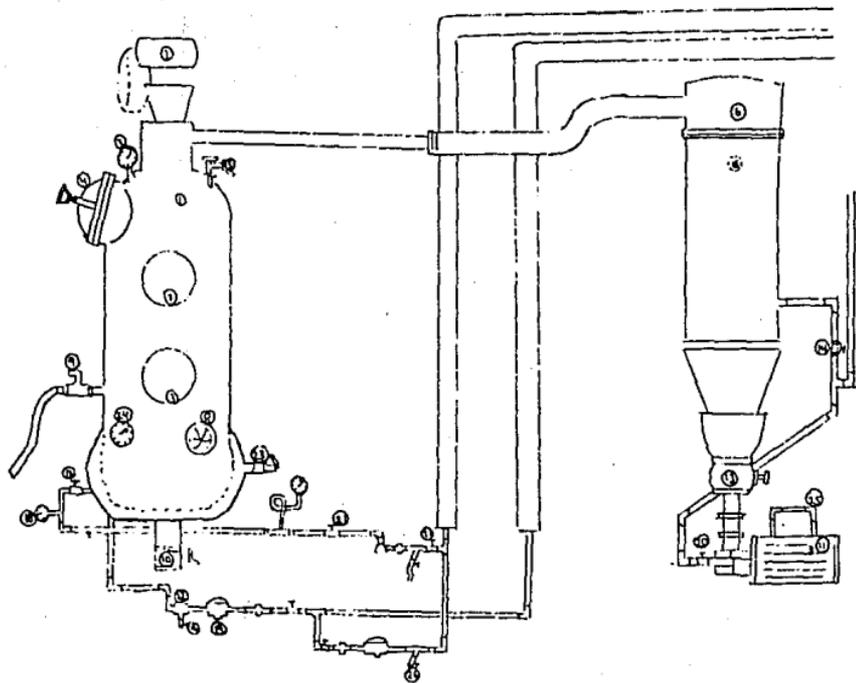


Figura VI.2.1. - Evaporador de Bola.

2. **Agitador:** es de tipo ancla, con motoreductor de 0.25 HP, 1730 revoluciones por minutos.
3. **Manovacúmetro:** nos indica la presión de vacío en el evaporador.
4. **Compuerta:** podrá abrirse al terminar el proceso para la limpieza interior del evaporador.
5. **Válvula de bola:** para regular la presión de vacío a la que se quiere trabajar.
6. **Condensador:** por la parte superior el vapor entra y se distribuye alrededor de los tubos de condensación por los que circula agua fría; el contacto del vapor caliente con los tubos fríos provoca la condensación.
7. **Mirillas de Inspección:** a través de ellas podemos observar el nivel de la solución.
8. **Registro:** útil para sacar muestras de la solución y así medir su concentración en un refractómetro.
9. **Válvula de bola:** se utiliza para introducir la solución en el evaporador por medio de succión.
10. **Válvula de bola:** se utiliza para el vaciado del producto al terminar el proceso.
11. **Bomba de vacío de anillo:** con motor de 2 HP, 3530 revoluciones por minuto.
12. **Controles eléctricos:** para prender o apagar los motores de la bomba de vacío y del agitador.
13. **Válvula de globo:** para la retención del vacío en el sistema.

14. Válvula de compuerta: para la alimentación del agua al condensador.
15. Salida del agua del condensador.
16. Válvula de globo: para extraer los condensados en el sistema durante el proceso.
17. Válvula de globo: para regular la presión de entrada de vapor al evaporador.
18. Manómetro: indica la presión a la que entra el vapor al evaporador.
19. Trampa de vapor: para descarga de condensado.
20. Válvula de globo: para regular la entrada de agua a la bomba de vacío.
21. Válvula de globo: para regular la presión de vapor.
22. Filtro para agua condensada.
23. Válvula de seguridad: calibrada a  $3 \text{ kg/cm}^2$ .
24. Termómetro: nos indica la temperatura en el interior.
25. Descarga de agua de la bomba de vacío.
26. Válvula de alivio.

### VI.3. PREPARACION DE LA SOLUCION.

#### Material:

- bote de plástico grande
- pala de madera grande para agitación
- refractómetro
- piceta

- pipeta pasteur
- vaso de precipitado 4 litros
- vaso de precipitado 100 ml
- azúcar suficiente
- agua suficiente.

Preparar para cada corrida 40 litros de una solución de agua-azúcar con una concentración de 11 grados Brix.

#### VI.4. METODO.

1. Inicio de operaciones con todas las válvulas cerradas.
2. Cerrar bien la compuerta.
3. Abrir la válvula (20).
4. Abrir la válvula (14).
5. Abrir la válvula (13).
6. Prender la bomba de vacío.
7. Cuando la presión de vacío indicada en el manovacuómetro (3) indique una presión de vacío de 40 cm de Hg, abrir la válvula (9) asegurándose que la manguera de succión esté siempre sumergida en el líquido.
8. Una vez succionada la solución cerrar la válvula (9) y regular la presión a la que se desee trabajar con la válvula (5).
9. Arrancar el motoreductor.
10. Abrir válvulas (17) y (21) para mantener una presión de entrada de vapor de  $0.5 \text{ kg/cm}^2$  indicada en el manómetro (18).
11. Abrir y cerrar la válvula (16) con regularidad para extraer los condensados.

12. A partir de este momento tomar los siguientes datos cada 5 minutos: Temperatura, Presión de vapor, Presión de vacío y sacar una muestra por (8) para medirle grados Brix en el refractómetro.
13. Al llegar a 42 ° Brix aproximadamente, cerrar la válvula (21) y la válvula (17).
14. Cerrar la válvula (20).
15. Apagar los motores.
16. Cerrar las válvulas (13) y (14).
17. Romper el vacío con la válvula (5).
18. Extraer el producto abriendo la válvula (1).
19. Medir el volúmen obtenido.

Una vez terminado el ciclo de trabajo se procede a la limpieza del equipo, utilizando jabón y agua a presión para lavar la parte interior por medio del registro.

#### PRECAUCIONES:

Se recomienda checar constantemente la presión de vapor ya que ésta no debe exceder 2 kg/cm<sup>2</sup> en ninguno de los manómetros. Para facilitar la limpieza del evaporador se recomienda lavar con agua caliente.

## CAPITULO VII. ANALISIS DE RESULTADOS.

Los resultados obtenidos se expondrán a continuación en una tabla de resultados con sus gráficas y sus ecuaciones correspondientes a cada caso. Se trabajó a 5 diferentes presiones de vacío con las siguientes constantes:

- Agitación.
- Presión de vapor = 0.5 kg/cm<sup>2</sup>.

1) Presión de vacío = 40 cm Hg.

Tiempo t(min)	Concentración Media			Desviación	Varianza	Intervalo de	
	C(*Brix)			Estandar s	s <sup>2</sup>	Confianza 95%	
	(1)	(2)	(3)	$\bar{X}$			
0	11	11.5	11	11.16	0.29	0.084	+ 0.88
5	12.5	12	12.5	12.33	0.28	0.083	+ 0.85
10	13	13	13	13	0.00	0.000	+ 0.00
15	13	13.3	13.5	13.26	0.25	0.064	+ 0.76
20	13.5	13.6	14	13.7	0.26	0.068	+ 0.79
25	13.6	14	14.3	13.96	0.31	0.123	+ 0.74
30	14.5	14.6	14.7	14.6	0.10	0.010	+ 0.30
35	15	15	15.2	15.06	0.10	0.010	+ 0.30
40	16	15.7	15.5	15.7	0.20	0.040	+ 0.61
45	16.5	16.3	16	16.26	0.25	0.063	+ 0.76
50	17.5	17	17	17.16	0.28	0.078	+ 0.85
55	18.5	18	18	18.16	0.28	0.078	+ 0.85
60	20.5	19.5	20	20	0.50	0.250	+ 1.50
65	22	21.5	21.7	21.7	0.25	0.063	+ 0.76
70	24	23.5	23	23.5	0.50	0.250	+ 1.50
75	26.5	25.5	26.2	26	0.52	0.270	+ 1.58
80	28.5	28	28.1	28.2	0.26	0.068	+ 0.79
85	31.5	31	31.1	31.2	0.26	0.068	+ 0.79
90	36.5	37	36	36.5	0.50	0.250	+ 1.50
95	40	42	39.5	40.5	1.32	1.742	+ 4.00
100	43		43	43	0.00	0.000	+ 0.00

Modelo empírico obtenido:

$$C = 10.18e^{0.012t}$$

$$r^2 = 0.97$$

Tiempo t(min)	Temperatura T(°C)			Media X	s	s <sup>2</sup>	I.C. 95%	Q = mA (BTU)	Vol. Agua Evaporada V(l)
	(1)	(2)	(3)						
0	25	25	25	25	0.0	0.0	+ 0.0	0	0
5	45	43	46	44.6	1.5	2.3	+ 4.5	1.31	3.8
10	54	55	53	54	1.0	1.0	+ 3.0	2.04	5.7
15	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	2.25	6.3
20	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	2.65	7.4
25	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	2.86	8.0
30	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	3.40	9.5
35	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	3.69	10.3
40	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	4.15	11.6
45	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	4.51	12.6
50	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	5.01	14.0
55	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	5.51	15.4
60	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	6.33	17.7
65	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	6.94	19.4
70	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	7.51	21.0
75	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	8.16	22.8
80	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	8.66	24.2
85	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	9.20	25.7
90	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	9.95	27.8
95	54	55	54	54.3	0.5	0.3	+ 1.5	10.38	29.0
100	54	54	54	54	0.5	0.3	+ 1.5	10.59	29.6

Modelos empíricos obtenidos:

$$T = 35.5 + 4.781nt \quad r^2 = 0.90$$

$$V = 1.05 + 0.28t \quad r^2 = 0.99$$

$$Q = 0.36 + 0.102t \quad r^2 = 0.99$$

CONCENTRACION (BRIX)

