



300617  
UNIVERSIDAD LA SALLE 9

ESCUELA DE INGENIERIA  
INCORPORADA A LA UNAM 2e)

SIMULACION POR COMPUTADORA DE PROCESOS  
DE EVAPORACION A EFECTOS MULTIPLES.

**TESIS PROFESIONAL**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA  
AREA PRINCIPAL EN INGENIERIA MECANICA  
P R E S E N T A  
MIGUEL ARTURO BUTRON SANCHEZ

DIRECTOR DE TESIS:  
ING. JORGE SALCEDO GONZALEZ

MEXICO, D. F.

1994

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## **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.



**LA SALLE**

Al Presente Señor:

Miguel Arturo Butrón Sánchez

En atención a su solicitud relativa, me es grato transcribir a Ud. a continuación, el tema que aprobado por esta Dirección, propuso como Asesor de Tesis el Ing. Jorge Salcedo González, para que lo desarrolle como tesis en su Examen Profesional de Ingeniero Mecánico Eléctrico, con área principal en Ingeniería Mecánica.

**"SIMULACION POR COMPUTADORA DE PROCESOS DE EVAPORACION  
A EFECTOS MULTIPLES"**

con el siguiente índice:

CAPITULO I	INTRODUCCION EVAPORADORES, SU FUNCION, OPERACION Y CARACTERISTICAS GENERALES
CAPITULO II	CALCULO DE EVAPORADORES
CAPITULO III	DESCRIPCION DEL PROGRAMA DE SIMULACION
CAPITULO IV	APLICACIONES PRACTICAS CONCLUSIONES BIBLIOGRAFIA

Ruego a Ud., tomar debida nota de que en cumplimiento de lo especificado en la Ley de Profesiones, deberá prestar Servicio Social como requisito indispensable para sustentar Examen Profesional, así como de la resolución de la Dirección General de Servicios Escolares, en el sentido de que se imprima en lugar visible de los ejemplares de la tesis, el título del trabajo realizado.

**ACERTAMENTE  
"INDIVISA MANENT"**

**SECRETARIA DEL INGENIERO**

México, D.F., a 14 de Abril de 1974

  
ING. JORGE SALCEDO GONZALEZ  
ASESOR DE TESIS

  
ING. EDMUNDO BARRERA MONSIVAIS  
DIRECTOR

**UNIVERSIDAD LA SALLE**

BENJAMIN FRANKLIN 47. TEL. 516-99-80. MEXICO 06140. D.F.

# INDICE

	INTRODUCCION	2
Capítulo I	EVAPORADORES, SU FUNCION, OPERACION Y CARACTERÍSTICAS GENERALES.	6
1.1	Aspectos Generales	6
1.2	Tipos de Evaporadores	6
1.2.1	Evaporadores de Tubos Verticales Tipo Calandria.	7
1.2.2	Evaporadores de Tubos Verticales Tipo Canasta.	9
1.2.3	Evaporadores con Tubos Verticales Largos.	10
1.2.4	Evaporadores de Tubos Inclínados.	12
1.2.5	Evaporadores con Tubos Horizontales.	13
1.2.6	Evaporadores con Circulación Forzada.	14
1.3	Materiales de Construcción.	15
1.4	Normas y Códigos.	17
1.5	Condensación.	18
1.6	Elevación del Punto de Ebullición.	20
1.6.1	La Regla de Dühring.	20
1.6.2	Diagramas Entalpia-Concentración.	21
1.6.3	Evaluación de la Concentración.	23
1.7	Transmisión de Calor en Evaporadores.	28
1.7.1	Coefficientes de Transferencia de Calor.	28
1.7.2	Calculo de Coeficientes de Película.	30
1.8	Efecto de los Gases no Condensables.	35
1.9	Coefficientes Globales de Transferencia de Calor.	35
1.10	Efecto del Nivel de Líquido.	36
1.11	Evaporadores de Efecto Múltiple.	38
1.11.1	Sistemas Para la Circulación del Líquido en Evaporadores de Efecto Múltiple.	40

1.11.2 Elevación del Punto de Ebullición en Evaporadores de Efecto Múltiple.	44
1.12 Recompresión de Vapor.	45
1.12.1 Recompresión Térmica de Vapor (RTV).	47
1.12.2 Recompresión Mecánica del Vapor (RMV).	49
1.13 Vapor a Otros Procesos.	53
Capítulo II CALCULO DE EVAPORADORES	56
2.1.1 Balance de Materia.	58
2.1.2 Balance de Energía.	58
2.1.3 Calculo de Evaporadores de Efecto Múltiple	62
Capítulo III DESCRIPCION DEL PROGRAMA DE SIMULACION.	77
3.1.1 Aspectos Básicos del Lenguaje de Programación.	77
3.1.2 Construcción de Un Programa en Pascal.	78
3.2 Descripción Básica del Programa.	79
3.3 Diseño del Programa.	81
3.3.1 Procedimientos Auxiliares.	83
3.3.2 Procedimientos de Entrada de Datos.	89
3.3.3 Procedimientos de Condiciones Iniciales Aproximadas.	89
3.3.4 Procedimientos de Cálculo.	91
3.3.5 Procedimientos de Decisión.	94
3.4 Forma de Utilizar el Programa.	97
3.4.1 Ejemplo para el uso del programa.	99
Capítulo IV APLICACIONES PRACTICAS.	102
4.1 Solución de los Ejemplos presentados en el Capítulo II.	102
4.2 Comparación de Procesos con Circulación Directa y en Contraflujo.	106
4.3 Análisis de Procesos con Recompresión Térmica.	109
4.4 Simulación de un Evaporador de 10 Efectos.	114
4.5 Diseño Optimo.	117

**Capítulo V CONCLUSIONES**

**122**

**BIBLIOGRAFIA**

**124**

**APENDICE A**

**APENDICE B**

## INTRODUCCION

## INTRODUCCION.

La evaporación es una operación unitaria que se utiliza ampliamente en la industria para la fabricación de sustancias químicas, productos farmacéuticos, alimentos, papel, fertilizantes, etc. Adicionalmente se emplea en las plantas de generación de energía para el tratamiento de agua de proceso. Las instalaciones para la evaporación son generalmente de gran capacidad y muy costosas, por lo que es necesario tener un diseño adecuado de las características de operación en estado permanente.

Los cálculos de las características de operación para evaporadores de efectos múltiples involucran una gran cantidad de variables y requieren de métodos iterativos para su solución, el tiempo empleado para la solución de estos problemas es grande, adicionalmente, las condiciones de operación óptimas difícilmente se obtienen en el primer cálculo, de esta forma es fácil advertir que es necesario invertir mucho tiempo para obtener las características de diseño óptimo. En la literatura existen algunos métodos simplificados como el de Jesse Coates [1] que, si bien reducen considerablemente el tiempo de cálculo, no son lo suficientemente exactos debido a que no consideran las características reales de las soluciones que se concentran.

La intención de este trabajo es desarrollar una herramienta versátil y sencilla que facilite la labor del ingeniero en el campo de la evaporación, este objetivo se puede alcanzar a través de la simulación de procesos.

La simulación permite conocer las condiciones en las que trabajará un proceso anticipadamente bajo distintas situaciones con el objeto de diseñar un sistema de evaporación o modificar uno ya existente. Existen dos formas para realizar una simulación, la primera consiste en construir una planta piloto, es decir, un modelo físico a escala para observar el comportamiento del proceso bajo condiciones de operación análogas a las del proceso real. La segunda forma es la simulación por

computadora, que consiste en la creación de un programa que, a través de un modelo matemático o de un modelo de solución iterativa, calcule los valores de las variables del proceso bajo distintas condiciones. En este caso la simulación se basa en un modelo de solución iterativa para el cálculo de evaporadores de efecto múltiple a régimen permanente.

Para simular la operación de este tipo de procesos se escribió, en lenguaje Pascal, el programa de computadora "Evap.exe", este programa permite simular procesos de evaporación para cualquier tipo de solución desde 1 a 10 efectos, ya sea en circulación directa o en contracorriente, simula las características del proceso en condiciones de recompresión térmica del vapor proveniente de alguno(s) de los efectos o bien en los casos en que se utilice vapor de cualquiera de los efectos para otros procesos. Los evaporadores pueden ser calculados en la base de áreas de transferencia de calor iguales o diferentes, cuenta con una base de datos que permite obtener automáticamente la entalpía y calor latente del vapor saturado sin necesidad de utilizar las tablas de vapor. Adicionalmente, calcula en forma automática las elevaciones del punto de ebullición para soluciones de sosa cáustica (NaOH). La estructura modular del programa permite adicionar "procedimientos" (sub programas) para calcular automáticamente la elevación del punto de ebullición de cualquier solución.

En el capítulo I se describen las características, los principales tipos de evaporadores, del proceso y de las soluciones que se concentran así como las características de transmisión de calor. En la parte final de este capítulo se discuten los procesos de evaporación múltiple con sus distintas configuraciones, así como otros métodos utilizados para mejorar la economía de vapor como son la recompresión térmica y la recompresión mecánica.

El capítulo II expone el método iterativo que se utiliza para el cálculo de evaporadores. Este método se basa en el planteamiento y la solución simultánea de los balances de materia y energía de todos los efectos de un evaporador.

**En el capítulo III se describe como se implementa el método de solución iterativa en un programa de computadora. Por último, en el capítulo IV, se da solución a una serie de problemas de interés práctico mediante el uso de la computadora.**

**Se pretende que este trabajo sea de utilidad para los profesionistas y estudiantes interesados en el tema.**

## CAPITULO I

## **EVAPORADORES. SU FUNCION, OPERACION Y CARACTERISTICAS GENERALES.**

### **1.1 ASPECTOS GENERALES.**

En la industria se presenta frecuentemente el problema de concentrar una solución que contiene uno o varios compuestos no volátiles, llamados en conjunto "soluto" y otro volátil llamado "solvente". Esencialmente, la evaporación implica la adición de calor a una solución contenida en un recipiente convenientemente diseñado para permitir la remoción continua del vapor que se forma sobre la solución. El calor es suministrado en cantidades suficientes para elevar la temperatura de la solución a su punto de ebullición y proveer el calor latente requerido por la fracción del solvente que se vaporiza. Estas operaciones se llevan a cabo en equipos especiales llamados evaporadores, de los cuales existen varios tipos según las características particulares que se presenten.

### **1.2 TIPOS DE EVAPORADORES.**

Las condiciones de trabajo que se llevan a cabo en evaporadores industriales son muy variadas. El líquido a evaporar puede ser menos viscoso que el agua, o bien, puede ser tan viscoso que fluya con mucha dificultad; puede precipitar cristales; formar espumas; puede tener un punto de ebullición muy elevado, puede ser sensible a altas temperaturas, o bien puede ser corrosivo y/o abrasivo, etc.. Esta variedad de problemas ha dado lugar a un gran número de diseños que pueden clasificarse como se muestra a continuación:

- 1.- Aparatos calentados a fuego directo.
- 2.- Aparatos con medio de calefacción en paredes dobles.
- 3.- Aparatos calentados por vapor a través de intercambiadores tubulares.
  - Tubos horizontales.

- Tubos verticales.
  - Tipo Calandria.
  - Tipo Canasta.
  - Tipo Tubos Largos.
  - Circulación Forzada.
- Tubos inclinados.

El grupo más representativo en la industria es el que se refiere a evaporadores calentados por vapor a través de intercambiadores tubulares, este tipo de evaporadores consiste en recipientes cerrados que trabajan con presión de vacío, esta característica permite la ebullición a menores temperaturas. Los evaporadores se encuentran conformados básicamente por un área de intercambio térmico, y una sección de separación de fases. La sección de separación de fases puede estar constituida por una cámara de vapor y un separador mecánico (figura 1-3) o únicamente por una cámara de vapor (figuras 1-1, 1-2, 1-4, 1-5 y 1-6) dependiendo de las condiciones de arrastre del evaporador. La cámara de vapor es un espacio provisto para el asentamiento de las partículas sólidas que son acarreadas con el vapor, esta cámara puede estar construida dentro del mismo recipiente que la superficie de intercambio térmico (figuras 1-1, 1-2, 1-3, 1-5) o como un recipiente separado (figura 1-6). En las siguientes secciones se hace una descripción de los diseños más importantes.

#### 1.2.1 Evaporador de Tubos Verticales Tipo Calandria.

Este tipo de evaporador fue el primero que logró una amplia difusión industrial. Las características principales de este aparato se encuentran en el cuerpo de transferencia de calor denominado "calandria" que está formado por una serie de tubos verticales cortos colocados en forma paralela en la parte inferior del evaporador. La solución a evaporar se encuentra en el interior de los tubos, y el vapor en el exterior.

El calentamiento de la solución dentro de los tubos ocasiona un efecto denominado "termo-sifón", que permite a la solución ascender en el interior de los tubos. La solución al calentarse, se expande en la dirección que presenta menor resistencia, en este caso la parte superior del evaporador que trabaja al vacío. Conforme la solución gana altura, la presión hidrostática se reduce (como consecuencia de la evaporación en las capas superiores) hasta el punto en el que se alcanza la temperatura de saturación y el solvente se evapora.

La parte de la solución que no alcanza a evaporarse dentro de los tubos se recupera a través de un orificio central o de retorno (figura 1-1), este conducto permite la recirculación de la solución dentro del evaporador hasta obtener la concentración deseada. En instalaciones grandes, puede haber varios ductos de retorno.

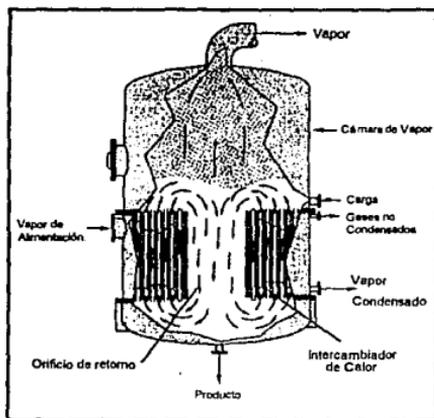


Figura 1-1, Evaporador tipo calandria.

Los coeficientes de transferencia de calor para este tipo de evaporador varían entre 200 a 500  $\text{Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ , dependiendo de las propiedades de la solución, de la diferencia global de temperatura y de la temperatura de ebullición.

Este tipo de evaporadores son muy versátiles y pueden trabajar con una gran cantidad de soluciones, sin embargo, debido a que la solución permanece durante un tiempo considerable dentro del evaporador no son apropiados para concentrar soluciones sensibles a la temperatura, es decir que puedan descomponerse o variar sus propiedades al estar sometidas, durante periodos prolongados, a las temperaturas del evaporador.

### **1.2.2 EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES TIPO CANASTA.**

En ocasiones es preferible que el líquido concentrado descienda por el espacio anular que rodea el cuerpo del calefactor (figura 1-2) en lugar de descender por un canal central, esto se logra al suspender el elemento de intercambio de calor en la parte central del evaporador. Si el líquido que se concentra no es muy sensible a la temperatura, el vapor de alimentación puede conducirse a través de la cámara de vapor. Este tipo de construcción presenta la ventaja de que el elemento de intercambio de calor constituye una unidad independiente y puede ser retirado con facilidad para efectuar reparaciones y limpieza, adicionalmente permite la instalación de un deflector en lo alto de los tubos para atenuar el arrastre de gotas líquidas por parte del vapor, en este tipo de aparatos la ebullición es muy violenta, especialmente cuando se trabaja con niveles bajos de líquido.

Los evaporadores tipo canasta son aparatos extremadamente versátiles, presentan un balance excelente entre la superficie de calefacción requerida para una evaporación dada y el precio de construcción para una capacidad determinada. Su operación es bastante satisfactoria aun en los casos de fluidos que presentan separación sólida durante la concentración. Son muy utilizados en aplicaciones donde existen condiciones severas de incrustación debido a las ventajas que presentan en cuanto a mantenimiento y limpieza. Las desventajas de este tipo de equipos son principalmente que los coeficientes de transferencia de calor son muy sensibles a la diferencia de temperaturas y a la viscosidad de la solución. Por razones similares a las de los evaporadores tipo

calandria, no son adecuados para concentrar soluciones sensibles al calor. Las áreas de transferencia de calor son generalmente grandes.

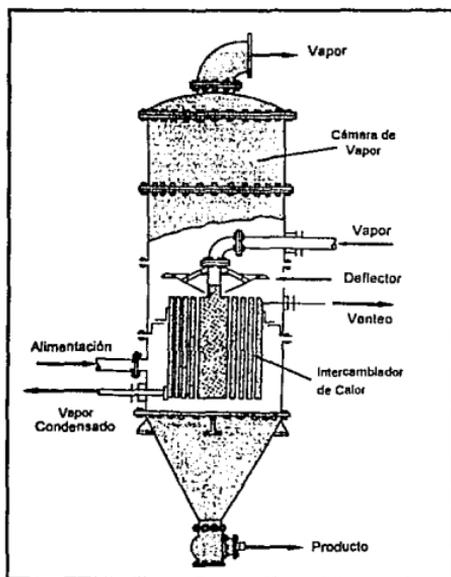


Figura 1-2. Evaporador tipo canasta.

### 1.2.3 EVAPORADORES CON TUBOS VERTICALES LARGOS.

Como se estudiará en la sección de "Transmisión de Calor", las altas velocidades de la solución a concentrar dentro del evaporador son benéficas para el proceso. Los evaporadores de tubos verticales largos se basan en el principio de las altas velocidades de desplazamiento, estas se logran debido a la formación violenta de las burbujas de vapor que empujan al líquido hacia arriba a gran velocidad a través de tubos esbeltos cuya relación longitud-diámetro es mayor a 150. En la

figura 1-3 se muestra un evaporador de este tipo. En general el nivel de líquido se mantiene bajo, de 2 a 3 ft. por arriba del fondo. La mezcla de vapor y partículas de líquido se dirigen a un deflector que retiene la mayor parte de las gotas de líquido arrastrado, los vapores pasan posteriormente a un separador de efecto ciclón donde se recupera el resto de las partículas líquidas. En este tipo de evaporadores, el líquido solo pasa una vez por la superficie de calefacción debido a que presentan un alto coeficiente de transferencia de calor. En general no se recomiendan para líquidos incrustantes que depositan cristales o que tengan una viscosidad exagerada. Pueden adaptarse muy bien para la concentración de soluciones con tendencia a producir mucha espuma. Su uso está muy difundido en la industria de la celulosa para la concentración de licor negro y en aplicaciones para soluciones sensibles al calor debido a que no hay recirculación.

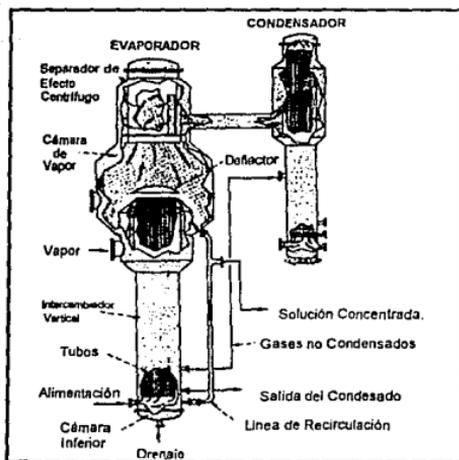


Figura 1-3, Evaporador con tubos verticales largos.

#### 1.2.4 EVAPORADORES DE TUBOS INCLINADOS.

La inclinación del haz de tubos de calefacción tiene como consecuencia que el nivel de líquido sea más bajo para los tubos superiores que para los inferiores, hecho que permite mejorar la circulación natural del líquido. La figura 1-4 muestra un aparato de tubos inclinados, provisto de un tubo de retorno localizado debajo del cuerpo calentador. El vapor de calefacción entra por *e* y los vapores escapan por *d*. El aire de la caja de calefacción se evacua por *h*, y el agua condensada abandona al evaporador por *u*. Un deflector desmontable *s* va unido a la cámara de vapor de forma tal que la mezcla de vapor y líquido que sale de los tubos entra tangencialmente a la cámara de vapores por su parte central, favoreciendo la separación por efecto centrífugo.

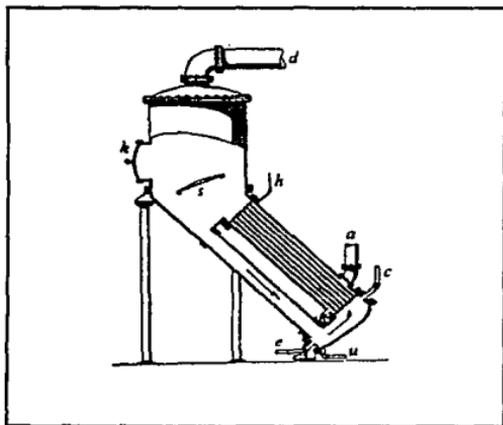


Figura 1-4, Evaporador con tubos inclinados.

Debido a la pequeña cantidad relativa de líquido que hay en el interior del aparato, este tipo de evaporador resulta sensible a los cambios bruscos de la presión de vapor de alimentación o de vacío. Por estas razones, las condiciones de operación deben conservarse lo más constantes que sea posible. El sistema se emplea para concentrar jarabes azucarados de toda clase.

### 1.2.5 EVAPORADORES CON TUBOS HORIZONTALES.

El evaporador de tubos horizontales de la figura 1-5 es uno de los tipos de construcción mas antiguos, en ellos, la solución que se va a evaporar hierve fuera de los tubos. El vapor que se condensa en el interior de los tubos se desaloja mediante una pequeña inclinación en el haz de tubos.

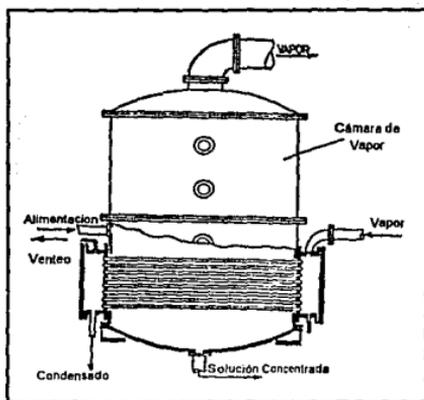


Figura 1-5, Evaporador con tubos horizontales.

Una de las desventajas principales de este tipo de equipo es que la circulación natural de la solución que hierve, es obstruida por los tubos horizontales, como resultado, el coeficiente global para la transmisión de calor es inferior al que se presenta en otros tipos de evaporadores, especialmente si la solución es viscosa.

La posibilidad de reemplazar con facilidad los tubos de calefacción es una ventaja de este tipo de evaporadores cuando se trata de concentrar soluciones que atacan fuertemente los metales, su construcción es compacta y su costo de construcción es bajo. Por lo demás, los aparatos de

evaporación con haz tubular horizontal son poco usados en la actualidad ya que sus características son menos favorables que las de otros tipos desarrollados posteriormente. Los coeficientes de transferencia de calor oscilan entre 200 y 400 Btu / h ft<sup>2</sup> °F como resultado de la ausencia de mecanismos que favorezcan la circulación de la solución dentro del aparato.

#### **1.2.6 EVAPORADORES CON CIRCULACIÓN FORZADA.**

Se fabrican en diferentes configuraciones para condiciones en las que el líquido de alimentación o el condensado tienen la tendencia a formar sales o depósitos, donde la viscosidad de las soluciones es tan alta que el proceso no puede llevarse a cabo por circulación natural y en general cuando las características térmicas y de flujo de la sustancia de proceso son bastante difíciles.

La circulación forzada se logra a través de bombas de circulación localizadas en la parte exterior del evaporador, (figura 1-8). Con este método se producen altas velocidades de desplazamiento que permiten obtener valores elevados en los coeficientes de transferencia de calor, de esta forma, las áreas de intercambio térmico son considerablemente menores a las que se observan en otros tipos de evaporadores. Los coeficientes de transferencia de calor, en este caso, oscilan entre 500 y 1200 Btu/h ft<sup>2</sup> °F.

La decisión para utilizar un evaporador con circulación forzada, depende de un balance económico favorable que incluya el costo inicial del evaporador, los costos de operación de la bomba o agitador de recirculación, y costos de mantenimiento. En los casos en que se cuente con presión de vapor de alimentación alta o moderada suele ser muy atractivo este tipo de evaporadores, ya que se puede utilizar la presión del vapor para accionar una turbina que a su vez accione la bomba de recirculación, posteriormente ese mismo vapor se puede utilizar como medio de calentamiento.

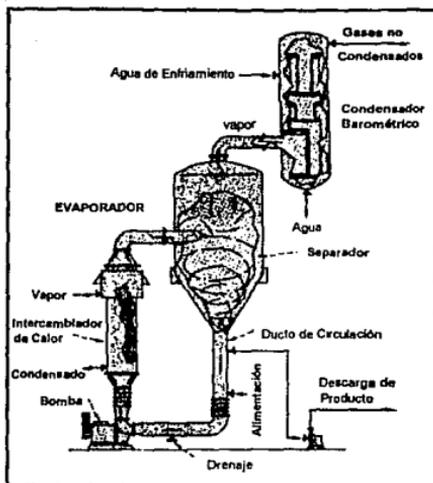


Figura 1-6, Evaporador con circulación forzada.

Este tipo de evaporadores es el más versátil de todos y el que ofrece mayor flexibilidad de operación ya que no depende del efecto natural de "termo-sifón" que limita los coeficientes de transferencia de calor. Las desventajas principales son los costos de operación y mantenimiento de las bombas y la erosión de las superficies de intercambio de calor debidas a las altas velocidades de circulación.

### 1.3 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.

La elección de los materiales depende, en general, de los siguientes aspectos:

- Tendencias corrosivas y erosivas del fluido de proceso.

- Aplicaciones industriales, tales como; procesos de producción de alimentos, productos farmacéuticos, donde la contaminación del producto y/o los requerimientos de higiene requieren el uso de aceros inoxidables.
- Economía.
- Preferencia del usuario.

SOLUCION	MATERIALES DE CONSTRUCCION.
Nitrato de Amonio.	Acero Inoxidable 304 ó 304L.
Sulfato de Amonio.	Acero Inoxidable 316
Sosa Cáustica.	Acero al Carbón con relevado de esfuerzos, Monel o aleaciones de níquel, dependiendo de las concentraciones y el grado de contaminación.
Productos Farmacéuticos.	Acero Inoxidable 304 ó 316, Monel o Titanio.
Acido Fosfórico, diluido.	Acero Inoxidable 316.
Alimentos (Jugos de Frutas, etc.)	Acero Inoxidable 304 ó 316.
Cloruro de Sodio	Acero Inoxidable 316L.
Acido Sulfúrico.	Acero al Carbono, grafito, dependiendo de la concentración.

Tabla 1-1

Los requerimientos para los materiales de construcción no solo afectan la metalurgia del evaporador, también influyen en el tipo de evaporador a escoger. Por ejemplo, los evaporadores de circulación forzada, tienen preferencia sobre otros tipos de evaporadores cuando se trata de materiales cuya aleación es costosa debido a que las áreas de transferencia de calor son pequeñas.

En la tabla 1-1 se muestran los materiales mas comúnmente usados para algunas aplicaciones [5].

#### 1.4 NORMAS Y CODIGOS.

El diseño mecánico de los evaporadores no está regulado por ninguna norma o estandar específico; cada evaporador se diseña especialmente para una aplicación determinada.

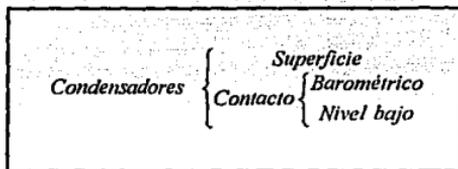
COMPONENTE.	CODIGO O NORMA.
Partes Sometidas a Presión	Código ASME Sec. VIII, Div. 1
Materiales de Construcción	Normas ASTM
Toberas, Bridas, Conexiones de Tuberías, Remaches, Juntas, etc.	Normas ANSI
Superficies de Transferencia de Calor.	Normas TEMA
Procedimientos de Prueba para Evaporadores.	AICHE, Procedimientos de Prueba para Equipos.
Pruebas de Desempeño (para la producción de agua para alimentación de calderas).	ASME, Código de Pruebas de Desempeño.

Tabla 1-2

Sin embargo, las normas y códigos industriales se aplican a los componentes del evaporador para asegurar la integridad mecánica del evaporador y de cumplir con los requerimientos específicos de una industria en particular. La tabla 1-2 muestra las fuentes de los principales códigos y normas que se emplean en el diseño, cálculo y construcción de los componenetes [5].

## 1.5 CONDENSACION.

Para mantener el vacío dentro de los evaporadores, es necesario desalojar el vapor tan rápido como se produce, esto se logra a través de la condensación de los vapores. Existen distintos tipos de condensadores, en términos generales su clasificación es la siguiente:



En los condensadores de superficie, el vapor a condensar y el agua de enfriamiento se encuentran separados por una superficie metálica de transferencia de calor, en los condensadores de contacto el vapor y el agua de enfriamiento se mezclan directamente.

Los condensadores de superficie son muy parecidos a los intercambiadores de calor tubulares (figura 1-3), el vapor se encuentra en la parte exterior de los tubos y el agua en el interior, estos condensadores se utilizan en procesos donde el solvente no es agua y se desea obtener el condensado libre del compuesto refrigerante, en este caso el agua.

Los condensadores de contacto, particularmente los condensadores barométricos, son los que tienen mayor uso en procesos de evaporación. La figura 1-6 muestra un condensador de este tipo, donde el agua y el vapor entran en contacto directo, el agua se alimenta por la parte superior y cae en forma de cascada a través de los deflectores dispuestos en el interior del condensador, esto permite que el intercambio térmico se produzca directamente a través de

cortinas de agua. El vapor entra por la parte inferior del condensador donde se mezcla con el agua y se condensa, la temperatura del agua se incrementa al absorber el calor latente de condensación del vapor. La mezcla de vapor condensado y agua abandonan el condensador a través del conducto barométrico que se encuentra en la parte inferior del condensador (no se muestra en la figura), este conducto tiene como finalidad balancear la diferencia de presión entre el vacío y la atmósfera mediante una columna hidrostática que compense esa diferencia. Los condensadores de contacto de nivel bajo utilizan bombas para desalojar el condensado, en estos casos no es necesaria la columna barométrica.

La temperatura a la que ocurre la condensación del vapor depende de la cantidad y la temperatura del agua de enfriamiento. De esta forma, a medida que disminuye la temperatura del agua y/o aumenta la cantidad de la misma, la temperatura de condensación será menor. Si la temperatura de condensación es baja, entonces la presión a la que tiene lugar la condensación debe ser también reducida. Como el condensador está conectado directamente al evaporador, la presión en el condensador es esencialmente la misma que la presión que existe en el interior del evaporador. De esta forma es posible controlar la presión mediante el control del gasto de agua de enfriamiento del condensador.

Los gases incondensables se expulsan por la parte superior del condensador que está conectada a una bomba de vacío o a un eyector, estos deben expulsarse continuamente, de lo contrario aumentan la presión del sistema independientemente de la cantidad y temperatura del agua de enfriamiento. En aplicaciones donde se requiere un mayor grado de vacío se utiliza la condensación por etapas. (El tema de eyectores se trata en la sección correspondiente a Compresión Térmica del Vapor).

## 1.6 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION.

Contrariamente a lo que ocurre con los líquidos puros, donde el fenómeno de vaporización tiene lugar a temperatura constante mientras no varíe la presión sobre la superficie del líquido en el caso de soluciones, el punto de ebullición presenta un aumento con respecto al solvente puro. Este aumento es proporcional al contenido de materia sólida disuelta.

Durante el proceso de evaporación y a medida que va siendo expulsado el solvente, aumenta la concentración de los productos disueltos, esto conduce a que los puntos de ebullición de las soluciones resultantes aumenten de valor. Para mantener el fenómeno de evaporación es necesario elevar la temperatura de la solución cuando el proceso se realiza a presión constante, en el caso de que el proceso se realice a temperatura constante es necesario reducir la presión por debajo de presión de saturación correspondiente a la temperatura del líquido.

### 1.6.1 LA REGLA DE DÜHRING.

En la práctica, el aumento en el punto de ebullición de una solución se puede calcular mediante la regla de Dühring. Esta regla establece que si el punto de ebullición de una solución se grafica con respecto al punto de ebullición del agua pura a la misma presión, se obtiene, para una concentración dada, una línea recta para todas las presiones posibles. Cada concentración tiene una línea específica que no es paralela a las correspondientes de otras concentraciones.

Cuando se conocen las temperaturas de ebullición de una solución o un líquido que correspondan a dos presiones diferentes, es posible calcular, según la regla empírica de DÜHRING, las temperaturas de ebullición a dos presiones cualquiera y fijar una curva característica. La regla de DÜHRING está representada por la expresión:

$$\frac{t_1'' - t_2''}{t_1' - t_2'} = cte. \quad (1-1)$$

donde:

$t_1'', t_2''$ .- temperatura de ebullición del agua a las presiones  $p_1$  y  $p_2$ .

$t_1', t_2'$ .- temperaturas de ebullición de una solución particular a las mismas presiones.

En la figura 1-7 se representa la gráfica de las rectas de Dühring para una solución de hidróxido de sodio [3], su uso se explica a través del siguiente ejemplo; si la presión sobre una solución al 50% de hidróxido de sodio es tal que el agua puede hervir a 125 °F, entonces, leyendo a partir de 125 °F a la curva de concentración de 50% y horizontalmente hacia el eje vertical se encuentra que el punto de ebullición de la solución es de 197.5 °F a esta misma presión, la elevación del punto de ebullición en este caso es de 72.5 °F. La ventaja de las líneas de Dühring es que solo es necesario conocer el punto de ebullición para 2 presiones diferentes. A partir de aquí se puede trazar la línea correspondiente que permitirá calcular el punto de ebullición a cualquier presión.

En general, las líneas de Dühring tienen una pendiente más pronunciada conforme va aumentando la concentración, de manera que es fácil observar que entre mayor sea la concentración mayor será la elevación del punto de ebullición.

### 1.6.2 DIAGRAMAS ENTALPIA-CONCENTRACION.

La elevación del punto de ebullición de una solución es un índice de varias características termodinámicas (tales como; calor específico y calor latente de evaporación del solvente) que difieren de las características del agua pura. Entre mas grande sea la elevación del punto de ebullición, mayor será la desviación de las características termodinámicas de una solución particular con respecto a las características termodinámicas del agua. En el cálculo de

evaporadores es necesario conocer todas estas propiedades para poder realizar un balance térmico.

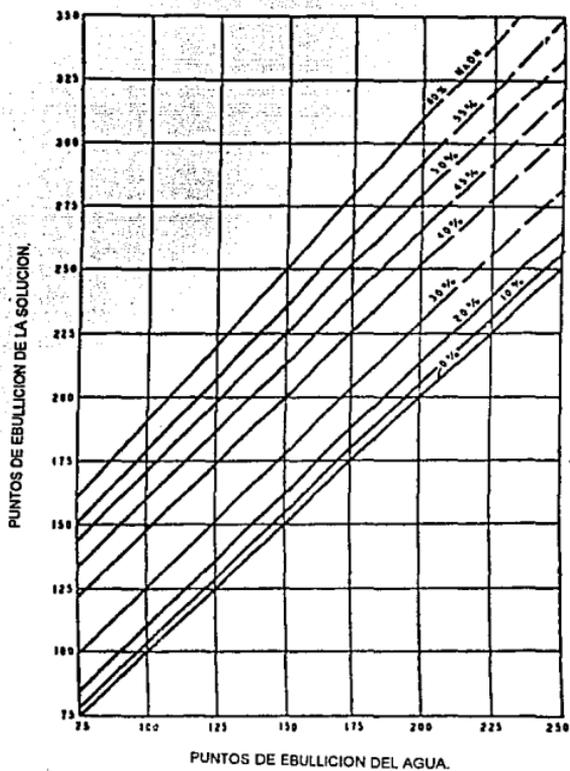


Figura 1-7, Diagrama de Dühring para soluciones de hidróxido de sodio.

Existe otra propiedad de las soluciones que está involucrada dentro de estas consideraciones. Por ejemplo, si se disuelve sosa cáustica sólida a una temperatura determinada en una cantidad de agua a la misma temperatura, se observa que se libera energía en forma de calor. Esta energía se llama *calor de solución*. La cantidad de calor liberado, por cualquier sustancia, como el hidróxido de sodio (sosa cáustica), varía con la cantidad de agua que se utiliza para disolverla. En forma similar, si una solución altamente concentrada se diluye en agua, se produce un efecto térmico llamado *calor de dilución*. Considerando que al diluir una solución de alta concentración para producir una solución de baja concentración se libera calor, entonces se debe añadir una cantidad correspondiente de calor a la solución si esta se concentra a partir de una solución con poca concentración (diluida).

La suma de estos factores produce una situación bastante complicada para los cálculos de balance de energía. Sin embargo, por medio de métodos experimentales se han llegado a cuantificar estos factores con bastante exactitud para las sustancias de mayor uso. Los resultados de estos estudios se representa en diagramas de Entalpía-Concentración como el que se muestra en la figura 1-8, que en este caso corresponde a soluciones de hidróxido de sodio [3]. Para obtener la entalpía de una solución basta con localizar el punto de intersección de la concentración inicial de la solución con la temperatura de la misma, recorriendo en forma horizontal hacia la izquierda se localiza el valor actual de la entalpía para esa solución.