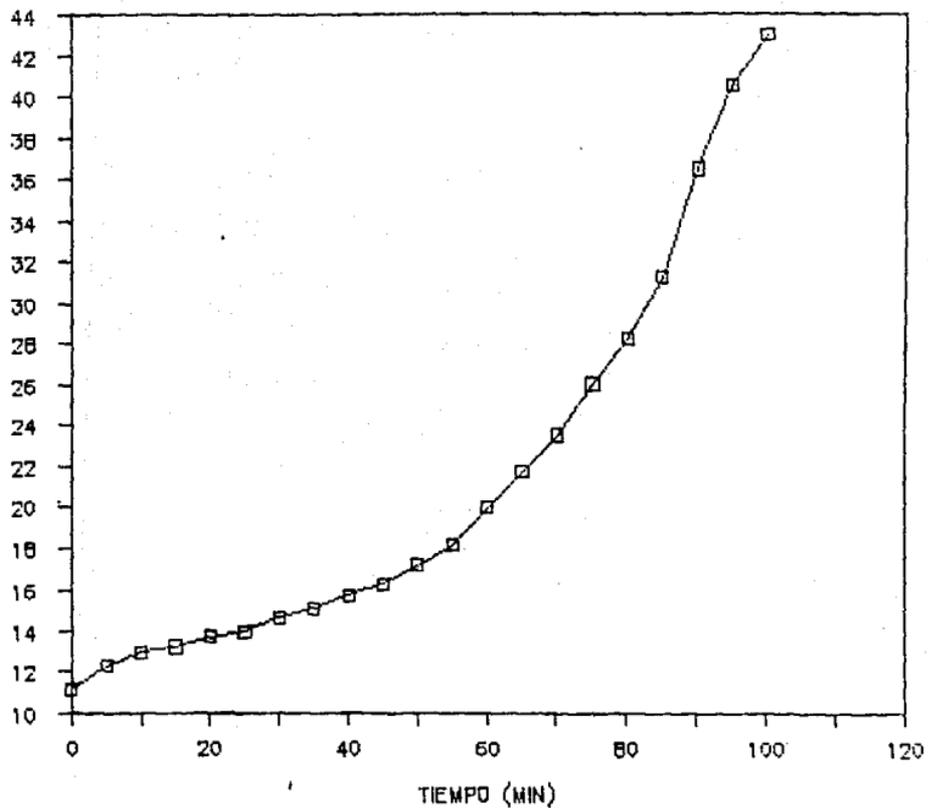


Figura VII.1.1. Gráfica de Concentración vs tiempo

TEMPERATURA (C)

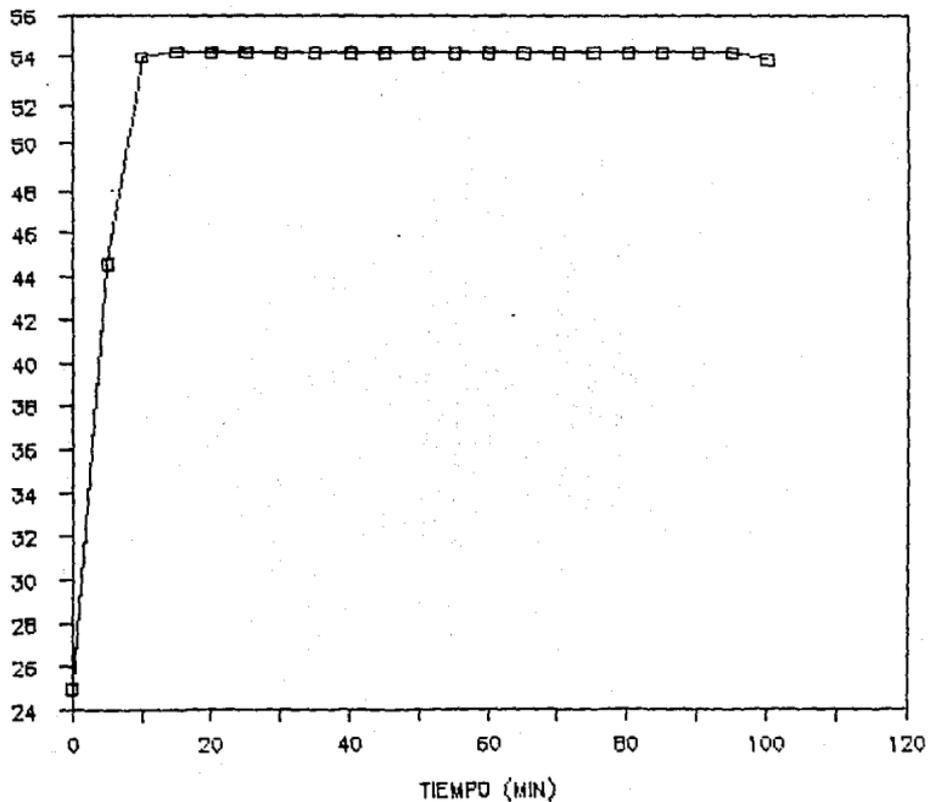


Figura VII.1.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo

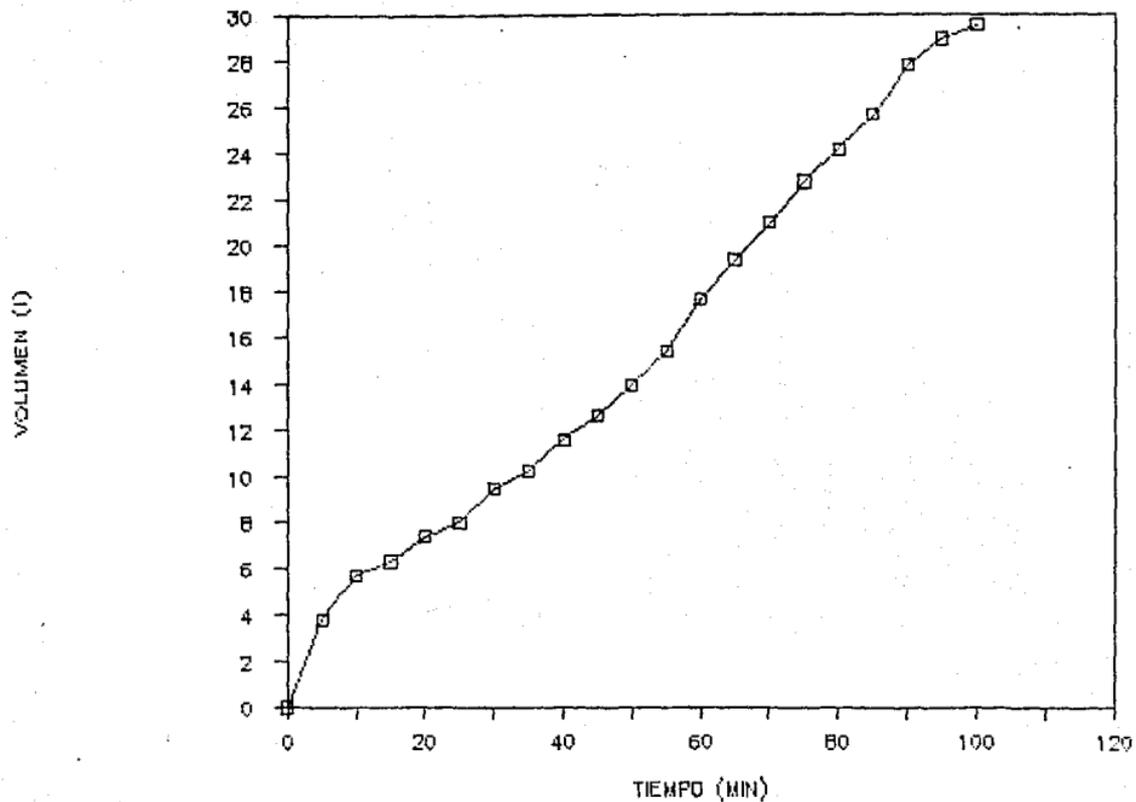


Figura VII.1.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo

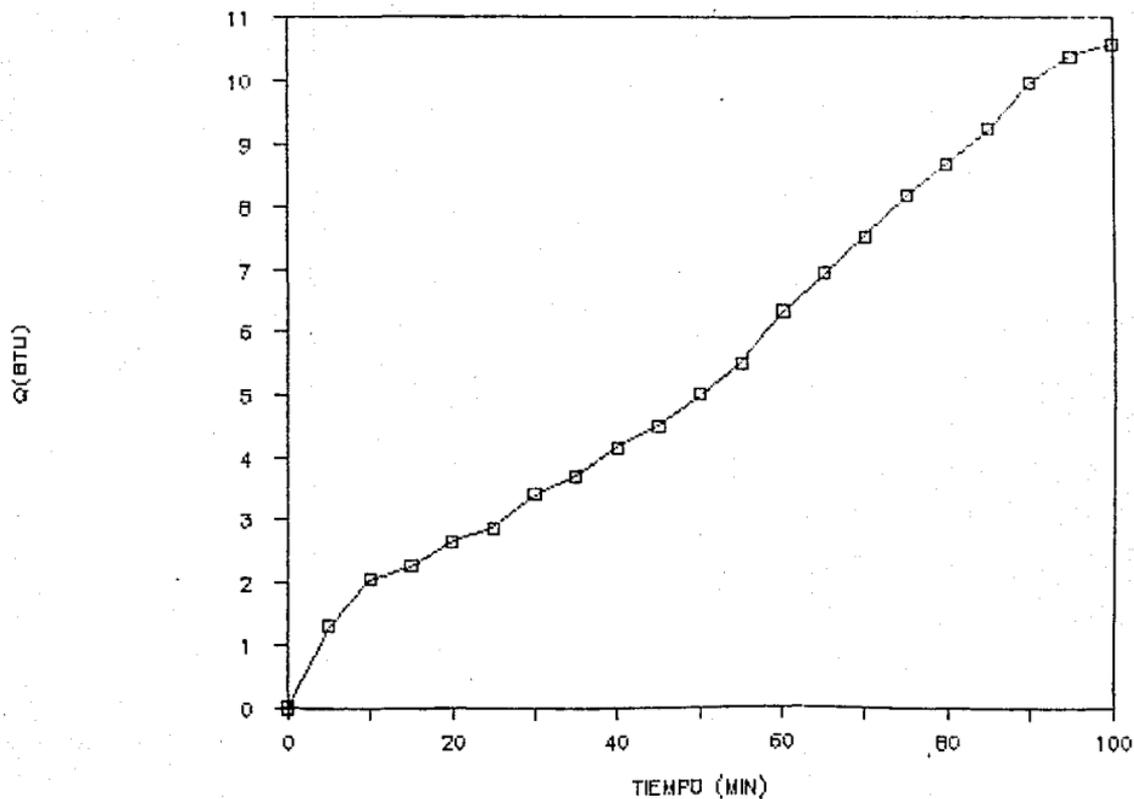


Figura VII.1.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo

2) Presión de vacío = 30 cm Hg..

Tiempo t(min)	Concentración C(Brix).			Media $\bar{X}$	Desviación Estandar s	Varianza s <sup>2</sup>	Intervalo de Confianza 95%
	(1)	(2)	(3)				
0	11	11	11.2	11.06	0.11	0.014	+ 0.35
5	11.3	11.2	11.5	11.33	0.15	0.023	+ 0.46
10	11.5	11.4	11.8	11.56	0.20	0.044	+ 0.61
15	11.9	12	12.1	12	0.10	0.010	+ 0.30
20	12.5	12.5	12.5	12.5	0.00	0.000	+ 0.00
25	13.3	13	13	13.1	0.17	0.030	+ 0.51
30	14.1	14	13.5	13.8	0.11	0.030	+ 0.35
35	14.5	14.5	14.5	14.5	0.00	0.000	+ 0.00
40	15.5	15.5	15	15.3	0.29	0.085	+ 0.88
45	17	16.5	16	16.5	0.50	0.250	+ 1.50
50	18.5	18	17.5	18	0.50	0.250	+ 1.50
55	20	19.5	19	19.5	0.50	0.250	+ 1.50
60	22	21.5	21	21.5	0.50	0.250	+ 1.50
65	24.5	24	23.5	24	0.50	0.250	+ 1.50
70	28.5	27.5	28	28	0.50	0.250	+ 1.50
75	32	31	32	31.6	0.58	0.340	+ 1.76
80	34.5	35	36	35.5	0.86	0.750	+ 2.60
85	38	39	40	39	1.00	1.000	+ 3.05
90	49	47		48	1.00	1.000	+ 3.05

Modelo empírico obtenido:

$$C = 9.09e^{0.0194t}$$

$$r^2 = 0.96$$

Tiempo t (min)	Temperatura T(°C)		Media X	s	s <sup>2</sup>	I.C. 95%	Q = mλ (BTU)	Vol. Agua Evaporada	
	(1)	(2)							(3)
0	25	24	25	24.6	0.6	0.3	+ 1.7	0	0
5	45	46	46	45.6	0.6	0.3	+ 1.7	0.51	0.9
10	55	55	56	55.3	0.6	0.3	+ 1.7	1.09	1.7
15	65	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	1.68	3.1
20	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	2.49	4.6
25	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	3.36	6.2
30	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	4.33	8.0
35	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	5.14	9.5
40	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	6.01	11.1
45	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	7.15	13.2
50	67	65	66	66	1.0	1.0	+ 3.0	8.33	15.4
55	67	65	66	66	1.0	1.0	+ 3.0	9.35	17.3
60	67	65	66	66	1.0	1.0	+ 3.0	10.49	19.4
65	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	11.70	21.6
70	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	13.11	24.2
75	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	14.09	26.0
80	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	15.12	27.9
85	66	65	66	65.3	0.6	0.3	+ 1.7	15.50	28.6
90	66	65		65.5	0.7	0.5	+ 1.7	16.69	30.8

Modelos empiricos obtenidos:

$$T = 34 + 8.051nt \quad r^2 = 0.90$$

$$V = -2.1 + 0.36t \quad r^2 = 0.99$$

$$Q = -1.12 + 0.19t \quad r^2 = 0.99$$

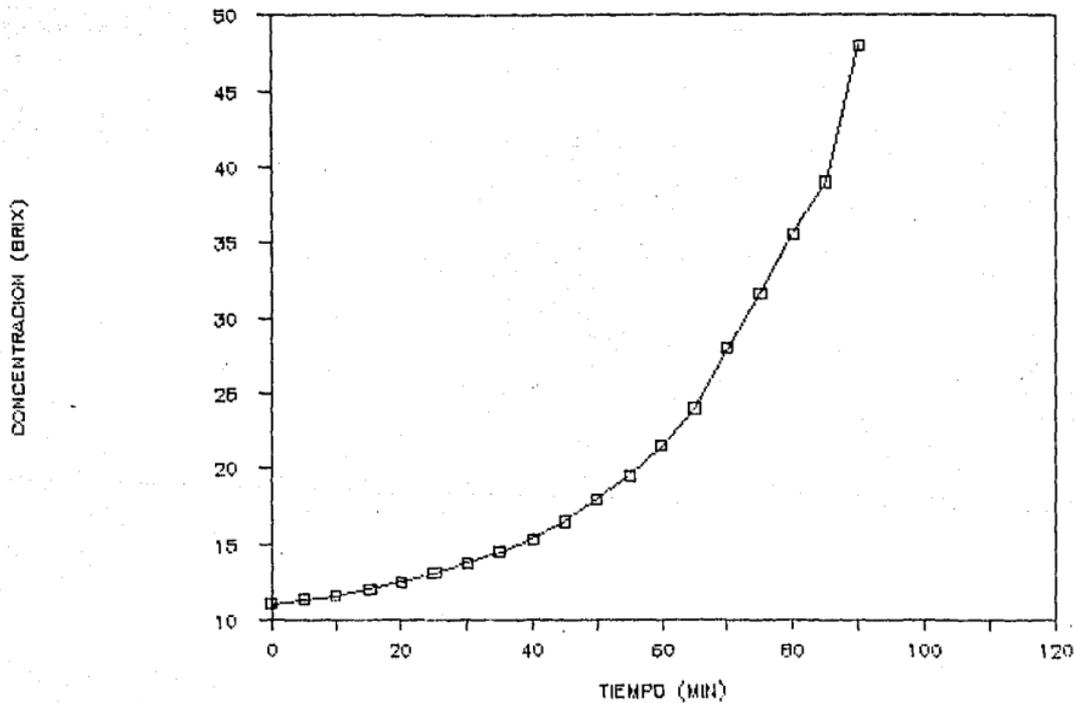


Figura VII.2.1. Gráfica de Concentración vs tiempo

TEMPERATURA (C)

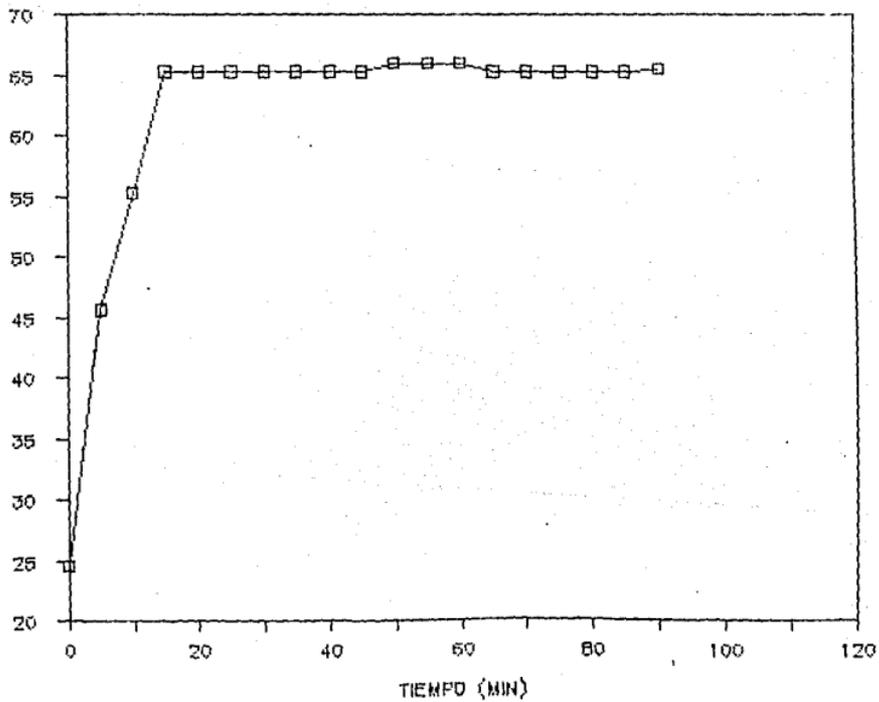


Figura VII.2.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo

VOLUMEN (l)

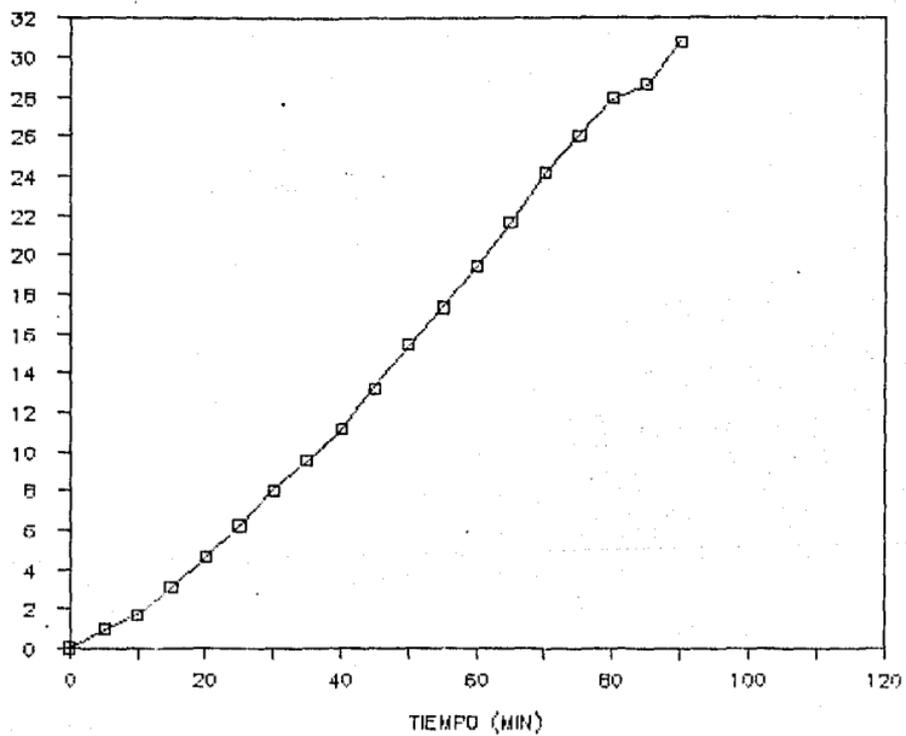


Figura VII.2.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo

$Q$ (BTU)