### 1.6.3 EVALUACION DE LA CONCENTRACION.

En la práctica pueden distinguirse cuatro modos distintos para caracterizar la concentración de una solución:

- 1) El peso del material disuelto,  $m_p$ , se relaciona al peso total de la solución  $m$ : Densidad de Solución. Este modo es el que se utiliza en el desarrollo del presente trabajo.

$$X = \frac{m_r}{m}$$

(1-2)

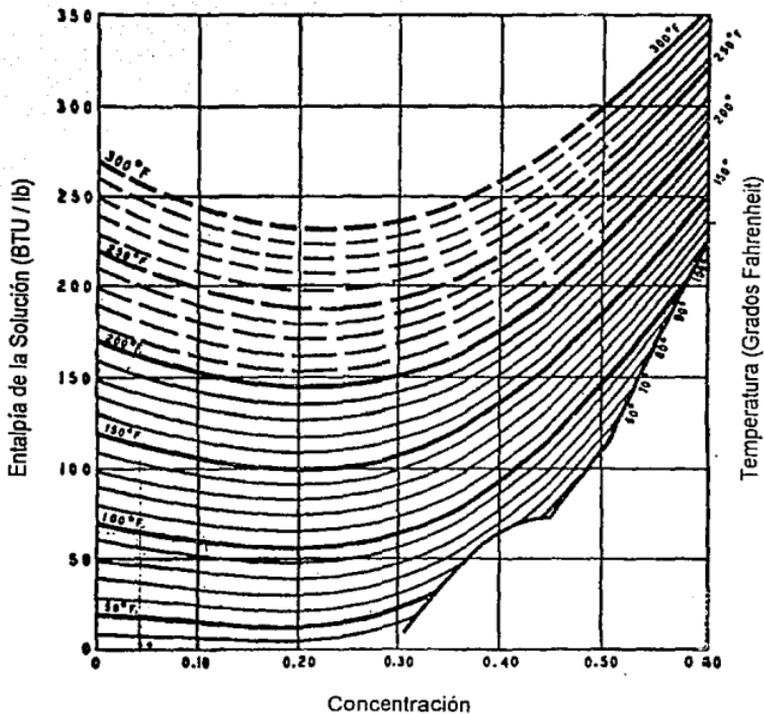


Figura 1-8, Diagrama Entalpía-Concentración para soluciones de hidróxido de sodio.

2) El peso de material disuelto,  $m_r$ , se relaciona al peso del solvente,  $m_F$ : Contenido en material disuelto.

$$\lambda = \frac{m_r}{m_F} = \frac{m_r}{m - m_r} = \frac{m - m_F}{m_F} = \frac{m}{m_F} - 1 \quad (1-3)$$

3) El peso de solvente,  $m_F$ , se relaciona al peso de la solución  $m$ : Grado de Dilución.

$$\varphi = \frac{m_F}{m} = \frac{m - m_r}{m} = 1 - \frac{m_r}{m} \quad (1-4)$$

El peso del material disuelto no varía (al menos no sensiblemente) durante la evaporación, por lo que es posible expresar los términos de la siguiente forma:

4) El peso de solvente,  $m_F$ , se relaciona al peso de materia disuelta  $m_r$ : Contenido de Solvente, contenido de agua.

$$v = \frac{m_F}{m_r} = \frac{m_F}{m - m_r} = \frac{m - m_r}{m_r} = \frac{m}{m_r} - 1 \quad (1-5)$$

Las relaciones correspondientes entre la densidad de solución, contenido en material disuelto, grado de dilución y contenido de solvente-contenido de agua, pueden expresarse por las relaciones siguientes:

$$\chi = \frac{1}{1+v} \quad (1-6)$$

$$v = \frac{1-\chi}{\chi} \quad (1-7)$$

$$\chi = 1 - \varphi \quad (1-8)$$

$$v = \frac{1}{y} \quad (1-9)$$

$$y = \frac{1}{v} \quad (1-10)$$

$$v = \frac{\varphi}{1-\varphi} \quad (1-11)$$

$$\varphi = \frac{v}{1+v} \quad (1-12)$$

## 1.7 TRANSMISION DE CALOR EN EVAPORADORES.

El calor es energía en transición que se produce en virtud de una diferencia de temperaturas, y puede expresarse de modo general en términos de un potencial que decrece con la temperatura y de una resistencia térmica:

$$\frac{dQ}{dt} = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{1}{UA}} = UA(T_1 - T_2) \quad (1-13)$$

donde:

$\frac{dQ}{dt}$  = flujo de calor transmitido desde el punto 1 al punto 2. [Btu./hora].

$t$  = tiempo considerado [horas]

$T_1$  = temperatura del punto 1 [°F]

$T_2$  = temperatura del punto 2 [°F]

$U$  = coeficiente medio de transferencia de calor [ Btu./(ft<sup>2</sup>)(hr)(°F) ]

$A$  = área de la superficie de transferencia de calor [ft<sup>2</sup>].

En el caso particular de evaporadores tubulares, la transmisión de calor desde un fluido a otro a través de una pared intermedia, se realiza principalmente por convección y conducción, la cantidad de calor transmitido por convección entre la superficie de un sólido y un fluido se expresa del modo siguiente.

$$q = h_c A(T_1 - T_2) \quad (1-14)$$

en la que  $h_c$  es el coeficiente de transferencia de calor por convección [Btu/(ft<sup>2</sup>)(hr)(°F)]. Este mecanismo está directamente relacionado con las características del movimiento de los fluidos.

En régimen de movimiento laminar dentro de un tubo, todas las partículas del fluido se mueven en líneas rectas paralelas a las paredes de conducción y no existe movimiento radial. Las

velocidades son más altas en el centro de la corriente que junto a las paredes donde puede considerarse que no hay flujo. En el régimen turbulento, las partículas del fluido se mueven en todas direcciones permitiendo la mezcla rápida de las partículas fluidas a lo largo de la corriente, sin embargo, la velocidad del fluido en la zona próxima a las paredes del tubo se encuentra en todos los casos por debajo de la velocidad crítica determinada por el número de Reynolds y se observa una capa periférica en la corriente con características de desplazamiento laminar. La existencia de esta película adherida sobre las paredes tiene efectos muy importantes en la transmisión de calor y constituye una de las principales resistencias que se oponen al paso del calor ya que este sólo puede atravesar estas películas estacionarias por conducción debido a que no se produce la mezcla interna de las partículas en el seno del fluido, debe considerarse adicionalmente que el valor del coeficiente  $k$  de conductividad térmica para líquidos y gases es siempre de pequeña magnitud. De esta forma, cualquier medio que contribuya a disminuir el espesor relativo de estas películas se traducirá en una disminución de la resistencia térmica. La mayor parte de los líquidos y los gases que se manejan industrialmente presentan características de régimen turbulento, en estos casos, la masa líquida o gaseosa tiende a mezclarse continuamente de manera homogénea, de esta forma, toda la energía calorífica que pase a través de la película límite adherente será rápidamente distribuida por la turbulencia y la masa mostrará en la práctica una temperatura uniforme en cualquier punto de la sección transversal del tubo. Independientemente de la distribución real de la resistencia térmica ofrecida a lo largo del fluido, es adecuado considerar que toda la resistencia al paso del calor se localiza en la película límite estacionaria adherida sobre la pared del tubo, por esta razón, todas las ecuaciones que se analizarán posteriormente para el cálculo de los coeficientes de película  $h$ , se basan en los supuestos presentados, atribuyendo a la película toda la resistencia que se opone a la transmisión de calor.

### 1.7.1 Coeficientes de Transferencia de Calor.

En el caso de evaporadores tubulares se encuentran tres resistencias térmicas en serie, las dos películas fluidas adheridas cada una de ellas a un lado de la pared, y la pared misma. Haciendo una analogía con la ley de Ohm se deduce la siguiente ecuación para transmisión de calor:

$$\frac{Q}{t} = \frac{\Delta T}{R} = \frac{\Delta T}{\frac{L_1}{k_1 A_1} + \frac{L_2}{k_2 A_2} + \frac{L_3}{k_3 A_3}} \quad [\text{Btu./hr}] \quad (1-15)$$

Nomenclatura:

$L_1; L_2; L_3$  = espesor de las resistencias.

$k_1; k_2; k_3$  = coeficientes de conductividad de cada una de las resistencias.

$A_1; A_2; A_3$  = área de las resistencias.

$\Delta T$  = diferencia de temperaturas.

$t$  = tiempo.

$R$  = resistencia térmica total.

En la práctica, los espesores de las películas adheridas no pueden medirse directamente, por lo tanto es necesario recurrir a un procedimiento indirecto para expresar su efecto sobre la transmisión de calor, los valores de  $L_1$  y  $L_3$  en las ecuaciones correspondientes no son nunca conocidos; sin embargo, con ayuda de las ecuaciones que se analizarán posteriormente, puede calcularse un valor a las expresiones  $k_1 / L_1$  y  $k_3 / L_3$ . A estos valores se les designa como coeficientes de película  $h$ , de esta forma, la ecuación (1-15) se transforma en:

$$Q = (T_1 - T_2) \frac{1}{\frac{1}{h_1 \cdot A_1} + \frac{L_2}{k_2 \cdot A_2} + \frac{1}{h_3 \cdot A_3}} \quad (1-16)$$

Si se multiplica al numerador y al denominador del término de la derecha de la ecuación (1-16) por cualquiera de las áreas, en este caso por  $A_1$ , se tiene:

$$Q = A_1 \cdot (T_1 - T_2) \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{A_1 \cdot L_2}{k_2 \cdot A_2} + \frac{A_1}{h_3 \cdot A_3}} \quad (1-17)$$

La expresión a la derecha del gradiente de temperaturas es numéricamente igual a la cantidad de calor que pasa a través de la pared metálica desde un fluido al otro. A este valor se le denomina coeficiente global o total de transferencia de calor y se le representa por  $U$ , es decir

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{A_1 \cdot L_2}{k_2 \cdot A_2} + \frac{A_1}{h_3 \cdot A_3}} \quad (1-18)$$

su representación en la expresión general para la transmisión total de calor está definida por:

$$Q = U \cdot A \cdot (T_1 - T_2) \quad (1-19)$$

Antes de calcular el coeficiente global de transferencia de calor, es necesario definir en cual de las áreas se basa el cálculo (interna  $A_1$ , intermedia  $A_2$ , o externa  $A_3$ ). La ecuación (1-18) puede particularizarse para el caso de una superficie de transferencia tubular, en la que el área es proporcional al diámetro, de esta forma se tiene:

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{D_1 \cdot L_2}{k_2 \cdot D_2} + \frac{D_1}{h_3 \cdot D_3}} \quad (1-20)$$

En forma análoga se puede escribir esta ecuación para  $U_2$  y  $U_3$  en términos de las áreas correspondientes.

Nomenclatura:

$h_1$  = coeficiente de película del fluido más caliente [Btu/ (ft<sup>2</sup>) (hr) (°F)].

$k_2$  = coeficiente de conductividad térmica del material sólido del tubo.

$h_3$  = coeficiente de película del fluido más frío.

$T_1 - T_2$  = diferencia o caída de temperatura entre los dos fluidos.

En los casos donde se presenten tubos muy delgados, puede suponerse que las áreas  $A_1$ ,  $A_2$  y  $A_3$  son iguales, bajo estas circunstancias se obtiene la siguiente modificación de la ecuación (1-18):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{L_2}{k_2} + \frac{1}{h_3}}$$

### 1.7.2 Cálculo de Coeficientes de Película.

En la figura 1-9 se muestra la transmisión de calor en intercambiadores tubulares que contienen el líquido que se evapora; el vapor de calefacción se encuentra en el exterior de los tubos. La tabla muestra los valores medios del coeficiente de conductividad térmica para cada sección esquematizada, todas ellas influyen considerablemente en el valor del coeficiente global  $U$ . Como se ha indicado anteriormente, en el caso de convección, las principales resistencias que se oponen a la transmisión del calor son las películas fluidas que se adhieren a las paredes; la evaluación cuantitativa de estas variables permite obtener la resistencia térmica total que presenta el cuerpo de calefacción de un evaporador dado. En la práctica no es posible medir el espesor de película adherida, por lo que la investigación se ha dirigido a encontrar ecuaciones experimentales que permitan obtener el valor de la resistencia térmica presentada por estas películas. La mayor parte de los datos experimentales se expresan como coeficientes de película individuales  $h$ , derivándolos de la relaciones que expresan al coeficiente como una función de las características de la corriente y de las propiedades físicas del fluido. A continuación se presentan las fórmulas para encontrar los coeficientes de película bajo distintos regímenes de flujo, el problema es tan complejo que hasta ahora solo se han estudiado los casos más importantes.

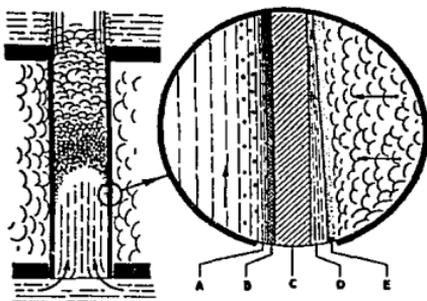


Figura 1-9, Esquema de la pared de un tubo evaporador.

Coefficientes de Conductividad [2]

	$\frac{kcal}{(hr)(m^2)(^{\circ}C)}$
a) Pellicula gaseosa del vapor saturado.	< 0.1
b) Adherencias al tubo	0.5 - 2
c) Pared del tubo	50 - 300
d) Capa líquida de agua condensada	0.5
e) Pellicula superficial de la solución.	0.5 - 1

FLUIDOS EN MOVIMIENTO TURBULENTO POR EL INTERIOR DE TUBOS DE SECCION CIRCULAR.

En este campo se han realizado muchas investigaciones y es probablemente el más conocido, la ecuación 1-21 es conocida como la ecuación de Dittus-Boelter y es aplicable a líquidos y a gases [6].

$$\frac{hD}{k} = 0.023 \cdot \left( \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.4} \quad (1-21)$$

Nomenclatura:

- $h$  = Coeficiente de película [Btu / ft<sup>2</sup> hr °F].  
 $D$  = Diámetro Interior del Conducto [ ft ].  
 $k$  = Coeficiente de Conductividad Térmica [Btu / ft<sup>2</sup> hr °F].  
 $\mu$  = Viscosidad a la temperatura media del fluido [lb / ft hr].  
 $C_p$  = Calor específico a presión constante [Btu / lb °F].  
 $v$  = Velocidad lineal del fluido [ft / hr].  
 $\rho$  = Densidad [lb / ft<sup>3</sup>].

FLUIDOS EN EL EXTERIOR DE LA TUBERIA.

Para fluidos en el exterior de un solo tubo cilíndrico, el coeficiente de película se calcula por medio de la ecuación de Ulsamer [6]:

$$\frac{h \cdot D}{k} = K \left( \frac{D \cdot G}{\mu} \right)^m \cdot \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^n \quad (1-22)$$

para valores de  $\frac{DG}{\mu}$  de 0.1 a 59;

$$K = 0.91, \quad m = 0.31, \quad n = 0.385$$

para valores de  $\frac{DG}{\mu}$  de 50 a 10 000;

$$K = 0.60, \quad m = 0.31, \quad n = 0.50$$

Un caso importante se da cuando se trata de gases y estos atraviesan un banco de tubos dispuestos perpendicularmente a la velocidad de flujo, en este caso, la ecuación 1-23 da buenos resultados [6].

$$h = 0.033 \cdot C_p \cdot (v \cdot \rho)^{0.6} / D^{0.4} \quad (1-23)$$

donde:

$D$  = Diámetro exterior del conducto.

#### LIQUIDOS EN EL EXTERIOR DE LA TUBERIA.

En este caso se tienen pocos estudios al respecto debido a la dificultad que hay para llevarlos a cabo, sin embargo, en algunos casos se cumple con la ecuación 1-24 [6].

$$\frac{h \cdot D/k}{\left(C_p \cdot \mu/k\right)^{0.3}} = 0.5 \cdot \left(\frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}\right)^{0.6} \quad (1-24)$$

Una vez determinado el valor del coeficiente  $U$ , es posible calcular la cantidad de calor transmitido en un elemento de calefacción de un evaporador, o bien, la superficie necesaria para transferir una cantidad específica de calor aplicando la ecuación (1-19). A continuación se presenta un ejemplo de cálculo del coeficiente global de transferencia de calor  $U$ .

#### EJEMPLO 1-1.

Un evaporador de circulación forzada concentra una solución de hidróxido de sodio, de 20% a 50%, de la cual se alimentan 10 000 lb/hr a una temperatura de 100 °F. Los tubos de intercambio térmico son de níquel de 7/8 de pulgada de diámetro exterior y con un espesor de 16 BWG, la longitud de los tubos es de 12 ft. La solución se bombea a una velocidad de 10 ft/seg. Calcular el coeficiente global de transferencia de calor.

Solución:

Para una solución de hidróxido de sodio al 50% que se encuentra a una temperatura aproximada de 200 °F<sup>1</sup>, se pueden considerar las siguientes características (ver apéndice A):

<sup>1</sup> El punto de ebullición de la solución es de 198 °F, esto puede verificarse en el ejemplo 2-1 del capítulo II.

$$k = 0.423 \text{ [Btu / ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F]}.$$

$$\mu = 4.2 \text{ [centipoises].}$$

$$C_p = 0.76 \text{ [Btu / lb } ^\circ\text{F]}.$$

$$\text{D.R.} = \text{Densidad relativa} = 1.481$$

El trabajo experimental ha demostrado que la ecuación 1-21 es recomendable para evaporadores con circulación forzada. Del apéndice A se tiene que la pared del tubo correspondiente a 16 BWG es 0.065, así:

$$D = \frac{0.875 - (2)(0.065)}{12} = 0.0621 \text{ ft}$$

$$\mu = (4.2) \left( \frac{2.42 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}}{1 \text{ centipoise}} \right) = 10.16 \text{ lb / ft} \cdot \text{hr}$$

$$\rho = (1.481)(62.42) = 92.07 \text{ lb / ft}^3$$

$$v = (10)(3600) = 36000 \text{ ft / hr}$$

considerando, para efectos prácticos, que el coeficiente de película del lado del vapor es 900 y sustituyendo en la ecuación 1-21 se tiene:

$$\frac{0.0621 \cdot h}{0.423} = (0.0278) \left[ \frac{(0.0621)(36000)(92.44)}{10.16} \right]^{0.8} \cdot \left[ \frac{(0.76)(10.16)}{0.423} \right]^{0.4}$$

$$h = h_f = 1692.5$$

sustituyendo en la ecuación 1-20 y considerando;  $L = 0.065 / 12 = 0.0054 \text{ ft}$ ,  $k = 34$  (para el níquel) y los diámetros; diámetro exterior =  $D_o = 0.875 \text{ in}$ , diámetro interior =  $D_i = 0.745 \text{ in}$ , con lo que se tiene el diámetro medio de la tubería =  $D_m = 0.810 \text{ in}$ :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{1692.5} + \left( \frac{0.0054}{34} \right) \left( \frac{0.745}{0.810} \right) + \left( \frac{1}{900} \right) \left( \frac{0.745}{0.875} \right)}$$

$$U = 594 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

### **1.8 EFECTO DE LOS GASES NO CONDENSABLES.**

El vapor libre de gases no condensables es muy difícil de obtener y solo se logra en el laboratorio, el vapor de alimentación de los evaporadores presenta un porcentaje de gases no condensables, estos gases obstaculizan el intercambio térmico y generan presión interna reduciendo la eficiencia de los evaporadores. Por esta razón es indispensable instalar venteos para gases no condensables en cualquier aparato calentado por vapor.

### **1.9 COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.**

Como se ha mencionado en las secciones anteriores, la forma más adecuada de resolver problemas de transferencia de calor en evaporadores es separando la resistencia térmica total en sus componentes individuales; sin embargo, esto generalmente no se lleva a cabo en la práctica por las siguientes razones. Primero, porque no se consideran los efectos de los gases no condensados en la superficie. Segundo, en muchos evaporadores el coeficiente del vapor que se condensa es muy alto si se le compara con el coeficiente de la solución que se evapora, de forma que el coeficiente total difícilmente es semejante al coeficiente del líquido evaporado. Tercero, la determinación de los coeficientes de superficie requiere de equipo y laboratorios sofisticados. Cuarto, la determinación de los coeficientes totales en condiciones que simulan la operación en la práctica han dado muy buenos resultados.

En la figura 1-10 se muestra una gráfica que relaciona el efecto de la diferencia de temperaturas y el punto de ebullición de una solución con el coeficiente global de transferencia de calor [2].

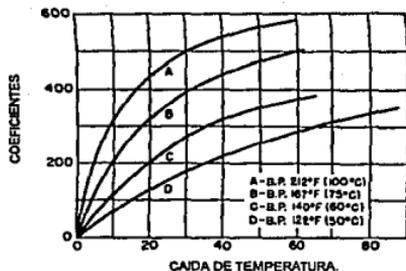


Figura 1-10, Coeficientes en función de las diferencias de temperatura.

Específicamente, esta gráfica se determinó para un evaporador de tubos verticales tipo canasta con características particulares. Como puede observarse, el coeficiente global se incrementa con respecto al punto de ebullición para un determinado  $\Delta T$ , esto es debido a que entre más alto sea el punto de ebullición, menor será la viscosidad del líquido. La figura 1-10 puede utilizarse para determinar el valor del coeficiente global de transferencia de calor a partir de la diferencia de temperaturas y el punto de ebullición, exclusivamente para evaporadores del mismo tipo que utilicen la misma sustancia de trabajo. Los valores obtenidos de este modo permiten determinar adecuadamente las características de transferencia de calor del evaporador, sin embargo, estas curvas no se pueden utilizar para cálculos en evaporadores con diferentes dimensiones, con otro tipo de diseño o con una sustancia de trabajo distinta, generalmente estas gráficas son proporcionadas por el fabricante.

#### 1.10 EFECTO DEL NIVEL DE LIQUIDO.

Si existe una profundidad apreciable en la sustancia de trabajo contenida en un evaporador, el punto de ebullición correspondiente a la presión arriba del líquido es tan solo el punto de ebullición de los estratos que se encuentran en la superficie; una partícula que se encuentra a una distancia  $X$  por debajo de la superficie está sometida a la presión que ejerce el vapor y a la presión

hidrostática de la columna de líquido, por lo tanto tendrá un punto de ebullición más elevado. En cualquier evaporador real, el punto de ebullición promedio es más elevado que el que se obtendría considerando únicamente la presión creada por el vapor en la superficie, este incremento está a expensas de la diferencia de temperaturas y causa una disminución en la capacidad efectiva del equipo.

No es posible calcular analíticamente el efecto de la elevación del punto de ebullición por las variaciones en el nivel de líquido, sin embargo se tienen datos experimentales que indican como varían los coeficientes globales en relación a la variable en cuestión. El gráfico de la figura 1-11 se determinó a partir de las observaciones realizadas en un evaporador de tipo canasta con características particulares [3], en el se puede observar que un aumento en el nivel del líquido, a partir de las 10 pulgadas, reduce relativamente el coeficiente global de transferencia de calor. Esta disminución se debe principalmente a dos factores. Primero, al aumentar los niveles de líquido se disminuye la velocidad de circulación, esto trae como consecuencia una disminución en el coeficiente de película. Segundo, al aumentar el nivel aumenta la presión hidrostática de los estratos localizados en el seno del líquido, lo que reduce la diferencia de temperaturas disponible, por lo anterior se aprecia la importancia de mantener el nivel óptimo de líquido en el evaporador.

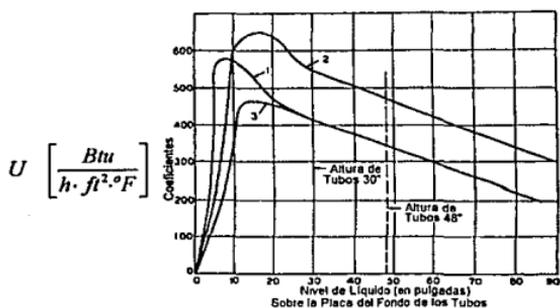


Figura 1-11, Coeficientes globales "U" en función de la altura de nivel de líquido.

### 1.11 EVAPORADORES DE EFECTO MÚLTIPLE.

Un evaporador de efecto múltiple consta, básicamente, de varios cuerpos de evaporación consecutivos, el vapor producido en la operación del primer efecto es aprovechado como vapor de calefacción en el efecto siguiente. En las figuras 1-12, 13 y 14 se muestran diferentes configuraciones de evaporadores de efecto múltiple, particularmente de triple efecto, en los que puede verse la distribución relativa de los cuerpos de evaporación y de las conexiones del sistema.

Suponiendo, para simplificar, que la temperatura de entrada de la solución, es igual a la de ebullición que corresponde al vapor de salida en cada cuerpo de evaporación, el peso del vapor producido en cada uno de los efectos será aproximadamente igual al peso del vapor de calefacción. De aquí se deduce que si para los evaporadores de efecto sencillo, el consumo de vapor es  $\dot{m}$  kg/hr, en un aparato de efecto múltiple, con  $n$  etapas, el consumo de vapor en kg/hr. está determinado por  $\frac{\dot{m}}{n}$ .

Las condiciones expuestas no se presentan en la práctica, debido a la pérdidas de calor a la atmósfera y por el hecho de que la solución en cada efecto no entra a la misma temperatura, por estas razones, la cantidad de vapor desprendido en cada etapa no es la misma.

Las pérdidas de calor por radiación al ambiente, se traducen en un aumento del consumo de calor y son distintas para cada etapa. Por otro lado, cuando la temperatura a la que ingresa la solución a concentrar es más baja que la temperatura de ebullición correspondiente a la presión de trabajo en cada cuerpo, se produce un aumento en el consumo del vapor necesario para el calentamiento de la solución. De esta forma, el precalentamiento en el primer efecto influye en forma significativa sobre el resto de las etapas.

La economía de vapor obtenida por efecto múltiple acarrea como consecuencia un aumento de la superficie de calefacción. El aprovechamiento térmico será mayor en relación directa al número de etapas del evaporador; sin embargo, este número tiene un límite práctico, que viene condicionado por la caída de temperatura disponible que existe entre la temperatura del vapor de alimentación a la etapa inicial y la del vapor que escapa hacia el condensador en el último efecto, que debe ser lo suficientemente alta para que sea posible la ebullición del líquido con los grados de vacío obtenidos. Adicionalmente, no resultaría posible en muchos casos bajar excesivamente la temperatura de la solución dentro del evaporador por los inconvenientes del aumento de viscosidad, principalmente, y el descenso que acarrea en el coeficiente total de transferencia de calor.

La elección del número de efectos más conveniente para cada caso se hace teniendo en cuenta las condiciones especiales de evaporación, cantidad de líquido evaporado por unidad de peso de vapor de calefacción, costo del vapor, costo unitario de la superficie calefactora, costo de reparación y amortización del equipo. Generalmente, las configuraciones para evaporadores a efecto múltiple más utilizadas son de tres o cuatro efectos.

Debe tenerse presente, que el empleo de efectos múltiples no conduce en ningún caso a la evaporación de una mayor cantidad de líquido, sino a un ahorro de vapor de calefacción. Considerando cualquiera de los casos, ya sea un evaporador de efecto sencillo o de efecto múltiple, se dispone de un gradiente de temperatura determinado. Para el caso en un evaporador sencillo, la diferencia de temperatura se aprovecha en una sola etapa, mientras que en el caso de efectos múltiples, la caída total de temperatura se distribuye entre el número de etapas efectivas.

Considerando, como ejemplo, que el vapor de alimentación tiene una temperatura de  $112^{\circ}\text{C}$  y que el vacío disponible en el último efecto es de 65 cm. de Hg., que corresponde

aproximadamente a una temperatura de ebullición del agua de 60 °C., para un solo efecto, es posible evaporar la misma cantidad dada de agua al disponer del mismo potencial energético. Aumentar la capacidad de evaporación implica necesariamente el aumentar la cantidad de calor aportada. De esta forma, los evaporadores de efectos múltiples tienen como finalidad primordial economizar vapor de calefacción.

#### **1.11.1 SISTEMAS PARA LA CIRCULACION DEL LIQUIDO EN EVAPORADORES DE EFECTO MULTIPLE.**

##### **a) Circulación Directa.**

En este caso, toda la materia a concentrar se introduce en el primer cuerpo; la porción no evaporada pasa al segundo y así sucesivamente. La concentración comienza a la temperatura máxima, es decir, a la que tiene el primer cuerpo y abandona el último efecto a una temperatura menor, que es característica del último efecto. En todos los casos la numeración de los efectos se da en relación a la dirección del flujo de vapor.

La circulación directa es adecuada para procesar materiales que son muy sensibles a las altas temperaturas, como las soluciones azucaradas. Por otra parte, se presenta el inconveniente de las propiedades físicas de la solución de alta concentración a baja temperatura (alta viscosidad), que dificultan la circulación y la transmisión del calor. Por estas razones, el sistema de circulación directa no es apropiado para concentrar de soluciones orgánicas con viscosidad elevada debido a que en el último efecto la concentración mas alta coincide con la menor temperatura. En el sistema de circulación directa, el último efecto es el que contiene la solución más concentrada, trabaja a menor temperatura y la presión sobre el líquido es más pequeña. La materia a concentrar avanza en la dirección de la presión mínima, de forma tal que el paso del concentrado de un cuerpo a otro se realiza automáticamente y es controlado por válvulas intermedias colocadas entre

los distintos efectos. Como la temperatura de ebullición disminuye de un efecto a otro, el calor latente excedente de la solución que pasa al efecto siguiente queda libre, ocasionando que las pérdidas aumenten de un cuerpo a otro (figura 1-12).

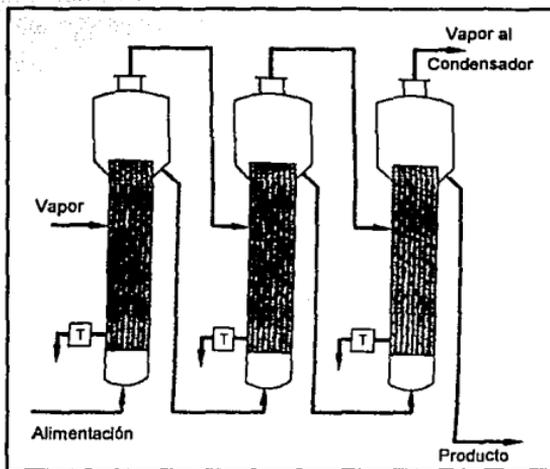


Figura 1-12, Evaporador de tres efectos con circulación directa.

#### b) Flujo a Contracorriente.

Aquí todo el material a concentrar se introduce en el último efecto, la parte no evaporada pasa al cuerpo evaporativo que le precede, y así sucesivamente. La concentración se inicia a la temperatura mas baja que existe en el último cuerpo, y la solución concentrada abandona el sistema a la temperatura mas alta propia del primer efecto. En consecuencia, el precalentamiento de la solución pierde gran parte de su importancia en este tipo de configuración. La contracorriente no es apropiada para trabajar con soluciones que en estado concentrado sean sensibles a la acción de las altas temperaturas. Por otra parte, la temperatura elevada de la solución concentrada contribuye a disminuir los efectos de la viscosidad, que aumentan con la

concentración y permite una buena circulación en el primer efecto. La elevación de la temperatura de ebullición alcanza su punto máximo en la región de mayor temperatura, y es más alta que el valor máximo de la temperatura de ebullición que se alcanza para circulación directa. La temperatura final de la solución concentrada es favorable cuando se tiene necesidad de una elevada temperatura en el tratamiento posterior o para la conservación del producto terminado.

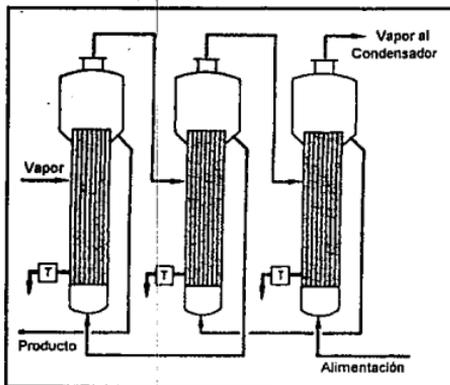


Figura 1-13, Circulación en Contracorriente.

En el sistema a contracorriente, es necesario instalar bombas de circulación entre las diferentes etapas de evaporación, que permitan al líquido que se concentra vencer la presión existente en las etapas sucesivas y que aumenta progresivamente. Como la temperatura de ebullición de la solución aumenta al pasar al efecto siguiente, es necesario un recalentamiento adicional para disminuir la cantidad de vapor perdido entre las etapas. El excedente del vapor sobrante en el primer efecto es más pequeño que en el sistema con circulación directa.

#### d) Corriente Paralela.

En este caso se introduce directamente en cada cuerpo la cantidad de solución a concentrar correspondiente al rendimiento parcial de cada efecto. El calentamiento de estas cantidades parciales se realizan en este sistema a temperaturas diferentes, por esta razón, la solución abandona cada etapa a una temperatura de ebullición también diferente. En este sistema, la solución pasa dentro del mismo efecto por todas las fases sucesivas de la concentración, el grado de recalentamiento está comprendido entre el que corresponde a la contracorriente y a la circulación directa, lo mismo sucede con la cantidad de calor perdido que contiene la solución que abandona el aparato. Las condiciones de circulación y transmisión de calor, vienen determinadas por la concentración final de cada cuerpo, debe tenerse presente que en este caso la concentración, en el primer efecto, tiene una influencia menos desfavorable que en los últimos, debido a las mayores temperaturas correspondientes al inicio de la concentración.

El sistema de flujo paralelo se emplea casi exclusivamente para la cristalización de soluciones saturadas, no tiene aplicación en concentraciones sencillas. La corriente paralela puede también emplearse en casos donde sea necesario concentrar un material diferente en cada etapa.

#### d) Flujo Mixto.

En el flujo mixto, la solución se alimenta por un efecto intermedio, recorre el resto de las etapas en circulación directa y vuelve a ser alimentado al primer efecto para la concentración final. Esto elimina el uso de bombas de recirculación requeridas en el flujo a contracorriente, permitiendo que la concentración final se lleve a cabo a la temperatura mas alta. Sus aplicaciones son especiales y muy variadas.

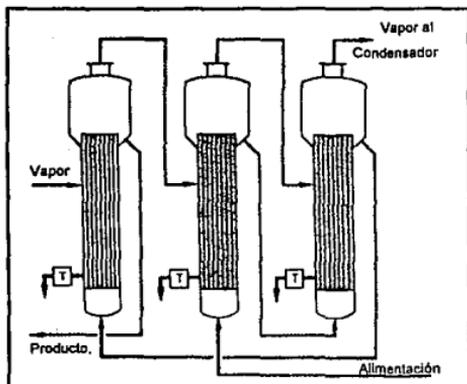


Figura 1-14, Flujo Mixto.

### 1.11.2 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION EN EVAPORADORES DE EFECTO MULTIPLE.

En la sección 1-6 se mencionó que la capacidad de un evaporador está influenciada por el efecto que tiene la elevación del punto de ebullición en el  $\Delta T$  disponible. Este factor también afecta a los evaporadores de efecto múltiple, en este caso su influencia adquiere mayor importancia.

El vapor que abandona una solución con elevación del punto de ebullición, está a la misma temperatura de la solución, de forma que está sobre calentado con respecto al punto de ebullición del líquido puro. En este caso, la temperatura efectiva del vapor en el siguiente efecto corresponde a la temperatura de saturación del vapor, como consecuencia, parte del  $\Delta T$  disponible se pierde. Esta pérdida se produce en cada uno de los efectos del evaporador. La figura 1-15 muestra tres diagramas que representan la elevación del punto de ebullición en evaporadores de uno, dos y tres efectos para soluciones saturadas de cloruro de sodio [5]. La

región sombreada corresponde a las pérdidas que se derivan de la elevación del punto de ebullición, en el caso de evaporación múltiple se tiene una pérdida de este tipo para cada efecto. Es especialmente importante, hacer las correcciones del  $\Delta T$  disponible en el cálculo de efectos múltiples con ayuda de los diagramas de Dühring.

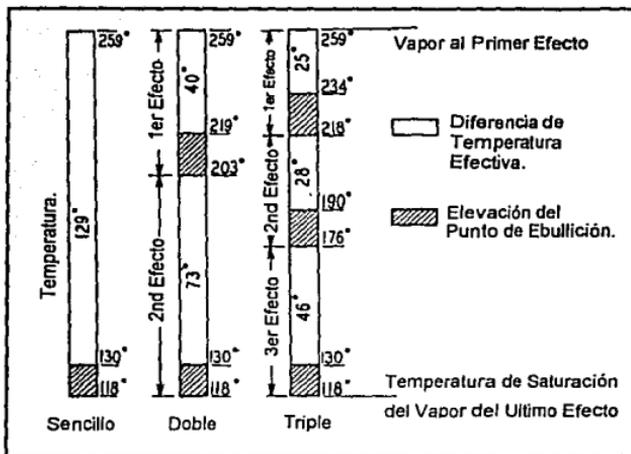


Figura 1-15, Distribución de temperaturas mostrando los efectos de la elevación del punto de ebullición en un evaporador de tres efectos.

### 1.12 RECOMPRESION DE VAPOR.

Otro método para mejorar la economía en el vapor, es recomprimir los vapores que salen del evaporador y cargarlos nuevamente al intercambiador de calor del mismo efecto, para ello puede usarse la recompresión mecánica o bien la recompresión térmica mediante eyectores, dependiendo del volumen y la presión utilizados. En el último caso es necesario emplear vapor de alta presión.