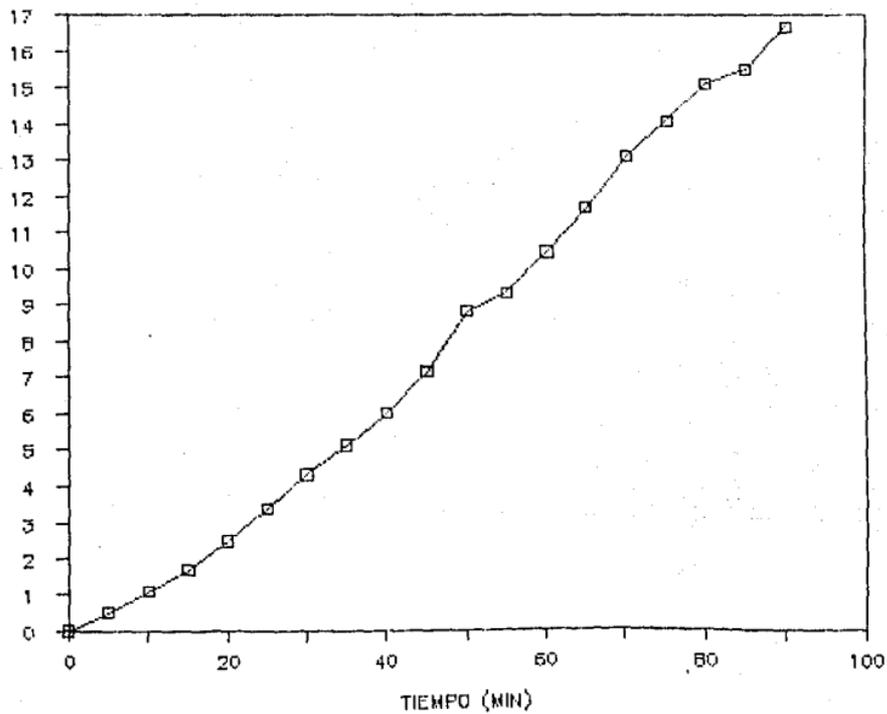


Figura VII.2.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo

## 3) Presión de vacío = 20 cm Hg.

Tiempo (min)	Concentración C(°Brix)			Media X	Desviación Estandar s	Varianza s <sup>2</sup>	Intervalo de Confianza 95%
	(1)	(2)	(3)				
0	11	11	11	11	0.00	0.000	+ 0.0
5	11.3	11.2	11.4	11.3	0.10	0.010	+ 0.3
10	11.5	11.5	11.6	11.5	0.07	0.005	+ 0.2
15	12.3	12	12	12.1	0.17	0.030	+ 0.5
20	12.6	12.5	12.5	12.53	0.03	0.001	+ 0.1
25	13	13	13.1	13.03	0.06	0.003	+ 0.2
30	13.5	13.4	13.6	13.5	0.10	0.010	+ 0.3
35	14.5	14.1	14.2	14.26	0.20	0.040	+ 0.6
40	16.5	15.5	16	16	0.50	0.250	+ 1.5
45	18	16.5	17.5	17.3	0.79	0.580	+ 2.4
50	18.5	18	19	18.5	0.50	0.250	+ 1.5
55	20.8	19	21	20.26	1.09	1.200	+ 3.3
60	21.5	21	22	21.5	0.50	0.250	+ 1.5
65	22.5	22.5	23	22.6	0.29	0.085	+ 0.8
70	24.1	23.5	24	23.86	0.30	0.100	+ 0.9
75	25	25.5	26	25.5	0.50	0.250	+ 1.5
80	26.5	27.5	27	27	0.50	0.250	+ 1.5
85	27.5	30	29	28.8	1.20	1.500	+ 3.6
90	30.4	24	33	32.5	1.80	3.250	+ 5.4
95	36	40	37	37.6	2.00	4.300	+ 6.0
100	45		41.5	43.25	1.70	3.000	+ 5.1

Modelo empírico obtenido:

$$C = 9.69e^{0.03t}$$

$$r^2 = 0.98$$

Tiempo t (min)	Temperatura T (°C)			Media $\bar{X}$	s	s <sup>2</sup>	I. C. 95%	Q = mA (BTU)	Vol. Agua Evaporada V(l)
	(1)	(2)	(3)						
0	35	32	32	34.6	2.6	6.8	+7.9	0	0
5	56	55	56	55.6	0.6	0.3	+1.7	0.74	1
10	75	74	76	75	1.0	1.0	+3.0	1.26	1.8
15	75	76	76	75.6	0.6	0.3	+1.7	2.52	3.6
20	75	76	76	75.6	0.6	0.3	+1.7	3.43	4.9
25	75	76	76	75.6	0.6	0.3	+1.7	4.27	6.1
30	75	77	76	76	1.0	1.0	+3.0	5.45	7.4
35	75	77	76	76	1.0	1.0	+3.0	6.64	9.1
40	75	77	77	76.3	1.1	1.3	+3.5	9.12	12.5
45	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	10.66	14.5
50	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	11.90	16.2
55	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	13.37	18.2
60	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	14.33	19.5
65	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	15.06	20.5
70	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	15.80	21.5
75	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	16.68	22.7
80	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	17.41	23.7
85	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	18.15	24.7
90	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	19.40	26.4
95	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	20.80	28.3
100	77	77	77	77	0.0	0.0	0.0	21.90	29.8

Modelos empíricos obtenidos:

$$T = 46.4 + 7.641nt \quad r^2 = 0.90$$

$$V = -0.6 + 0.309t \quad r^2 = 0.99$$

$$Q = -0.59 + 0.22t \quad r^2 = 0.99$$

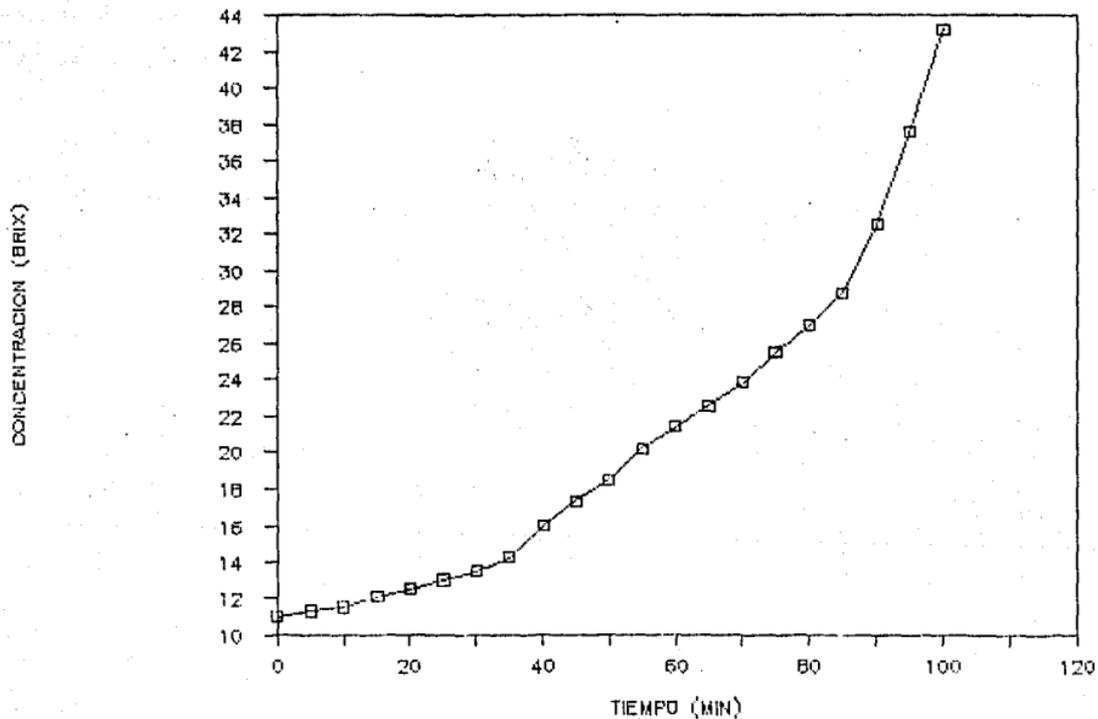


Figura VII.3.1. Gráfica de Concentración vs tiempo

TEMPERATURA (C)

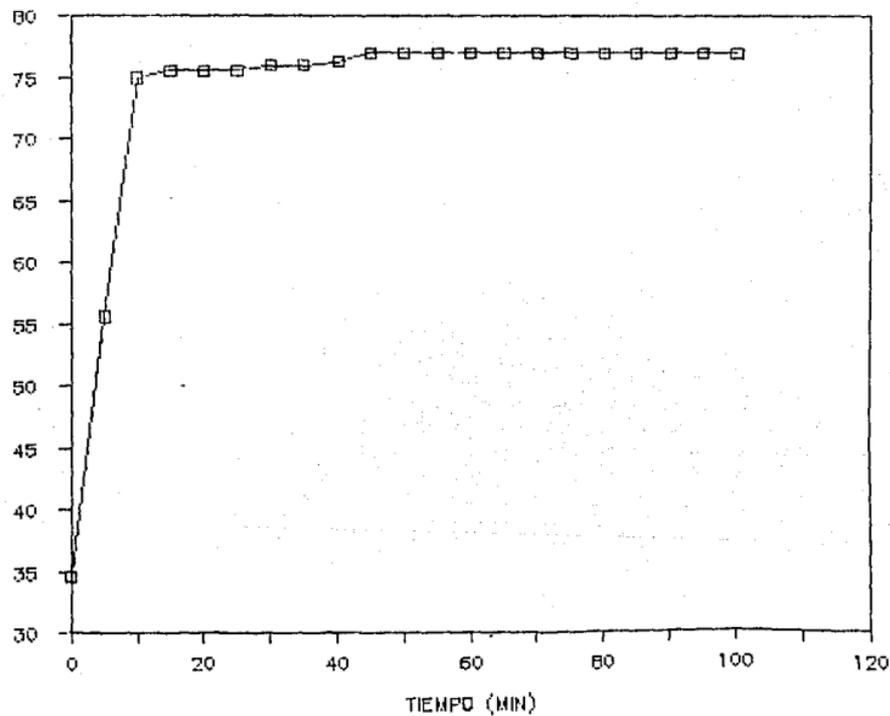


Figura VII.3.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo

VOLUMEN (l)

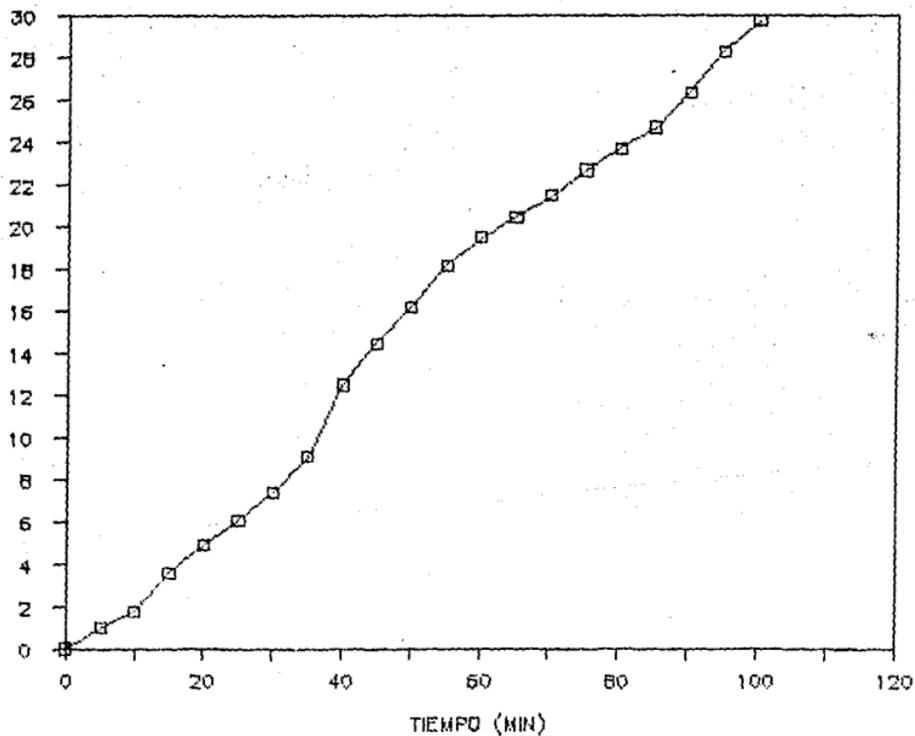


Figura VII.3.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo

Q (BTU)

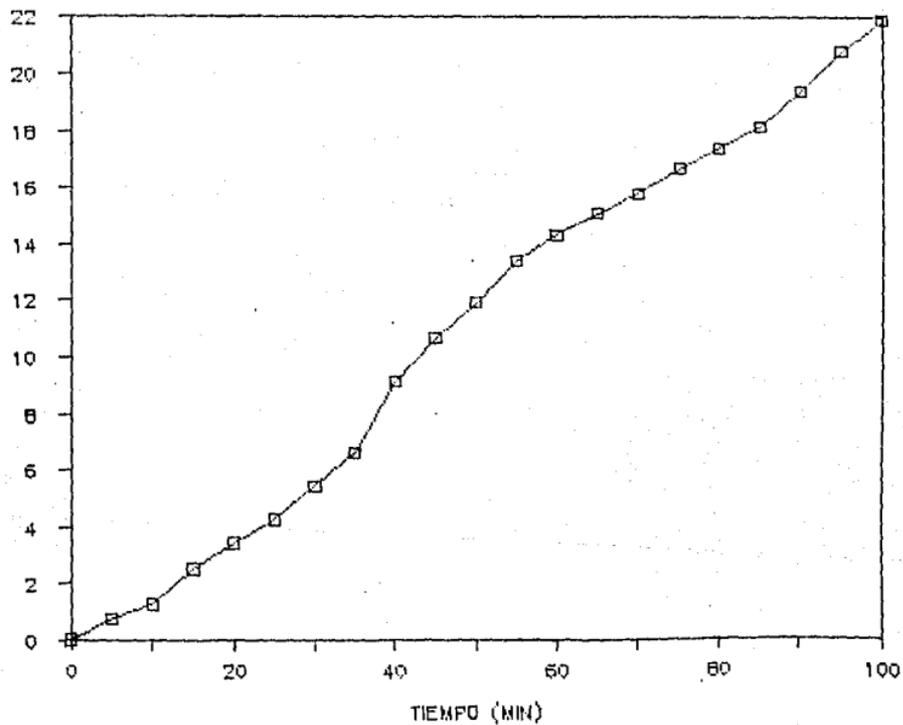


Figura VII.3.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo

## 4) Presión de vacío = 10 cm Hg.

Tiempo t(min)	Concentración C(°Brix)			Media $\bar{X}$	Desviación Estandar s	Varianza s <sup>2</sup>	Intervalo de Confianza 95%
	(1)	(2)	(3)				
0	11.5	11	11	11.16	0.28	0.084	+ 0.8
5	12	11.5	12	11.83	0.28	0.084	+ 0.8
10	12.3	11.7	12.5	12.16	0.40	0.190	+ 1.2
15	12.5	12	12.5	12.3	0.29	0.085	+ 0.9
20	12.5	12.3	12.7	12.5	0.20	0.040	+ 0.6
25	12.6	12.5	12.7	12.6	0.10	0.010	+ 0.3
30	13	13	13	13	0.00	0.000	0.0
35	13	13.3	13.5	13.3	0.25	0.065	+ 0.7
40	14	13.5	14.1	13.8	0.33	0.110	+ 1.0
45	15	14.5	14.7	14.7	0.25	0.065	+ 0.7
50	16	15	15.7	15.56	0.51	0.260	+ 1.5
55	18.2	16.5	17.5	17.4	0.85	0.730	+ 2.5
60	19.6	19	19	19.2	0.33	0.110	+ 1.0
65	20.2	20	20	20	0.14	0.020	+ 0.4
70	21	21.5	21	21.16	0.28	0.084	+ 0.8
75	22.5	22.7	22	22.4	0.36	0.130	+ 1.1
80	24	23.5	23.5	23.6	0.30	0.090	+ 0.9
85	24.6	24.5	26.7	25.2	1.20	1.500	+ 3.6
90	27.5	26.5	28	27.3	0.76	0.580	+ 2.3
95	29.5	28.5	29.5	29.1	0.51	0.260	+ 1.5
100	31.5	31	31.5	31.3	0.29	0.080	+ 0.9
105	34.5	35	34	34.5	0.50	0.250	+ 1.5
110	37	39	37.5	37.83	1.02	1.040	+ 3.1
115	39	44	40.5	41.16	2.50	6.500	+ 7.6
120	47.5			47.5	0.00	0.000	0.0

Modelo empírico obtenido:

$$C = 9.59e^{0.004t}$$

$$r^2 = 0.98$$

Tiempo t (min)	Temperatura Media T (°C)			s	m <sup>2</sup>	I.C. 95%	Q = m <sup>2</sup> (BTU)	Vol. Agua Evaporada V (l)	
	(1)	(2)	(3)						
0	30	28	28	28.6	1.1	1.3	+ 3.5	0	0
5	55	52	56	54.3	2.0	4.3	+ 6.0	2.14	2.3
10	76	75	76	75.6	0.6	0.3	+ 1.7	2.88	3.3
15	83	82	81	82	1.0	1.0	+ 3.0	3.17	3.7
20	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	3.68	4.3
25	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	3.93	4.6
30	85	82	86	83.3	2.4	5.9	+ 7.3	4.87	5.7
35	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	5.56	6.5
40	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	6.68	7.8
45	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	8.21	9.6
50	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	9.67	11.3
55	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	12.32	14.4
60	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	14.29	16.7
65	84	82	82	82.6	1.1	1.3	+ 3.5	15.15	17.7
70	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	16.15	18.9
75	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	17.10	20.0
80	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	18.04	21.1
85	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	19.06	22.3
90	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	20.17	23.6
95	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	21.03	24.6
100	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	21.97	25.7
105	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	23.08	27.0
110	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	24.11	28.2
115	84	82	83	83	1.0	1.0	+ 3.0	26.96	29.2
120	84			84	0.0	0.0	0.0	26.20	30.6

Modelos empíricos obtenidos:

$$T = 45.4 + 9.051nt \quad r^2 = 0.90$$

$$V = -0.73 + 0.246t \quad r^2 = 0.99$$

$$Q = -0.11 + 0.21t \quad r^2 = 0.96$$

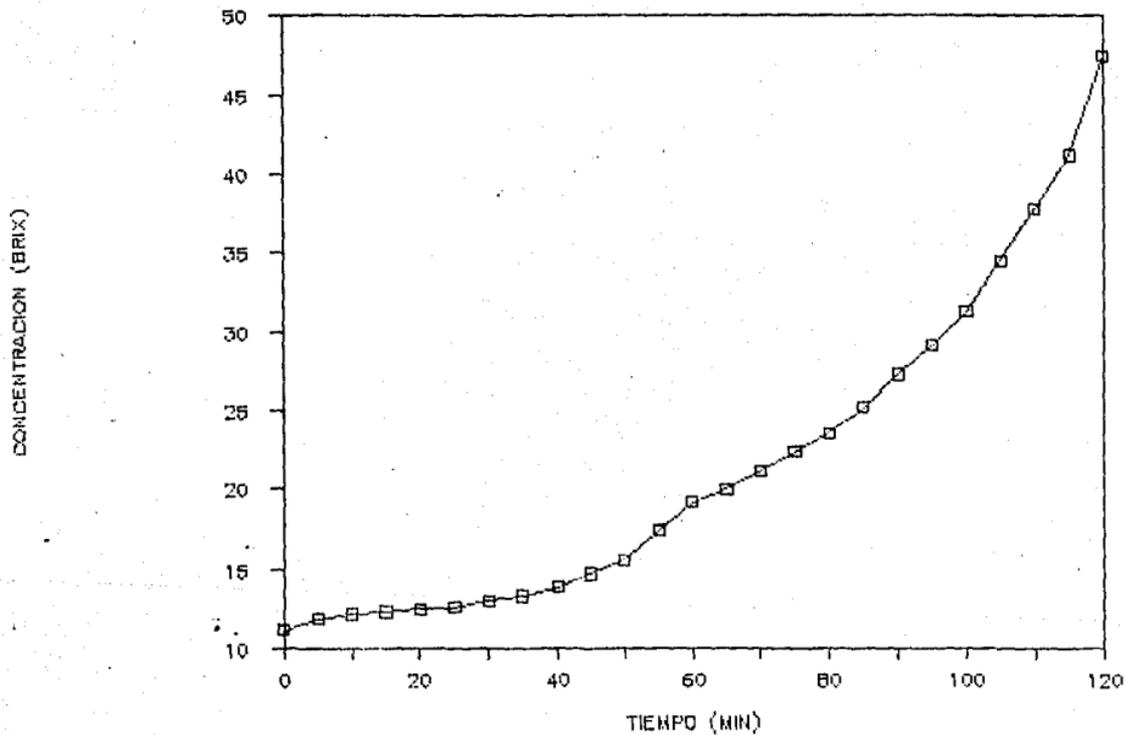


Figura VII.4.1. Gráfica de Concentración vs tiempo

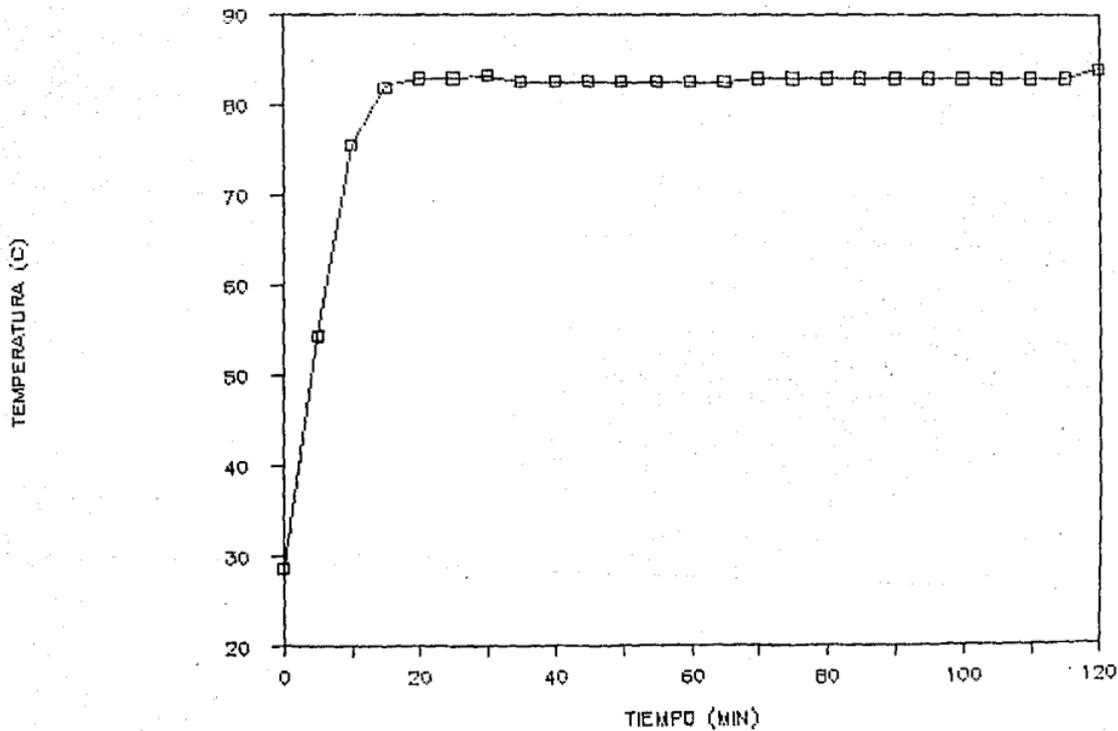


Figura VII.4.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo

VOLUMEN (l)