En su forma más elemental, este tipo de evaporadores cuentan con un solo cuerpo de evaporación, sin embargo, se pueden obtener muchas ventajas si se les combina con la evaporación de efectos múltiples.

En la figura 1-16 se muestra el principio de operación básico de la recompresión de vapor mediante un diagrama esquemático de la entalpía con respecto a la presión. El agua se evapora en A dentro del evaporador, para llegar a saturar al vapor en B. Este vapor se comprime según la trayectoria B-C, el trabajo realizado por el compresor es  $H_c - H_b$  si la compresión es adiabática. El vapor comprimido en C entra al intercambiador de calor en donde se condensa cediendo entalpía al líquido que se evapora. El condensado en la condición D deja la unidad a través de un cambiador de calor en el cual se calienta la carga. El calor desprendido, al condensarse el vapor ( $H_c - H_d$ ), debe ser el suficiente como para evaporar una cantidad igual de líquido ( $H_b - H_a$ ) y suministrar el calor equivalente debido a las pérdidas de calor. La diferencia de temperaturas disponible en el cambiador es aquella existente entre la solución que hierve a baja presión y el vapor que se condensa a presión superior. Con este método pueden obtenerse equivalentes de evaporación para efectos múltiples.

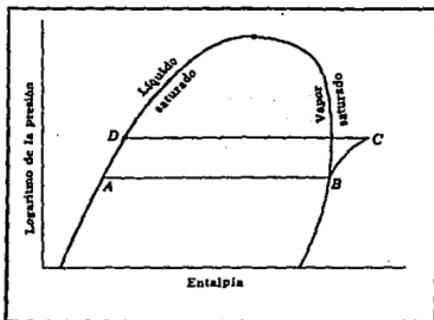


Figura 1-16, Diagrama de entalpía con respecto a la presión para el agua, mostrando el ciclo de operación de un evaporador con recompresión de vapor.

### 1.12.1 RECOMPRESION TERMICA DE VAPOR.

La recompresión térmica del vapor (RTV) utiliza vapor de alta presión para comprimir el vapor producido durante la evaporación, esto se logra por medio de eyectores como el que se muestra en la figura 1-17.

El diseño de los eyectores se basa en el principio del tubo de Venturi. El vapor de caldera a una presión determinada y sostenida se alimenta por una tobera para incrementar la velocidad de la corriente del vapor y provocar su expansión en la cámara de succión a altas velocidades. Esta corriente provoca un abatimiento de presión en la succión del eyector que induce una corriente secundaria de vapor de baja presión que se mezcla con el vapor de la caldera, la corriente total entra en el difusor por el lado convergente que promueve el mezclado de las dos corrientes, posteriormente pasa por la garganta que es la sección más reducida en diámetro del difusor y descarga por el lado divergente donde el aumento gradual del diámetro permite la desaceleración del flujo combinado, convirtiendo la energía cinética en energía de presión útil.

La mezcla de vapor de alta presión y el vapor de reciclaje se utiliza como medio de calentamiento para el primer efecto (en el caso de evaporación por efectos múltiples), esto permite aprovechar parte del vapor producido durante la evaporación reduciendo el consumo neto del vapor de alimentación, adicionalmente se reduce la cantidad de agua de enfriamiento necesaria para la condensación final. Los eyectores no tienen partes mecánicas en movimiento, prácticamente no requieren mantenimiento y su operación es sencilla. Los costos de inversión inicial e instalación son pequeños si se les compara con los sistemas de compresión mecánica, requieren poco espacio y pueden manejar grandes volúmenes de vapor, sin embargo presentan la desventaja de que su eficiencia máxima se obtiene específicamente para una condición particular de trabajo, por lo que su aplicación se limita a procesos que presenten muy pocas variaciones en su operación.

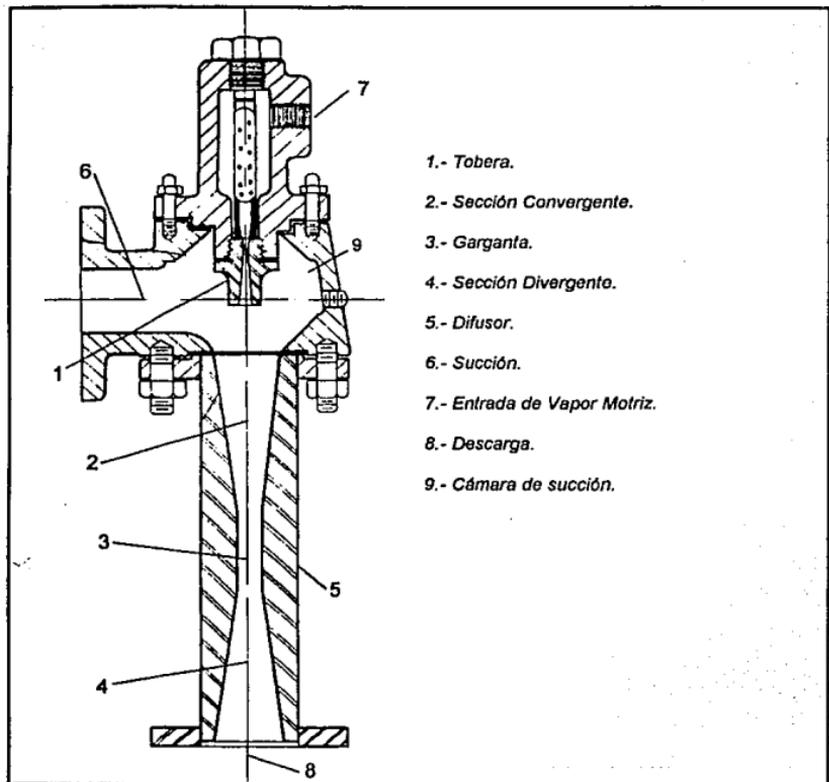


Figura 1-17.- Eyector de Vapor.

La recompresión térmica del vapor puede utilizarse en forma conjunta con evaporadores de efecto múltiple. Un evaporador RTV de triple efecto y un evaporador convencional de cuatro efectos diseñados ambos para la misma capacidad utilizan aproximadamente la misma cantidad de energía. Sin embargo el diseño de un evaporador RTV requiere la disponibilidad de vapor de alta presión.

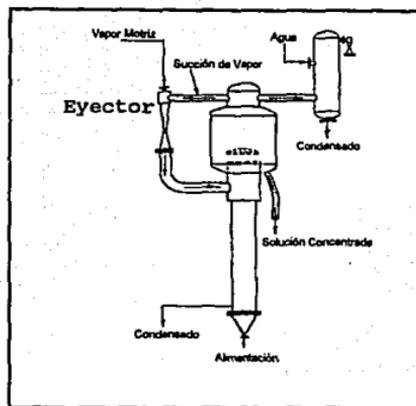


Figura 1-18, *Recompresión Térmica del Vapor, Configuración.*

### 1.12.2 RECOMPRESION MECANICA DEL VAPOR (RMV).

En este caso el vapor de baja presión que abandona el cuerpo del evaporador se comprime mecánicamente para incrementar su presión y temperatura de condensación de forma que pueda ser reutilizado como vapor de alimentación. En la figura 1-19 se representa un sistema de recompresión mecánica utilizado en la producción de agua potable a partir de salmuera.

Mientras el termocompresor recicla solo una porción del vapor producido, la recompresión mecánica puede aportar la totalidad del vapor reciclado para el proceso por lo que muchas instalaciones de este tipo solo requieren una cantidad específica de vapor para el arranque del equipo, en estos casos el equipo de condensación queda eliminado por completo. La economía de vapor equivalente en base a la energía total consumida varía entre 10 y 20, esto es que el sistema obtiene de 10 a 20 libras de evaporación por el consumo de energía eléctrica que es equivalente a una libra de vapor.

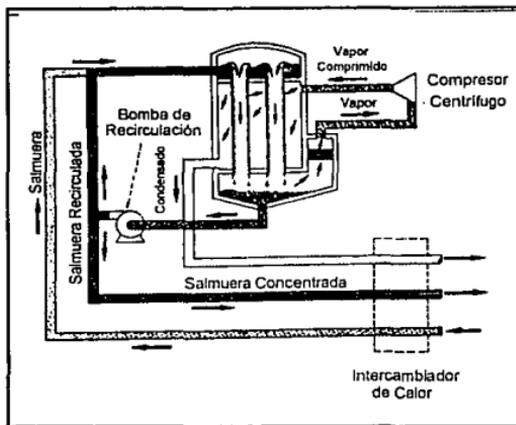


Figura 1-19, *Recompresión mecánica del vapor.*

Un sistema de evaporación con recompresión mecánica es mucho más caro que un sistema con recompresión térmica o un sistema de evaporación de efectos múltiples convencional debido a que el compresor es extremadamente costoso, en todas las aplicaciones de evaporación la elección de un compresor está limitada a compresores centrífugos o axiales debido a las grandes cantidades de vapor que se manejan y al alto volumen específico del vapor ( $26.8 \text{ ft}^3 / \text{lb}$  a presión atmosférica). La limitación fundamental de este tipo de compresores es que la relación de compresión es en términos generales baja (1.2 - 1.5), esto es particularmente importante cuando se concentran soluciones que tienen una elevación del punto de ebullición considerable. Es posible obtener mayores presiones de descarga por medio de compresores de etapas múltiples, sin embargo los compresores de etapas múltiples para grandes capacidades son muy complejos y requieren consideraciones especiales relacionadas al diseño mecánico, lubricación y empaques, por estas razones el costo inicial de la inversión y los costos fijos de mantenimiento son bastante elevados.

Los equipos de recompresión mecánica de vapor requieren menos etapas evaporativas que los sistemas convencionales, como resultado, el espacio requerido para la instalación es reducido, por otro lado, el ahorro energético que producen es substancialmente importante, lo que permite recuperar el costo de la inversión al paso del tiempo. Adicionalmente, los sistemas de RMV eliminan gran parte de los requerimientos de agua para el proceso, solo es necesaria una pequeña cantidad de vapor de agua para el arranque y no es necesaria el agua de enfriamiento para condensación. Esto es particularmente útil en regiones donde se tiene escasas de agua, como es el caso de la parte norte de la República Mexicana.

Utilizar la recompresión mecánica del vapor en evaporadores de efectos múltiples aumenta la eficiencia del proceso y reduce la capacidad requerida para el compresor, generalmente también se reducen los requerimientos de energía por parte del compresor.

Si la solución tiene un incremento considerable del punto de ebullición, el costo de recompresión aumenta mucho y rápidamente independientemente del método de recompresión de que se trate, debido a que el vapor debe comprimirse hasta una presión tal que su temperatura de saturación esté por encima de la temperatura a la cual hierve la solución, esto se puede comprender mejor con ayuda del diagrama de Molliere. En la figura 1-20 se muestra una sección del diagrama de Molliere.

El punto A' ( $H_a = 1150$  Btu/lb) representa al vapor saturado que abandona la solución durante la evaporación, este vapor debe de ser comprimido a una presión de saturación correspondiente a la temperatura de alimentación del vapor al primer efecto, en este caso se supuso de  $222^\circ\text{F}$  ( $17.9$  psia). Considerando que la compresión se lleva a cabo en condiciones ideales, es decir, que se trata de un proceso adiabático reversible, se obtiene la condición representada por el punto B para el vapor comprimido, ( $H_b = 1164$  Btu/lb), en este caso, el incremento de entalpía es de  $14$  Btu/lb. Sin embargo, no existen compresores que sean  $100\%$  eficientes, esto implica que el proceso no

puede ser totalmente adiabático, de forma que para alcanzar una presión de 17.9 psia en un proceso real es necesario tomar en cuenta la eficiencia del compresor. Si la ineficiencia de un compresor real se representa por un incremento de entalpía sobre las condiciones teóricas, entonces es posible determinar la cantidad de calor real que debe añadirse al vapor. De esta forma, considerando que se trata de un compresor con 70% de eficiencia el calor real añadido será de  $14 / 0.7 = 20$  Btu/lb y la entalpía del vapor comprimido en términos reales es  $h_c = 1170$  Btu/lb para una presión de 17.9 psia, esto significa un recalentamiento de 37 °F. Las condiciones de este punto se identifican mediante el punto C en el diagrama.

Los cálculos anteriores se realizaron considerando una solución sin elevación del punto de ebullición. Los puntos D, E y F representan las condiciones correspondientes a la salmuera, que tiene un punto de ebullición de 228 °F. La condición inicial D se muestra para la presión de una atmósfera y su sobre calentamiento correspondiente. Para obtener un  $\Delta T$  efectivo de 10 °F sería necesario comprimir el vapor a una presión tal que su temperatura de saturación fuera de 238 °F (24 psia). Partiendo del punto D y recorriendo el diagrama en forma vertical hasta el punto E, considerando un proceso adiabático reversible, se obtiene la adición de calor teórica que el compresor debe suministrar al vapor, en este caso 38 Btu/lb. Considerando una eficiencia del 70% para el compresor, se obtiene la adición de calor real que es de 55 Btu, de esta forma, el contenido final de calor del vapor que abandona el compresor es de 1212 Btu/lb y corresponde al punto F.

Es fácil observar que el trabajo de recompresión se incrementa notablemente con la elevación del punto de ebullición, en el caso particular de algunas soluciones este factor es suficiente para descartar la recompresión térmica y/o mecánica.

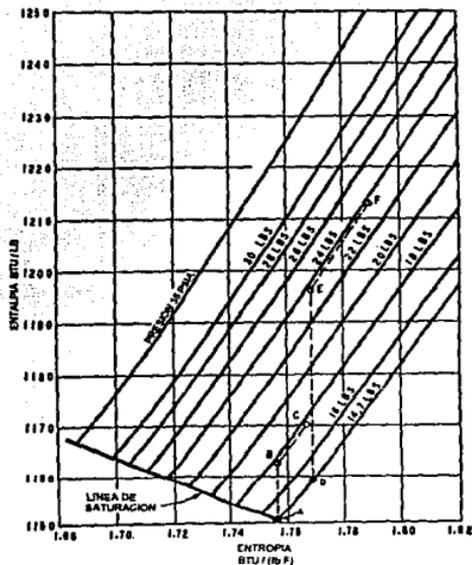
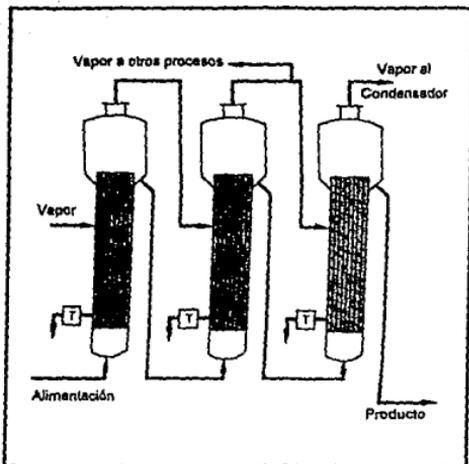


Figura 1-20, Sección del diagrama de Molliere.

### 1.13 VAPOR A OTROS PROCESOS.

Parte de la cantidad total de vapor que se produce en los efectos de evaporación se puede utilizar como medio de calefacción para otros procesos de una planta, esta idea se ha utilizado ampliamente en la industria azucarera con buenos resultados. Para llevarla a cabo es necesario tomar parte del vapor que se produce en uno o en varios efectos a través de los tubos de salida de vapor. Es importante destacar que esta idea no tiene muchas aplicaciones en procesos diferentes a los relacionados con la refinación del azúcar, sin embargo, a través de la simulación es posible evaluar la posibilidad de utilizar esta idea en otro tipo de procesos.



*Figura 1-21, Vapor a otros procesos.*

En el siguiente capítulo se describe el método de solución iterativa que se utiliza en el cálculo de evaporadores de efecto múltiple.

## CAPITULO II

## II CALCULO DE EVAPORADORES.

La evaporación es una operación unitaria en la que ocurren simultáneamente transferencias de calor y de masa. El cálculo de las características más importantes de los evaporadores se lleva a cabo mediante el planteamiento de balances de materia y energía de cada uno de los cuerpos de evaporación, aunados a la ecuación de transferencia de calor  $q = U \cdot A \cdot \Delta T$  (1-19), estudiada en el capítulo I.

Inicialmente se presenta el planteamiento para evaporadores de un solo efecto y posteriormente se analiza el caso de los evaporadores de efectos múltiples. Cada cuerpo de evaporación será considerado como un sistema termodinámico cuya frontera estará definida por las paredes del cuerpo de evaporación.

### **2.1.1 BALANCE DE MATERIA.**

Un balance es un conjunto de relaciones, en las cuales se tiene la descripción escrita y detallada de todos los materiales y/o energía que entra, sale, se acumula o disminuye en un proceso específico. Los balances de materia se basan en la "Ley de la Conservación de la Materia" que establece su postulado de la siguiente forma; "Para el caso de un sistema mixto, la masa de los materiales que entran al sistema será igual a la masa de los materiales que salen del mismo".

$$\text{materia de entrada} = \text{materia de salida}$$

Un sistema mixto es aquel en donde hay intercambio de materia y energía con el medio que tiene a su alrededor, este es el caso de los procesos de evaporación y de la mayoría de los procesos industriales cuando se encuentran en su estado de operación normal.

Los balances de materia pueden ser de dos tipos; "total" o "parcial", total, es cuando se refiere a todos los materiales existentes en un proceso determinado. Un balance es parcial cuando se refiere a los materiales presentes en cierta parte del proceso, pudiendo ser; el balance parcial de un material o el balance parcial de un equipo. La suma de los balances parciales debe ser igual al balance total.

En la figura 2-1 se muestra un diagrama de un evaporador de efecto sencillo, la nomenclatura utilizada es la siguiente.

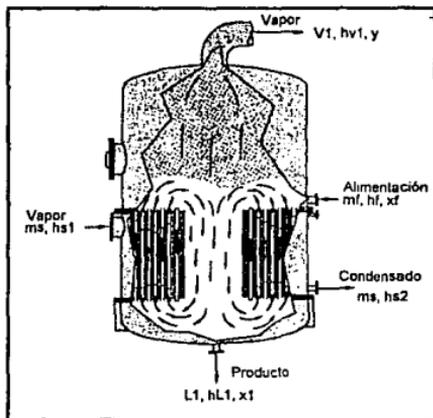


Figura 2-1, Evaporador y sus variables.

$m_f$  Cantidad de solución que se alimenta al evaporador (lb/hr).

$x_f$  Concentración de la solución de alimentación expresada en términos de densidad de solución (ver fórmula 1-2).

$V_1$  Vapor producido durante el proceso (lb/hr).

$L_1$  Solución concentrada o licor (lb/hr)

$X_1$  Concentración de la solución después de la evaporación, efecto 1

y Concentración de soluto que escapa con el vapor.

*Hf* Entalpía de la solución de alimentación (Btu/lb).

*HL1* Entalpía de la solución concentrada (Btu/lb).

*HV1* Entalpía del vapor (Btu/lb).

*ms* Flujo de vapor de alimentación al evaporador (lb).

*Hs1* Entalpía inicial del vapor de alimentación (Btu/lb).

*Hs2* Entalpía de salida del vapor de alimentación (Btu/lb).

$\lambda_s$  Calor latente del vapor (Btu/lb).

En relación a la figura 2-1 y a la ecuación general de la materia se obtiene el balance general de materia:

$$mf = L1 + V1 \quad (2-1)$$

El balance parcial de soluto está representado por:

$$mf \cdot \chi_f = L1 \cdot \chi_1 + V1 \cdot y \quad (2-2)$$

El término  $V \cdot y$  es despreciable en condiciones ideales de operación, por lo que es adecuado considerar el balance de soluto como:

$$mf \cdot \chi_f = L1 \cdot \chi_1 \quad (2-3)$$

El balance parcial del solvente se desarrolla a partir del balance general de materia y el balance parcial de soluto, la relación que se obtiene es la siguiente:

$$mf - mf \cdot \frac{\chi_f}{\chi_1} = V1 \quad (2-4)$$

### 2.1.2.- Balance de Energía.

Los balances de energía se fundamentan en el enunciado que establece la "Ley de la Conservación de la Energía", que determina lo siguiente:

"La cantidad de energía que entra a un sistema debe considerarse, bajo ciertas condiciones especiales, igual exactamente a la cantidad de energía que sale de dicho sistema."

Básicamente, un balance de energía, es la representación que se hace de la igualdad que permite establecer a las energías que se alimentan, que salen, que se acumulan y que cambian durante la realización de un proceso efectuado sobre un sistema. Casi siempre es necesario efectuar un balance de materiales para hacer después un balance de energía; sin embargo, existen ocasiones especiales en las cuales el balance de materiales es consecuencia del balance de energía que se lleva a cabo en primera instancia.

En el caso de la operación unitaria de evaporación, el sistema no realiza ningún tipo de trabajo, por lo que el balance de energía corresponde específicamente a un balance de calor o de entalpía. De esta forma el balance general de energía para un sistema de evaporación está definido por:

$$\text{Calor de Entrada} = \text{Calor de Salida.}$$

más específicamente:

(Calor de Entrada) + (Calor en el Sistema) = (Calor del Vapor) + (Calor en la Solución Concentrada) + (Pérdidas de Calor por Radiación) + (Calor en el Condensado de Vapor).

Despreciando las pérdidas por radiación se tiene:

$$mf \cdot hf + ms \cdot hs_1 = L_1 \cdot hL_1 + V_1 \cdot hV_1 + ms \cdot hs_2 \quad (2-5)$$

El término  $ms \cdot hs_2$  es el calor del condensado del vapor de alimentación con una entalpía  $hs_2$ . Este vapor condensado varía muy poco su temperatura con respecto al vapor de alimentación y el calor sensible recuperado por el enfriamiento del condensado es muy pequeño en comparación con el calor latente que aporta el vapor de alimentación. Estas consideraciones conducen a que el calor sensible del condensado sea despreciable suponiendo que el condensado de vapor que abandona el evaporador tiene la misma temperatura que el vapor de alimentación.

Tomando en cuenta estos supuestos, es posible obtener una simplificación de la ecuación anterior, en lugar de utilizar el calor total del vapor y restarlo al calor sensible del condensado, es preferible utilizar el calor latente del vapor como el calor asociado al vapor de entrada y de esta forma eliminar el término de calor sensible del condensado, así, la ecuación anterior puede reescribirse como:

$$m_f \cdot h_f + S \cdot \lambda_s = L_1 \cdot hL_1 + V_1 \cdot hV_1 \quad (2-6)$$

#### EJEMPLO 2-1

Un evaporador es alimentado con 10 000 lb/hr de una solución de hidróxido de sodio a 100 °F, la concentración inicial es del 20% y se quiere concentrarla hasta 50%. El evaporador es alimentado con vapor a 5 psig. y opera con un vacío de 4 in de Hg (absolutas). Calcular el consumo de vapor requerido por el proceso y el área de transferencia de calor si el coeficiente global de transferencia de calor es de 400 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F.

Solución:

$$\begin{aligned} m_f &= 10,000 \text{ lb} & x_f &= 0.20 \\ T_f &= 100 \text{ }^\circ\text{F} & xL_1 &= 0.50 \\ y &= 0.0 \end{aligned}$$

De tablas de vapor:

$$\begin{aligned} h_s &= 1156 \text{ Btu/lb} & \lambda_s &= 960.6 \text{ Btu/lb} \\ T_s &= 228 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Temperatura de ebullición del agua a 4 in-Hg abs. = 125.4 °F

Entalpía del vapor saturado a 125 °F = 1116 Btu/lb (de tablas de vapor).

Punto de ebullición de la solución concentrada = 198 °F (Diagrama de Dühring).

$$h_f = 56.5 \text{ Btu/lb. (Diagrama de Entalpía-Concentración)}$$

$$hL_1 = 222 \text{ Btu/lb. (Diagrama de Entalpía-Concentración).}$$

### BALANCE DE MATERIA:

A partir de la ecuación 2-3, se determina el contenido de sosa cáustica y el peso de solución concentrada:

$$\begin{aligned}mf \cdot x_f &= L_1 \cdot x_1 \\(10,000) \cdot (0.20) &= 0.50 \cdot L_1 \\L_1 &= 4000 \text{ lb} \\V_1 &= 6000 \text{ lb}\end{aligned}$$

### BALANCE DE ENTALPIA.

En este caso se utiliza la ecuación 2-5

$$mf \cdot hf + S \cdot \lambda_s = L_1 \cdot hL_1 + V_1 \cdot hV_1$$

En el cálculo de la entalpía del vapor que abandona la solución ( $hV_1$ ), debe considerarse que este vapor está en equilibrio con la solución que hierve a una presión absoluta de 4 pulgadas de mercurio, por lo tanto, este vapor se encuentra sobre calentado en comparación con el vapor que se encuentra en equilibrio con el agua a la misma presión. El calor específico para el vapor sobre calentado,  $C_p$ , puede considerarse para este rango de temperaturas como 0.46 (ver apéndice B, calores específicos del vapor a presión constante), de esta forma se tiene:

$$hV_1 = 1116 + (0.46) \cdot (198 - 125) = 1149 \text{ Btu / lb}$$

Sustituyendo en la ecuación (2-5)

$$(10,000) \cdot (56.5) + S \cdot (960.6) = (4000) \cdot (222) + (6000) \cdot (1149)$$

$$S = 7512.87 \text{ lb/hr.}$$

### AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Las áreas de transferencia de calor se pueden calcular por medio de las ecuaciones:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T; \quad Q = m \cdot H; \quad A = \frac{m \cdot H}{U \cdot \Delta T}$$

de esta forma

$$A = \frac{(7512.87) \cdot (906.6)}{(400) \cdot (228 - 198)} = 567.59 \text{ ft}^2$$

### 2.1.3.- CALCULO DE EVAPORADORES DE EFECTO MULTIPLE.

En el capítulo I se estableció que teóricamente para evaporadores de efecto múltiple, una libra de vapor podría evaporar tantas libras de agua como número de efectos tenga el evaporador, sin embargo, esta aproximación difiere considerablemente de los casos reales. En los procesos industriales de evaporación, la relación vapor de alimentación- evaporación está afectada por la temperatura de la solución, el rango de temperatura en el evaporador, la relación entre el peso de la solución y el peso de la solución concentrada.

La única manera para determinar el desempeño de un evaporador en particular es mediante el cálculo de los balances de materia y energía para cada cuerpo de evaporación y la ecuación de transferencia de calor (ecuación. 1-19). Los resultados que generalmente se desean obtener de este tipo de cálculos son; el flujo de vapor de alimentación necesario, el área de transferencia de calor, las temperaturas aproximadas y las cantidades evaporadas en cada efecto.

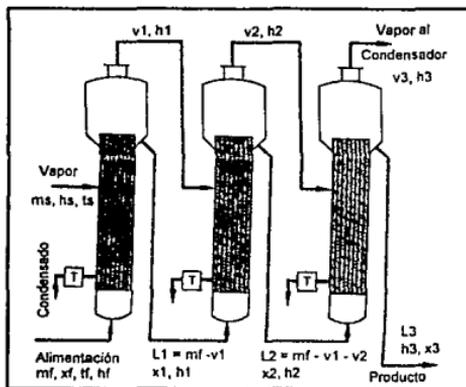


Figura 2-2, Evaporador de triple efecto y sus variables.

En base a la figura 2-2 puede verificarse que los balances de materia y energía para un evaporador de "n" efectos son los siguientes:

**Balance de Materia.**

$$L_i = mf - \sum_{n=1}^i V_n \quad \text{Balance General.}$$

*i* = Número del efecto considerado

$$mf \cdot X_f = \text{Soluto\_f} \quad \text{Balance de Soluto (Primer efecto)}$$

$$L_i = \frac{\text{Soluto\_f}}{X_i} \quad \text{Balance de Soluto (Efectos 2 al n)}$$

Soluto\_f = Soluto de alimentación.

**Balance de Solvente**

$$mf - mf \cdot \frac{X_f}{X_i} = V_i \quad (\text{Primer Efecto})$$

$$L_{i-1} - L_{i-1} \cdot \frac{X_{i-1}}{X_i} = V_i \quad (\text{Efectos 2 al n})$$

**Balance de Energía.**

Efecto 1;

$$\lambda_s \cdot ms + hf = hv_1 \cdot v_1 + hL_1 + hL_1 \cdot L_1$$

Efectos 2 al n;

$$sc\lambda v_{i-1} \cdot v_{i-1} + hL_{i-1} \cdot L_{i-1} = hv_i \cdot v_i + hL_i \cdot L_i$$

sc $\lambda v$  = Sobre calentamiento + Calor latente.

En el cálculo de evaporadores de efecto múltiple se utilizan métodos de convergencia (ensayo-error). Considérese, por ejemplo, un evaporador de triple efecto cuya elevación del punto de

ebullición es despreciable. En este caso existen siete ecuaciones; balance energético para cada efecto, la ecuación de transferencia de calor para cada efecto y el total de la evaporación producida en todo el aparato. Existen siete incógnitas en estas ecuaciones; (1) el vapor de alimentación al primer efecto, (2,3,4) la evaporación en cada efecto, (5) la temperatura de la solución contenida en el primer efecto, (6) la temperatura de la solución contenida en el segundo efecto y (7) el área de intercambio térmico en cada efecto. En base a la condición más común (economía de construcción), se puede considerar que el área de intercambio térmico de cada efecto es la misma. En este caso podría suponerse la solución simultánea de las ecuaciones, sin embargo este método no es aplicable cuando se trabaja con soluciones que presentan elevación en el punto de ebullición debido a que la relación que existe entre la concentración, presión, elevación del punto de ebullición y las entalpías no se puede formular matemáticamente. El método iterativo de solución que se propone para soluciones que no presentan una elevación en el punto de ebullición considerable, es el siguiente:

- a) Suponer valores para las temperaturas del primero y segundo efectos.
- b) Por medio de la ecuación de balance energético para cada efecto se determina la evaporación producida.
- c) Por medio de las ecuaciones:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T; \quad Q = m \cdot H; \quad A = \frac{m \cdot H}{U \cdot \Delta T}$$

se calcula el área de transferencia de calor para cada efecto.

- d) Si las áreas de transferencia de calor determinadas no son esencialmente iguales para los tres efectos, se redistribuyen las caídas de temperatura y se repiten los pasos b) y c) hasta que las áreas de intercambio térmico sean iguales.

En los casos en los que la solución presente una elevación del punto de ebullición (con consecuentes efectos en las entalpías), se utiliza el procedimiento de ensayo-error que se describe a continuación.

- a) A partir de las condiciones finales se calcula el punto de ebullición y las entalpías del último efecto.
- b) Suponer las cantidades evaporadas en los efectos primero a penúltimo. Debido a que para soluciones de moderada concentración, la pendiente de las líneas de Dühring es casi la unidad (la elevación del punto de ebullición es casi completamente independiente de la presión), esto permite obtener el valor aproximado de las composiciones y de las elevaciones del punto de ebullición.
- c) Por medio de las ecuaciones del balance de materiales se determinan los flujos de solución concentrada en cada efecto.
- d) Como se conocen todas las elevaciones del punto de ebullición, la caída de temperatura efectiva puede ser determinada y distribuida en los efectos.
- e) Por medio de las ecuaciones de balance de energía se calcula la evaporación en los efectos primero a penúltimo. Si estos difieren apreciablemente con respecto a los considerados en el paso (b), se repiten los pasos (b) y (c) con las cantidades calculadas.
- f) Por medio de las ecuaciones

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T; \quad Q = m \cdot H; \quad A = \frac{m \cdot H}{U \cdot \Delta T}$$

se calcula el área de transferencia de calor para cada efecto.

- g) Si las áreas de transferencia de calor no son esencialmente iguales para los tres efectos, es necesario corregir la distribución de temperaturas del paso (c). En el caso en que las elevaciones del punto de ebullición no sean muy grandes, las correcciones no alterarán apreciablemente las elevaciones consideradas en el paso (b).

h) Repetir los ajustes hasta que las áreas de intercambio térmico sean iguales.

A continuación se presenta un ejemplo de aplicación.

### EJEMPLO 2-2.

Un evaporador de triple efecto con circulación forzada concentra una solución de hidróxido de sodio (NaOH = Sosa cáustica) de un 10% a un 50%. La solución es alimentada a 100 °F y con un gasto tal que contiene 5 toneladas de NaOH por hora. El vapor de alimentación disponible está a 236 °F (23.3 psia), el vacío en el último efecto de evaporación es de 2 pulgadas de mercurio. Considerar los coeficientes de transferencia de calor.  $u_1 = 1100$ ,  $u_2 = 600$ ,  $u_3 = 400$  (ver procedimiento de cálculo en el capítulo I). La circulación del evaporador es directa. Las pérdidas por radiación pueden despreciarse. Calcular el consumo de vapor, caudales de evaporación en cada efecto, temperaturas de la solución, y el caudal de solución concentrada en cada efecto.

SOLUCION. Las condiciones se ilustran en la figura 2-2.

Datos:

$$t_s = 236 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \chi_f = 0.10$$

$$t_f = 100 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \chi_3 = 0.50$$

De las tablas de vapor y de la figura 1-8 (Diagrama Entalpía-Concentración).

$$h_f = 60 \text{ Btu / lb}$$

$$L_s = 955 \text{ Btu / lb}$$

$$h_3 = 202 \text{ Btu / lb}$$

la temperatura de saturación (para el agua) en el efecto III es = 101 °F.

Caudal de solución de alimentación, solución concentrada y evaporación:

$$mf = \frac{10000}{0.10} = 100\,000 \text{ lb / hr}$$

$$L_3 = \frac{10000}{0.50} = 20\,000 \text{ lb / hr}$$

$$\text{Evaporación} = 80\,000 \text{ lb / hr} = ma + mb + mc$$

Para determinar la diferencia de temperaturas disponible, es necesario conocer las elevaciones en los puntos de ebullición y para ello es necesario conocer las concentraciones en los efectos I y II.

Como consideración preliminar se tiene que la evaporación en el primer efecto es un poco menor a 1/3 de la evaporación total y que la evaporación en el tercer efecto es un poco mayor a 1/3. Como  $80000/3 = 26670 \text{ lb}$ , la primera aproximación será;  $ma = 25500$ ;  $mb = 26700$ ; y  $mc = 27800$ , de esta forma se tiene:

$$mf = 100\,000 \text{ lb/hr} \quad \chi_f = 0.10$$

$$ma = 25\,500$$

$$mg = 74\,500 \quad \chi_1 = (0.10) \left( \frac{100\,000}{74\,500} \right) = 0.134$$

$$mb = 26\,700$$

$$mh = 47\,800 \quad \chi_2 = (0.10) \left( \frac{100\,000}{47\,800} \right) = 0.218$$

$$mc = 27\,800$$

$$mi = 20\,000 \quad \chi_3 = 0.50$$

Debido a que la elevación del punto de ebullición en el primero y segundo efectos cambia muy poco con respecto a la temperatura, es correcto hacer las siguientes consideraciones.

Tercer Efecto  $\chi_3 = 0.50$ , punto de ebullición del agua =  $101^\circ F$ , punto de ebullición del hidróxido de sodio =  $171^\circ F$ .

Segundo Efecto  $\chi_2 = 0.218$ , punto de ebullición del agua (supuesto) =  $150^\circ F$ , punto de ebullición del NaOH =  $165^\circ F$ .

Primer Efecto  $\chi_1 = 0.134$ , punto de ebullición del agua (supuesto) =  $200^\circ F$ , punto de ebullición del NaOH =  $209^\circ F$

La diferencia total de temperaturas es  $\Delta T = 236 - 101 = 135\text{ }^{\circ}\text{F}$ . La suma de las tres elevaciones del punto de ebullición es  $94\text{ }^{\circ}\text{F}$ , de esta forma la diferencia de temperaturas disponible es  $\Delta T = 41\text{ }^{\circ}\text{F}$ . Como primera aproximación se considera que la diferencia de temperaturas disponible está distribuida de la siguiente manera;  $\Delta T_1 = 12\text{ }^{\circ}\text{F}$ ,  $\Delta T_2 = 12\text{ }^{\circ}\text{F}$ ,  $\Delta T_3 = 17\text{ }^{\circ}\text{F}$ . Las condiciones supuestas se representan en la tabla 2-1.

	Temp. $^{\circ}\text{F}$	Calor Latente	Sobre Calentamiento	Calor Total	Entalpía Solución	Entalpía Vapor
Vapor a Efecto I $\Delta T_1$	238 12	955	0	955		1159
P. Ebullición en I Elev. P. Ebull.	224 9				171	
Temp. de Saturación del vapor a efecto II $\Delta T_2$	215 12	968	4	972		1156
P. Ebullición en II Elev. P. Ebull.	203 15				147	
Temp. de Saturación del vapor a efecto III $\Delta T_3$	188 17	985	8	993		1149
P. Ebullición en III Elev. P. Ebull.	171 70				202	
Temp de Saturación al condensador	101	1037	31	1069		1138

Tabla 2-1

Nota:

Calor Total = Calor Latente + Sobre Calentamiento.

Entalpía del Vapor = Entalpía del Vapor Saturado + Sobre Calentamiento.