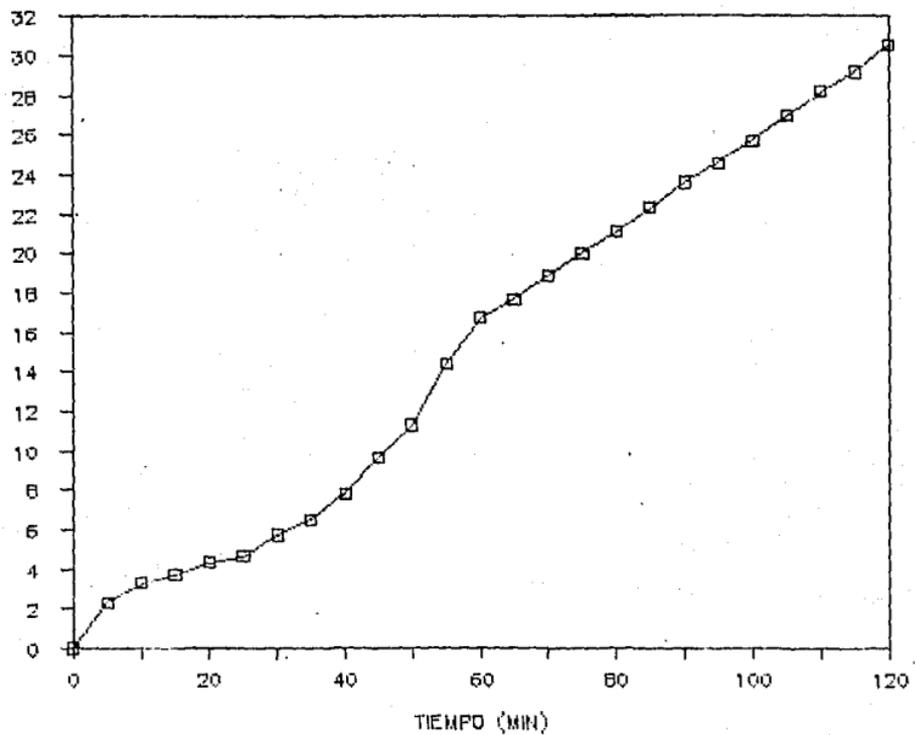


Figura VII.4.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo

Q (BTU)

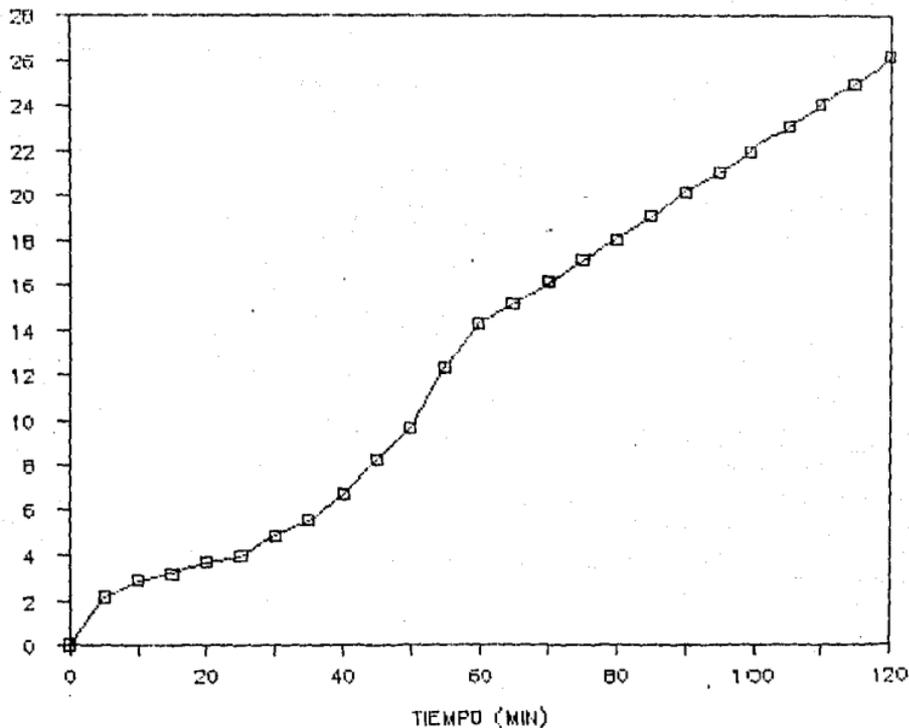


Figura VII.4.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo

## 5) Presión atmosférica.

Tiempo t(min)	Concentración C(°Brix)		Media X	Desviación Estandar s	Varianza s <sup>2</sup>	Intervalo de Confianza 95%
	(1)	(2)	(3)			
0	11	11	11	0.00	0.000	+ 0.0
5	11.2	11.2	11.2	0.00	0.000	+ 0.0
10	11.3	11.5	11.4	0.10	0.010	+ 0.3
15	11.5	11.7	11.7	0.12	0.015	+ 0.4
20	12.1	12	12	0.07	0.005	+ 0.2
25	12.5	12.4	12.4	0.07	0.005	+ 0.2
30	13	12.9	12.9	0.07	0.005	+ 0.2
35	13.3	13.1	13.2	0.10	0.010	+ 0.3
40	14	13.8	14	0.12	0.015	+ 0.4
45	15	14.5	14.5	0.30	0.090	+ 0.9
50	15.5	15.5	15.5	0.00	0.000	0.0
55	17	16.5	17	0.29	0.085	+ 0.8
60	19.5	18.5	18.5	0.57	0.330	+ 1.7
65	21	20.5	21	0.29	0.085	+ 0.8
70	22	22	22.5	0.44	0.190	+ 1.3
75	24	23.5	24	0.29	0.085	+ 0.8
80	25	25	25.5	0.28	0.084	+ 0.8
85	25.5	26.7	26	0.60	0.370	+ 1.8
90	26	27	27.5	0.76	0.580	+ 2.3
95	27	28.5	29	1.04	1.080	+ 3.1
100	28	30	30.5	1.32	1.750	+ 4.0
105	29	32	31.5	3.40	11.700	+10.0
110	31	34	35	3.20	4.200	+ 6.2
115	34	40	39	3.20	10.200	+ 9.7
120	41.5	45	43.25	2.10	4.700	+ 6.4

Modelo empírico obtenido:

$$C = 9.55e^{0.015t}$$

$$r^2 = 0.98$$

Tiempo t(min)	Temperatura Media			s	s <sup>2</sup>	I.C. 95%	Q = m <sup>3</sup> (BTU)	Vol. Agua Evaporada V(1)	
	T(°C) (1)	(2)	(3)						
0	30	28	30	29.3	1.1	1.3	+ 3.5	0	0
5	46	52	45	47.6	3.7	14.3	+11.2	0.79	0.7
10	69	65	70	68	2.6	7.0	+ 7.9	1.51	1.4
15	83	83	82	82.6	0.6	0.3	+ 1.7	2.05	2.0
20	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	3.31	3.3
25	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	4.63	4.6
30	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	5.83	5.8
35	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	6.63	6.6
40	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	8.44	8.4
45	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	9.85	9.8
50	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	11.66	11.6
55	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	13.87	13.8
60	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	16.68	16.6
65	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	18.89	18.8
70	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	20.10	20.0
75	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	21.61	21.5
80	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	22.61	22.5
85	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	23.11	23.0
90	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	23.70	23.6
95	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	24.52	24.4
100	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	25.13	25.0
105	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	25.83	25.7
110	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	26.93	26.8
115	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	28.44	28.3
120	90	90	90	90	0.0	0.0	0.0	29.95	29.8

Modelos empíricos obtenidos:

$$T = 41.29 + 11.611nt \quad r^2 = 0.90$$

$$V = -1.1 + 0.262t \quad r^2 = 0.99$$

$$Q = -1.1 + 0.26t \quad r^2 = 0.98$$

Nota: De las tablas de vapor saturado obtenemos  $\lambda$  para cada presión de vacío.