Las ecuaciones del balance térmico son las siguientes:

$$\text{Primer Efecto} \quad 60 \cdot mf + 955 \cdot ms = 1156 \cdot ma + 171 \cdot mg$$

$$\text{Segundo Efecto} \quad 171 \cdot mg + 972 \cdot ma = 1149 \cdot mb + 147 \cdot mh$$

$$\text{Tercer Efecto} \quad 147 \cdot mh + 993 \cdot mb = 1138 \cdot mc + 202 \cdot mi$$

De las ecuaciones de balance de materia se tienen las siguientes relaciones:

$$\begin{aligned}
 mg &= mf - ma \\
 mh &= mf - ma - mb \\
 mc &= 80\,000 - ma - mb
 \end{aligned}$$

sustituyendo en las ecuaciones de balance térmico y resolviendo, se tiene:

$$\begin{aligned}
 ma &= 26\,400 \text{ lb} \\
 mb &= 27\,300 \text{ lb} \\
 mc &= 26\,300 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Las diferencias entre los valores supuestos y calculados para  $ma$  y  $mb$  no son lo suficientemente grandes para invalidar los valores supuestos de la elevación del punto de ebullición. Sustituyendo en la primera ecuación (del balance energético):

$$ms = 38\,800 \text{ lb}$$

Calculando las áreas de intercambio térmico,

$$\begin{aligned}
 A1 &= \frac{(955)(38\,800)}{(12)(1100)} = 2810 \text{ ft}^2 \\
 A2 &= \frac{(972)(26\,400)}{(12)(600)} = 3570 \text{ ft}^2 \\
 A3 &= \frac{(993)(27\,320)}{(17)(499)} = 4000 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Las áreas de transferencia de calor no son iguales, por lo tanto, los valores  $\Delta T$  supuestos no son correctos. El promedio de las áreas de transferencia de calor es de  $3460 \text{ ft}^2$ . Para la siguiente aproximación  $\Delta T_1$  puede reducirse en  $2810 / 3460$  y  $\Delta T_3$  puede ser incrementado en  $4000 / 3460$ . Con esto se tiene  $\Delta T_1 = 10 \text{ }^\circ\text{F}$ ,  $\Delta T_2 = 12 \text{ }^\circ\text{F}$ ,  $\Delta T_3 = 19 \text{ }^\circ\text{F}$ . Este pequeño cambio en las temperaturas no afecta la elevación de punto de ebullición en más de un grado, por lo que no es necesario hacer reajustes, en el caso del programa de simulación se realizan todos los ajustes

automáticamente sin importar la magnitud de los cambios. Las condiciones para la segunda aproximación se muestran en la tabla 2-2.

	Temp. °F	Calor Latente	Sobre Calentamiento	Calor Total	Entalpía Solución	Entalpía Vapor.
Vapor a Efecto I $\Delta T_1$	238 10	955	0	955		1159
P. Ebullición en I Elev. P. Ebull.	226 9				171	
Temp. de Saturación del vapor a efecto II $\Delta T_2$	217 12	987	4	971		1158
P. Ebullición en II Elev. P. Ebull.	205 15				149	
Temp. de Saturación del vapor a efecto III $\Delta T_3$	190 19	984	9	993		1151
P. Ebullición en III Elev. P. Ebull.	171 70				202	
Temp de Saturación al condensador	101	1037	32	1069		1138

Tabla 2-2

Ecuaciones de balance térmico:

$$60 \cdot mf + 955 \cdot ms = 1156 \cdot ma + 171(100\,000 - ma)$$

$$171(100\,000 - ma) + 971 \cdot ma = 1151 \cdot mb + 149(100\,000 - ma - mb)$$

$$149(100\,000 - ma - mb) + 993 \cdot mb = 1138(80\,000 - ma - mb) + 202 \cdot mi$$

resolviendo las dos últimas ecuaciones

$$ma = 26370 \text{ lb / hr}$$

$$mb = 27160 \text{ lb / hr}$$

$$mc = 80000 - ma - mb = 26470 \text{ lb / hr}$$

Calculando de la primera ecuación de balance energético

$$ms = 38820 \text{ lb / hr}$$

Las áreas de transferencia de calor correspondientes son:

$$A1 = \frac{(955)(38820)}{(1100)(10)} = 3370 \text{ ft}^2$$

$$A2 = \frac{(971)(26370)}{(600)(12)} = 3556 \text{ ft}^2$$

$$A3 = \frac{(993)(27160)}{(400)(19)} = 3548 \text{ ft}^2$$

Promedio =  $3491 \text{ ft}^2$ , como la máxima desviación del promedio corresponde al 3.5% puede considerarse que los resultados son correctos.

Para evaluar el desempeño de un evaporador en particular, se calcula el cociente de la evaporación total entre la cantidad de vapor de alimentación, en este caso se tiene:

$$\text{Evaporación por libra de vapor} = 80000 / 38820 = 2.06 \text{ lb.}$$

El ejemplo anterior suele ser el método de cálculo mas común, sin embargo, no es el óptimo cuando se trata de calcular evaporadores de más de tres efectos. Un método más practico consiste en suponer una distribución de temperaturas, como fue considerado anteriormente, pero en lugar de resolver las ecuaciones simultáneamente para  $V_1, V_2, \dots, V_n$ , se supone el valor de  $V_1$ . Las ecuaciones del balance de energía se resuelven individualmente, si la cantidad total de evaporación obtenida es mayor o menor a la cantidad específica de evaporación, entonces se reajusta el valor de  $V_1$  y se realiza un segundo cálculo. La exactitud de la distribución de temperaturas supuesta se verifica mediante el cálculo de las superficies de transferencia de calor. Este método es el que se utilizó en el desarrollo del programa de simulación.

### EJEMPLO 2-3.

¿Cual será el consumo de vapor y las áreas de transferencia de calor para el evaporador del ejemplo 2-2, si la temperatura del vapor de alimentación se incrementara a 268 °F? El resto de la condiciones permanecen constantes.

#### SOLUCION.

Las líneas del diagrama de Dühring para la solución en los efectos I y II tienen una pendiente muy cercana a los 45°, de modo que un pequeño reajuste en las temperaturas no cambiará las elevaciones del punto de ebullición en forma considerable, por lo tanto es adecuado considerar que la suma de las tres elevaciones del punto de ebullición sigue siendo 94°. El rango total de temperaturas disponible es 268 - 101 = 167 °F, el  $\Delta T$  efectivo es 167 - 94 = 73 °F. Como primera aproximación, se puede suponer que los 73 °F se distribuyen de la siguiente forma:

$\Delta T_1 = 18^\circ F$ ,  $\Delta T_2 = 21^\circ F$ , y  $\Delta T_3 = 34^\circ F$ . Las condiciones actuales se muestran en la tabla

2-3.

	Temp. °F	Calor Latente	Sobre Calentamiento	Calor Total	Entalpía Solución	Entalpía Vapor
Vapor a Efecto I $\Delta T_1$	268 18	933	0	933		1170
P. Ebullición en I Elev. P. Ebul.	250 9				194	
Temp. de Saturación del vapor a efecto II $\Delta T_2$	241 21	952	4	956		1185
P. Ebullición en II Elev. P. Ebul.	220 15				164	
Temp. de Saturación del vapor a efecto III $\Delta T_3$	205 34	975	8	983		1156
P. Ebullición en III Elev. P. Ebul.	171 70				202	
Temp de Saturación al condensador	101	1037	32	1069		1138

Tabla 2-3

De acuerdo con el método planteado, el valor de  $V_1$  será considerado inicialmente como 26,400 lb/hr.

#### ECUACIONES DE BALANCE DE ENERGIA.

##### EFFECTO I

$$933 \cdot S + 60 \cdot F = 1165 \cdot V_1 + 194 \cdot (F - V_1)$$

Sustituyendo  $V_1$  y resolviendo

$$S = 41,740 \text{ lb}$$

##### EFFECTO II

$$956 \cdot V_1 + 194 \cdot (mf - V_1) = 1156 \cdot V_2 + 164 \cdot (mf - V_1 - V_2)$$

Sustituyendo nuevamente el valor supuesto para  $V_1$  y resolviendo:

$$V_2 = 27760 \text{ lb}$$

##### EFFECTO III

$$983 \cdot V_2 + 164 \cdot (mf - V_1 - V_2) = 1138 \cdot V_3 + 202 \cdot (mf - V_1 - V_2 - V_3)$$

Sustituyendo los valores de  $V_1$  y  $V_2$

$$V_3 = 27310 \text{ lb}$$

La suma de  $V_1 + V_2 + V_3$  es 81 470 lb, mientras que la evaporación requerida es de 80 000 lb. Considerando un nuevo valor para  $V_1$ , reduciendo el valor supuesto inicialmente de 26 400 lb. en la relación 80 000 / 81 470 y recalculando se obtiene:

$$V_1 = 25900$$

$$V_2 = 27200$$

$$V_3 = 26670$$

$$V_{tot} = 79770$$

$$S = 41320 \text{ lb}$$

La evaporación total difiere de la evaporación requerida en solo 230 lb, que corresponden a 0.3%, por lo que estos valores pueden considerarse, en este caso, como valores reales. La distribución

de temperaturas se verifica mediante el cálculo de las áreas de transferencia de calor, en este caso, el cálculo debe satisfacer la condición de áreas iguales.

$$A_1 = \frac{933 \cdot S}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{933 \cdot 41,320}{1100 \cdot 18} = 1947 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \frac{956 \cdot V_1}{U_2 \cdot \Delta T_2} = \frac{956 \cdot 25,900}{600 \cdot 21} = 1965 \text{ ft}^2$$

$$A_3 = \frac{983 \cdot V_2}{U_3 \cdot \Delta T_3} = \frac{983 \cdot 27,200}{400 \cdot 34} = 1966 \text{ ft}^2$$

Promedio = 1959, la máxima desviación con respecto al promedio es de 0.8%, por lo que la distribución de temperaturas supuesta puede considerarse como adecuada.

La evaporación total por libra de vapor es:

$$E = \frac{80000}{41320} = 1.95 \text{ lb por lb de vapor.}$$

Comparando este resultado con el del ejemplo 2-2, donde se encontró un valor  $E = 2.06$  lb por libra de vapor, se puede observar el efecto de una temperatura de alimentación más alta al cuerpo de evaporación I. Conforme se incrementa el punto de ebullición en el efecto I, se incrementa también la cantidad de vapor que debe ser utilizado para calentar la alimentación, este vapor no puede realizar ningún trabajo en los efectos siguientes.

En estos ejemplos no hubo necesidad de realizar muchas iteraciones debido a que se buscaron condiciones en que no fuera tedioso el cálculo, sin embargo en la práctica es necesario realizar muchas iteraciones, el grado de exactitud ilustrado en estos ejemplos puede mejorarse aumentando el número de iteraciones.

El cálculo de evaporadores con circulación en contracorriente es muy similar al que se presentó en esta sección, en este caso es necesario plantear las ecuaciones de balance de materia y energía correspondientes. A diferencia de los procesos en circulación directa en los que se supone

inicialmente la cantidad de vapor producida en el primer efecto, en la circulación en contracorriente es necesario suponer la cantidad de vapor producida en el último efecto, a partir de esta aproximación inicial se calculan las cantidades evaporadas en el resto de los efectos así como la cantidad de vapor de alimentación requerida. El cálculo de las entalpías, y distribución de temperaturas correspondientes a procesos con circulación en contracorriente se realiza en la misma forma que se presentó en este capítulo. Los balances de materia y energía para procesos a contracorriente se presentan en el capítulo III.

En el siguiente capítulo se describe la forma en que se implementa el método iterativo de cálculo a un programa de computadora.

### CAPITULO III

### III DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN.

#### **3.1.1 ASPECTOS BÁSICOS DEL LENGUAJE DE PROGRAMACIÓN.**

El programa de simulación está escrito en lenguaje Pascal, particularmente en el compilador "Turbo 7". Este lenguaje se escogió principalmente por tratarse de un lenguaje estructurado que permite construir programas extensos y confiables con relativa facilidad. La programación estructurada ofrece las siguientes ventajas; la flexibilidad, que permite que los programas puedan extenderse siguiendo estructuras modulares sin alterar la lógica principal del programa; la depurabilidad, esto se refiere a la facilidad de entender y corregir el programa; y la auto documentación, que permite al programa ser explicativo por sí mismo, de forma que aún las personas que no cuenten con conocimientos profundos de programación puedan entender el funcionamiento del programa.

Un lenguaje de programación sirve para convertir la solución de un problema en un programa ejecutable por la computadora. Una vez que la solución de un problema ha sido formulada en términos de un programa en un lenguaje de programación, en este caso el Pascal, debe ser traducida al lenguaje de máquina de la computadora en que se ha de ejecutar. El lenguaje de máquina es una serie de números escritos de forma inteligible a la computadora. La traducción de un programa escrito en un lenguaje de programación de alto nivel (llamado, *programa fuente*) al lenguaje de máquina equivalente (llamado *programa objeto*) se realiza por un programa especial llamado *compilador*. En ocasiones la acción del compilador resulta transparente al programador, pero no siempre ocurre así, por ejemplo, el compilador puede detectar errores cometidos al escribir el programa, que impiden que éste funcione correctamente. Otros errores pueden no ser detectados por el compilador hasta que el programa traducido al lenguaje de máquina (o programa objeto) esté realmente ejecutándose, este tipo de errores generalmente implican la entrada de

algún dato que no corresponde al formato especificado en el programa y reciben el nombre de *Run Time Error*.

Una vez que se ha compilado el programa, se puede crear un programa ejecutable que trabaja directamente en la computadora sin necesidad de utilizar el compilador.

El programa realizado en este trabajo cuentan con dos versiones; la versión con extensión "PAS" es el programa fuente que se escribió originalmente, esta versión contiene el listado del programa y es susceptible a modificarse y volverse a compilar para alguna situación especial, la versión ejecutable ("EXE") es un programa creado en base al programa fuente ("PAS"), no presenta listado y no puede modificarse.

### 3.1.2 CONSTRUCCION DE UN PROGRAMA EN PASCAL.

Los programas en Pascal están constituidos por un encabezado, donde se les da nombre a los programas y por un bloque general que a su vez se divide en un conjunto de sub-bloques (figura 3-1), los sub-bloques son las partes en donde se declaran los elementos que se utilizan durante el programa.

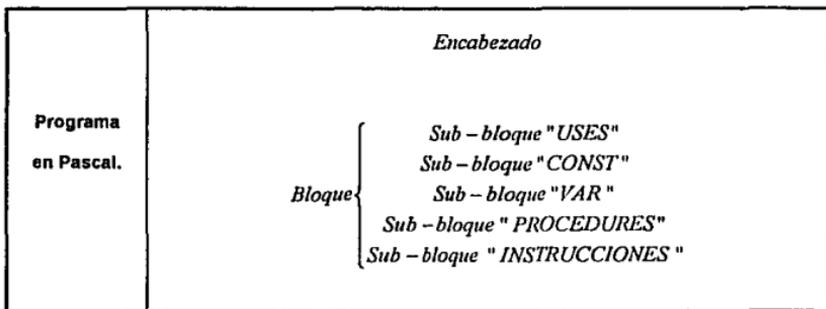


Figura 3-1, Esquema básico de un programa en Pascal.

El sub-bloque "Uses" permite utilizar rutinas denominadas unidades; una unidad es un conjunto de tipos de datos, constantes, funciones, procedimientos, etc., agrupados en un programa ya compilado. El conjunto de unidades es en sí una librería de declaraciones que se puede usar en diferentes programas.

El sub-bloque "Cosnt" se utiliza para declarar identificadores con un valor fijo durante toda la ejecución de un programa, en forma similar el sub-bloque "Var" declara todas las variables globales del programa.

Los procedimientos y funciones son subrutinas o subprogramas que se utilizan dentro del programa principal y son llamados desde el bloque de instrucciones o bien, desde otros procedimientos tan solo con el nombre del mismo, estos procedimientos se utilizan repetidamente a lo largo del programa y son un elemento de estructuración del programa.

La última parte del "Bloque" es la que corresponde a las "Instrucciones", esta comienza con la palabra reservada "BEGIN" y termina con la palabra "END". Esta parte incluye todas las instrucciones ejecutables del programa y es donde se hacen las llamadas a los procedimientos antes declarados. En el programa de simulación esta parte está identificada como "Programa Principal" y se encuentra al final del listado<sup>1</sup> con letras mayúsculas, en el se mandan llamar y se controlan todos los procedimientos declarados anteriormente.

### 3.2 DESCRIPCIÓN BÁSICA DEL PROGRAMA.

El diseño del programa se basa fundamentalmente en el método de cálculo expuesto en el capítulo II, sin embargo, aprovechando las ventajas que brinda la computadora, se ha modificado

---

<sup>1</sup>El listado del programa de simulación correspondiente al programa "E.PAS" se encuentra en el apéndice B.

para obtener mayor exactitud, una convergencia más rápida y el menor esfuerzo por parte del usuario.

En términos generales el programa trabaja de acuerdo al diagrama de flujo que se presenta en la figura 3-2.

En la primera parte del programa se dan las condiciones particulares del proceso, como son; número de efectos de evaporación, tipo de circulación, temperatura del vapor de alimentación, características de la solución de alimentación, etc. Posteriormente, con esta información, el programa genera las condiciones iniciales a partir de las cuales se realizan los cálculos iterativos para encontrar un conjunto de valores que satisfagan íntegramente las condiciones de simulación que se plantean.

Las aproximaciones iniciales se generan en la sección " B ", la cual consta de las cuatro partes que se describen en el diagrama de flujo de la figura 3-3. Los procedimientos que calculan los valores iniciales están planteados de tal forma que reducen al mínimo el número de iteraciones del programa.

La sección " C " obtiene los valores correspondientes a la entalpía y el calor latente del vapor de agua para cada efecto a partir de una base de datos construida dentro del programa. Esta base de datos cuenta con los valores de entalpía y calor latente del vapor para un rango de temperaturas de 32 a 600 °F. Adicionalmente solicita al usuario los valores correspondientes a la entalpía de la solución concentrada en cada efecto.

Posteriormente, en la sección " D " se realizan los balances de energía y los balances soluto para cada efecto con la información adquirida y generada por el programa hasta este punto. Los procedimientos que calculan los balances de energía y de soluto realizan varias iteraciones hasta

conseguir la exactitud especificada por el usuario (de  $\pm 0.1$  a  $\pm 0.000001\%$  de error). En la sección " E " se calculan las áreas de transferencia de calor y se verifica , en la sección " F ", que estas sean substancialmente iguales. Si alguna de las áreas de intercambio térmico difiere considerablemente del promedio, la información se direcciona a la sección " G ", donde se calculan los incrementos de temperatura que deben existir para cada efecto a fin de que se obtengan áreas de transferencia esencialmente iguales, estos valores actuales reemplazan a los valores generados en la sección de aproximaciones iniciales correspondientes a incrementos de temperatura disponibles. Estos datos se alimentan a la sección " C ", a partir de la cual se produce una nueva iteración. La iteración continua hasta que se verifican áreas de transferencia esencialmente iguales para las condiciones prevalecientes en los balances de materia y energía.

Una vez que se ha cumplido la condición de áreas iguales, se verifica en la sección " H ", que los niveles de concentración para cada efecto no hayan variado considerablemente con respecto a los valores supuestos inicialmente o a los valores calculados en alguna iteración previa. Si este es el caso, se imprimen los resultados. Si alguno de los niveles de concentración tiene alguna diferencia significativa con respecto a su valor anterior, es necesario recalcular a partir de la sección " B4 " debido a que las elevaciones del punto de ebullición consideradas inicialmente no son válidas para las condiciones actuales.

### **3.3 DISEÑO DEL PROGRAMA.**

En la figura 3-3 se muestra el diagrama de flujo general del programa "Evap.PAS", este diagrama sigue la secuencia y la lógica del "Programa Principal" (sub-bloque de instrucciones), en él se muestran todos los procedimientos y la relación que guardan entre sí. Para facilitar la descripción, los componentes del diagrama de flujo se han clasificado en seis tipos; procedimientos auxiliares (Dühring, Tabla y Cpe), procedimientos de entrada de datos (dat1 y datos) procedimientos de condiciones iniciales aproximadas (aproxv, delta y delta\_c), procedimientos de cálculo (Efe1,

Entalpia\_a, Enialpia\_b, Energía, Energía\_c), procedimientos de decisión (área, áream, vactual, vactual\_c), y procedimientos de resultados (resultados, impresora). Existen adicionalmente otros procedimientos con funciones secundarias, los cuales no serán descritos.

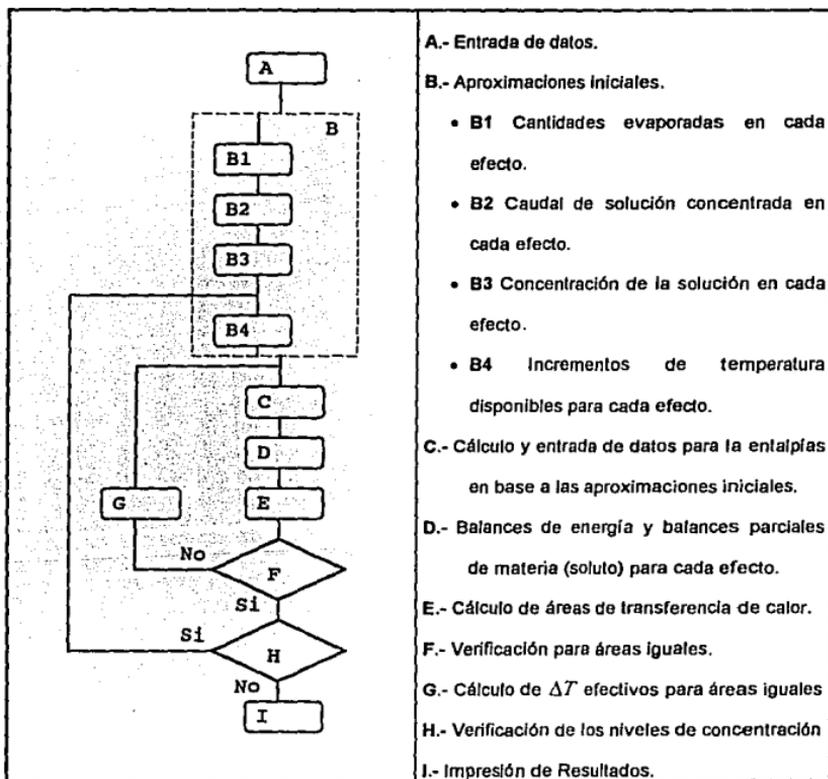


Figura 3-2, Diagrama de flujo básico

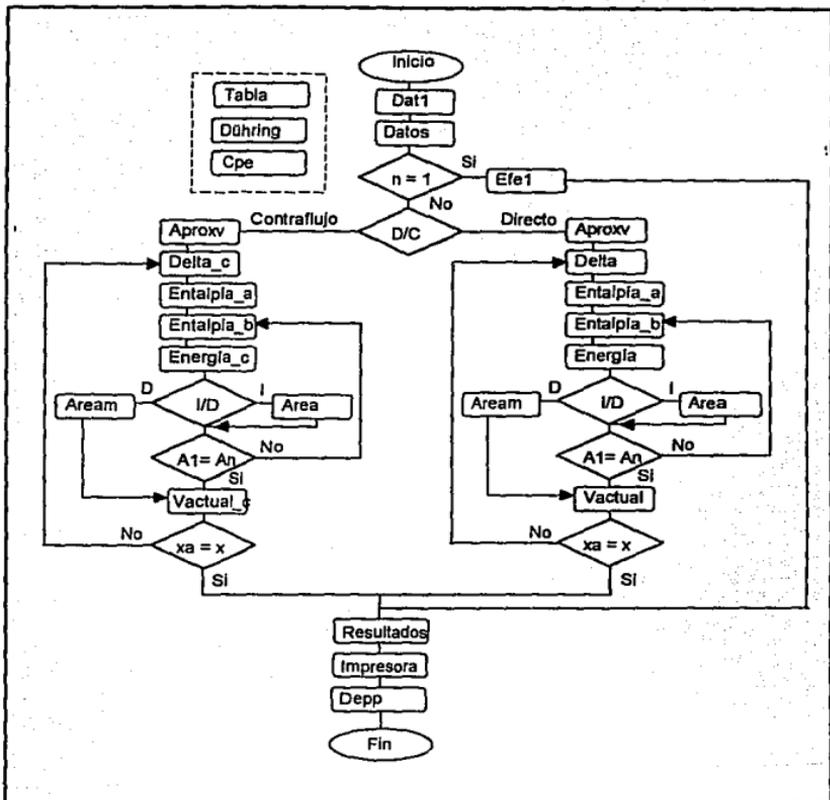


Figura 3-3, Diagrama de flujo general.

### 3.3.1 PROCEDIMIENTOS AUXILIARES.

#### PROCEDIMIENTO TABLA.

Este procedimiento calcula automáticamente los valores de entalpía y calor latente del vapor saturado para un rango de temperaturas de 32 a 600 grados Fahrenheit, mediante una base de datos obtenida directamente de tablas de vapor a intervalos de 9 °F y una ecuación de

Interpolación lineal para calor latente y entalpía de vapor, basada en la ecuación de una línea recta (ecuaciones 3-1 y 3-2). El error producido con este método es menor al 0.005 %.

$$h = h_1 + (t - t_1) \cdot \frac{(h_2 - h_1)}{(t_2 - t_1)} \quad (3-1)$$

$$cl = cl_1 + (t - t_1) \cdot \frac{(cl_2 - cl_1)}{(t_2 - t_1)} \quad (3-2)$$

El procedimiento "Tabla" es utilizado por los procedimientos "Datos", "Efe1", "Entalpía\_a" y "Entalpía\_b" siempre que es necesario calcular la entalpía del vapor y/o el calor latente del vapor saturado, evitando así que el usuario del programa tenga que buscar los valores en las tablas. La variable de entrada es la temperatura del vapor "T" y las variables de salida son la entalpía "h" y el calor latente del vapor "cl" para una temperatura determinada.

La primera parte del procedimiento es la base de datos, donde los valores de la temperatura del vapor son direccionados específicamente a un intervalo de temperaturas, de donde se obtiene los valores límite para el intervalo de que se trate, posteriormente, las condiciones específicas para una temperatura determinada se calculan con las ecuaciones 3-1 y 3-2.

#### PROCEDIMIENTO DÜHRING.

Este procedimiento calcula automáticamente la temperatura de ebullición de una solución de sosa cáustica para distintos valores de concentración y temperatura de ebullición del agua en base al diagrama de Dühring. Debido al diseño modular del programa es relativamente sencillo agregar otros procedimientos de este tipo para distintas soluciones.

El funcionamiento del procedimiento es el siguiente. Teóricamente, el diagrama de Dühring puede tener un número infinito de líneas rectas con diferentes pendientes, una para cada nivel de concentración, sin embargo esto no sería práctico por lo que generalmente se grafican 8 ó 9 líneas a intervalos de 10 niveles de concentración que abarcan un rango de 0 a 80% ó 90% de concentración. En forma similar, este procedimiento cuenta con 10 secciones, cada sección tiene un intervalo de acción de nueve unidades porcentuales de concentración referidas a la densidad de solución  $\chi$ . La línea característica de la concentración, para cada sección, está definida por la ecuación general de una recta.

Es necesario que para cada unidad porcentual de concentración exista una línea recta con una pendiente específica "m" y una ordenada al origen específica "b". Para tal efecto se desarrolló una ecuación con parámetros variables para cada sección (ecuación 3-3) que permite a la ecuación básica ajustarse, en términos de la ordenada al origen y de la pendiente, a un nivel cualquiera concentración dentro de un rango determinado por la sección a la que corresponde.

$$y = m \cdot x + b$$

$$ttd = \left( m' + \left( \frac{conc}{10} \right) \cdot \Delta m \right) \cdot (tvd - 75) + b \quad (3-3)$$

$ttd$ .- Temperatura de ebullición de la solución (y).

$\left( m' + \left( \frac{conc}{10} \right) \cdot \Delta m \right)$  Pendiente de la recta en términos variables (m).

$(tvd - 75)$ .- Valor de la Abscisa (x), correspondiente a la temperatura de ebullición del agua.

$b$ .- Valor de la ordenada al origen, definida en términos variables por  $b = b' + uu$

$b'$ .- Ordenada al origen de la ecuación básica.

$uu$ .- Factor de corrección de la ordenada, definido por  $uu = uu' \cdot (conc / 10)$

$uu'$ .- Diferencia entre las ordenadas de líneas de concentración contiguas.

$m'$ .- Pendiente de la ecuación básica.

$conc$ .- Concentración específica del proceso.

$\Delta m$ .- Diferencia entre las pendientes de líneas de concentración contiguas.

A partir de esta ecuación se pueden obtener los valores específicos de la recta para cada nivel de concentración en cada sección, de esta forma se tienen 10 ecuaciones básicas para un rango de concentraciones de 0 a 90%, este rango incluye cualquier tipo de concentración intermedia (por ejemplo 23.8%).

La sección que abarca concentraciones de 10 a 19 % se utilizará para describir el funcionamiento del resto del procedimiento. En base a una ampliación del diagrama de Dühring presentado en la figura 1-8 se calcula la pendiente y la ordenada al origen de línea de concentración de 10%,  $m' = 1.016$ ,  $b' = 78.85$ . El factor de corrección de ordenadas ( $uu$ ) se utiliza para calcular el valor que deberá aumentar la ordenada de una línea con una concentración intermedia, a partir de la ordenada de la ecuación básica. Este valor se obtiene calculando la parte proporcional de  $uu'$  a la que corresponde la concentración intermedia.

Ejemplo.- Si se desea calcular la temperatura de ebullición de una solución de sosa cáustica al 18.95 % cuando la temperatura de ebullición del agua es de 125 °F; el procedimiento a seguir es el siguiente:

Datos:

$$m' = 1.016, b' = 78.85, uu' = 5.77 = b'_{20\%} - b'_{10\%} = 84.62 - 78.85$$

$$\Delta m = m_{20\%} - m_{10\%} = 1.0308 - 1.016 = 0.0148$$

y sustituyendo en la ecuación 3-3:

$$iii = 5.77 \cdot (conc / 10)$$

$$b = 78.85 + iii$$

$$ild = \left( 1.016 + \left( \frac{conc}{10} \right) \cdot 0.0148 \right) \cdot (tvd - 75) + b$$

$$ild = 135.4439 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Debe notarse que el término "conc" siempre aparece dividido entre 10, la razón es que el lenguaje de programación no acepta valores fraccionarios en decisiones múltiples del tipo "case", por lo que la fracción de concentración debe considerarse como un número entero. Adicionalmente, una vez que el procedimiento asigna el valor de la concentración a la sección correspondiente, es necesario expresar este valor dentro de un rango de 0 a 9, ya que cada sección trabaja con 10 unidades enteras de concentración, por lo que es necesario restar el valor de la concentración base, en este caso hay que restar 10 unidades, en el caso de la sección de 20 a 29% sería necesario restar 20 unidades, etc. De esta forma, la concentración de 18.95 % estará representada por  $conc = 8.95$ . Finalmente este valor se divide entre 10 para expresar la parte proporcional de la concentración dentro de la sección.

El procedimiento Dühring es utilizado por los procedimientos "Datos", "Efe1", "Delta", y "Delta\_c" siempre que sea necesario calcular el punto de ebullición de la solución, su variable de entrada es la concentración "conc" expresada en números enteros y la salida es la temperatura de ebullición de la solución. Este procedimiento proporciona un gran ahorro de tiempo y mayor exactitud.

Para crear procedimientos similares correspondientes a otro tipo de soluciones es necesario escribir un procedimiento similar al que se muestra en el listado del programa, los nombres de las variables y las constantes deberán ser los mismos que los que se utilizan en el procedimiento "Dühring", sin embargo los valores de las constantes deberán corresponder a las características de las líneas de Dühring de la solución particular que se trate. Adicionalmente es necesario utilizar sentencias del

tipo "Case" en los procedimientos "Datos", "Efe1", "Della", y "Delta\_c" para orientar al programa hacia el procedimiento indicado.

#### PROCEDIMIENTO CPE.

Este procedimiento es muy similar, en cuanto a funcionamiento, al procedimiento "Tabla". Su función es la de calcular los calores específicos del vapor a presión constante para distintos valores de temperatura. Cuenta con una base de datos de calores específicos distribuidos a intervalos de 33 °F. La segunda parte de este procedimiento interpola linealmente los valores de calor específico para los distintos intervalos según el caso. Los valores de calor específico se tomaron de la gráfica del apéndice A, los valores para temperaturas menores a 100 °F se calcularon por medio de una interpolación por el método de "Spline Cúbico", los resultados que proporciona este método se muestran en la figura 3-4.

La variable de entrada es la temperatura media que existe entre la temperatura de ebullición de la solución y la temperatura de ebullición del agua. La variable de salida es el calor específico para esa temperatura.

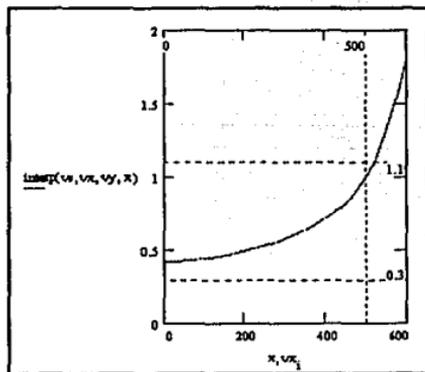


Figura 3-4, Calor específico del vapor para diferentes temperaturas.

### **3.3.2 PROCEDIMIENTOS DE ENTRADA DE DATOS.**

**PROCEDIMIENTOS DAT1 Y DATOS.-** A través de estos procedimientos el usuario da entrada a los valores específicos para una simulación. "Dat1" condiciona al programa a trabajar para un número determinado de efectos, ya sea en circulación directa, ó circulación en contraflujo y solicita los valores correspondientes a los coeficientes de transferencia de calor. Adicionalmente, direcciona al programa para trabajar con cualquier tipo de soluciones ó específicamente con soluciones de NaOH y solicita al usuario los errores máximos permitidos asociados a los cálculos de áreas de transferencia de calor y de los niveles de concentración. "Datos" solicita al usuario las condiciones de simulación para efectos múltiples y a través de los procedimientos "Tabla" y "Dühring" obtiene automáticamente la mayor parte de las condiciones para simulación.

### **3.3.3 PROCEDIMIENTOS DE CONDICIONES INICIALES APROXIMADAS.**

**PROCEDIMIENTO APROXV.-** Este procedimiento estima las cantidades evaporadas en cada efecto como una aproximación inicial. Los valores estimados se calculan en base a un factor de corrección "Vcorr" que disminuye conforme aumenta el número de efecto que se esté calculando. En los efectos intermedios el valor de "Vcorr" es cero, en los efectos siguientes el valor de "Vcorr" es negativo. El valor del factor de corrección se obtiene a partir de una línea recta con pendiente negativa y una ordenada al origen positiva. Existe una línea recta para aproximar las cantidades evaporadas en cada proceso dependiendo de un número de efectos determinado, en este caso se estudiaron 9 líneas (2 a 10 efectos, una para cada número de efectos). Los valores de la ordenada (Vcorr) aumentan en relación directa con el número de efectos, mientras que el valor de la pendiente se mantiene casi constante. El procedimiento de cálculo de "Vcorr" puede entenderse mejor con la siguiente figura, fig. 3-5.

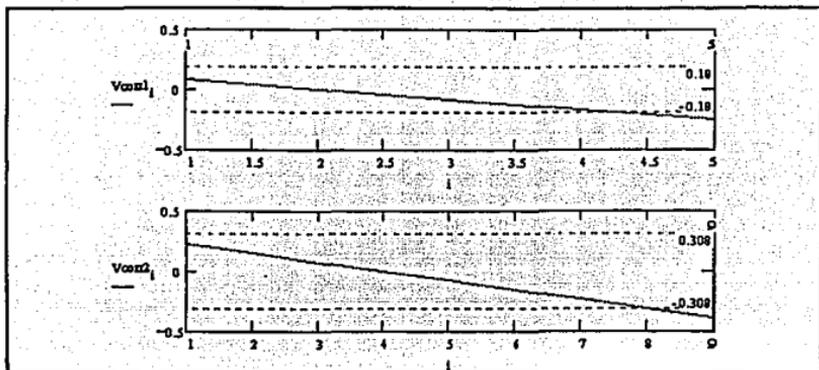


Figura 3-5, Valores de corrección.

La gráfica en la parte superior muestra los valores de corrección para un evaporador de 5 efectos, la gráfica en la parte inferior muestra los valores de corrección para un evaporador de 9 efectos.

El factor de corrección y la expresión para el cálculo de las cantidades evaporadas en cada efecto se relacionan por la fórmula:

$$V[i] = \frac{evap}{(n + Vcorr)} \quad (3-4)$$

donde:

*evap*.- Evaporación total.

*i* .- Número de efecto.

*V[i]*.- Evaporación del efecto "i".

*n*.- Numero total de efectos.

PROCEDIMIENTOS DELTA Y DELTA\_C.- Estos procedimientos estiman las diferencias de temperaturas disponibles para cada efecto, "Delta" en el caso de circulación directa y "Delta\_c" en el caso de circulación en contracorriente.

### 3.3.4 PROCEDIMIENTOS DE CALCULO

PROCEDIMIENTO EFE1.- Este procedimiento es especial y calcula todas las características de un evaporador un solo efecto, su estructura es muy sencilla ya que no requiere de iteraciones ni de la aproximación de condiciones iniciales. Su desarrollo se basa en el método de cálculo descrito en el capítulo II.

PROCEDIMIENTO ENTALPIA\_A.- Este procedimiento calcula la entalpía, el calor latente y el sobre calentamiento del vapor del último efecto en base a las aproximaciones iniciales o bien en base a los valores actualizados de alguna iteración anterior.

PROCEDIMIENTO ENTALPIA\_B.- Calcula las temperaturas de ebullición del agua, la entalpía, calor latente y sobrecalentamiento del vapor del primer efecto hasta el penúltimo en base a las aproximaciones iniciales o bien en base a los valores actualizados de alguna iteración anterior.

PROCEDIMIENTO ENERGIA.- Este procedimiento calcula los balances de energía y el balance parcial de soluto para cada efecto de evaporación en circulación directa. Funciona en base a una ecuación general para balance de energía y una ecuación general para el balance parcial de soluto para cada efecto. En el caso del primer efecto es necesario escribir una ecuación particular para el balance de energía y el balance de soluto debido a que utiliza términos diferentes.<sup>2</sup>

*Balance de energía para el primer efecto.*

$$s = \frac{(hv[1] \cdot v[1] + hl[1] \cdot (mf - v[1]) - hf \cdot mf)}{lats} \quad (3-4)$$

<sup>2</sup> La nomenclatura de las principales variables utilizadas en el programa se encuentra en el apéndice B.

*Balance parcial de soluto, primer efecto.*

$$L[1] = mf - v[1] \quad (3-5)$$

*Balance general de energía, efectos 2 al "n"*

$$v[i] = \frac{(sclatv[i-1] \cdot (v[i-1] - pv[i-1]) + hL[i-1] \cdot L[i-1] - hL[i] \cdot L[i-1])}{hv[i] - hL[i]} \quad (3-6)$$

*Balance de soluto para efectos del 2 al "n"*

$$L[i] = L[1] - \sum_1^i v[i] \quad (3-7)$$

El procedimiento realiza un número de iteraciones sobre las ecuaciones 3-6 y 3-7 hasta que ha calculado completamente los balances de energía y balances de soluto de todos los efectos. Para cada nueva iteración, la variable "i" se incrementa en una unidad.

Estas ecuaciones generales se plantearon a partir del método de cálculo expuesto en el capítulo II, en el que se supone un valor aproximado de  $v[1]$  (calculado en el procedimiento "Aproxv"), este valor se utiliza posteriormente para calcular el resto de las cantidades evaporadas en cada efecto y la cantidad de vapor de alimentación necesaria. El procedimiento recalcula estas cantidades hasta satisfacer la ecuación general de balance de materia:

$$mf = L[n] + \sum_{i=1}^n v[i] \quad (3-8)$$

La ecuación 3-6 cuenta con un término adicional  $pv[i-1]$ , este término sirve para cuantificar el vapor que se utiliza para recompresión térmica o para otros procesos. Esta cantidad de vapor se resta a la cantidad de vapor producido en el efecto anterior debido a que no afectará al proceso en el efecto siguiente. En el caso de que se especifique recompresión térmica, la cantidad correspondiente a  $pv[i]$  será restada a la cantidad de vapor de alimentación necesaria ( $s$ ). Si se especifica "vapor a otros procesos",  $pv[i]$  no será restada a  $s$ .

PROCEDIMIENTO ENERGIA\_C.- Este procedimiento tiene las mismas funciones que el procedimiento "Energía", en este caso los cálculos se realizan para circulación en contracorriente. Es necesario plantear un nuevo grupo de ecuaciones generales debido a que en esta situación, por la naturaleza del proceso se debe comenzar a iterar a partir de un valor supuesto para  $v[n]$ , adicionalmente los efectos "1" y "n" deben considerarse en forma particular debido a que existen condiciones diferentes que no se pueden generalizar como en el caso de efectos intermedios. Las ecuaciones generales son las siguientes:

*Ecuación general de balance de energía para el efecto "n"*

$$v[n-1] = \frac{(v[n] \cdot hv[n] + (mf - v[n]) \cdot hL[n] - mf \cdot hf)}{sclat[n-1]} + pv[n-1] \quad (3-9)$$

*Balances de soluto desarrollados a partir del efecto "n"*

$$L[n] = mf - v[n] \quad (3-10)$$

$$L[n-1] = mf - v[n] - v[n-1] \quad (3-11)$$

*Ecuación de balance general de energía para efectos intermedios.*

$$v[i] = \frac{(hv[i+1] \cdot v[i+1] + hL[i+1] \cdot L[i+1] - hL[i+2] \cdot L[i+2])}{sclat[i]} + pv[i] \quad (3-12)$$

*Balance de soluto para efectos "1" a "n-2"*

$$L[i] = L[n-1] - \sum_{j=1}^{n-2} v[j] \quad (3-13)$$

*Balance de energía del efecto "1"*

$$s = \frac{(L[1] \cdot hL[1] + v[1] \cdot hv[1] - L[2] \cdot hL[2])}{lats} \quad (3-14)$$

### 3.3.5 PROCEDIMIENTOS DE DECISION.

**PROCEDIMIENTO AREA.-** Este procedimiento calcula las áreas de transferencia de calor cuando se utiliza la opción "Cálculo para áreas iguales". Si las áreas de transferencia de calor no son esencialmente iguales el procedimiento calcula los incrementos de temperatura necesarios para que las áreas de transferencia sean esencialmente iguales y regresa estas variables al procedimiento "Entalpia\_b". A partir de este procedimiento se repite la secuencia de cálculos, integrada por los procedimientos "Entalpia\_b" y "Energía ( ó Energía\_c)", hasta que la condición se satisfice. Las áreas se consideran esencialmente iguales si se encuentran dentro del rango especificado por el usuario a través del error máximo permisible. Es importante mencionar que este procedimiento está planteado de tal forma que permite disminuir el número de iteraciones sin descuidar que se cumplan las condiciones para el  $\Delta T'$  efectivo del proceso. De esta forma, el procedimiento satisfice dos condiciones; la primera es la de calcular incrementos de temperatura para cada efecto de manera que se obtengan áreas de transferencia de calor esencialmente iguales, la segunda condición es que la suma de los incrementos de temperatura para cada efecto sea igual al  $\Delta T'$  efectivo del proceso. El número de iteraciones es inversamente proporcional al error asociado, por lo que un cálculo muy exacto requerirá de un mayor número de iteraciones, los valores para el error sugeridos en el programa generalmente brindan una muy buena aproximación sin necesidad de muchas iteraciones.

Este procedimiento informa al usuario sobre las condiciones actuales de los cálculos mediante las siguientes variables:

- a[i] Valor actual de las áreas de transferencia de calor. "i" = Número de efecto.
- aprom Area promedio.
- acce Area promedio - % de error especificado por el usuario.
- accep Area promedio + % de error especificado por el usuario.

- ab[i] Variable Booleana para áreas fuera del intervalo de aceptación, si  $ab[i] = \text{FALSE}$  en todos los casos, las áreas son esencialmente iguales.
- at[i] Incremento de temperatura correspondiente a las áreas calculadas.
- abb Número de áreas dentro del intervalo de aceptación.
- aaa Variable Booleana que controla la iteración correspondiente a las áreas, esta regresa un valor "TRUE" si " $abb = n$ ", donde " $n$ " = al número total de efectos..
- atef Incremento de temperaturas efectivo del proceso.
- atsum Suma de los incrementos de temperatura calculados, debe ser igual a "atef" para que la información continúe a los siguientes procedimientos.

$\Delta T$  actuales Se calculan para satisfacer la condición " $atef = atsum$ ".

Esta información se despliega en pantalla con el propósito de que el usuario observe la convergencia del programa.

**PROCEDIMIENTO AREAM.-** Este procedimiento se utiliza cuando el usuario trabaja con áreas de transferencia de calor distintas para cada cuerpo de evaporación. En este caso, a partir de los valores específicos de cada área se calculan los incrementos de temperatura correspondientes, sin alterar el valor del incremento efectivo de temperaturas para todo el proceso. Para lograr esto, el procedimiento solicita al usuario las áreas de los efectos " $n$ " a " $2$ ", de forma que pueda hacer los ajustes necesarios para respetar el incremento de temperaturas efectivo del proceso. El valor del área del efecto " $1$ " se calcula automáticamente. Una vez actualizados los valores de los incrementos de temperatura para las valores de evaporación, obtenidos en los procedimientos "Energía" ó "Energía\_c", el procedimiento permite el flujo de datos a las siguientes partes del programa.

**PROCEDIMIENTO VACTUAL.-** Verifica que los valores de las cantidades evaporadas y los flujos de solución concentrada no hayan cambiado considerablemente a partir del cálculo de las

concentraciones actuales del proceso. Si los niveles de concentración en cualquiera de los efectos ha variado en relación a los valores supuestos en un porcentaje de error mayor al especificado por el usuario el procedimiento actualiza los valores de las concentraciones al procedimiento "Delta" ó "Delta\_c" y se repiten los cálculos de los procedimientos "Entalpía\_a", "Entalpía\_b", "Energía (\_c)" y "Area (m)" hasta que se verifiquen completamente las condiciones del proceso.

En forma similar al procedimiento "Area", "Vactual" informa al usuario sobre las condiciones actuales de los cálculos mediante las siguientes variables:

- x[i] Valores de concentración supuestos o calculados en la iteración anterior.
- xa[i] Valores actuales de la concentración.
- dfg  $x[i] / xa[i] - (1 - \% \text{ error}) < dfg < (1 + \% \text{ error})$ , si esta condición se cumple no será necesaria otra iteración. El porcentaje de error lo define el usuario.
- xbbb[i] Variable Booleana que debe ser "True" en todos los casos para permitir el flujo de información a los siguientes procedimientos del programa.
- aaaa Variable Booleana, debe ser "True" para permitir el flujo de información a los siguientes procedimientos.

El procedimiento "Vactual\_c" tiene las mismas funciones que el procedimiento "Vactual" a diferencia de que el primero verifica los niveles de concentración para circulación en contraflujo.

**PROCEDIMIENTO RESULTADOS E IMPRESORA.-** Imprimen en pantalla (procedimiento resultados) o en impresora (procedimiento impresora) todos los resultados de la simulación.

### 3.4 FORMA DE UTILIZAR EL PROGRAMA.

Este programa trabaja en cualquier computadora IBM o compatible, el acceso al programa ejecutable (EVAP.EXE) se realiza desde sistema operativo tecleando simplemente el nombre del programa después de especificar la unidad de diskette con la que se ha de trabajar y presionando la tecla "Enter".

Ejemplo:

Indicación en la pantalla de la computadora.      Caracteres que debe teclear el Usuario.

C> a:

A> evap ENTER

Después de seguir la secuencia del ejemplo el programa estará listo para recibir información. El programa ha sido diseñado para que el usuario obtenga la mayor parte de la información necesaria en pantalla, por ejemplo en los casos donde se requiera calcular la entalpía de una solución de sosa cáustica concentrada, el programa proporcionará automáticamente el nivel de concentración y la temperatura de ebullición de la solución, por lo que el usuario solo tendrá que buscar la entalpía de la solución en un diagrama de entalpía-concentración con los datos aportados por la computadora. De esta forma, solo es necesario que el usuario alimente la información requerida por la computadora en cada caso.

La información del programa se despliega en pantalla a través de ventanas, cada ventana muestra, en la parte superior, el título del grupo de datos que ahí se presentan, en la parte inferior de la ventana se informa al usuario sobre las teclas que se deberán utilizar para continuar con la ejecución del programa, estas teclas aparecen entre los símbolos " < > ". En los casos en que se presente la información " < C-T > ", el usuario podrá utilizar cualquier tecla, en cualquier otro caso las teclas que se podrán utilizar aparecerán separadas por espacios en blanco.

No obstante que el uso del programa es muy sencillo, es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Todos los cálculos se realizan en el Sistema de Unidades Inglesas.
- El nivel de concentración para cada efecto deberá alimentarse a la computadora con un número fraccionario correspondiente a la relación del material disuelto entre el peso total de la solución ( $\chi$ ). Todos los números fraccionarios deberán alimentarse con un cero a la izquierda del punto decimal, de lo contrario el programa no trabajará.
- El programa puede realizar los cálculos para cualquier tipo de solución, presente o no elevación en el punto de ebullición.
- Si se elige la opción "A", el programa realiza los cálculos para cualquier tipo de soluciones, los datos de la entalpía de la solución deberán ser alimentados manualmente al igual que las elevaciones en los puntos de ebullición. Si se elige la opción "B", el programa realizará automáticamente los cálculos correspondientes a la elevación del punto de ebullición de soluciones de sosa cáustica.
- Los valores de las entalpías de la solución concentrada deben ser alimentados manualmente por el usuario. Durante las iteraciones el programa solicitará repetidamente estos valores hasta que se verifiquen las condiciones de convergencia.
- Para imprimir los resultados es necesario que se tenga conectada una impresora al puerto paralelo de la computadora, la impresora deberá estar en línea. En algunos casos, la información proveniente de la computadora queda almacenada en la memoria de la impresora,

cuando esto suceda bastará con presionar la tecla "Feed Form" de la impresora para obtener el listado.

En el programa existen algunos desplegados en pantalla que proporcionan la información de ciertas variables después de que se realizaron los procedimientos de verificación, estos desplegados proporcionan información sobre la convergencia del programa.

### 3.4.1.- EJEMPLO PARA EL USO DEL PROGRAMA.

A continuación se presenta la secuencia de entrada de datos del programa, los valores en "negritas" son los que debe alimentar el usuario en cada caso y corresponden al ejemplo de cálculo 2-2. El resultado de la simulación se presenta en la sección 4-1.

---

#### SIMULACION DE PROCESOS DE EVAPORACION A EFECTOS MULTIPLES. (MENU)

< A > CALCULOS PARA CUALQUIER TIPO DE SOLUCIONES.

< B > CALCULOS PARA SOLUCIONES DE NaOH.

OPCION < A Ó B > = B

#### EXACTITUD DE LAS ITERACIONES (CUADRO DE DIALOGO).

ERROR MAXIMO PERMISIBLE EN AREAS = 0.050

ERROR MAXIMO PERMISIBLE EN CONCENTRACIONES = 0.1

PORCENTAJE DE ERROR EN EL BALANCE DE ENERGIA = 0.00001

DESEA CAMBIAR ESTOS VALORES = S

MAXIMO ERROR EN AREAS = 0.025

MAXIMO ERROR EN CONCENTRACIONES = 0.1

PORCENTAJE DE ERROR EN EL BALANCE DE ENERGIA = 0.00001

#### (CUADRO DE ENTRADA DE DATOS).

NUMERO DE EFECTOS DE EVAPORACION = 3

TIPO DE CIRCULACION:

D = CIRCULACION DIRECTA.

C = CIRCULACION EN CONTRAFLUJO.

OPCION = D

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR, EFECTO (1) = 1100

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR, EFECTO (2) = 600

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR, EFECTO (3) = 400  
AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR (CUADRO DE DIALOGO)  
I = AREAS IGUALES D = AREAS DIFERENTES  
OPCION = I

(CUADRO DE ENTRADA DE DATOS)  
CARACTERISTICAS DEL VAPOR DE ALIMENTACION.  
TEMPERATURA DE ALIMENTACION DEL VAPOR = 236

CARACTERISTICAS DE LA SOLUCION.

CONCENTRACION INICIAL = 0.1  
TEMPERATURA DE LA SOLUCION DE ALIMENTACION = 100  
ENTALPIA INICIAL DE LA SOLUCION = 60  
CAUDAL DE ALIMENTACION DE LA SOLUCION = 100 000  
CONCENTRACION FINAL = 0.5  
TEMPERATURA DE SATURACION DEL VAPOR, EFECTO (3) = 101  
ENTALPIA DE LA SOLUCION CONCENTRADA, EFECTO (3) = 202

(CUADRO DE RESULTADOS PARCIALES).

(VENTANA DE ENTRADA DE DATOS).

ENTALPIA DE LA SOLUCION (2) = 147

ENTALPIA DE LA SOLUCION (1) = 171

CONDICIONES DE CALCULO (CUADRO DE DIALOGO)  
RECOMPRESION TERMICA DEL VAPOR = R  
VAPOR A OTRAS PARTES DEL PROCESO = V  
EVAPORACION DE EFECTOS MULTIPLES EN CONDICIONES NORMALES = N  
OPCION = N

(CUADRO DE RESULTADOS PARCIALES)

VERIFICACION, AREAS (CUADRO DE VERIFICACION).  
VARIABLES DE VERIFICACION ( CUADRO DE VERIFICACION).  
(CUADRO DE CORRECCION DE  $\Delta T$ ).

(CUADRO DE ENTRADA DE DATOS { 2<sup>nda</sup> ITERACION }).

ENTALPIA DE LA SOLUCION (2) = 149  
ENTALPIA DE LA SOLUCION (1) = 171

(CUADRO DE RESULTADOS PARCIALES)  
VERIFICACION, AREAS (CUADRO DE VERIFICACION).  
VARIABLES DE VERIFICACION ( CUADRO DE VERIFICACION).  
VERIFICAICON DE CONCENTRACIONES (CUADRO DE VERIFICACION).

RESULTADOS.

---

En el siguiente capítulo se presenta la solución de diversos casos de interés a través del programa de computadora.

## CAPITULO IV

## IV APLICACIONES PRACTICAS.

En este capítulo se presenta la simulación de diversos procesos con el objeto de obtener conclusiones particulares sobre los casos estudiados y verificar el funcionamiento del programa.

### 4.1 SOLUCION DE LOS EJEMPLOS PRESENTADOS EN EL CAPITULO II.

Los resultados que se presentan aquí tienen el formato del reporte de resultados impreso proporcionado por la computadora.

#### Ejemplo 2-1

---

#### REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACIÓN.

No. de Efectos de Evaporación = 1

#### CONDICIONES DE SIMULACION.

$x_f = 0.200$   
 $T_f = 100.000 \text{ F}$   
 $m_f = 10000.000 \text{ lb/hr}$   
 $h_f = 56.500 \text{ Btu/lb}$   
 $h_s = 1156.278 \text{ Btu/lb}$   
 $lats = 960.078$   
 $T_s = 228.000 \text{ F}$   
 $Soluto\_f = 2000.000 \text{ lb/hr}$   
 $U[1] = 400.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$

#### RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 7526.624 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 0.797 lb  
Area Promedio = 630.834 ft<sup>2</sup>  
 $V[1] = 8000.000 \text{ lb/hr}$   
 $PV[1] = 0.000 \text{ lb/hr}$   
 $L[1] = 4000.000 \text{ lb/hr}$   
 $X[1] = 0.500$   
 $Tv[1] = 125.400 \text{ F}$   
 $TL[1] = 199.363 \text{ F}$   
 $Al[1] = 28.637 \text{ F}$   
 $A[1] = 630.834 \text{ ft}^2$   
 $hv[1] = 1150.524 \text{ Btu/lb}$   
 $hL[1] = 222.000 \text{ Btu/lb}$

---

## EJEMPLO 2-2

La Inicial a la derecha del tipo de circulación indica una "n" si la evaporación se llevó a cabo en condiciones normales, es decir sin extraer vapor para recompresión térmica o para otros procesos, "R" indica recompresión y "V" aparece cuando se extrae vapor para otros procesos.

---

### REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION.

No. de Efectos de Evaporación = 3

Circulación Directa (n)

CONDICIONES DE SIMULACION.

$x_f = 0.100$   
 $T_f = 100.000 \text{ F}$   
 $m_f = 100000 \text{ lb/hr}$   
 $h_f = 60.000 \text{ Btu/lb}$   
 $h_s = 1159.100 \text{ Btu/lb}$   
 $lats = 954.822 \text{ Btu/lb}$   
 $T_s = 236.000 \text{ F}$   
 $Soluto_f = 10000.000 \text{ lb/hr}$   
 $U[1] = 1100.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[2] = 600.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[3] = 400.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$

### RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 38955.018 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 2.054 lb  
Area Promedio = 3804.887 ft<sup>2</sup>  
 $V[1] = 25571.698 \text{ lb/hr}$   
 $PV[1] = 0.000 \text{ lb/hr}$   
 $L[1] = 74428.302 \text{ lb/hr}$   
 $X[1] = 0.134$   
 $Tv[1] = 208.187 \text{ F}$   
 $TL[1] = 227.119 \text{ F}$   
 $At[1] = 8.881 \text{ F}$   
 $A[1] = 3807.503 \text{ ft}^2$   
 $hv[1] = 1157.095 \text{ Btu/lb}$   
 $hL[1] = 171.000 \text{ Btu/lb}$   
 $Sciatv[1] = 970.924 \text{ Btu/lb}$   
 $V[2] = 27271.763 \text{ lb/hr}$   
 $PV[2] = 0.000 \text{ lb/hr}$   
 $L[2] = 46265.162 \text{ lb/hr}$   
 $X[2] = 0.216$   
 $Tv[2] = 191.510 \text{ F}$   
 $TL[2] = 207.100 \text{ F}$

$AI[2] = 11.247 \text{ F}$   
 $A[2] = 3807.600 \text{ ft}^2$   
 $hv[2] = 1150.455 \text{ Btu/lb}$   
 $hL[2] = 149.000 \text{ Btu/lb}$   
 $Sclatv[2] = 990.455 \text{ Btu/lb}$   
 $V[3] = 26218.014 \text{ lb/hr}$   
 $PV[3] = 0.000 \text{ lb/hr}$   
 $L[3] = 20047.147 \text{ lb/hr}$   
 $X[3] = 0.500$   
 $Tv[3] = 101.000 \text{ F}$   
 $TL[3] = 173.738 \text{ F}$   
 $AI[3] = 17.773 \text{ F}$   
 $A[3] = 3799.559 \text{ ft}^2$   
 $hv[3] = 1138.738 \text{ Btu/lb}$   
 $hL[3] = 202.000 \text{ Btu/lb}$   
 $Sclatv[3] = 1069.738 \text{ Btu/lb}$

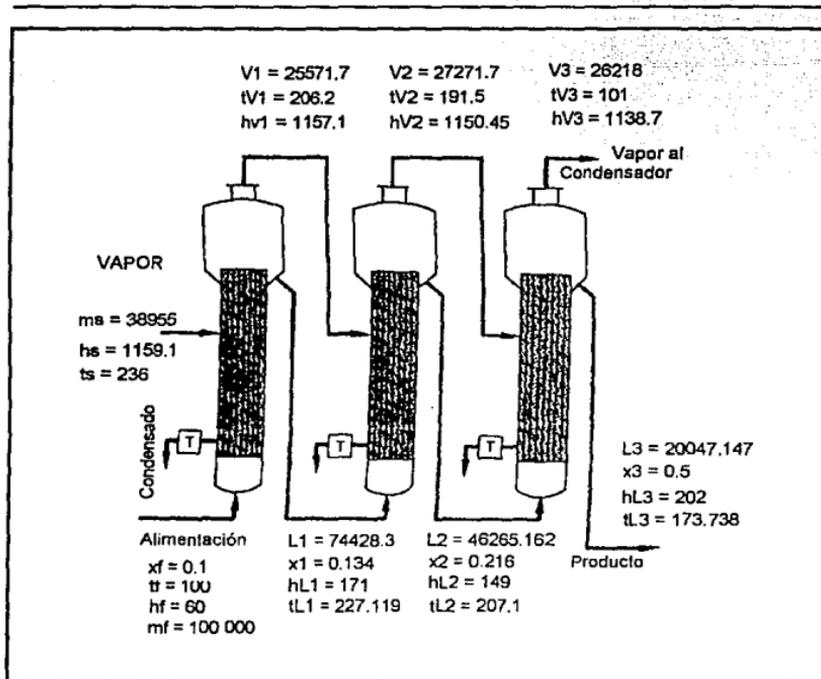


Figura 4-1, Esquema del proceso simulado.

Las diferencias observadas entre los resultados de los cálculos a mano y de los obtenidos por computadora se deben principalmente al cálculo más exacto de las elevaciones del punto de ebullición mediante el procedimiento Dühring, a los calores específicos utilizados y al mayor número de iteraciones que realiza la computadora. En la figura 4-1 se muestra un esquema del proceso simulado.

### EJEMPLO 2-3

---

#### REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION.

Circulación Directa (n)

No. de Efectos de Evaporación = 3

CONDICIONES DE SIMULACION.

$x_f = 0.100$   
 $T_f = 100.000 \text{ F}$   
 $m_f = 100000.000 \text{ lb/hr}$   
 $h_f = 60.000 \text{ Btu/lb}$   
 $h_s = 1169.944 \text{ Btu/lb}$   
 $lats = 933.178 \text{ Btu/lb}$   
 $T_s = 268.000 \text{ F}$   
 $Soluto_f = 10000.000 \text{ lb/hr}$   
 $U[1] = 1100.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[2] = 600.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[3] = 400.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$

#### RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 41452.026 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 1.830 lb  
Area Promedio = 2056.226 ft<sup>2</sup>  
 $V[1] = 26015.623 \text{ lb/hr}$   
 $PV[1] = 0.000 \text{ lb/hr}$   
 $L[1] = 73984.377 \text{ lb/hr}$   
 $X[1] = 0.135$   
 $Tv[1] = 242.171 \text{ F}$   
 $TL[1] = 250.943 \text{ F}$   
 $At[1] = 17.057 \text{ F}$   
 $A[1] = 2061.697 \text{ ft}^2$   
 $hv[1] = 1165.805 \text{ Btu/lb}$

hL[1] = 184.000 Btu/lb  
Scatlv[1] = 955.438 Btu/lb  
V[2] = 27285.197 lb/hr  
PV[2] = 0.000 lb/hr  
L[2] = 46889.180 lb/hr  
X[2] = 0.214  
Tv[2] = 208.523 F  
TL[2] = 222.133 F  
At[2] = 20.058 F  
A[2] = 2085.384 ft<sup>2</sup>  
hv[2] = 1156.328 Btu/lb  
hL[2] = 184.000 Btu/lb  
Scatlv[2] = 981.273 Btu/lb  
V[3] = 26688.001 lb/hr  
PV[3] = 0.000 lb/hr  
L[3] = 20011.179 lb/hr  
X[3] = 0.500  
Tv[3] = 101.000 F  
TL[3] = 173.738 F  
At[3] = 32.786 F  
A[3] = 2041.618 ft<sup>2</sup>  
hv[3] = 1138.738 Btu/lb  
hL[3] = 202.000 Btu/lb  
Scatlv[3] = 1089.738 Btu/lb

---

Es fácil verificar el funcionamiento del programa utilizando los datos aportados en el reporte impreso para calcular los balances de materia y energía y verificar la distribución de temperaturas, en todos los casos se observa que se satisfacen todas las condiciones del proceso simultáneamente, la exactitud depende del error asociado a cada uno de los ciclos iterativos.

#### **4.2 COMPARACION DE PROCESOS CON CIRCULACION DIRECTA Y EN CONTRAFLUJO.**

En esta sección se comparan las características de evaporadores en contraflujo y circulación directa variando únicamente la temperatura de alimentación del vapor y manteniendo constantes al resto de las características del proceso. La condiciones en las que se llevaron a cabo estas simulaciones son las siguientes:

$X[1] = 0.1$   
 $X[3] = 0.5$   
 $T_s = 249\text{ }^\circ\text{F}$   
 $T_v[3] = 125.43\text{ }^\circ\text{F}$   
 $m_f = 55\ 000\text{ lb/hr}$

**Circulación Directa**  
 $U[1] = 550\text{ Btu/hr-ft}^2\text{-F}$   
 $U[2] = 350\text{ Btu/hr-ft}^2\text{-F}$   
 $U[3] = 200\text{ Btu/hr-ft}^2\text{-F}$

**Circulación en Contraflujo.**  
 $U[1] = 450\text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[2] = 350\text{ Btu/hr-ft}^2\text{-F}$   
 $U[3] = 265\text{ Btu/hr-ft}^2\text{-F}$

#### CIRCULACION DIRECTA.

Temperatura de la solución de Alimentación	Evaporación por Libra de Vapor.	Consumo Total de Vapor.	Area de Intercambio Térmico.
50 °F	1.87 lb/lb vapor	23525.520 lb/hr	1223.923 ft <sup>2</sup>
70 °F	1.96 lb/lb vapor	22461.29 lb/hr	1207.062 ft <sup>2</sup>
100 °F	2.12 lb/lb vapor	20751.285 lb/hr	1182.973 ft <sup>2</sup>
150 °F	2.44 lb/lb vapor	18029.805 lb/hr	1142.327 ft <sup>2</sup>
200 °F	2.89 lb/lb vapor	15222.39 lb/hr	1103.819 ft <sup>2</sup>
225 °F	3.18 lb/lbvapor	13834.19 lb/hr	1085.44 ft <sup>2</sup>

Tabla 4-1

Los coeficientes de transferencia de calor se han tomado de datos proporcionados por Badger<sup>†</sup> con el objeto de no influir negativamente en ninguno de los tipos de circulación, estos coeficientes son equivalentes para ambos tipos de circulación considerando que se trata de soluciones que no presentan una elevación considerable del punto de ebullición. En las tablas 4-1 y 4-2 se presentan los resultados de las simulaciones para diferentes temperaturas de la solución de alimentación.

<sup>†</sup> W.L. Badger, Heat Transfer and Crystallization, Swenson Evaporator Company

**CIRCULACION EN CONTRAFLUJO.**

Temperatura de la Solución de Alimentación	Evaporación por Libra de Vapor.	Consumo Total de Vapor.	Area de Intercambio Térmico.
50 °F	2.25 lb/lb vapor	19584.16 lb/hr	1136.918 ft <sup>2</sup>
70 °F	2.30 lb/lb vapor	19167.20 lb/hr	1111.478 ft <sup>2</sup>
100 °F	2.37 lb/lb vapor	18532.99 lb/hr	1130.436 ft <sup>2</sup>
150 °F	2.52 lb/lb vapor	17483.70 lb/hr	1085.161 ft <sup>2</sup>
200 °F	2.68 lb/lb vapor	16445.02 lb/hr	999.748 ft <sup>2</sup>
225 °F	2.77 lb/lb vapor	15901.46 lb/hr	965 ft <sup>2</sup>

Tabla 4-2

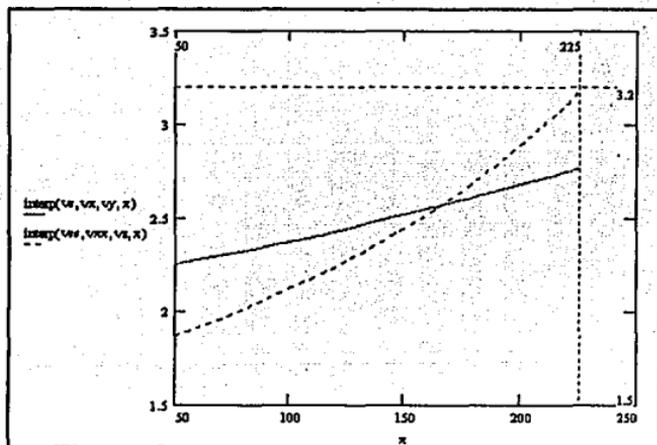


Figura 4-2, Comparación de procesos, circulación directa y contraflujo.

La figura 4-2 muestra las líneas características de cada proceso obtenidas a partir de la interpolación de los valores presentados en las tablas. La línea punteada representa los procesos en circulación directa, la línea continua a los procesos en contraflujo. El eje de las ordenadas

representa la evaporación por libra de vapor y el eje de las abscisas a los distintos valores de la temperatura de la solución de alimentación. En la gráfica se puede apreciar la importancia del precalentamiento de la solución en los procesos que se llevan a cabo en circulación directa, los procesos en contraflujo presentan un mayor rango de operación económica, sin embargo la mayor economía se logra a través de circulación directa con altas temperaturas de la solución de alimentación. En estos cálculos, debido a que no se conocen las características térmicas de la solución, se tomaron las entalpías de la solución directamente de tablas de vapor.

#### 4.3 ANALISIS DE PROCESOS CON RECOMPRESION TERMICA.

En esta sección se presenta un estudio para un evaporador de cuatro efectos con circulación en contraflujo que concentra una solución de sosa cáustica de 6.5% a 72%. el primer listado corresponde a la simulación del proceso en condiciones normales (sin recompresión), el segundo listado corresponde a la situación en la que se recomprimen 6000 lb. del vapor producido en el primer efecto, puede notarse que con esta configuración no se obtiene ningún efecto significativo en la economía de vapor. El tercer listado corresponde al caso en el que se utilizan 6000 lb. del vapor del último efecto para la recompresión, en este caso se observa una mejora sustancial en la economía del vapor.

Condiciones Normales.

---

#### REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION.

Circulación en Contraflujo (n)

No. de Efectos de Evaporación = 4

CONDICIONES DE SIMULACION.

$x_f = 0.065$   
 $T_f = 50,000 \text{ F}$   
 $m_f = 180000.000 \text{ lb/hr}$

hf = 15.000 Btu/lb  
hs = 1185.200 Btu/lb  
lats = 894.900 Btu/lb  
Ts = 320.000 F  
Solutio\_f = 11700.000 lb/hr  
U[1] = 380.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[2] = 475.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[3] = 750.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[4] = 900.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F

## RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 80632.299 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 2.701 lb  
Area Promedio = 4035.897 ft<sup>2</sup>  
Diferencia de Temperaturas Efectiva = 86.305 F  
V[1] = 42953.788 lb/hr  
PV[1] = 0.000 lb/hr  
L[1] = 16283.555 lb/hr  
X[1] = 0.720  
Tv[1] = 136.721 F  
TL[1] = 284.506 F  
At[1] = 35.494 F  
A[1] = 4022.949 ft<sup>2</sup>  
hv[1] = 1194.636 Btu/lb  
hL[1] = 421.000 Btu/lb  
Scatlv[1] = 1089.736 Btu/lb  
V[2] = 42751.858 lb/hr  
PV[2] = 0.000 lb/hr  
L[2] = 59237.343 lb/hr  
X[2] = 0.198  
Tv[2] = 97.838 F  
TL[2] = 112.392 F  
At[2] = 24.329 F  
A[2] = 4050.432 ft<sup>2</sup>  
hv[2] = 1110.790 Btu/lb  
hL[2] = 66.00 Btu/lb  
Scatlv[2] = 1044.790 Btu/lb  
V[3] = 40396.396 lb/hr  
PV[3] = 0.000 lb/hr  
L[3] = 101989.001 lb/hr  
X[3] = 0.115  
Tv[3] = 76.339 F  
TL[3] = 83.078 F  
At[3] = 14.760 F  
A[3] = 4034.862 ft<sup>2</sup>  
hv[3] = 1097.835 Btu/lb  
hL[3] = 45.000 Btu/lb  
Scatlv[3] = 1053.835 Btu/lb  
V[4] = 37614.603 lb/hr  
PV[4] = 0.000 lb/hr  
L[4] = 142385.397 lb/hr  
X[4] = 0.082  
Tv[4] = 60.000 F  
TL[4] = 64.617 F  
At[4] = 11.722 F

A[4] = 4035.345 ft<sup>2</sup>  
hv[4] = 1089.991 Btu/lb  
hL[4] = 30.000 Btu/lb  
Sciatv[4] = 1061.891 Btu/lb

---

Recompresión, Primer Efecto.

---

#### REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION.

Circulación en Contraflujo (f)

No. de Efectos de Evaporación = 4

CONDICIONES DE SIMULACION.

xf = 0.065  
Tf = 50.000 F  
mf = 180000.000 lb/hr  
hf = 15.000 Btu/lb  
hs = 1185.200 Btu/lb  
Iats = 894.900 Btu/lb  
Ts = 320.000 F  
Soluto\_f = 11700.000 lb/hr  
U[1] = 380.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[2] = 475.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[3] = 750.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[4] = 900.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F

#### RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 60278.779 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 2.717 lb  
Area Promedio = 4063.299 ft<sup>2</sup>  
Diferencia de Temperaturas Efectiva = 90.681 F  
V[1] = 47316.340 lb/hr  
PV[1] = 6000.000 lb/hr  
L[1] = 16196.073 lb/hr  
X[1] = 0.720  
Tv[1] = 134.210 F  
TL[1] = 281.995 F  
Al[1] = 38.005 F  
A[1] = 4106.991 ft<sup>2</sup>  
hv[1] = 1192.998 Btu/lb  
hL[1] = 420.000 Btu/lb  
Sciatv[1] = 1091.098 Btu/lb  
V[2] = 41387.185 lb/hr  
PV[2] = 0.000 lb/hr  
L[2] = 63512.413 lb/hr

X[2] = 0.184  
Tv[2] = 95.208 F  
TL[2] = 106.693 F  
Al[2] = 27.517 F  
A[2] = 3949.832 ft<sup>2</sup>  
hv[2] = 1108.142 Btu/lb  
hL[2] = 62.000 Btu/lb  
Sciatv[2] = 1045.142 Btu/lb  
V[3] = 36791.011 lb/hr  
PV[3] = 0.000 lb/hr  
L[3] = 104899.598 lb/hr  
X[3] = 0.122  
Tv[3] = 75.073 F  
TL[3] = 81.137 F  
Al[3] = 14.071 F  
A[3] = 4098.821 ft<sup>2</sup>  
hv[3] = 1097.119 Btu/lb  
hL[3] = 45.000 Btu/lb  
Sciatv[3] = 1054.119 Btu/lb  
V[4] = 36309.391 lb/hr  
PV[4] = 0.000 lb/hr  
L[4] = 143690.609 lb/hr  
X[4] = 0.081  
Tv[4] = 80.000 F  
TL[4] = 63.985 F  
Al[4] = 11.088 F  
A[4] = 4097.551 ft<sup>2</sup>  
hv[4] = 1089.718 Btu/lb  
hL[4] = 28.000 Btu/lb  
Sciatv[4] = 1061.818 Btu/lb

---

Recompresión, Cuarto Efecto.