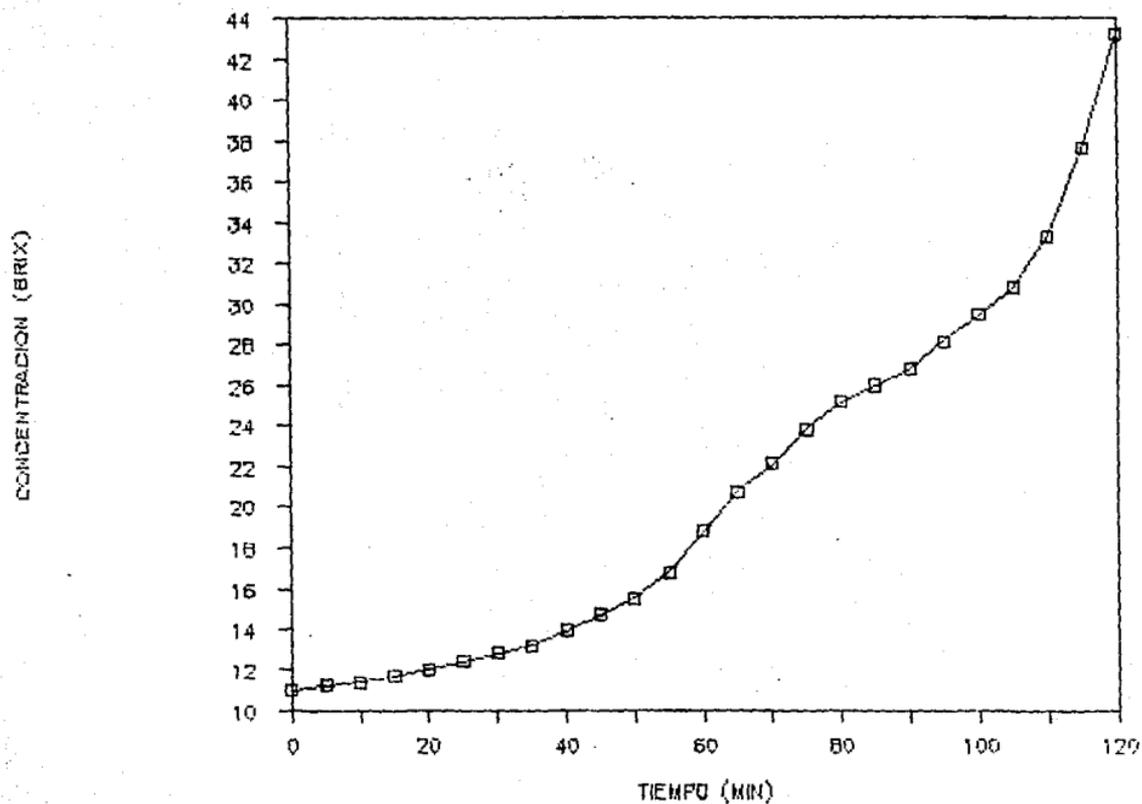


Figura VII.5.1. Gráfica de Concentración vs tiempo

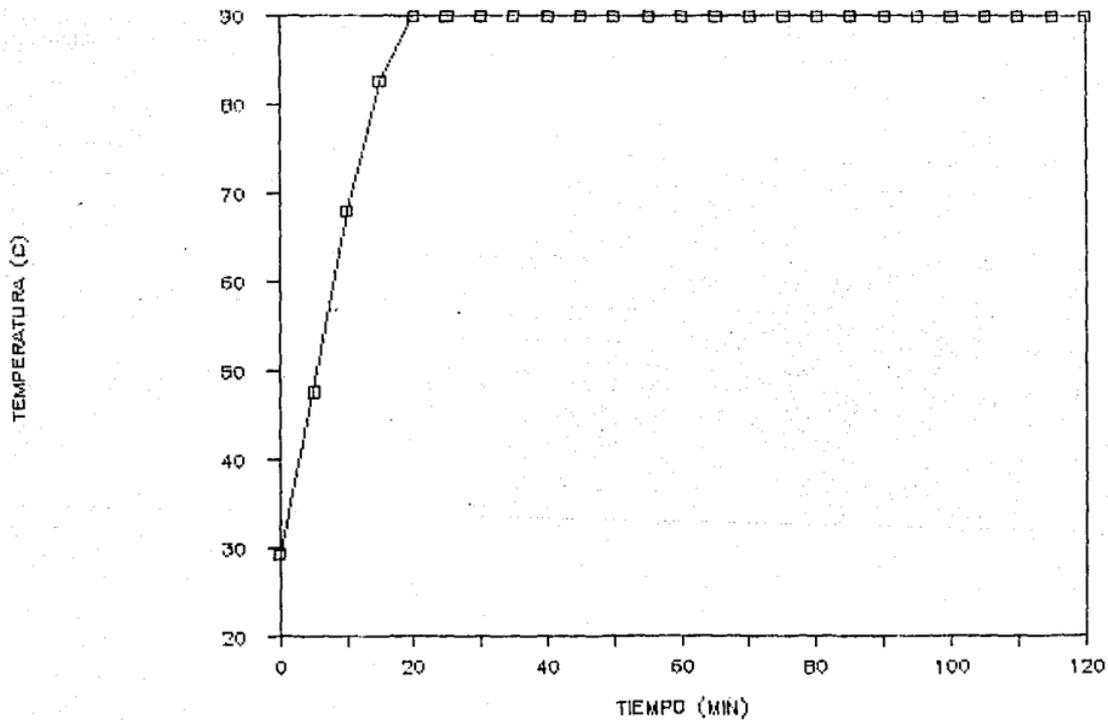


Figura VII.5.2. Gráfica de Temperatura vs tiempo

VOLUMEN (l)

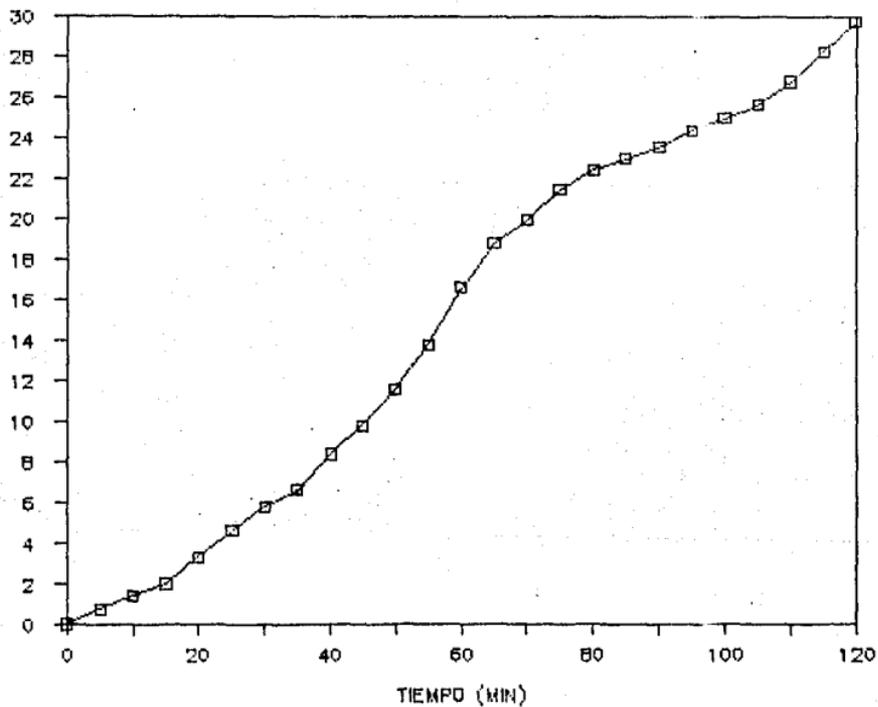


Figura VII.5.3. Gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo

Q (BTU)

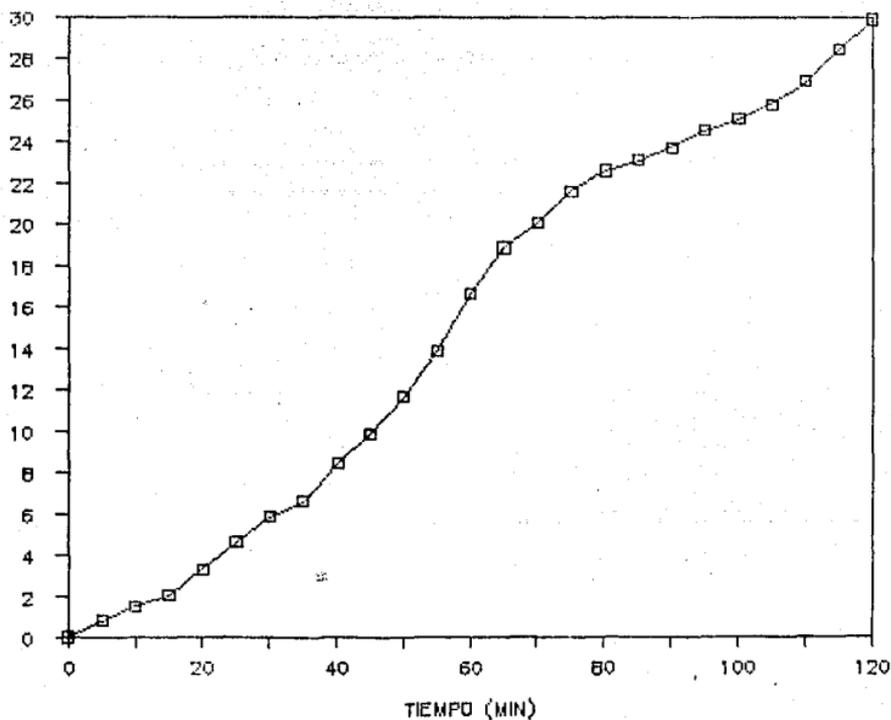


Figura VII.5.4. Gráfica de Transferencia de calor vs tiempo

## Análisis de Resultados.

Como se mencionó anteriormente, se trabajó a 5 presiones de vacío diferentes para concentrar una solución de azúcar. El azúcar tiende a formar caramelo cuando se mantiene a temperaturas altas por periodos largos de tiempo. Para evitar esto se fijó como constante la agitación. En el proceso de evaporación de soluciones de azúcar, éstas se concentran de 10 - 13°Brix hasta 40 - 60° Brix. En el presente trabajó se seleccionó evaporar una solución de azúcar de 11 Brix a 42°Brix.

Para cada presión se realizaron 3 corridas, los datos de concentración y temperatura se promediaron para realizar las gráficas de Concentración vs tiempo y Temperatura vs tiempo obteniendo así el modelo empírico correspondiente a cada caso. También se realizaron las gráficas de Volúmen de agua evaporada vs tiempo y Transferencia de calor vs tiempo para las cuales también se obtuvieron modelos empíricos. Para saber qué tan cercanos estamos de un valor real se calcularon la desviación estandar, varianza e intervalo de confianza. Si a la Media  $\bar{x}$  le sumamos o restamos el valor correspondiente al calculado para un intervalo de confianza del 95% nos damos cuenta que todos nuestros valores caen dentro de este rango por lo que tenemos una confiabilidad del 95%.

Para una presión de vacío = 40 cm Hg, observamos en la Figura VII.1.1 que al graficar la Concentración vs tiempo obtenemos un modelo exponencial en donde la concentración durante los primeros 55 minutos es lenta, de los 60 a los 85 minutos incrementa y a

partir de entonces se logra una evaporación rápida hasta la concentración deseada. Esto se atribuye a que al principio la energía es absorbida primero para calentar hasta llegar al punto de ebullición en el que se empezará a evaporar, si seguimos aplicando la misma energía continuará la evaporación la cual será más rápida conforme haya menos agua para evaporar es decir, conforme aumente la concentración. La concentración deseada se logró a los 100 minutos. En la gráfica VII.1.2. de Temperatura vs tiempo observamos un comportamiento potencial en donde se alcanza un valor constante de la temperatura a los 10 minutos de haberse iniciado el proceso de evaporación. Esto nos indica que se tardó 10 minutos en calentarse la solución hasta el punto de ebullición. En la Figura VII.1.3. se muestra la gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo, como podemos observar a medida que pasa el tiempo el volúmen de agua evaporada aumenta en forma lineal. En la Figura VII.1.4. tenemos la gráfica de Transferencia de calor vs tiempo. Esta gráfica también sigue un comportamiento lineal, es muy similar a la gráfica de la Figura VII.1.3 debido a que se utilizaron éstos datos para calcular los valores de Transferencia de calor.

Para una presión de vacío = 30 cm Hg observamos en la Figura VII.2.1 que al graficar la Concentración vs el tiempo obtenemos un modelo exponencial, en donde la concentración aumenta muy poco los primeros 60 minutos, en los siguientes 25 minutos se concentra más rápido y 5 minutos más tarde se alcanzó la concentración de 48°Brix. El tiempo requerido fue de 90 minutos.