---

## REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION

Circulación en Contraflujo (r)

No. de Efectos de Evaporación = 4

### CONDICIONES DE SIMULACION

xf = 0.065  
Tf = 50.000 F  
mf = 180000.000 lb/hr  
hf = 15.000 Btu/lb  
hs = 1185.200 Btu/lb

Iats = 894.900 Btu/lb  
Ts = 320.000 F  
Soluto\_f = 11700.000 lb/hr  
U[1] = 380.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[2] = 475.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[3] = 750.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[4] = 900.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F

## RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 54694.062 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 2.994 lb  
Area Promedio = 4083.242 ft<sup>2</sup>  
Diferencia de Temperaturas Efectiva = 86.305 F  
V[1] = 42777.697 lb/hr  
PV[1] = 0.000 lb/hr  
L[1] = 16291.176 lb/hr  
X[1] = 0.720  
Tv[1] = 135.962 F  
TL[1] = 283.747 F  
Al[1] = 36.253 F  
A[1] = 3942.699 ft<sup>2</sup>  
hv[1] = 1195.368 Btu/lb  
hL[1] = 420.000 Btu/lb  
Sclatv[1] = 1091.468 Btu/lb  
V[2] = 42879.603 lb/hr  
PV[2] = 0.000 lb/hr  
L[2] = 59068.872 lb/hr  
X[2] = 0.198  
Tv[2] = 96.929 F  
TL[2] = 111.483 F  
Al[2] = 24.479 F  
A[2] = 4015.543 ft<sup>2</sup>  
hv[2] = 1110.454 Btu/lb  
hL[2] = 62.000 Btu/lb  
Sclatv[2] = 1045.454 Btu/lb  
V[3] = 40281.721 lb/hr  
PV[3] = 0.000 lb/hr  
L[3] = 101948.556 lb/hr  
X[3] = 0.115  
Tv[3] = 75.764 F  
TL[3] = 82.503 F  
Al[3] = 14.425 F  
A[3] = 4143.488 ft<sup>2</sup>  
hv[3] = 1097.855 Btu/lb  
hL[3] = 45.000 Btu/lb  
Sclatv[3] = 1053.855 Btu/lb  
V[4] = 37789.724 lb/hr  
Pv[4] = 6000.000 lb/hr  
L[4] = 142230.276 lb/hr  
X[4] = 0.082  
Tv[4] = 60.000 F  
TL[4] = 64.617 F  
Al[4] = 11.148 F  
A[4] = 4231.238 ft<sup>2</sup>  
hv[4] = 1089.991 Btu/lb

$$hL[4] = 28.000 \text{ Btu/lb}$$
$$\text{Sciatv}[4] = 1061.891 \text{ Btu/lb}$$

---

#### 4.4 SIMULACION DE UN EVAPORADOR DE 10 EFECTOS.

El siguiente listado corresponde al proceso de un evaporador de 10 efectos que concentra una solución de 10% a 85% con elevación del punto de ebullición despreciable, en forma similar al estudio realizado para circulación directa y contracorriente los valores de las entalpías de la solución se tomaron de las tablas de vapor saturado a la temperatura de ebullición.

Se puede observar que la evaporación por libra de vapor es baja si se considera que se trata de un evaporador de diez efectos, esto se debe principalmente a que la temperatura a la que se alimenta la solución es muy baja comparada con la temperatura de ebullición en el primer efecto, de esta forma es necesario aportar una gran cantidad de calor antes de lograr la evaporación del solvente. Obsérvese como aumentan las cantidades evaporadas de un efecto a otro.

---

#### REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION.

Circulación Directa (n)

No. de Efectos de Evaporación = 10

#### CONDICIONES DE SIMULACION

$x_f = 0.100$   
 $T_f = 100.000 \text{ F}$   
 $m_f = 200000.000 \text{ lb/hr}$   
 $h_f = 67.970 \text{ Btu/lb}$   
 $h_s = 1164.000 \text{ Btu/lb}$   
 $lats = 945.500 \text{ Btu/lb}$   
 $T_s = 250.000 \text{ F}$   
 $\text{Solut}_f = 20000.000 \text{ lb/hr}$

U[1] = 1100.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[2] = 1090.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[3] = 1000.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[4] = 920.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[5] = 830.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[6] = 740.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[7] = 645.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[8] = 600.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[9] = 540.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F  
U[10] = 430.000 Btu/h-ft<sup>2</sup>-F

## RESULTADOS.

Consumo Total de Vapor = 36752.297 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 4.802 lb  
Area Promedio = 1314.799 ft<sup>2</sup>  
Diferencia de Temperaturas Efectiva = 205.000 F  
V[1] = 9889.264 lb/hr  
PV[1] = 0.000 lb/hr  
L[1] = 190110.736 lb/hr  
X[1] = 0.105  
Tv[1] = 226.054 F  
TL[1] = 226.054 F  
At[1] = 23.948 F  
A[1] = 1319.252 ft<sup>2</sup>  
hv[1] = 1155.556 Btu/lb  
hL[1] = 194.180 Btu/lb  
Sclatv[1] = 961.356 Btu/lb  
V[2] = 11254.506 lb/hr  
Pv[2] = 0.000 lb/hr  
L[2] = 178856.229 lb/hr  
X[2] = 0.112  
Tv[2] = 219.343 F  
TL[2] = 219.343 F  
At[2] = 6.712 F  
A[2] = 1289.572 ft<sup>2</sup>  
hv[2] = 1153.021 Btu/lb  
hL[2] = 187.000 Btu/lb  
Sclatv[2] = 965.836 Btu/lb  
V[3] = 12887.936 lb/hr  
PV[3] = 0.000 lb/hr  
L[3] = 166188.293 lb/hr  
X[3] = 0.120  
Tv[3] = 211.171 F  
TL[3] = 211.171 F  
At[3] = 8.172 F  
A[3] = 1330.150 ft<sup>2</sup>  
hv[3] = 1150.023 Btu/lb  
hL[3] = 179.000 Btu/lb  
Sclatv[3] = 970.932 Btu/lb  
V[4] = 14441.885 lb/hr  
PV[4] = 0.000 lb/hr  
L[4] = 151746.408 lb/hr  
X[4] = 0.132  
Tv[4] = 201.204 F  
TL[4] = 201.204 F

Ai[4] = 9.967 F  
A[4] = 1341.362 ft2  
hv[4] = 1146.250 Btu/lb  
hL[4] = 168.000 Btu/lb  
Sclatv[4] = 977.250 Btu/lb  
V[5] = 16181.550 lb/hr  
PV[5] = 0.000 lb/hr  
L[5] = 135564.858 lb/hr  
X[5] = 0.148  
Tv[5] = 188.132 F  
TL[5] = 188.132 F  
Ai[5] = 13.072 F  
A[5] = 1300.845 ft2  
hv[5] = 1141.222 Btu/lb  
hL[5] = 155.940 Btu/lb  
Sclatv[5] = 985.322 Btu/lb  
V[6] = 18325.740 lb/hr  
PV[6] = 0.000 lb/hr  
L[6] = 117239.118 lb/hr  
X[6] = 0.171  
Tv[6] = 171.820 F  
TL[6] = 171.820 F  
Ai[6] = 16.312 F  
A[6] = 1320.845 ft2  
hv[6] = 1134.989 Btu/lb  
hL[6] = 138.900 Btu/lb  
Sclatv[6] = 995.087 Btu/lb  
V[7] = 20522.238 lb/hr  
PV[7] = 0.000 lb/hr  
L[7] = 98716.881 lb/hr  
X[7] = 0.207  
Tv[7] = 150.718 F  
TL[7] = 150.718 F  
Ai[7] = 21.102 F  
A[7] = 1339.795 ft2  
hv[7] = 1126.500 Btu/lb  
hL[7] = 117.890 Btu/lb  
Sclatv[7] = 1007.900 Btu/lb  
V[8] = 22656.066 lb/hr  
PV[8] = 0.000 lb/hr  
L[8] = 74060.815 lb/hr  
X[8] = 0.270  
Tv[8] = 124.796 F  
TL[8] = 124.796 F  
Ai[8] = 25.922 F  
A[8] = 1329.910 ft2  
hv[8] = 1115.789 Btu/lb  
hL[8] = 91.910 Btu/lb  
Sclatv[8] = 1022.889 Btu/lb  
V[9] = 24570.678 lb/hr  
PV[9] = 0.000 lb/hr  
L[9] = 49490.137 lb/hr  
X[9] = 0.404  
Tv[9] = 91.159 F  
TL[9] = 91.159 F  
Ai[9] = 33.637 F

A[9] = 1275.838 ft<sup>2</sup>  
hv[9] = 1101.400 Btu/lb  
hL[9] = 58.990 Btu/lb  
Sciatv[9] = 1042.400 Btu/lb  
V[10] = 26099.862 lb/hr  
PV[10] = 0.000 lb/hr  
L[10] = 23390.275 lb/hr  
X[10] = 0.850  
Tv[10] = 45.000 F  
TL[10] = 45.000 F  
Al[10] = 46.159 F  
A[10] = 1290.420 ft<sup>2</sup>  
hv[10] = 1081.478 Btu/lb  
hL[10] = 13.060 Btu/lb  
Sciatv[10] = 1068.433 Btu/lb

---

#### 4.5 DISEÑO OPTIMO.

Con ayuda del programa de simulación es posible obtener en poco tiempo el diseño óptimo de las características generales de procesos de evaporación a efectos múltiples. En esta sección se muestra una metodología para obtener la mayor información posible de las corridas experimentales.

Se consideran los "factores" o variables que pueden influir significativamente en el proceso, para cada variable se tienen inicialmente dos "niveles", un nivel alto representado por ( + ) y un nivel bajo representado por ( - ). En este caso se analizan todas las combinaciones de las variables en sus dos niveles, en el caso de que existan tres variables o factores, el número de simulaciones o experimentos que tendrán que realizarse es  $= 2 \times 2 \times 2 = 2^3 = 8$ , en el caso de que existan cuatro factores el número total de simulaciones deberá ser  $= 2^4$  y así en forma sucesiva. En la tabla 4-3 se muestra un arreglo experimental para tres factores.

El caso de análisis que se propone es un evaporador de triple efecto con circulación en contraflujo, que concentra soluciones de hidróxido de sodio, la concentración inicial es de 8%, la concentración final es de 48%. El evaporador cuenta con un inyector conectado a la descarga de

vapor del segundo efecto, los coeficientes de transferencia de calor son los siguientes;  $U_1 = 630$ ,  $U_2 = 770$  y  $U_3 = 825$ . La cantidad de solución que se alimenta es de 100000 lb/hr.

Experimento	Ts	Tf	Rt		Ts	Tf	Rt
1	-	-	-	(1)	0	0	0
2	+	-	-	Ts	1	0	0
3	-	+	-	Tf	0	1	0
4	+	+	-	(Ts)(Tf)	1	1	0
5	-	-	+	(Rt)	0	0	1
6	+	-	+	(Ts)(Rt)	1	0	1
7	-	+	+	(Tf)(Rt)	0	1	1
8	+	+	+	(Ts)(Tf)(Rt)	1	1	1

Tabla 4-3

Los factores considerados en este caso son; la temperatura del vapor de alimentación (Ts), cuyos niveles alto y bajo son 320 °F y 280 °F respectivamente; la temperatura de la solución de alimentación (Tf) con niveles de 120 °F y 80 °F y el caudal de vapor utilizado para recompresión en el segundo efecto, cuyos niveles son 3000 lb/hr y 1000 lb/hr. En la tabla 4-4 se muestran las combinaciones simuladas con sus respectivos resultados.

Puede observarse que para este análisis el experimento 7 es el que produce el mejor resultado. El estudio precedente da una indicación de las tendencias de las variables para mejorar el proceso, posteriormente se hace el ajuste detallado de las variables en base al análisis de los reportes de resultados de las simulaciones. El siguiente reporte de resultados corresponde al experimento 7.

Experimento Número	Ts	Tf	Rt	Consumo Total de Vapor
1	280	80	1000	36486.547
2	320	80	1000	39154.717
3	280	120	1000	35606.106
4	320	120	1000	37752.799
5	280	80	3000	35676.810
6	320	80	3000	37921.920
7	280	120	3000	34374.624
8	320	120	3000	36566.377

Tabla 4-4

REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION.

Circulación en Contraflujo (r)  
No. de Efectos de Evaporación = 3

CONDICIONES DE SIMULACION

$x_f = 0.080$   
 $T_f = 120.000 \text{ F}$   
 $m_f = 100000 \text{ lb/hr}$   
 $h_f = 80.000 \text{ Btu/lb}$   
 $h_s = 1173.800 \text{ Btu/lb}$   
 $l_{ats} = 924.700 \text{ Btu/lb}$   
 $T_s = 280.000 \text{ F}$   
 $Solute\_F = 8000.000 \text{ lb/hr}$   
 $U[1] = 630.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[2] = 770.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$   
 $U[3] = 825.000 \text{ Btu/h-ft}^2\text{-F}$

RESULTADOS

Consumo Total de Vapor = 34374.624 lb/hr  
Evaporación por Libra de Vapor = 2.424 lb  
Area Promedio = 1827.527 ft<sup>2</sup>

Diferencia de Temperaturas Efectiva = 73.937 F  
V[1] = 30755.550 lb/hr  
PV[1] = 0.000 lb/hr  
L[1] = 16681.446 lb/hr  
X[1] = 0.480  
Tv[1] = 184.457 F  
TL[1] = 249.704 F  
At[1] = 30.296 F  
A[1] = 1810.723 ft<sup>2</sup>  
hv[1] = 1172.785 Btu/lb  
hL[1] = 253.000 Btu/lb  
Sciatv[1] = 1020.885 Btu/lb  
V[2] = 28545.530 lb/hr  
Pv[2] = 3000.000 lb/hr  
L[2] = 46955.558 lb/hr  
X[2] = 0.170  
Tv[2] = 148.242 F  
TL[2] = 162.301 F  
At[2] = 22.156 F  
A[2] = 1811.617 ft<sup>2</sup>  
hv[2] = 1131.871 Btu/lb  
hL[2] = 110.000 Btu/lb  
Sciatv[2] = 1015.971 Btu/lb  
V[3] = 24498.912 lb/hr  
PV[3] = 0.000 lb/hr  
L[3] = 75501.088 lb/hr  
X[3] = 0.106  
Tv[3] = 123.000 F  
TL[3] = 129.345 F  
At[3] = 18.897 F  
A[3] = 1860.240 ft<sup>2</sup>  
hv[3] = 1117.802 Btu/lb  
hL[3] = 87.000 Btu/lb  
Sciatv[3] = 1028.902 Btu/lb

---

Se observa que el valor óptimo de la temperatura de alimentación del vapor es de 250 °F, realizando una última simulación con las variables;  $T_s = 250$ ,  $T_f = 120$  y  $PV[2] = 3000$ , se obtiene un consumo de vapor de 32043.70 lb/hr. Las características de este último proceso simulado son recomendables en cuanto a economía de vapor, sin embargo las áreas de transferencia de calor requeridas para un proceso de este tipo son de 3000 ft<sup>2</sup>, por esta razón es necesario hacer un estudio económico que determine la configuración más rentable.

## V CONCLUSIONES

## V CONCLUSIONES.

El desarrollo de este trabajo tuvo como objetivo principal, reunir y aplicar en forma práctica, una serie de conocimientos de distintas disciplinas estudiadas en el transcurso de la carrera que dieron como resultado, una herramienta de utilidad para la práctica de la ingeniería.

Dentro de las características más importantes de este trabajo se tienen: el ahorro de tiempo, la exactitud de los cálculos y la versatilidad, si bien el programa no es capaz de resolver todos los problemas relacionados con la evaporación, si permite, en cambio, analizar un gran número de configuraciones diferentes para los casos que se presentan con mayor frecuencia dentro de la industria. Estas características convierten al programa en un elemento útil para estudios de optimización de procesos de evaporación.

A partir de los estudios realizados con el programa se pueden derivar un gran número de conclusiones particulares, como se ha visto, las características de un proceso de evaporación no son predecibles, cambios pequeños en las variables dan lugar a procesos con características significativamente diferentes.

En términos generales el programa de simulación permite apreciar fácilmente el comportamiento de las variables más importantes del proceso, a continuación se presentan las conclusiones correspondientes a las características más generales que se hacen evidentes en las corridas experimentales presentadas en el capítulo IV.

- Los efectos del sobre calentamiento del vapor tienen una influencia negativa en lo que a consumo de vapor se refiere, sin embargo, se obtienen áreas de transferencia de calor considerablemente menores.

- Los niveles de vacío altos son benéficos desde el punto de vista de consumo de vapor debido a que se tiene una mayor diferencia de temperaturas disponible en todo el evaporador, de esta forma es posible utilizar vapor a menor presión, o bien, en el caso de que se utilice vapor de alta presión es posible reducir los costos de construcción del equipo.
- En los casos donde se utiliza recompresión térmica es preferible utilizar el vapor producido en los últimos efectos debido a que este tiene un menor contenido energético.
- La temperatura de alimentación de la solución es una consideración importante en la elección del tipo de circulación del evaporador.

Durante la utilización del programa deben contemplarse las características fisicoquímicas de las soluciones que se estudien, debido a que el programa puede arrojar un resultado matemáticamente consistente que en la práctica no pueda llevarse a cabo debido a características de descomposición de las soluciones o bien al ataque corrosivo y/o erosivo que presentan algunas soluciones a muy altas concentraciones.

## BILIOGRAFIA.

- 1.- HAUSBRAND, E. and HEASTIE, B. " Evaporating, Condensing and Cooling Apparatus"  
Ernst Benn Limited, London, 1933.
- 2.- GONZALEZ DEL TANAGO, J. " Evaporación y Cristalización"  
Editorial Dossat, S.A. Madrid, 1954
- 3.- BADGER, W.L. AND BANCHERO J.T. " Introduction to Chemical Engineering"  
McGraw-Hill Book Company, Inc. New York, 1955
- 4.- FOUST, A.S., et AL. "Principios de Operaciones Unitarias"  
Compañía Editorial Continental, S.A., México 1979
- 5.- MEHRA, D.K. "Selecting Evaporators"  
Chemical Engineering, Feb. 3, 1986. P 56 -72
- 6.- BADGER, W.L. AND SEAVOY, G.E. "Heat Transfer and Crystallization"  
Swenson Evaporator Company, Hearvey, 1942
- 7.- URBINA, A. "Evaporación" (Apuntes)  
Universidad Nacional Autónoma de México, México, 1964
- 8.- SALCEDO, J. "Ingeniería de Procesos Industriales" (Apuntes)  
Universidad La Salle, México, 1991
- 9.- PHILIPPOT, P. "Turbo Pascal para IBM-PC y Compatibles"  
Gustavo Gili, S.A., Barcelona 1987
- 10.- PERRY, G. "Turbo Pascal"  
QUE, U.S.A., 1992
- 11.- BARCENAS P. "Turbo Pascal" (Apuntes)  
Universidad La Salle, México, 1988
- 12.- BORLAND INTERNATIONAL, INC. "Turbo Pascal Programmer's Reference"  
U.S.A., 1992.

**APENDICE A**

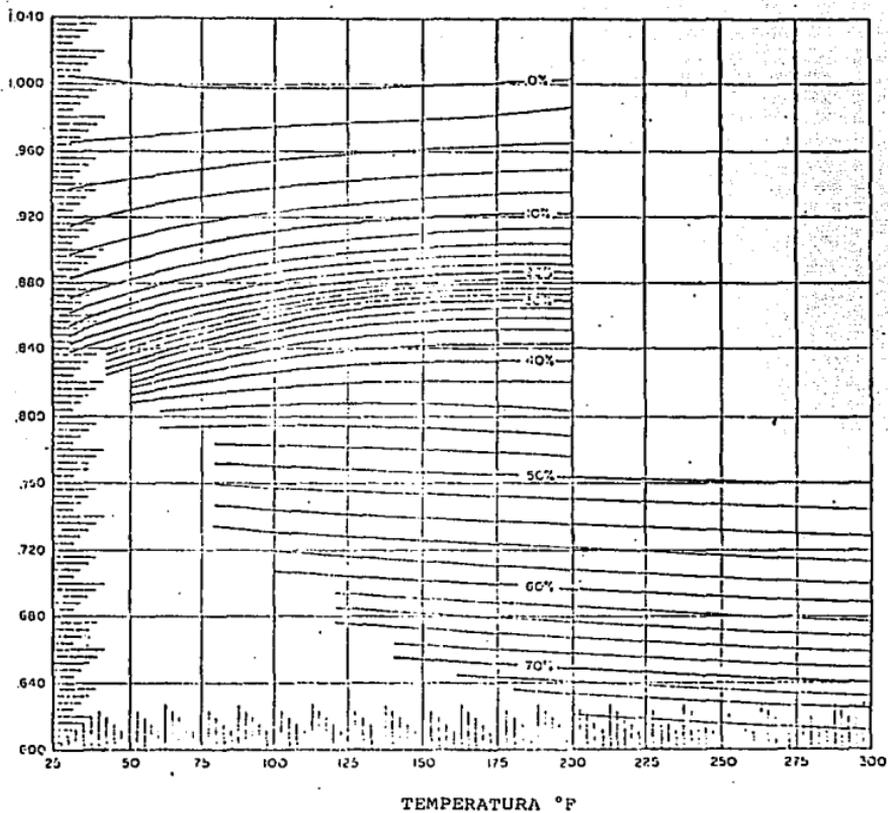
DENSIDAD RELATIVA DE SOLUCIONES DE NaOH.

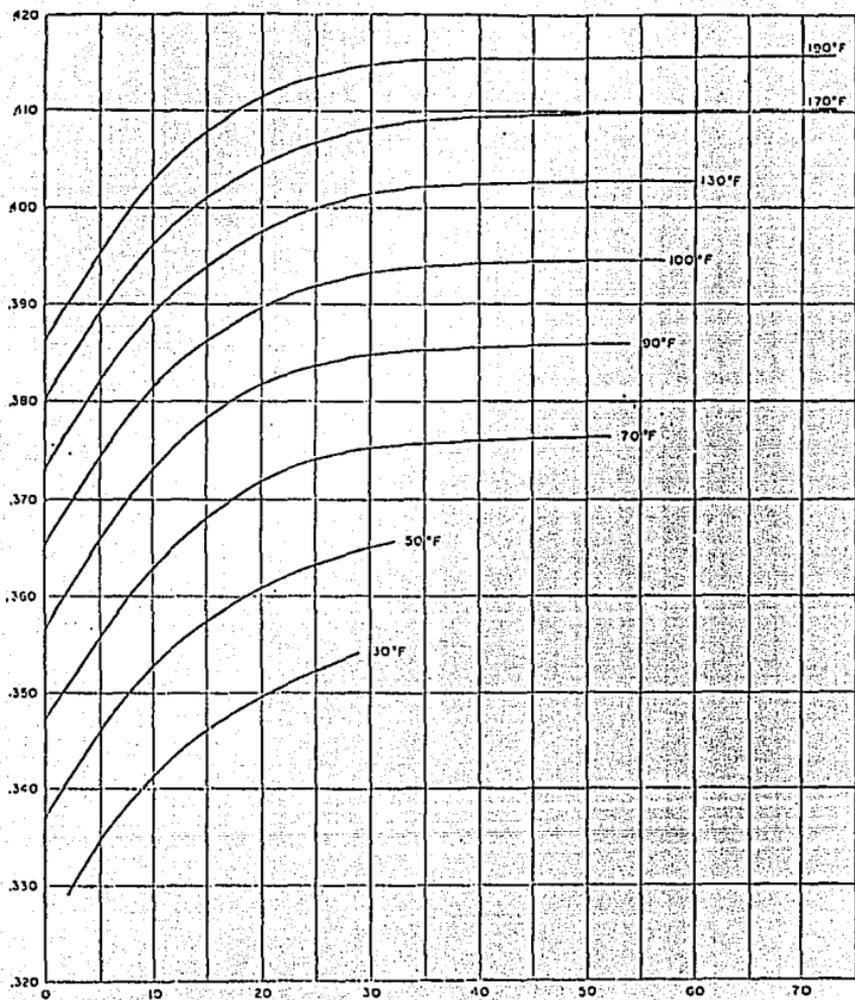
% NaOH		130		140		150		160		170		180		190		200		210	
°C		(54.1)	(50.0)	(65.6)	(71.1)	(76.7)	(82.2)	(87.8)	(93.3)	(98.9)	(104.5)	(110.2)	(115.9)	(121.6)	(127.3)	(133.0)	(138.7)	(144.4)	(150.1)
0	1	0.989	0.986	0.984	0.980	0.976	0.973	0.970	0.967	0.964	0.961	0.958	0.955	0.952	0.949	0.946	0.943	0.940	0.937
2	1.009	1.005	1.002	0.999	0.997	0.994	0.991	0.988	0.985	0.982	0.979	0.976	0.973	0.970	0.967	0.964	0.961	0.958	0.955
3	1.019	1.016	1.012	1.010	1.007	1.004	1.001	0.998	0.995	0.992	0.989	0.986	0.983	0.980	0.977	0.974	0.971	0.968	0.965
4	1.029	1.027	1.023	1.020	1.018	1.015	1.012	1.010	1.007	1.004	1.001	0.998	0.995	0.992	0.989	0.986	0.983	0.980	0.977
5	1.039	1.036	1.034	1.030	1.028	1.025	1.022	1.020	1.017	1.014	1.011	1.008	1.005	1.002	0.999	0.996	0.993	0.990	0.987
6	1.050	1.047	1.044	1.041	1.038	1.035	1.032	1.030	1.027	1.024	1.021	1.018	1.015	1.012	1.009	1.006	1.003	1.000	0.997
7	1.061	1.057	1.055	1.052	1.049	1.046	1.043	1.040	1.037	1.034	1.031	1.028	1.025	1.022	1.019	1.016	1.013	1.010	1.007
8	1.071	1.067	1.065	1.062	1.059	1.056	1.053	1.050	1.047	1.044	1.041	1.038	1.035	1.032	1.029	1.026	1.023	1.020	1.017
9	1.083	1.079	1.077	1.073	1.071	1.067	1.064	1.061	1.058	1.055	1.052	1.049	1.046	1.043	1.040	1.037	1.034	1.031	1.028
10	1.094	1.090	1.088	1.084	1.081	1.078	1.075	1.072	1.069	1.066	1.063	1.060	1.057	1.054	1.051	1.048	1.045	1.042	1.039
11	1.104	1.101	1.098	1.094	1.091	1.088	1.085	1.082	1.079	1.076	1.073	1.070	1.067	1.064	1.061	1.058	1.055	1.052	1.049
12	1.115	1.112	1.109	1.105	1.102	1.100	1.097	1.094	1.091	1.088	1.085	1.082	1.079	1.076	1.073	1.070	1.067	1.064	1.061
13	1.126	1.122	1.119	1.116	1.113	1.110	1.107	1.104	1.101	1.098	1.095	1.092	1.089	1.086	1.083	1.080	1.077	1.074	1.071
14	1.137	1.133	1.130	1.127	1.124	1.121	1.118	1.115	1.112	1.109	1.106	1.103	1.100	1.097	1.094	1.091	1.088	1.085	1.082
15	1.147	1.144	1.141	1.138	1.135	1.132	1.129	1.126	1.123	1.120	1.117	1.114	1.111	1.108	1.105	1.102	1.099	1.096	1.093
16	1.158	1.155	1.152	1.149	1.146	1.143	1.140	1.137	1.134	1.131	1.128	1.125	1.122	1.119	1.116	1.113	1.110	1.107	1.104
17	1.170	1.167	1.164	1.160	1.157	1.154	1.151	1.148	1.145	1.142	1.139	1.136	1.133	1.130	1.127	1.124	1.121	1.118	1.115
18	1.181	1.178	1.175	1.171	1.168	1.165	1.162	1.159	1.156	1.153	1.150	1.147	1.144	1.141	1.138	1.135	1.132	1.129	1.126
19	1.192	1.189	1.185	1.182	1.179	1.176	1.173	1.170	1.167	1.164	1.161	1.158	1.155	1.152	1.149	1.146	1.143	1.140	1.137
20	1.203	1.199	1.196	1.193	1.190	1.187	1.184	1.181	1.178	1.175	1.172	1.169	1.166	1.163	1.160	1.157	1.154	1.151	1.148
21	1.214	1.210	1.207	1.204	1.201	1.198	1.194	1.191	1.188	1.185	1.182	1.179	1.176	1.173	1.170	1.167	1.164	1.161	1.158
22	1.224	1.221	1.218	1.214	1.211	1.209	1.205	1.202	1.199	1.196	1.193	1.190	1.187	1.184	1.181	1.178	1.175	1.172	1.169
23	1.235	1.232	1.229	1.225	1.222	1.219	1.216	1.213	1.210	1.207	1.204	1.201	1.198	1.195	1.192	1.189	1.186	1.183	1.180
24	1.246	1.243	1.240	1.236	1.233	1.230	1.227	1.224	1.221	1.218	1.215	1.212	1.209	1.206	1.203	1.200	1.197	1.194	1.191
25	1.257	1.254	1.250	1.247	1.244	1.241	1.238	1.235	1.232	1.229	1.226	1.223	1.220	1.217	1.214	1.211	1.208	1.205	1.202
26	1.267	1.264	1.261	1.258	1.254	1.251	1.248	1.245	1.242	1.239	1.236	1.233	1.230	1.227	1.224	1.221	1.218	1.215	1.212
27	1.278	1.275	1.272	1.268	1.265	1.262	1.259	1.256	1.253	1.250	1.247	1.244	1.241	1.238	1.235	1.232	1.229	1.226	1.223
28	1.288	1.285	1.282	1.278	1.275	1.272	1.268	1.265	1.262	1.259	1.256	1.253	1.250	1.247	1.244	1.241	1.238	1.235	1.232
29	1.299	1.296	1.292	1.289	1.286	1.283	1.279	1.276	1.273	1.270	1.267	1.264	1.261	1.258	1.255	1.252	1.249	1.246	1.243
30	1.310	1.307	1.303	1.300	1.297	1.294	1.290	1.287	1.284	1.281	1.278	1.275	1.272	1.269	1.266	1.263	1.260	1.257	1.254
31	1.321	1.317	1.314	1.310	1.307	1.304	1.301	1.297	1.294	1.291	1.288	1.285	1.282	1.279	1.276	1.273	1.270	1.267	1.264
32	1.332	1.329	1.325	1.321	1.318	1.315	1.312	1.308	1.305	1.302	1.299	1.296	1.293	1.290	1.287	1.284	1.281	1.278	1.275
33	1.341	1.338	1.334	1.331	1.328	1.325	1.321	1.318	1.315	1.312	1.309	1.306	1.303	1.300	1.297	1.294	1.291	1.288	1.285
34	1.351	1.348	1.344	1.341	1.338	1.335	1.332	1.328	1.325	1.322	1.319	1.316	1.313	1.310	1.307	1.304	1.301	1.298	1.295
35	1.362	1.358	1.354	1.351	1.348	1.345	1.342	1.338	1.335	1.332	1.329	1.326	1.323	1.320	1.317	1.314	1.311	1.308	1.305
36	1.372	1.368	1.365	1.361	1.358	1.355	1.352	1.348	1.345	1.342	1.339	1.336	1.333	1.330	1.327	1.324	1.321	1.318	1.315
37	1.382	1.378	1.374	1.371	1.368	1.365	1.362	1.358	1.355	1.352	1.349	1.346	1.343	1.340	1.337	1.334	1.331	1.328	1.325
38	1.392	1.389	1.385	1.382	1.379	1.375	1.372	1.368	1.365	1.362	1.359	1.356	1.353	1.350	1.347	1.344	1.341	1.338	1.335
39	1.402	1.399	1.395	1.392	1.389	1.385	1.382	1.378	1.375	1.372	1.369	1.366	1.363	1.360	1.357	1.354	1.351	1.348	1.345
40	1.412	1.408	1.405	1.402	1.398	1.395	1.392	1.388	1.385	1.382	1.379	1.376	1.373	1.370	1.367	1.364	1.361	1.358	1.355
41	1.421	1.417	1.414	1.411	1.407	1.404	1.401	1.398	1.394	1.391	1.388	1.385	1.382	1.379	1.376	1.373	1.370	1.367	1.364
42	1.431	1.427	1.424	1.420	1.417	1.414	1.411	1.407	1.404	1.401	1.398	1.394	1.391	1.388	1.385	1.382	1.379	1.376	1.373
43	1.440	1.437	1.433	1.430	1.426	1.424	1.420	1.417	1.414	1.411	1.407	1.404	1.401	1.398	1.394	1.391	1.388	1.385	1.382
44	1.450	1.446	1.443	1.439	1.436	1.433	1.430	1.426	1.423	1.420	1.417	1.414	1.411	1.407	1.404	1.401	1.398	1.394	1.391
45	1.459	1.456	1.452	1.449	1.445	1.442	1.439	1.436	1.433	1.430	1.426	1.423	1.420	1.417	1.414	1.411	1.407	1.404	1.401
46	1.469	1.465	1.461	1.458	1.455	1.451	1.448	1.444	1.441	1.438	1.435	1.432	1.429	1.426	1.423	1.420	1.417	1.414	1.411
47	1.478	1.475	1.471	1.468	1.464	1.461	1.457	1.454	1.451	1.448	1.445	1.442	1.439	1.436	1.433	1.430	1.427	1.424	1.421
48	1.488	1.484	1.480	1.477	1.473	1.470	1.466	1.463	1.460	1.457	1.454	1.451	1.448	1.445	1.442	1.439	1.436	1.433	1.430
49	1.497	1.493	1.490	1.486	1.483	1.479	1.476	1.472	1.469	1.466	1.463	1.460	1.457	1.454	1.451	1.448	1.445	1.442	1.439
50	1.506	1.502	1.499	1.495	1.491	1.488	1.484	1.481	1.478	1.475	1.472	1.469	1.466	1.463	1.460	1.457	1.454	1.451	1.448
51	1.516	1.512	1.508	1.504	1.501	1.497	1.494	1.491	1.487	1.484	1.481	1.478	1.475	1.472	1.469	1.466	1.463	1.460	1.457
52	1.525	1.521	1.517	1.514	1.510	1.507	1.503	1.500	1.497	1.494	1.491	1.487	1.484	1.481	1.478	1.475	1.472	1.469	1.466
53	1.533	1.530	1.526	1.522	1.519	1.516	1.512	1.509	1.506	1.503	1.500	1.497	1.494	1.491	1.487	1.484	1.481	1.478	1.475

DENSIDAD RELATIVA DE SOLUCIONES DE NaOH. (CONTINUACION)

%NaOH		40	50	60	70	80	90	100	110	120
*F	*C	(4.1)	(10.0)	(15.6)	(21.1)	(26.7)	(32.2)	(37.8)	(43.3)	(48.9)
O		1.002	1.001	1.000	0.999	0.998	0.997	0.996	0.993	0.991
1		1.017	1.015	1.012	1.010	1.008	1.006	1.004	1.001	0.999
2		1.028	1.025	1.023	1.021	1.019	1.016	1.014	1.012	1.010
3		1.039	1.036	1.034	1.032	1.030	1.027	1.025	1.023	1.021
4		1.050	1.047	1.045	1.043	1.041	1.038	1.036	1.033	1.031
5		1.061	1.058	1.056	1.054	1.051	1.049	1.046	1.044	1.042
6		1.072	1.069	1.067	1.065	1.062	1.060	1.057	1.055	1.053
7		1.084	1.081	1.079	1.077	1.074	1.071	1.069	1.066	1.064
8		1.094	1.091	1.089	1.086	1.084	1.081	1.079	1.076	1.074
9		1.106	1.104	1.101	1.099	1.096	1.094	1.091	1.088	1.086
10		1.117	1.114	1.112	1.109	1.107	1.104	1.102	1.099	1.097
11		1.128	1.125	1.123	1.120	1.117	1.115	1.112	1.109	1.107
12		1.139	1.136	1.134	1.131	1.128	1.126	1.123	1.120	1.118
13		1.150	1.148	1.145	1.142	1.139	1.137	1.134	1.131	1.128
14		1.161	1.159	1.156	1.153	1.150	1.148	1.145	1.142	1.139
15		1.173	1.170	1.167	1.164	1.161	1.159	1.156	1.153	1.150
16		1.189	1.181	1.178	1.175	1.172	1.170	1.167	1.164	1.161
17		1.195	1.193	1.190	1.187	1.184	1.181	1.179	1.176	1.173
18		1.207	1.204	1.201	1.198	1.195	1.192	1.190	1.187	1.184
19		1.218	1.215	1.212	1.209	1.206	1.204	1.201	1.198	1.195
20		1.229	1.226	1.223	1.220	1.217	1.215	1.212	1.208	1.206
21		1.240	1.237	1.234	1.231	1.228	1.225	1.223	1.219	1.216
22		1.251	1.248	1.245	1.242	1.239	1.236	1.233	1.230	1.227
23		1.263	1.259	1.256	1.253	1.250	1.247	1.244	1.241	1.238
24		1.274	1.270	1.267	1.264	1.261	1.258	1.256	1.252	1.249
25		1.284	1.281	1.278	1.275	1.272	1.269	1.266	1.263	1.260
26		1.295	1.292	1.289	1.286	1.283	1.280	1.277	1.274	1.271
27		1.306	1.303	1.300	1.297	1.294	1.291	1.288	1.285	1.282
28		1.317	1.313	1.310	1.307	1.304	1.301	1.298	1.295	1.292
29		1.327	1.324	1.321	1.318	1.315	1.312	1.309	1.305	1.302
30		1.339	1.336	1.332	1.329	1.325	1.322	1.319	1.316	1.313
31		1.349	1.346	1.342	1.339	1.336	1.333	1.330	1.326	1.324
32		1.360	1.356	1.353	1.350	1.347	1.344	1.341	1.337	1.335
33		1.370	1.366	1.363	1.360	1.357	1.354	1.351	1.347	1.344
34		1.380	1.377	1.374	1.370	1.367	1.364	1.361	1.357	1.355
35		1.391	1.388	1.384	1.381	1.377	1.374	1.371	1.368	1.365
36		1.402	1.398	1.394	1.391	1.388	1.384	1.382	1.378	1.375
37		1.411	1.407	1.404	1.401	1.397	1.394	1.391	1.388	1.385
38		1.422	1.418	1.415	1.412	1.408	1.404	1.402	1.399	1.396
39		1.432	1.429	1.425	1.422	1.418	1.415	1.412	1.409	1.405
40		1.442	1.438	1.435	1.431	1.428	1.425	1.422	1.418	1.415
41		1.451	1.447	1.444	1.440	1.437	1.434	1.431	1.427	1.424
42		1.461	1.457	1.454	1.450	1.447	1.444	1.440	1.437	1.434
43		1.471	1.467	1.464	1.460	1.457	1.454	1.450	1.447	1.443
44		1.480	1.477	1.473	1.470	1.466	1.463	1.460	1.456	1.453
45		1.490	1.486	1.483	1.479	1.476	1.473	1.469	1.466	1.463
46		1.499	1.496	1.492	1.488	1.485	1.482	1.478	1.475	1.472
47		1.509	1.506	1.502	1.498	1.495	1.492	1.488	1.485	1.481
48		1.518	1.515	1.511	1.508	1.504	1.501	1.497	1.494	1.491
49		1.528	1.525	1.521	1.517	1.514	1.511	1.507	1.504	1.500
50		1.537	1.535	1.530	1.526	1.523	1.520	1.516	1.513	1.509
51		1.547	1.544	1.540	1.536	1.533	1.529	1.526	1.523	1.519
52		1.557	1.553	1.549	1.546	1.542	1.538	1.535	1.532	1.528
53		1.566	1.562	1.558	1.554	1.551	1.547	1.544	1.540	1.537

CALOR ESPECIFICO PARA SOLUCIONES DE NaOH

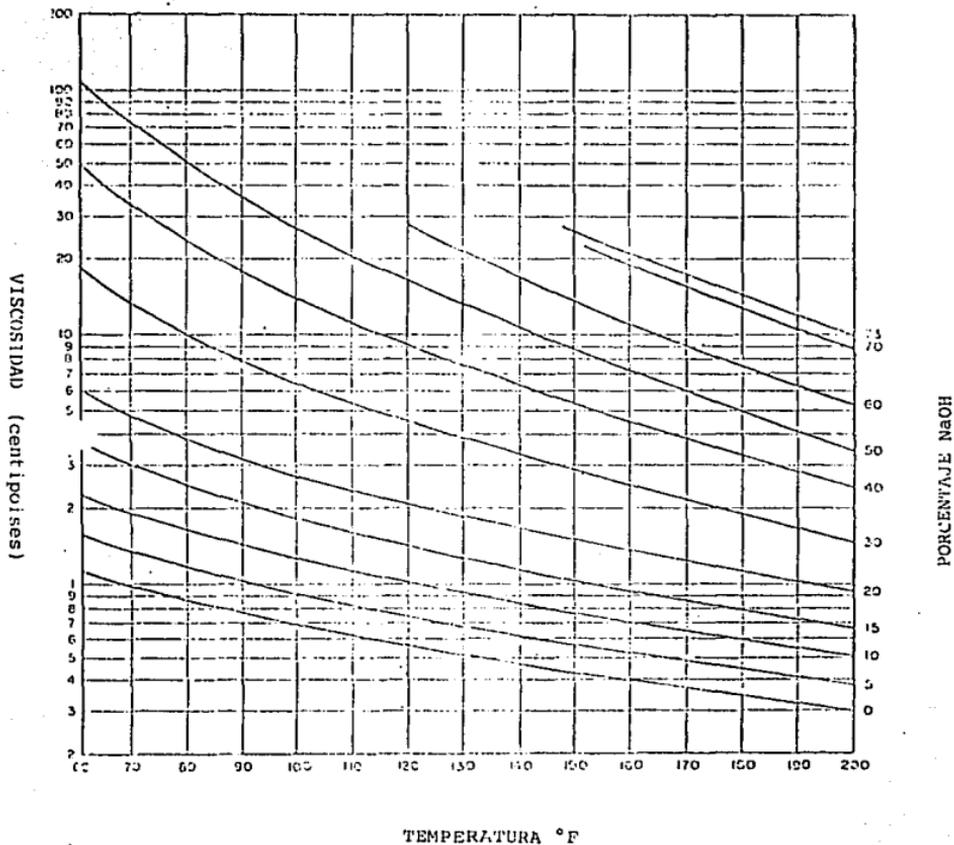




CONDUCTIVIDAD TERMICA (BTU / HR FT ° F)

CONDUCTIVIDAD TERMICA DE SOLUCIONES DE NaOH

VISCOSIDAD PARA SOLUCIONES DE SOSA CAUSTICA.



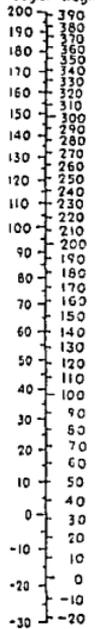
CALOR ESPECIFICO PARA SOLUCIONES DE HIDROXIDO DE SODIO.

Specific Heats of Sodium Hydroxide Solutions in B.t.u. per Pound per °F.												
Weight percent NaOH	Temperature °F.											
	32	40	50	60	80	100	120	140	160	180	200	300
0	1.004	1.003	1.001	0.999	0.998	0.997	0.998	0.999	1.000	1.002	1.004	
2	0.965	0.967	0.968	0.969	0.972	0.974	0.977	0.978	0.980	0.983	0.986	
4	0.936	0.940	0.943	0.946	0.951	0.954	0.957	0.960	0.962	0.965	0.966	
6	0.914	0.920	0.924	0.928	0.933	0.938	0.941	0.944	0.946	0.946	0.950	
8	0.897	0.902	0.907	0.911	0.918	0.923	0.927	0.930	0.932	0.931	0.936	
10	0.882	0.888	0.893	0.897	0.905	0.911	0.916	0.918	0.920	0.922	0.929	
12	0.870	0.877	0.883	0.887	0.894	0.901	0.906	0.909	0.911	0.912	0.913	
14	0.861	0.868	0.874	0.879	0.886	0.892	0.897	0.901	0.903	0.903	0.904	
16	0.853	0.860	0.866	0.871	0.880	0.886	0.891	0.894	0.896	0.897	0.897	
18	0.847	0.854	0.860	0.865	0.873	0.880	0.885	0.888	0.890	0.891	0.891	
20	0.842	0.848	0.854	0.859	0.868	0.875	0.880	0.884	0.886	0.886	0.887	
22	0.837	0.844	0.849	0.854	0.863	0.870	0.876	0.880	0.882	0.882	0.883	
24	—	0.839	0.844	0.849	0.858	0.866	0.873	0.877	0.879	0.879	0.880	
26	—	0.835	0.840	0.845	0.854	0.863	0.869	0.874	0.875	0.876	0.876	
28	—	0.830	0.836	0.841	0.850	0.859	0.866	0.870	0.872	0.872	0.873	
30	—	0.826	0.832	0.837	0.846	0.855	0.862	0.866	0.868	0.869	0.869	
32	—	0.822	0.828	0.833	0.842	0.850	0.857	0.862	0.864	0.864	0.864	
34	—	—	0.823	0.828	0.837	0.845	0.852	0.856	0.857	0.859	0.859	
36	—	—	0.819	0.824	0.832	0.840	0.845	0.849	0.850	0.851	0.851	
38	—	—	0.816	0.820	0.827	0.833	0.837	0.841	0.842	0.842	0.843	
40	—	—	0.812	0.816	0.821	0.826	0.829	0.831	0.832	0.832	0.832	
42	—	—	0.807	0.809	0.813	0.816	0.819	0.819	0.820	0.820	0.820	
44	—	—	—	0.802	0.804	0.806	0.807	0.807	0.807	0.807	0.806	
46	—	—	—	0.793	0.794	0.795	0.794	0.794	0.793	0.791	0.789	
48	—	—	—	—	0.783	0.782	0.781	0.780	0.779	0.777	0.776	
50	—	—	—	—	0.771	0.769	0.768	0.767	0.765	0.765	0.764	0.761
52	—	—	—	—	0.759	0.757	0.756	0.754	0.753	0.752	0.751	0.745
54	—	—	—	—	0.746	0.744	0.741	0.739	0.739	0.738	0.737	0.728
56	—	—	—	—	0.733	0.730	0.728	0.726	0.724	0.723	0.722	0.713
58	—	—	—	—	—	0.719	0.717	0.715	0.713	0.711	0.709	0.700
60	—	—	—	—	—	0.705	0.705	0.703	0.701	0.699	0.697	0.688
62	—	—	—	—	—	—	0.694	0.692	0.690	0.688	0.687	0.677
64	—	—	—	—	—	—	0.684	0.682	0.681	0.679	0.677	0.668
66	—	—	—	—	—	—	0.675	0.673	0.671	0.669	0.669	0.658
68	—	—	—	—	—	—	—	0.663	0.662	0.660	0.658	0.649
70	—	—	—	—	—	—	—	0.655	0.653	0.651	0.649	0.640
72	—	—	—	—	—	—	—	—	0.645	0.643	0.641	0.632
74	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0.636	0.633	0.624
76	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0.628	0.627	0.617
78	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0.620	0.611

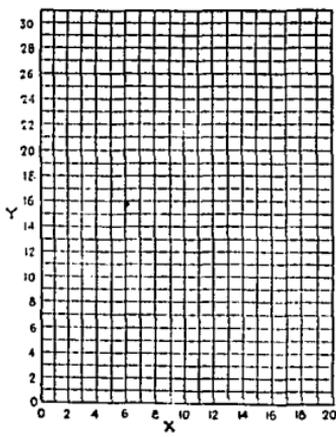
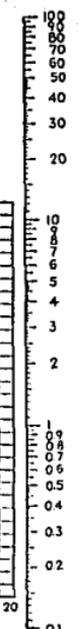
# NOMOGRAMA DE VISCOSIDADES PARA DIFERENTES SUSTANCIAS.

No.	Liquid	X	Y
1	Acet. aldehyde	15.2	4.8
2	Acet. acid, 100%	12.1	11.2
3	Acetic acid, 70%	12.7	11.0
4	Acetic anhydride	12.7	12.8
5	Acetone, 100%	14.5	7.2
6	Acetone, 35%	7.9	15.0
7	Allyl alcohol	10.2	11.4
8	Ammonia, 100%	12.6	11.0
9	Ammonia, 20%	10.1	11.9
10	Amyl acetate	11.8	12.5
11	Amyl alcohol	7.5	18.4
12	Aniline	8.1	19.7
13	Anisole	12.3	13.5
14	Arsenic trichloride	11.9	14.5
15	Benzene	12.5	10.9
16	Brine, CaCl <sub>2</sub> , 25%	6.0	15.9
17	Brine, NaCl, 25%	10.2	14.6
18	Bromine	14.2	13.2
19	Bromobenzene	10.0	15.9
20	Butyl acetate	12.3	11.0
21	Butyl alcohol	8.6	17.2
22	Butyric acid	12.1	13.1
23	Carbon dioxide	11.6	6.1
24	Carbon disulfide	10.1	7.5
25	Carbon tetrachloride	12.7	11.1
26	Chlorobenzene	12.5	12.1
27	Chloroform	14.4	10.2
28	Chloroformic acid	11.2	19.1
29	Chloroform, meth.	13.0	11.1
30	Chloroform, meth.	13.3	12.5
31	Chlorotoluene, para	13.3	12.5
32	Cresol, meta	2.5	20.8
33	Cyclohexanol	2.9	21.4
34	Dibromomethane	12.7	13.8
35	Dichloroethane	14.2	12.2
36	Dibromomethane	14.6	8.9
37	Dichloroethane	11.0	16.4
38	Diphenyl oxalate	12.1	13.8
39	Diphenyl ether	2.0	19.1
40	Dipropyl oxalate	10.3	11.7
41	Ethyl acetate	11.2	9.1
42	Ethyl alcohol, 100%	10.5	11.8
43	Ethyl alcohol, 65%	9.8	14.1
44	Ethyl alcohol, 40%	6.5	16.4
45	Ethyl benzene	13.2	11.5
46	Ethyl bromide	12.5	8.1
47	Ethyl chloride	11.8	6.0
48	Ethyl ether	11.5	5.1
49	Ethyl formate	11.2	8.1
50	Ethyl iodide	14.7	10.1
51	Ethylene glycol	6.0	23.5
52	Formic acid	10.7	14.8
53	Form-11	11.0	9.9
54	Form-12	10.8	8.6
55	Form-21	15.7	7.5
56	Form-22	17.2	8.7
57	Form-11	12.5	11.4
58	Glycerol, 100%	7.0	10.0
59	Glycerol, 50%	6.9	19.6
60	Heptene	14.1	9.4
61	Hexane	14.7	7.0
62	Hydrochloric acid, 35%	13.0	16.6
63	Isobutyl alcohol	11.0	14.0
64	Isobutyric acid	12.7	14.4
65	Isopropyl alcohol	8.2	16.6
66	Kerosene	10.2	16.9
67	Linseed oil, raw	7.5	22.2
68	Methyl alcohol	18.4	16.4
69	Methanol, 100%	12.4	11.5
70	Methanol, 90%	12.3	11.8
71	Methanol, 40%	7.8	15.4
72	Methyl acetate	14.2	8.8
73	Methyl chloride	11.0	8.8
74	Methyl ethyl ketone	11.9	8.6
75	Naphthalene	7.9	18.1
76	Nitric acid, 66%	12.8	14.8
77	Nitric acid, 66%	11.6	12.0
78	Nitrobenzene	10.6	16.2
79	Nitrotoluene	11.1	17.0
80	Octane	15.7	10.0

Temperature  
Deg. C. Deg. F.



Viscosity  
Centipoises



Viscosities of various liquids

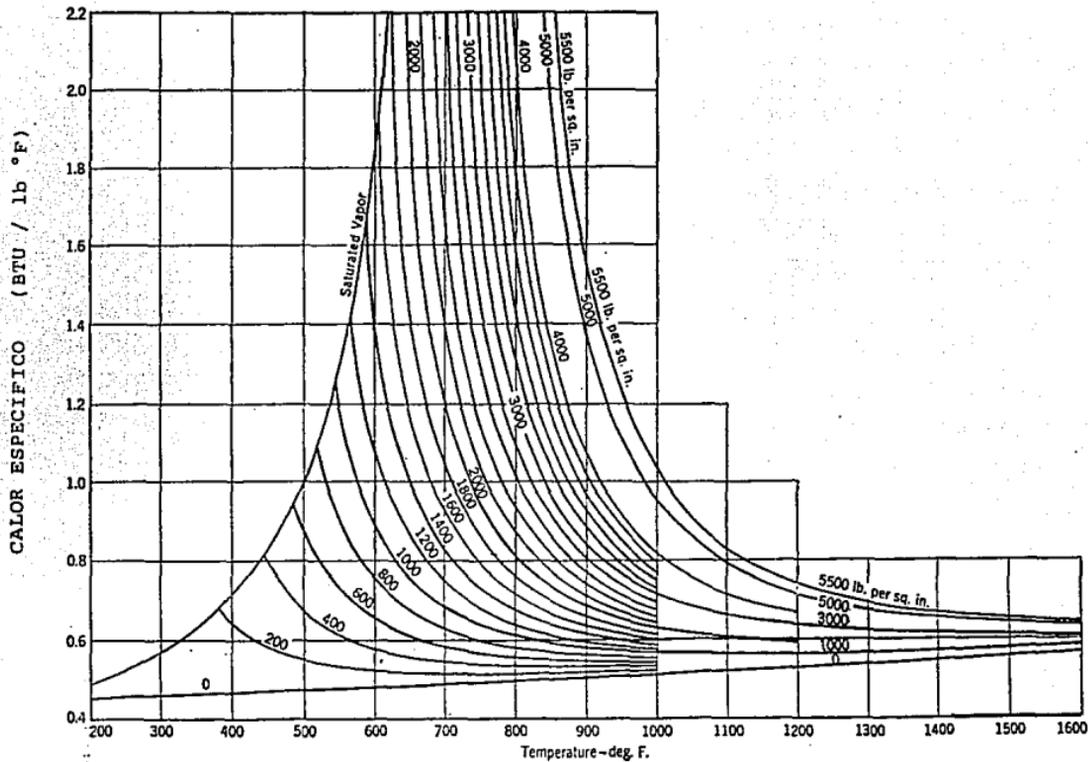
No.	Liquid	X	Y
81	Octyl alcohol	6.6	21.1
82	Pentachloroethane	10.9	13.4
83	Hexane	14.9	5.2
84	Hexane	6.9	20.8
85	Phenylacetic acid	13.8	16.7
86	Phenylacetone	16.2	10.9
87	Phenyl alcohol	12.8	14.8
88	Phenyl chloride	9.1	16.5
89	Phenyl bromide	14.1	9.6
90	Phenyl iodide	14.4	7.5
91	Propyl iodide	14.1	11.6
92	Sodium acetate	16.4	12.9
93	Sodium hydroxide, 50%	1.2	25.8
94	Sodium chloride	13.5	12.8
95	Sulfur dioxide	15.2	7.1

No.	Liquid	X	Y
96	Sulfuric acid, 100%	7.7	27.1
97	Sulfuric acid, 65%	7.9	21.8
98	Sulfuric acid, 40%	10.2	21.1
99	Sulfuric chloride	15.1	12.4
100	Tetrachloroethane	11.9	15.7
101	Tetrachloroethylene	14.2	11.2
102	Titanium tetrachloride	14.4	12.1
103	Toluene	11.2	10.1
104	Trichloroethylene	14.8	10.5
105	Turpentine	11.5	14.9
106	Vinyl acetate	14.0	8.8
107	Xylene, ortho	10.2	11.6
108	Xylene, ortho	11.5	12.1
109	Xylene, meta	11.9	9.7
110	Xylene, para	11.8	10.5

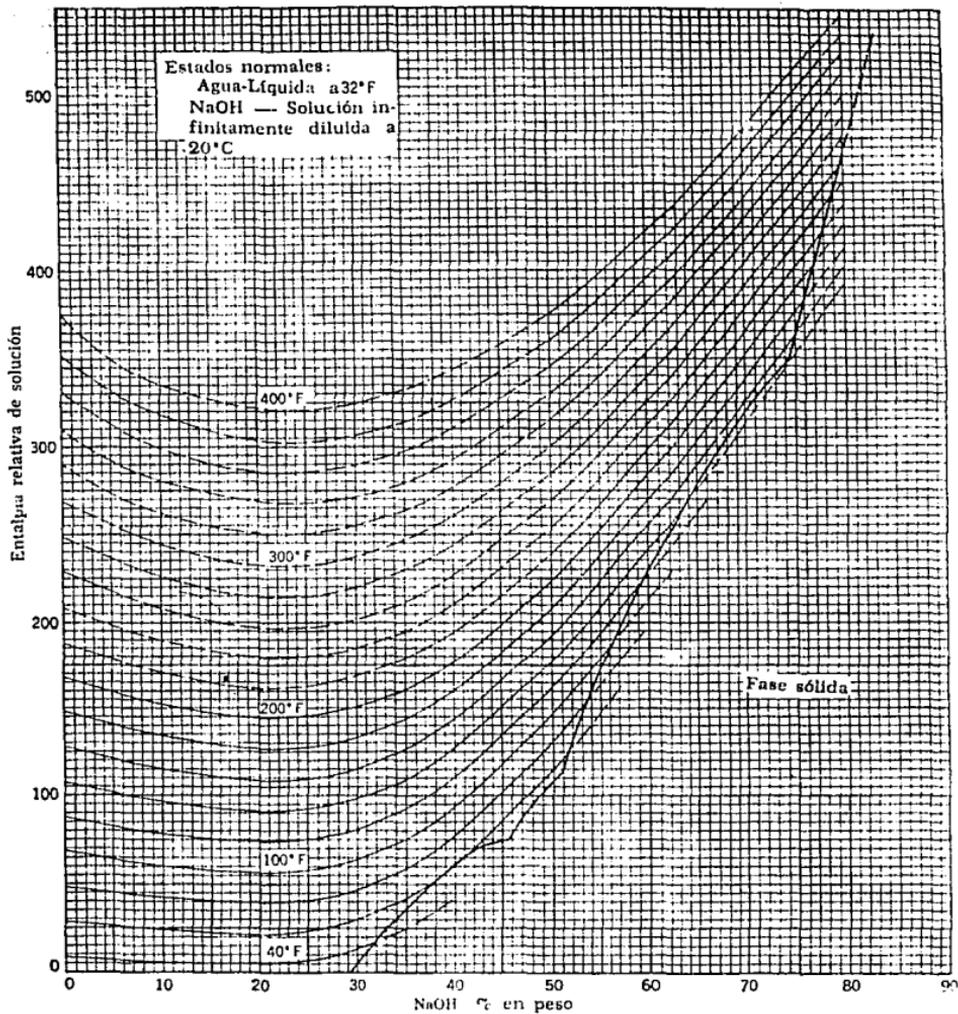
**DIMENSIONES DE TUBERIA PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR Y  
CONDENSADORES.**

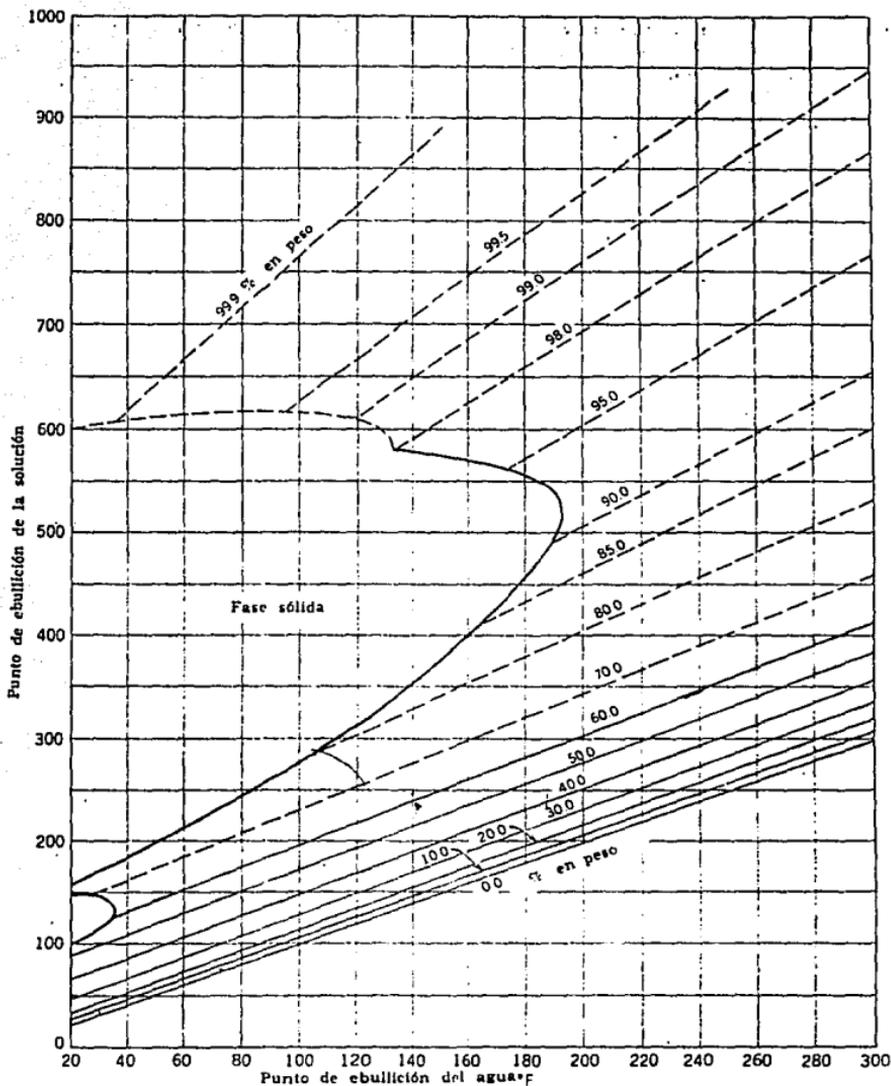
**CONDENSER AND HEAT-EXCHANGER TUBE DIMENSIONS \***

Outside diam., in.	Wall thickness		Inside diam., in.	Cross- sectional area metal, sq in.	Inside sectional area, sq ft	Circumference, ft, or surface, sq ft/ft of length		Velocity, ft/sec for 1 U.S. gal/min	Capacity at 1 ft/sec velocity		Weight per ft, lb †
	BWG and Stubs' gage †	In.				Outside	Inside		U.S. gal/ min	lb/hr water	
1 1/2	12	0.109	0.282	0.1338	0.000133	0.1309	0.0749	5.142	0.1045	97.25	0.493
	14	0.083	0.334	0.1087	0.000608	0.1309	0.0874	3.662	0.2730	136.5	0.403
	10	0.065	0.370	0.0988	0.000747	0.1309	0.0969	2.081	0.3352	167.5	0.329
	18	0.049	0.402	0.0901	0.000852	0.1309	0.1052	2.530	0.3052	197.6	0.258
1 1/4	14	0.083	0.459	0.1460	0.00115	0.1636	0.1202	1.938	0.5101	258.1	0.520
	10	0.065	0.495	0.1143	0.00131	0.1636	0.1290	1.603	0.6014	300.7	0.425
	18	0.049	0.527	0.0887	0.00151	0.1636	0.1360	1.470	0.6777	338.9	0.330
	16	0.063	0.584	0.1739	0.00186	0.1636	0.1393	1.447	0.6912	345.0	0.817
1 1/2	12	0.109	0.532	0.2105	0.00154	0.1663	0.1529	1.108	0.8348	417.4	0.647
	14	0.083	0.584	0.1739	0.00210	0.1663	0.1623	1.001	0.9425	471.3	0.520
	10	0.065	0.620	0.1398	0.00232	0.1663	0.1707	0.902	1.041	520.5	0.401
1 1/4	12	0.109	0.657	0.2623	0.00235	0.2291	0.1720	0.948	1.055	527.5	0.970
	14	0.083	0.709	0.2065	0.00271	0.2291	0.1856	0.813	1.230	615.0	0.708
	10	0.065	0.745	0.1654	0.00303	0.2291	0.1960	0.735	1.360	680.0	0.615
	18	0.049	0.777	0.1271	0.00329	0.2291	0.2034	0.678	1.477	738.5	0.473
1	11	0.120	0.760	0.3318	0.00315	0.2618	0.1990	0.707	1.414	707.0	1.23
	12	0.109	0.782	0.3051	0.00331	0.2618	0.2048	0.667	1.499	750.0	1.14
	14	0.083	0.834	0.2391	0.00379	0.2618	0.2183	0.588	1.701	850.5	0.890
	10	0.065	0.870	0.1909	0.00410	0.2618	0.2277	0.538	1.854	927.0	0.710
1 1/4	18	0.049	0.902	0.1403	0.00411	0.2618	0.2361	0.501	1.993	990.5	0.545
	10	0.131	0.864	0.4998	0.00526	0.3271	0.2672	0.424	2.361	1181	1.78
	11	0.120	1.010	0.4289	0.00559	0.3271	0.2644	0.401	2.405	1248	1.58
	12	0.109	1.032	0.3907	0.00581	0.3271	0.2701	0.384	2.608	1304	1.45
1 1/2	14	0.083	1.081	0.3042	0.00641	0.3271	0.2839	0.348	2.877	1430	1.13
	10	0.065	1.120	0.2410	0.00684	0.3271	0.2932	0.326	3.070	1535	0.900
	18	0.049	1.152	0.1818	0.00724	0.3271	0.3015	0.308	3.249	1638	0.688
	16	0.063	1.232	0.5750	0.00928	0.3925	0.3225	0.269	3.716	1858	2.14
1 1/2	11	0.120	1.260	0.5202	0.00860	0.3925	0.3299	0.257	3.887	1944	1.94
	12	0.109	1.282	0.4763	0.00896	0.3925	0.3358	0.240	4.021	2011	1.77
	14	0.083	1.331	0.3694	0.00971	0.3925	0.3492	0.229	4.358	2176	1.37
	10	0.065	1.370	0.2930	0.0102	0.3925	0.3587	0.218	4.578	2289	1.00
	18	0.049	1.402	0.2234	0.0107	0.3925	0.3670	0.208	4.802	2401	0.831



CALOR ESPECIFICO DEL VAPOR A PRESION CONSTANTE





Líneas de Dühring para el sistema NaOH — agua

APENDICE B

## NOMENCLATURA DEL PROGRAMA.

- n Número total de efectos.
- I Número de efecto en cuestión.
- Tf Temperatura de la solución de alimentación.
- xf Concentración inicial de la solución.
- mf Caudal de alimentación de la "solución".
- hf Entalpía inicial de la solución.
- hs Entalpía del vapor de alimentación.
- lats Calor latente del vapor de alimentación.
- Ts Temperatura del vapor de alimentación.
- Soluto\_f Caudal de soluto alimentado.
- U[j] Coeficiente de transferencia de calor en el efecto "i".
- V[j] Evaporación en el efecto "i".
- Pv[j] Vapor que se toma del efecto "i" para recompresión o para otros procesos.
- L[j] Caudal de solución concentrada en el efecto "i".
- X[j] Concentración en el efecto "i".
- Tv[j] Temperatura de saturación del vapor, efecto "i".
- At[j] Incremento de temperatura disponible, efecto "i".
- Hv[j] Entalpía del vapor, efecto "i", considerando sobre calentamiento.
- Hi[j] Entalpía de la solución concentrada, efecto "i".
- Sclatv[j] Calor latente del vapor mas sobrecalentamiento, efecto "i".

## LISTADO DEL PROGRAMA .

---

```
program evaporador;
  uses
    crt, turbo3, printer,arturo;

{ PROGRAMA PARA EL CALCULO DE EVAPORADORES DE EFECTOS MULTIPLES }
{ MIGUEL ARTURO BUTRON SANCHEZ, UNIVERSIDAD LA SALLE, 1993 }

const
  esc = #27; { #num, donde num es un valor del codigo ASCII }
  e1 = 0.001;

var
  ts,clas,tf,mf,hf,soluto_f,evap,xf,k,tld,tvd,att,sa,paе : real;
  epet,atef,s,uu,bbb,m,svi,ccc,coef,be,me,sesp,vcorr,atsumm : real;
  p,vtot,aprom,aaprom,cp,atsum,vcl,spv,cp1,cp2,acce,accep : real;
  hs,lals,h,h1,h2,cl,cl1,cl2,b,dif,difat,ddfata,err1a,err2x : real;
  aaa,aaaa,circb,teb,aerab,eneb,aull,epmb : Boolean;
  gd,gm,maxx,maxy,rengron,columna_x_center,y_center,xx,t1,t2,conc,sms : integer;
  u,tv,x,li,l,v,epe,at,xa,latv,scv,sciatv,hv,hl,hva,a,aa,pv,pat : array[1..15] of real;
  xbb,ab : array[1..15] of boolean;
  yy,l,j,li,iii,yi,n,abb,xbx,tfl,zz,smm,kep,xyz : integer;
  xr,yr : byte;
  nombre : string[20];
  z,circ,d,c,circu,tex,aerau,aera,ene,eneu,aut,epmm : char;
```

### PROCEDURE DEPP;

```
begin;
  for i := 1 to n do
    begin;
      l[i] := 0.0;
      v[i] := 0.0;
      pv[i] := 0.0;
    end;

  vtot := 0;
  p := 0;
  dif := 0;
  spv := 0;
  kep := 0;
  acce := 0;
  accep := 0;
```

```
end;
```

### PROCEDURE TABLA;

Begin;

Case I of

32..40: begin; t1 := 32; t2 := 40; c1 := 1075.8; c2 := 1071.3;  
h1 := 1075.8; h2 := 1079.3; end;  
41..50: begin; t1 := 41; t2 := 50; c1 := 1070.7; c2 := 1065.6;  
h1 := 1079.7; h2 := 1083.7; end;  
51..60: begin; t1 := 51; t2 := 60; c1 := 1065.0; c2 := 1059.9;  
h1 := 1084.1; h2 := 1088.0; end;  
61..70: begin; t1 := 61; t2 := 70; c1 := 1059.3; c2 := 1054.3;  
h1 := 1088.4; h2 := 1092.3; end;  
71..80: begin; t1 := 71; t2 := 80; c1 := 1053.8; c2 := 1048.6;  
h1 := 1092.8; h2 := 1096.6; end;  
81..90: begin; t1 := 81; t2 := 90; c1 := 1048.1; c2 := 1042.9;  
h1 := 1097.1; h2 := 1100.9; end;  
91..100: begin; t1 := 91; t2 := 100; c1 := 1042.4; c2 := 1037.2;  
h1 := 1101.4; h2 := 1105.2; end;  
101..110: begin; t1 := 101; t2 := 110; c1 := 1036.6; c2 := 1031.6;  
h1 := 1105.6; h2 := 1109.5; end;  
111..120: begin; t1 := 111; t2 := 120; c1 := 1031.0; c2 := 1025.8;  
h1 := 1109.9; h2 := 1113.7; end;  
121..130: begin; t1 := 121; t2 := 130; c1 := 1025.2; c2 := 1020.0;  
h1 := 1114.1; h2 := 1117.9; end;  
131..140: begin; t1 := 131; t2 := 140; c1 := 1019.4; c2 := 1014.1;  
h1 := 1118.3; h2 := 1122.0; end;  
141..150: begin; t1 := 141; t2 := 150; c1 := 1013.5; c2 := 1008.2;  
h1 := 1122.4; h2 := 1126.1; end;  
151..160: begin; t1 := 151; t2 := 160; c1 := 1007.9; c2 := 1002.3;  
h1 := 1126.5; h2 := 1130.2; end;  
161..170: begin; t1 := 161; t2 := 170; c1 := 1001.7; c2 := 996.3;  
h1 := 1130.6; h2 := 1134.2; end;  
171..180: begin; t1 := 171; t2 := 180; c1 := 995.7; c2 := 990.2;  
h1 := 1134.6; h2 := 1138.1; end;  
181..190: begin; t1 := 181; t2 := 190; c1 := 989.6; c2 := 984.1;  
h1 := 1138.5; h2 := 1142.0; end;  
191..200: begin; t1 := 191; t2 := 200; c1 := 983.4; c2 := 977.9;  
h1 := 1142.4; h2 := 1145.9; end;  
201..212: begin; t1 := 201; t2 := 212; c1 := 977.25; c2 := 970.3;  
h1 := 1146.25; h2 := 1150.4; end;  
213..220: begin; t1 := 213; t2 := 220; c1 := 969.65; c2 := 965.2;  
h1 := 1150.75; h2 := 1153.4; end;  
221..230: begin; t1 := 221; t2 := 230; c1 := 964.55; c2 := 958.8;  
h1 := 1153.75; h2 := 1157.0; end;  
231..240: begin; t1 := 231; t2 := 240; c1 := 958.1; c2 := 952.2;  
h1 := 1157.35; h2 := 1160.5; end;  
241..250: begin; t1 := 241; t2 := 250; c1 := 951.5; c2 := 945.5;  
h1 := 1160.85; h2 := 1164.0; end;  
251..260: begin; t1 := 251; t2 := 260; c1 := 944.85; c2 := 938.7;  
h1 := 1164.35; h2 := 1167.3; end;  
261..270: begin; t1 := 261; t2 := 270; c1 := 938.0; c2 := 931.8;  
h1 := 1167.65; h2 := 1170.6; end;  
271..280: begin; t1 := 271; t2 := 280; c1 := 931.05; c2 := 924.7;  
h1 := 1170.9; h2 := 1173.8; end;