En la Figura VII.2.2 tenemos la gráfica de Temperatura vs tiempo. Como observamos a los 15 minutos alcanzamos una temperatura constante aunque en el rango de los 45 a los 65 minutos aumenta muy poco para después regresar a la temperatura anterior. Esto se pudo deber a que como se tiene que estar regulando por medio de una válvula la presión de vacío, ésta se haya abierto un poco durante el proceso y así se haya provocado un ligero aumento de temperatura, cuando fue corregida se obtuvo la temperatura correspondiente a la presión de vacío a la que se estaba trabajando. La gráfica nos muestra un comportamiento potencial. En la Figura VII.2.3. la gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo nos indica que el volúmen de agua evaporada aumenta linealmente con respecto al tiempo al igual que se observa en la Figura VII.2.4 en la que la gráfica de Transferencia de calor vs tiempo también se sigue un comportamiento lineal. Esto se debe como se explicó anteriormente a que los valores de Q se obtuvieron a partir del volúmen de agua condensada.

Para una presión de vacío = 20 cm Hg observamos que en la Figura VII.3.1 tenemos la gráfica de Concentración vs tiempo. la cual nos muestra un comportamiento exponencial. Nótese que a partir de los 40 minutos se concentra más rápido la solución hasta los 85 minutos en donde el incremento de la concentración aumenta más cada 5 minutos hasta obtener la concentración deseada a los 100 minutos. Observamos que al comparar ésta gráfica con la gráfica de la Figura VII.3.2 se tiene que a partir de los 40 minutos hay un ligero aumento de la temperatura y por consiguiente influyó

en el incremento de la concentración con respecto al tiempo. La gráfica de Temperatura vs tiempo sigue un comportamiento potencial. En ella observamos que a los 10 minutos se llegó a una temperatura casi constante alcanzándose ésta a los 40 minutos de haberse iniciado el proceso. En la Figura VII.3.3 tenemos la gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo y al igual que en la gráfica de la Figura VII.3.4 de Transferencia Calor vs tiempo se observa un comportamiento lineal.

A una presión = 10 cm Hg tenemos la gráfica de la Figura VII.4.1 de Concentración vs tiempo en la que observamos un comportamiento exponencial y que el cambio de concentración con respecto al tiempo es muy poco hasta los 50 minutos en donde se ve un incremento un poco más significativo en el aumento de la concentración conforme pasa el tiempo. Se alcanzó la concentración deseada hasta los 120 minutos. En la gráfica de la Figura VII.4.2. observamos que a los 20 minutos de haberse iniciado el proceso se llega a una temperatura constante, se tiene comportamiento potencial. En la Figura VII.4.3. tenemos la gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo y al igual que en la gráfica de Transferencia de Calor vs tiempo (Figura VII.4.4) se observa un comportamiento lineal pero a partir de los 20 a los 60 minutos existe una ligera curvatura, éste cambio se observa también en la Figura VII.4.1., podemos atribuir estos cambios a que conforme aumenta la temperatura de proceso se vuelve menos constante el comportamiento de las variables analizadas. A partir de los 60 minutos el aumento del volúmen de

agua evaporada o de calor transferido es lineal con respecto al tiempo.

Cuando el proceso de evaporación se llevó acabo a la presión atmosférica obtuvimos que, como se observa en la gráfica de la Figura VII.5.1 la concentración deseada se logró hasta los 120 minutos y aunque también presenta un comportamiento exponencial, se distingue que durante los primeros 40 minutos el cambio de la concentración con respecto al tiempo es muy poco, a partir de entonces la concentración va aumentando en forma exponencial. En la Figura VII.5.2 la gráfica de Temperatura vs tiempo nos describe un comportamiento potencial en donde se alcanza una temperatura constante a los 20 minutos. En la Figura VII.5.3 tenemos la gráfica de Volúmen de agua evaporada vs tiempo, ésta nos describe un comportamiento lineal al igual que la gráfica de Transferencia de calor vs tiempo de la Figura VII.5.4.

Comparando las gráficas de Concentración vs tiempo a diferentes presiones observamos que en todos los casos se sigue un comportamiento exponencial, mientras que en las gráficas de Temperatura contra tiempo se sigue un comportamiento potencial. En las gráficas de volúmen de agua evaporada vs tiempo y de transferencia de calor vs tiempo observamos un comportamiento lineal.

En las gráficas de concentración vs tiempo observamos que cuando existe mayor presión de vacío, tarda menos tiempo el proceso de evaporación esto es debido a que se abate el punto de ebullición.

En las gráficas de Temperatura vs tiempo observamos que durante los primeros 20 minutos se llega a régimen permanente, es decir que ya no hay cambio en la temperatura con respecto al tiempo. Es preciso hacer notar que debido a la falta de instrumentos de medición no se pudo llevar a cabo un análisis más profundo.

## CAPITULO VIII. CONCLUSIONES.

El comportamiento del sistema de evaporación de una solución agua-azúcar describe un modelo de tipo exponencial en lo que se refiere a la concentración con respecto al tiempo. Se puede observar que a medida que la presión de vacío aumenta, el tiempo de evaporación disminuye.

La temperatura es una variable dependiente de la presión a la que se trabajó en cada caso, varió únicamente durante los primeros 15 minutos y después permaneció constante por lo que se concluye que el proceso se lleva a cabo a régimen dinámico describiendo un modelo de tipo exponencial.

A través de modelos estadísticos se obtuvieron los términos de acumulación, esto es la variación de la masa y de la energía con respecto al tiempo. Debido a la falta de datos, como son el coeficiente de transferencia de calor  $h$ , de gráficas de Dühring y de Entalpía - Concentración para una solución Agua - Azúcar fue imposible realizar el balance de masa y energía a régimen dinámico y por lo tanto no se pudo hacer una diferenciación en el modelo y en la solución numérica de ésta. Cabe hacer notar que la falta de instrumentos de medición no permitió hacer un estudio más profundo del sistema de evaporación. Se recomienda que para poder hacer un estudio del proceso de evaporación se implemente el siguiente equipo:

- Medidor de flujo de vapor en la entrada al condensador.

- Válvula en el fondo del condensador para poder recuperar los condensados ya que éstos son deshechados por una tubería conectada al desagüe.
- Manómetro para saber la presión a la que sale el vapor saturado del evaporador.
- Medidor de flujo de los condensados ya que solo se cuenta con una válvula de purga de condensados.

La falta de éstos instrumentos impidieron hacer un estudio más profundo del sistema de evaporación pero es importante mencionar que con la realización de este trabajo se lograron los objetivos establecidos ya que los alumnos tendrán a la mano la información necesaria para poder operar el evaporador de bola.

Además se podrá calcular el tiempo de concentración de una solución agua - azúcar a partir de 11° Brix así como el tiempo en que se alcanza la temperatura deseada a diferentes presiones.

## NOMENCLATURA.

- A Superficie de calentamiento. ( $\text{ft}^2$ )
- C Calor específico del líquido en ebullición. ( $\text{BTU}/\text{lb}^\circ\text{F}$ )
- D Diámetro exterior de la tubería. (ft)
- D' Diámetro exterior de la tubería. (in)
- F' Factor de corrección por presión.
- F' Factor de corrección por tamaño de tubería.
- G Flujo másico de condensado por unidad de tubería. ( $\text{lb}/\text{hft}$ )
- G' Flujo de condensado por unidad de tubería. ( $\text{lb}/\text{ftseg}$ ).
- G<sub>h</sub> Flujo másico de condensado por unidad de longitud de tubería. ( $\text{lb}/\text{hft}$ )
- G<sub>v</sub> Flujo másico de condensado por unidad de longitud de tuberías verticales. ( $\text{lb}/\text{hft}$ )
- g Aceleración gravitacional. ( $\text{ft}/\text{h}^2$ )
- h<sub>m</sub> Coeficiente de condensación promedio. ( $\text{BTU}/\text{hft}^2\text{F}$ )
- k<sub>c</sub> Conductividad térmica del condensado. ( $\text{BTU}/\text{hft}^\circ\text{F}$ )
- q Flujo de calor. ( $\text{BTU}/\text{h}$ )
- ( $\rho_A$ ) Gravedad específica del condensado.
- U Coeficiente global de transferencia de calor. ( $\text{BTU}/\text{hft}^2\text{F}$ )
- Z<sub>f</sub> Viscosidad del condensado. (cP)
- $\mu_f$  Viscosidad del condensado. ( $\text{lb}/\text{hft}$ )
- $\rho_f$  Densidad del condensado. ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )
- $\phi_s$  Factor de propiedades físicas para flujo laminar.
- $\phi_t$  Factor de propiedades físicas para flujo turbulento.
- h Calor latente de vaporización. ( $\text{BTU}/\text{lb}$ )

## BIBLIOGRAFIA

1. Agarwal, H.C., and Wadhwan, R.: A Practical Approach to the Process Design of Heat Exchangers and Evaporator Systems, Indian Chemical Journal, pp 227-230, July, 1970.
2. Anaya, D., Polo, O., Cálculo de Evaporadores de Múltiple Efecto, Series Técnicas IMIQ, 1986.
3. Coston, M.M., and Lindsey, E.E.: Selection and Application of Evaporator Equipment, Chemical Engineering Process, vol. 52, pp 49 - 52, 1972.
4. Geankoplis, Ch.J., Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias, C.E.C.S.A., México, 1982.
5. Kern, D.Q., Procesos de Transferencia de Calor, C.E.C.S.A., México, 1984.
6. Kreyszig, E., Introducción a la Estadística Matemática, Editorial Limusa, México, 1981.
7. Mehra, D.K.: Selecting Evaporators, Chemical Engineering, pp 56 - 72, February, 1986.
8. Ostle, B., Estadística Aplicada, Editorial Limusa, México, 1983.
9. Paltrinieri, G., Berlijn, J., Taller de Frutas y Hortalizas, Editorial Trillas, México, 1987.
10. Perry, J., Manual del Ingeniero Químico, tomo I, UTEHA, México, 1979.
11. Slade, H.F.: Evaporation and Development of the Modern Evaporator, Chemical Products, vol. 16, pp 427 - 432, 1953.

12. Smith, W., Análisis Numérico, Prentice-Hall Hispanoamericana, México, 1988.
13. Spencer, A., England, A., Holden J., Matemáticas para Ingeniería, vol. 2, C.E.C.S.A., México, 1982.
14. Spiegel, Murray, R., Estadística Teoría y Problemas Resueltos, Mc Graw Hill, México, 1979.
15. Stanley, T., Termodinámica en la Ingeniería Química, Editorial Interamericana, México, 1980.
16. Wheat, J.A.: A Pilot Plant Evaporator and Destilation Unit, Canadian Journal of Technology, vol. 31, pp 42 - 56, 1973.