281..290: begin; t1 := 281; t2 := 290; c1 := 924.0; c2 := 917.5;  
h1 := 1174.1; h2 := 1176.8; end;  
291..300: begin; t1 := 291; t2 := 300; c1 := 916.75; c2 := 910.1;  
h1 := 1177.1; h2 := 1179.7; end;  
301..310: begin; t1 := 301; t2 := 310; c1 := 909.35; c2 := 902.6;  
h1 := 1180.0; h2 := 1182.5; end;  
311..320: begin; t1 := 311; t2 := 320; c1 := 901.8; c2 := 894.9;  
h1 := 1182.8; h2 := 1185.2; end;  
321..330: begin; t1 := 321; t2 := 330; c1 := 894.1; c2 := 887.0;  
h1 := 1185.45; h2 := 1187.7; end;  
331..340: begin; t1 := 331; t2 := 340; c1 := 886.2; c2 := 879.0;  
h1 := 1187.95; h2 := 1190.1; end;  
341..350: begin; t1 := 341; t2 := 350; c1 := 878.2; c2 := 870.7;  
h1 := 1190.35; h2 := 1192.3; end;  
351..360: begin; t1 := 351; t2 := 360; c1 := 869.9; c2 := 862.2;  
h1 := 1192.55; h2 := 1194.4; end;  
361..370: begin; t1 := 361; t2 := 370; c1 := 861.35; c2 := 853.5;  
h1 := 1194.6; h2 := 1196.3; end;  
371..380: begin; t1 := 371; t2 := 380; c1 := 852.65; c2 := 844.6;  
h1 := 1196.5; h2 := 1198.1; end;  
381..390: begin; t1 := 381; t2 := 390; c1 := 843.7; c2 := 835.4;  
h1 := 1198.25; h2 := 1199.8; end;  
391..400: begin; t1 := 391; t2 := 400; c1 := 834.5; c2 := 826.0;  
h1 := 1199.75; h2 := 1201.0; end;  
401..410: begin; t1 := 401; t2 := 410; c1 := 825.04; c2 := 816.3;  
h1 := 1201.12; h2 := 1202.1; end;  
411..420: begin; t1 := 411; t2 := 420; c1 := 812.73; c2 := 806.3;  
h1 := 1202.12; h2 := 1203.1; end;  
421..430: begin; t1 := 421; t2 := 430; c1 := 805.28; c2 := 796.0;  
h1 := 1203.18; h2 := 1203.8; end;  
431..440: begin; t1 := 431; t2 := 440; c1 := 794.96; c2 := 785.4;  
h1 := 1203.86; h2 := 1204.3; end;  
441..450: begin; t1 := 441; t2 := 450; c1 := 784.32; c2 := 774.5;  
h1 := 1204.34; h2 := 1204.6; end;  
451..460: begin; t1 := 451; t2 := 460; c1 := 773.38; c2 := 763.2;  
h1 := 1204.6; h2 := 1204.6; end;  
461..470: begin; t1 := 461; t2 := 470; c1 := 762.04; c2 := 751.5;  
h1 := 1204.58; h2 := 1204.3; end;  
471..480: begin; t1 := 471; t2 := 480; c1 := 750.28; c2 := 739.4;  
h1 := 1204.24; h2 := 1203.7; end;  
481..490: begin; t1 := 481; t2 := 490; c1 := 738.14; c2 := 726.8;  
h1 := 1203.62; h2 := 1202.8; end;  
491..500: begin; t1 := 491; t2 := 500; c1 := 725.52; c2 := 713.9;  
h1 := 1202.7; h2 := 1201.7; end;  
501..510: begin; t1 := 501; t2 := 510; c1 := 712.54; c2 := 700.3;  
h1 := 1202.54; h2 := 1200.1; end;  
511..520: begin; t1 := 511; t2 := 520; c1 := 698.92; c2 := 686.4;  
h1 := 1199.92; h2 := 1198.2; end;  
521..530: begin; t1 := 521; t2 := 530; c1 := 684.94; c2 := 671.8;  
h1 := 1197.98; h2 := 1195.9; end;  
531..540: begin; t1 := 531; t2 := 540; c1 := 670.3; c2 := 656.6;  
h1 := 1195.64; h2 := 1193.2; end;  
541..550: begin; t1 := 541; t2 := 550; c1 := 655.04; c2 := 640.8;  
h1 := 1192.9; h2 := 1190.0; end;  
551..560: begin; t1 := 551; t2 := 560; c1 := 639.16; c2 := 624.2;  
h1 := 1189.66; h2 := 1186.4; end;

```

561..570: begin; t1 := 561; t2 := 570; cl1 := 622.46; cl2 := 606.7;
          h1 := 1185.98; h2 := 1182.1; end;
571..580: begin; t1 := 571; t2 := 580; cl1 := 604.9; cl2 := 588.4;
          h1 := 1181.64; h2 := 1177.3; end;
581..590: begin; t1 := 581; t2 := 590; cl1 := 566.48; cl2 := 569.0;
          h1 := 1176.76; h2 := 1171.8; end;
591..600: begin; t1 := 591; t2 := 600; cl1 := 566.98; cl2 := 548.5;
          h1 := 1171.18; h2 := 1165.5; end;

```

```
end; { Fin del Case }
```

```
if (h1 <= 0) then
  begin;
```

```

  h := h1 + (t - t1) * (h2 - h1) / (t2 - t1);
  cl := cl1 + (t - t1) * (cl2 - cl1) / (t2 - t1);

```

```
end;
```

```
h1 := 0;
```

```
end; { Fin del Procedure Tabla }
```

#### PROCEDURE DUHRING;

```
Begin;
```

```
case conc of
```

```
0..9: Begin;
```

```

uu := 6.842 * (conc / 10);
b := 158.928 + uu;
tld := (1 + (conc / 10) * 0.00521) * (tvd - 160) + b;
end;
```

```
10..19: Begin;
```

```

conc := conc - 10;
uu := 8.63 * (conc / 10);
b := 165.77 + uu;
tld := (1.00521 + (conc / 10) * 0.0258) * (tvd - 160) + b;
end;
```

```
20..29: Begin;
```

```

conc := conc - 20;
uu := 16.225 * (conc / 10);
b := 174.4 + uu;
tld := (1.03107 + (conc / 10) * 0.00844) * (tvd - 160) + b;
end;
```

30..39: Begin;

```
conc := conc - 30;  
uu := 20.232 * (conc / 10);  
b := 190.178 + uu;  
tld := (1.03951 + (conc / 10) * 0.0043257) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

40..49: Begin;

```
conc := conc - 40;  
uu := 25.29 * (conc / 10);  
b := 201.41 + uu;  
tld := (1.0438 + (conc / 10) * 0.0064) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

50..59: Begin;

```
conc := conc - 50;  
uu := 25.609 * (conc / 10);  
b := 235.7 + uu;  
tld := (1.05021 + (conc / 10) * 0.0361) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

60..69: Begin;

```
conc := conc - 60;  
uu := 38.7 * (conc / 10);  
b := 261.3 + uu;  
tld := (1.088357 + (conc / 10) * 0.0488) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

70..79: Begin;

```
conc := conc - 70;  
uu := 54.4 * (conc / 10);  
b := 300 + uu;  
tld := (1.1352 + (conc / 10) * 0.1385) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

80..84: Begin;

```
conc := conc - 80;  
uu := 49.76 * (conc / 5);  
b := 354.4 + uu;  
tld := (1.2737 + (conc / 5) * 0.12507) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

85..89: Begin;

```
conc := conc - 85;  
uu := 45.84 * (conc / 5);  
b := 404.16 + uu;  
tld := (1.13988 + (conc / 5) * 0.0616) * (lvd - 160) + b;  
end;
```

```

90: Begin;
      (lld := 1.4604 * (lvd - 160) + 450;
end;
end;
end;

```

**PROCEDURE CPE;**

**Begin;**

Case III of

```

00..20: begin; t1 := 0; t2 := 20; cp1 := 0.428; cp2 := 0.427; end;
21..40: begin; t1 := 21; t2 := 40; cp1 := 0.427; cp2 := 0.428; end;
41..60: begin; t1 := 41; t2 := 60; cp1 := 0.428; cp2 := 0.431; end;
61..80: begin; t1 := 61; t2 := 80; cp1 := 0.431; cp2 := 0.434; end;
81..100: begin; t1 := 81; t2 := 100; cp1 := 0.434; cp2 := 0.440; end;
101..120: begin; t1 := 101; t2 := 120; cp1 := 0.440; cp2 := 0.448; end;
121..140: begin; t1 := 121; t2 := 140; cp1 := 0.448; cp2 := 0.457; end;
141..160: begin; t1 := 141; t2 := 160; cp1 := 0.457; cp2 := 0.469; end;
161..180: begin; t1 := 161; t2 := 180; cp1 := 0.469; cp2 := 0.481; end;
181..200: begin; t1 := 181; t2 := 200; cp1 := 0.481; cp2 := 0.493; end;
201..220: begin; t1 := 201; t2 := 220; cp1 := 0.493; cp2 := 0.506; end;
221..240: begin; t1 := 221; t2 := 240; cp1 := 0.506; cp2 := 0.521; end;
241..260: begin; t1 := 241; t2 := 260; cp1 := 0.521; cp2 := 0.538; end;
261..280: begin; t1 := 261; t2 := 280; cp1 := 0.538; cp2 := 0.553; end;
281..300: begin; t1 := 281; t2 := 300; cp1 := 0.553; cp2 := 0.573; end;
301..320: begin; t1 := 301; t2 := 320; cp1 := 0.573; cp2 := 0.595; end;
321..340: begin; t1 := 321; t2 := 340; cp1 := 0.595; cp2 := 0.620; end;
341..360: begin; t1 := 341; t2 := 360; cp1 := 0.620; cp2 := 0.648; end;
361..380: begin; t1 := 361; t2 := 380; cp1 := 0.648; cp2 := 0.679; end;
381..400: begin; t1 := 381; t2 := 400; cp1 := 0.679; cp2 := 0.713; end;
401..420: begin; t1 := 401; t2 := 420; cp1 := 0.713; cp2 := 0.750; end;
421..440: begin; t1 := 421; t2 := 440; cp1 := 0.750; cp2 := 0.794; end;
441..460: begin; t1 := 441; t2 := 460; cp1 := 0.794; cp2 := 0.848; end;
461..480: begin; t1 := 461; t2 := 480; cp1 := 0.848; cp2 := 0.915; end;
481..500: begin; t1 := 481; t2 := 500; cp1 := 0.915; cp2 := 1.000; end;
501..520: begin; t1 := 501; t2 := 520; cp1 := 1.000; cp2 := 1.105; end;
521..540: begin; t1 := 521; t2 := 540; cp1 := 1.105; cp2 := 1.235; end;
541..560: begin; t1 := 541; t2 := 560; cp1 := 1.235; cp2 := 1.392; end;
561..580: begin; t1 := 561; t2 := 580; cp1 := 1.392; cp2 := 1.581; end;
581..600: begin; t1 := 581; t2 := 600; cp1 := 1.581; cp2 := 1.805; end;

```

**end; { Fin del Case }**

**cp := cp1 + (lll - l1) \* (cp2 - cp1) / (l2 - l1);**

```
end; { Fin Procedure CPE }
```

```
PROCEDURE DAT1;
```

```
Begin;
```

```
vcl := 0;  
sms := 0;  
spv := 0;
```

```
randomize;
```

```
Marco(1,1,80,24,0,15,1,' Evaporacion ',' < A o B > ');
```

```
gotoxy(12,5);  
textcolor(yellow);  
write('SIMULACION DE PROCESOS DE EVAPORACION A EFECTOS MULTIPLES');  
textcolor(white);  
gotoxy(6,8);  
writeln('< A > Calculos Para Cualquier Tipo de Soluciones ');  
gotoxy(6,10);  
writeln('< B > Calculos Para Soluciones de NaOH ');  
gotoxy(6,12);  
write('Opción < A o B > = ');
```

```
repeat  
read(kbd,aut);
```

```
aut := upcase(aut);  
autt := (aut = 'A') or (aut = 'B');
```

```
if (autt = false) then  
begin  
sound(1200);  
delay(100);  
nosound;  
end;  
until(autt);
```

```
Marco(9,10,74,22,15,0,7,' Exactitud ',' < S = Si, N = No > ');
```

```
err1a := 0.05;  
err2x := 0.1;  
pae := 0.00001;
```

```
gotoxy(3,3);  
textcolor(1);  
write(' Error Máximo Permisible en Areas = ',err1a:6:3);  
gotoxy(3,4);  
write(' Error Máximo Permisible en Concentraciones = ',err2x:6:3);  
gotoxy(3,5);  
write(' Porcentaje de Error en el Balance de Energia = ',Pae:6:6);
```

```
gotoxy(3,7);
write(" Desea Cambiar Estos Valores ? ");
```

```
repeat
  read(kbd,epmm);
  epmm := upcase(epmm);
  epmb := (epmm = 'S') or (epmm = 'N');
  if (epmb = false) then
    begin
      sound(1200);
      delay(100);
      nosound;
    end;
```

```
until(epmb);
```

```
if (epmm = 'S') then
  begin
    textcolor(8);
    gotoxy(3,8);
    write(" Máximo Error en Areas = ");
    read(err1a);
    gotoxy(3,9);
    write(" Máximo Error en Concentraciones = ");
    read(err2x);
    gotoxy(3,10);
    write(" Porcentaje de Error en el Balancen de Energía = ");
    read(pae);
  end;
```

```
Marco(1,1,80,24,0,15,1,' Evaporación ');
gotoxy(6,6);
write("Número de Efectos de Evaporacion = ");
read(n);
```

```
if (n = 1) then
  Begin
```

```
    gotoxy(6,8);
    write("Coeficiente de Transferencia de Calor, Efecto ( 1 ) = ");
    read(u[1]);
```

```
  end
```

```
else
```

```
  Begin;
```

```
    gotoxy(6,8);
    write("Tipo de Circulación ");
    gotoxy(6,9);
```

```

write('D = Circulación Directa');
gotoxy(6,10);
write('C = Circulación en Contraflujo');

repeat
  read(kbd,circ);

circb := (circ = 'c') or (circ = 'C') or (circ = 'D') or (circ = 'd');

if (circb = false)
  then
  begin
    sound(1200);
    delay(100);
    nosound;
  end;

until (circb);

if (circ = 'c') or (circ = 'C') then circu := 'c';
if (circ = 'd') or (circ = 'D') then circu := 'd';

for l := 1 to n do
begin;
  gotoxy(6,l + 10);
  write('Coeficiente de Transferencia de Calor Efecto (',l,') = ');
  read(J[l]);
end;

marco(6,14,73,21,3,1,7,' Areas de Trasnferencia ',' Opción < I o D > ');
textcolor(0);
writeln('   Calculo para Areas de Transferencia de Calor ');
gotoxy(3,8);
write('   I = Areas Iguales       D = Areas Diferentes');

repeat
  read(kbd,aera);

aerab := (aera = 'I') or (aera = 'I') or (aera = 'D') or (aera = 'd');

if (aerab = false)
  then
  begin
    sound(1200);
    delay(100);
    nosound;
  end;

until (aerab);

if (aera = 'I') or (aera = 'I') then aerau := 'I';

```

```

    if (aera = 'd') or (aera = 'D') then aerau := 'd';
end;
end; { Fin Procedure Dat1 }

```

#### PROCEDURE DATOS;

```

begin
    { CONDICIONES INICIALES }
    Marco(1,1,80,24,0,15,1,' Entrada de Datos ');
    gotoxy(20,3);
    textcolor(yellow);
    write('CARACTERISTICAS DEL VAPOR DE ALIMENTACION');
    textcolor(white);
    gotoxy(8,5);
    write('Temperatura de Alimentación del Vapor = ');
    read(ts);
    { Direccionamiento A tablas de Vapor # }
    { Calor Latente, Vapor de Alimentación }
    t := trunc(round(ts));
    Tabla;
    lats := cl;
    { # Entalpia del Vapor de Alimentación }
    Hs := h;
    gotoxy(8,6);
    write('Calor Latente = ',lats:6:2,' Btu /lb ');
    gotoxy(8,7);
    write('Entalpia del Vapor = ',hs:6:2,' Btu /lb ');
    gotoxy(25,9);
    textcolor(yellow);
    write('CARACTERISTICAS DE LA SOLUCION');
    textcolor(white);
    gotoxy(8,11);
    write('Concentración Inicial = ');
    read(xf);
    gotoxy(8,12);
    write('Temperatura de la Solución de Alimentación = ');
    read(Tf);
    gotoxy(8,13);
    write('** Entalpia Inicial de la Solución = ');
    read(hf);
    gotoxy(8,14);
    write('Caudal de Alimentación de la Solución = ');
    read(mf);
    gotoxy(8,15);
    write('Concentración Final = ');

```

```

Begin
    if (n = 1) then
        read(x[n]);
        gotoxy(8,16);
        write("Temperatura de Saturación del Vapor, Efecto (' , n ,) = ");
        read(Tv[n]);
        gotoxy(8,17);

    case aut of

        'A' : begin
            write("Temperatura de Ebullición de la Solución, Efecto (' , n ,) = ");
            read(l[n]);
            end;

        'B' : begin
            { Direccionamiento a Diagrama de Duhring }

            conc := trunc(round(x[n] * 100));
            tvd := tv[n];
            Duhring;
            TL[n] := tld;
            write("Temperatura de Ebullición de la Solucion, Efecto (' , n ,) = ",l[n]:6:2,' F');

            end;
        end; { Fin del Case }

        gotoxy(8,18);
        write("Entalpía de la Solución Concentrada, Efecto (' , n ,) = ");
        read(HL[n]);

        soluto_f := mf * xf;

        L[n] := soluto_f / x[n];
        Evap := mf - L[n];

        circu := 't';

    end;

    case circu of

        'd' : begin
            read(x[n]);
            gotoxy(8,16);
            write("Temperatura de Saturación del Vapor, Efecto (' , n ,) = ");
            read(Tv[n]);
            gotoxy(8,17);

        case aut of

```

```

'A' : Begin
  write(" Temperatura de Ebullición de la Solucion, Efecto (, n ,) = ");
  read(tl[n]);
end;

'B' : Begin
  { Direccionamiento a Diagrama de Duhring }
  conc := trunc(round(x[n] * 100));
  tvd := tv[n];
  Duhring;
  TL[n] := tld;
  write(" Temperatura de Ebullicion de la Solucion, Efecto (, n ,) = ',tl[n]:6:2,' F");
end;

end;

gotoxy(8,18);
write(" Entalpia de la Solución Concentrada, Efecto (, n ,) = ");
read(HL[n]);

soluto_f := mf * xf;

L[n] := soluto_f / x[n];
Evap := mf - L[n];

xr := random(80 - 25);
yr := random(24 - 6);

Marco(xr,yr,(xr+25),(yr+6),0,15,1,' B. Materia ',' < C-T > ');
write("Soluto_f = ',soluto_f:6:3,'");
gotoxy(4,4);
write("L[' ,n ,] = ',L[n]:6:3,'");
gotoxy(4,5);
write("Evap = ',evap:6:3,'");

repeat
  read(kbd,z);
until(z <> ");

end;

'c' : begin
  read(x[1]);
  gotoxy(8,17);
  write("Temperatura de Saturación del Vapor, Efecto (,n,) = ");
  read(Tv[n]);

  soluto_f := mf * xf;
  L[1] := soluto_f / x[1];
  Evap := mf - L[1];

  xr := random(80-25);
  yr := random(24-6);

```

```

Marco(xr,yr,(xr+25),(yr+8),0,15,1,' B. Materia ',' < C-T > ');
write("Solutio_f = ' ,solutio_f:8:3,");
goaxy(4,4);
write(L[1] = ',L[1]:8:3,");
goaxy(4,5);
write("Evap = ' ,evap:8:3,");

```

```

repeat
  read(kbd,z);
until(z <> ");

```

```
end;
```

```

else
begin
write;
end;

```

```
end; { fin del case }
```

```
end; { Fin Procedure Datos }
```

```
PROCEDURE EFE1;
```

```
Begin;
```

```
{ Balance de Materia }
```

```

L[n] := solutio_f / x[n];
evap := mf - L[n];
v[n] := evap;

```

```
{ Balance de Energia }
```

```
epet := ll[n] - tv[n];
```

```
{ Direccionamiento a Procedure CPE }
```

```

ttl := trunc(round((ll[n] + tv[n]) / 2));
Cpe;

```

```
scv[n] := cp * epet;
```

```
{ Direccionamiento a Procedure Tablas }
```

```

t := trunc(round(tv[n]));
Tabla;
hva[n] := h;
hv[n] := hva[n] + scv[n];

```

```
s := (v[n] * hv[n] + ll[n] * hl[n] - mf * hf) / lats;
```

```
{ Area de Intercambio Térmico }
```

```

at[n] := ts - t[n];
a[n] := (ats * s) / (u[n] * at[n]);
sresp := evap / s;
aa[n] := a[n];

```

```
end; { Fin del Procedure Efe1 }
```

PROCEDURE APROXV; { Estimado de Cantidades Evaporadas en Cada Efecto }

```
var
xr,yr : byte;
```

```
Begin;
```

```
{ PRIMERA APROXIMACION }
```

```
case n of
```

```

2 : begin; bbb := 0.137; m := 0.274; end;
3 : begin; bbb := 0.137; m := 0.137; end;
4 : begin; bbb := 0.137; m := 0.092; end;
5 : begin; bbb := 0.165; m := 0.083; end;
6 : begin; bbb := 0.193; m := 0.077; end;
7 : begin; bbb := 0.231; m := 0.077; end;
8 : begin; bbb := 0.269; m := 0.077; end;
9 : begin; bbb := 0.308; m := 0.077; end;
10 : begin; bbb := 0.346; m := 0.077; end;

```

```
end;
```

```
case circu of
```

```
'd' : begin
```

```
for i := 1 to n do
```

```
begin;
```

```
Vcorr := - m * (i - 1) + bbb;
```

```
v[i] := evap / (n + Vcorr);
```

```
svi := svi + v[i];
```

```
if (i <> n) then
```

```
begin;
```

```
L[i] := mf - svi;
```

```
x[i] := soluto_f / L[i];
```

```
end;
```

```
end;
```

```

end;

'c' : begin
    for i := n downto 1 do
        begin;
            vcorr := -m * (i - 1) + bbb;
            v[i] := evap / (n + vcorr);
            svi := svl + v[i];

            if (i <> 1) then
                begin;
                    L[i] := mf - svi;
                    x[i] := soluto_f / L[i];
                end;
            end;
        end;
    end; { fin del case }

    xr := random(80-83);
    yr := random(25-(3+n));

    Marco(xr,yr,(xr+83),(yr+(3+n)),0,15,1,' Suposiciones Iniciales ',' < C-T > ');

for i := 1 to n do
begin;
gotoxy(8,2+i);
write('v[', i, '] = ',v[i]:8:2,'   L[', i, '] = ',L[i]:8:2,'   X[', i, '] = ',x[i]:8:3,');
end;

repeat
read(kbd,z);
until(z <> ');

svi := 0.0;

end; { Fin Procedure Aproxv }

PROCEDURE DTD;

Begin;

case n of
    2 : begin; be := -0.0873; me := 0.1746; end;
    3 : begin; be := -0.0873; me := 0.0873; end;
    4 : begin; be := -0.1309; me := 0.0873; end;
    5 : begin; be := -0.1746; me := 0.0873; end;

```

```

6 : begin; be := -0.2182; me := 0.0873; end;
7 : begin; be := -0.2619; me := 0.0873; end;
8 : begin; be := -0.3055; me := 0.0873; end;
9 : begin; be := -0.3492; me := 0.0873; end;
10 : begin; be := -0.3928; me := 0.0873; end;

```

```
end;
```

```
for i := 1 to n do
```

```
  Begin;
```

```
    coef := me * (i - 1) + be;
    AT[i] := Atef * (1 / n + coef);
```

```
  end;
```

```
end; { Fin Procedure Dtd }
```

```
PROCEDURE DELTA; { Calculo Estimado de Diferencias de Temperaturas Disponibles }
```

```
  Begin;
```

```
    epe[n] := tl[n] - tv[n];
    ccc := 0.0;
```

```
  for i := (n - 1) downto 1 do
```

```
    begin;
```

```
      ccc := ccc + 0.45;
      tv[i] := (1 + ccc) * tv[n];
```

```
  case aut of
```

```
    'A': Begin
```

```
      Marco(1,1,80,24,0,15,1,' Características Térmicas ', ' < C-T > ');
      gotoxy(6,10);
      write('Temperatura de Saturación del Vapor, Efecto (, i, ) = ', tv[i]:6:3, '');
      gotoxy(6,12);
      write('Concentración de la Solución, Efecto (, i, ) = ', x[i]:6:3, '');
      gotoxy(6,14);
      write('* Temperatura de Ebullición de la Solución, Efecto (, i, ) = ');
      read(tl[i]);
    end;
```

```
    'B': Begin
```

```
      { Direccionamiento a Diagrama de Dühring }
      conc := trunc(round(x[i] * 100));
      tvd := tv[i];
      Dühring;
      TL[i] := tld;
```

```

end;
end;

    epe[i] := tf[i] - tv[i];
end;
ccc := 0.0;
epet := 0.0;

for i := 1 to n do

    begin;
        epet := epet + epe[i];
    end;

    Att := ts - tv[n];
    Atef := att - epet;

    if (vci = 0) then Dtd;

end; { Fin Procedure Delta }

```

#### PROCEDURE DELTA\_C;

Begin;

```

for i := (n - 1) downto 1 do
    begin;
        ccc := ccc + 0.45;
        tv[i] := (1 + ccc) * tv[n];
    end;

```

```

for i := n downto 1 do

```

```

    begin;

```

case aut of

'A' : begin

```

    Marco(1,1,80,24,0,15,1,' Evaporacion ',' < A o B > ');
    gotoxy(6,10);
    write('Temperatura de Saturación del Vapor, Efecto ( , i , ) = ',tv[i]:6:3,');
    gotoxy(6,12);
    write('Concentración, Efecto ( , i , ) = ',x[i]:6:3,');
    gotoxy(6,14);
    write('* Temperatura de Ebullición de la Solución, Efecto ( , i , ) = ');
    read(lf[i]);
end;

```

```

'B' : begin
      { Direccionamiento a Diagrama de Dühring }
      conc := trunc(round(x[i] * 100));
      tvd := tv[i];
      Duhring;
      tl[i] := tid;
    end;
  end;

  epe[i] := tl[i] - tv[i];

end;

ccc := 0.0;
epet := 0.0;

for l := 1 to n do
  begin;
    epet := epet + epe[l];
  end;

  att := ts - tv[n];
  atef := att - epet;

  if (vcl = 0) then Dtd;
end; { Fin Procedure Delta_c }

```

#### PROCEDURE ENTALPIA\_A;

Begin;

```

{ # Calor Latente del Vapor, Efecto N }
t := trunc(round(tv[n]));
Tabla;
latv[n] := cl;

{ Direccionamiento a Procedure Cpe }

ttl := trunc(round((tl[n] + tv[n]) / 2));
Cpe;

scv[n] := cp * epe[n];
sciatv[n] := scv[n] + latv[n];

{ # Entalpia del Vapor, Efecto N }
hva[n] := h;

```

```
hv[n] := hva[n] + scv[n];
```

```
end; { Fin Procedure Entalpia_a }
```

```
PROCEDURE ENTALPIA_B;
```

```
Begin;
```

```
for I := (n - 1) downto 1 do  
begin;
```

```
    window(1,1,80,24);  
    clrscr;
```

```
    if (circu = 'd') then  
        marco(4,4,76,15,0,15,1,'Características Térmicas ');
```

```
    if (circu = 'c') then  
        marco(4,2,78,15,0,15,1,'Características Térmicas ');
```

```
        tv[i] := at[i + 1] + !![i + 1];
```

```
        gotoxy(6,4);  
        write("Temperatura de Ebullición del Agua, Efecto (, i ,) = ',tv[i]:6:2,");  
        { # Calor Latente del Vapor, Efecto I }  
        t := trunc(round(tv[i]));  
        Tabla;  
        latv[i] := cl;  
        gotoxy(6,5);
```

```
        { Direccionamiento a Procedure Cpe }
```

```
        ttl := trunc(round((!![i] + tv[i]) / 2));  
        Cpe;
```

```
        write("# Calor Latente del Vapor, Efecto (, i ,) = ',latv[i]:6:2,');
```

```
        scv[i] := cp * epe[i];  
        sciatv[i] := scv[i] + latv[i];
```

```
        { # Entalpia del Vapor, Efecto I }  
        hva[i] := h;  
        gotoxy(6,6);  
        write("# Entalpia del Vapor, Efecto (, i ,) = ',hva[i]:6:2,');
```

```
        hv[i] := hva[i] + scv[i];  
        !![i] := tv[i] + epe[i];
```

```

gotoxy(6,7);
write("Temperatura de Ebullición de la Solución, Efecto (, i, ) = ',i[1]:6:2,');
gotoxy(6,8);
write("Concentración, Efecto (, i, ) = ',x[i]:6:2,');
gotoxy(6,9);
write("@ Entalpía de la Solución (, i, ) = ');
read(hi[i]);

end;

  If circú = 'c'
    then
      begin;

gotoxy(6,10);
write("Temperatura de Ebullición de la Solución, Efecto (, n, ) = ',i[n]:6:2,');
gotoxy(6,11);
write("Concentración, Efecto (, n, ) = ',x[n]:6:3,');
gotoxy(6,12);
write("@ Entalpía de la Solución (, n, ) = ');
read(hi[n]);

      end;

end; { Fin Procedure Entalpía_b }

```

PROCEDURE ENEDE;

Begin;

marco(4,17,76,23,0,15,1,' Condiciones de Calculo ', ' < R V N > ');

```

gotoxy(5,3);
writeIn("Recompresión Termica del Vapor = R ");
gotoxy(5,4);
writeIn("Vapor a Otras Partes del Proceso = V ");
gotoxy(5,5);
write("Evaporación de Efectos Múltiples en Condiciones Normales = N ");

```

```

repeat
  read(kbd, ene);

```

eneb := (ene = 'R') or (ene = 'r') or (ene = 'V') or (ene = 'v') or (ene = 'N') or (ene = 'n');

```

If (eneb = false)
  then
    begin;
      sound(1200);
      delay(100);
      nosound;
    end;

```

until (eneb);

```

if (ene = 'R') or (ene = 'r') then eneu := 'r';
if (ene = 'V') or (ene = 'v') then eneu := 'v';
if (ene = 'N') or (ene = 'n') then eneu := 'n';

```

```

if (eneu = 'r') or (eneu = 'v')

```

```

then
begin;

```

```

xr := random(80-55);
yr := random(25-3-n);

```

```

marco(xr,yr,xr+55,yr+4+n,0,15,1,' Condiciones de Evaporación ');
window(xr+3,yr+2,xr+54,yr+3+n);

```

```

for i := 1 to n do
begin;

```

```

write('Cantidad de Vapor Tomada del Efecto [',i,'] = ');
read(pv[i]);
spv := spv + pv[i];
end;

```

```

end;

```

```

kep := 1;

```

```

end; { Fin Procedure EneDe }

```

```

PROCEDURE ENERGIA;

```

```

Begin;

```

```

if (kep = 0) then EneDe;

```

```

{ BALANCE DE ENERGIA }

```

```

Repeat

```

```

{ EFECTO I }

```

```

s := (hv[1] * v[1] + hl[1] * (mf - v[1]) - hf * mf) / lats;
l[1] := mf - v[1];

```

```

{ EFECTOS II - N }

```

```

For i := 2 to n do

```

```

begin;

```

```

v[i] := (sclatv[i - 1] * (v[i - 1] - pv[i - 1]) + hl[i - 1] * L[i - 1] - hl[i] * L[i - 1]) / (hv[i] - hl[i]);

```

```

svi := svi + v[i];

```

```

L[i] := L[1] - svi;

end;

vtot := v[1] + svi;

dif := evap - vtot;

p := dif / evap;

if (p > pae) or (p < -pae)
then
begin;
v[1] := (evap / vtot) * v[1];
end;

svi := 0.0;

until((p <= pae) and (p >= -pae));

xr := random(80-30);
yr := random(25-(10+n));

marco(xr,yr+1,(xr+30),(yr+(10+n)),0,15,1,'Balance de Energia ',' < C-T > ');
window(xr+6,yr+3,xr+28,yr+(9+n));
writeln('evap = ',evap:6:3,"");
writeln('vtot = ',vtot:6:3,"");
writeln('p = ',p:8:6,"");
writeln('dif = ',dif:6:3,"");

for i := 1 to n do
begin;
writeln('v['.i.']= ',v[i]:6:2,"");
end;
write('S = ',s:6:2,"");

repeat
read(kbd,z);
until(z <> ");

end; { Fin Procedure Energia }

```

PROCEDURE ENERGIA\_C;

Begin;

if (kep = 0) then EneDe;

{ BALANCE DE ENERGIA }

Repeat

{ EFECTO N }

```
v[n-1] := (v[n] * hv[n] + (mf - v[n]) * hl[n] - mf * hf) / sclatv[n-1] + pv[n-1];  
L[n] := mf - v[n];  
L[n-1] := mf - v[n] - v[n-1];
```

{ EFECTOS INTERMEDIOS }

```
if (n >= 3) then  
begin;
```

```
  I := 0;  
  ZZ := n - 1;
```

```
  repeat
```

```
    Dec(ZZ);  
    I := ZZ;
```

```
  v[I] := (hv[I + 1] * v[I + 1] + hl[I + 1] * L[I + 1] - hL[I + 2] * L[I + 2]) / sclatv[I] + pv[I];
```

```
  svi := svi + v[I];  
  L[I] := L[n-1] - svi;
```

```
  until (i = 1);
```

```
  end;
```

```
  { EFECTO I }
```

```
s := (L[1] * hL[1] + v[1] * hv[1] - L[2] * hL[2]) / lats;
```

```
vtot := v[n] + v[n-1] + svi;
```

```
dif := evap - vtot;
```

```
p := dif / evap;
```

```
if (p > pae) or (p < -pae)
```

```
  then
```

```
  begin;
```

```
    v[n] := (evap / vtot) * v[n];
```

```
  end;
```

```
  svi := 0.0;
```

```
until((p <= pae) and (p >= -pae));
```

```
xr := random(80-30);  
yr := random(25-(10+n));
```

```
marco(xr,yr+1,(xr+30),(yr+(10+n)),0,15,1,' Balance de Energia ',' < C-T > ');  
window(xr+8,yr+3,xr+28,yr+(9+n));  
writeln('evap = ',evap:6:3,"");  
writeln('vtot = ',vtot:6:3,"");  
writeln('p = ',p:6:6,"");  
  writeln('dif = ',dif:6:3,"");
```

```
  for i := 1 to n do  
    begin;  
      writeln('v[',i,'] = ',v[i]:6:2,"");  
    end;  
  writeln('S = ',s:6:2,"");
```

```
repeat  
  read(kbd,z);  
until(z <> "");
```

```
end; { Fin Procedure Energia_c }
```

#### PROCEDURE AREA;

```
var  
  a1b,a2b,a3b,a1bb,a2bb,a3bb   : Boolean;  
  aprom                        : Real;  
  a                            : Array[1..10] of real;  
begin;
```

```
  abb := 0;  
  sa := 0.0;  
  aprom := 0.0;  
  atsum := 0.0;
```

```
  a[1] := (lats * s) / (u[1] * at[1]);
```

```
  for i := 2 to n do  
    Begin
```

```
      a[i] := (sclatv[i - 1] * v[i - 1]) / (u[i] * at[i]);
```

```
    end;
```

```
  for i := 1 to n do  
    Begin
```

```

    sa := sa + a[i]; { Sumatoria de Areas }
end;

    aprom := sa / n;
    acce := aprom * (1 - err1a);
    accep := aprom * (1 + err1a);

for i := 1 to n do { Ciclo Exterior }
    begin
        { Intervalo Fuera de Aceptación }
        ab[i] := (a[i] < acce) or (a[i] > accep);

if (ab[i]) { Areas de Transferencia de Calor Fuera del Intervalo de Aceptación }
    then
    Begin;
        at[i] := (Iats * s) / (u[i] * aprom);
        at[i] := (sclatv[i] - 1) * v[i] - 1) / (u[i] * aprom);
    end { if ab[i] }

    else { Areas de Transferencia de Calor dentro del Intervalo de Aceptación }
        begin
            abb := abb + 1;
        end;
    end; { fin del ciclo exterior }

atsum := 0;

for yj := 1 to n do
    begin
        atsum := atsum + at[yj];
    end;

    ddfat := abs(atef - atsum);

if (abb = n) and (ddfat < 0.001) then aaa := true
else aaa := false;

```

```

window(1,1,80,25);
clrscr;

marco(8,3,78,6+n,0,15,1,' Verificación, Areas ');

for i := 1 to n do
begin;
gotoxy(10,2+i);
write('a[', i, '] = ',a[i]:8:2,' ab[',i,'] = ',ab[i], ' at[',i,'] = ',at[i]:8:2,');
end;

marco(8,6+n+3,78,6+n+8,0,15,1,' Variables de Verificación ',' < C-T > ');
window(12,6+n+5,74,6+n+7);

writeln('aprom = ',aprom:6:3,' acce = ',acce:6:3,' accep = ',accep:6:3,');
writeln('abb = ',abb,' aaa = ',aaa,' atef = ',atef:6:3,' atsum = ',atsum:6:3,');

repeat
read(kbd,z);
until(z <> ' ');

if (aaa = false) then
begin

difat := atef - atsum;

for i := 1 to n do
begin
pat[i] := at[i] / atsum;
at[i] := at[i] + (pat[i] * difat);
end;

marco(4,6,28,6+3+n,0,15,1,' AT ACTUALES ',' < C-T > ');
window(7,8,24,6+2+n);

for i := 1 to n do
begin
writeln('at[',i,'] = ',at[i]:6:3,');
end;

repeat
read(kbd,z);
until(z <> ' ');

end;

for i := 1 to n do
begin

```

```

aa[i] := a[i];
end;

aprom := aprom;

end; { Fin Procedure Area }

PROCEDURE AREAM;

Begin;

marco(1,1,80,24,0,15,1,' Evaporacion ');
smm := 8;
inc(sms);
atsum := 0.0;
sa := 0;

if (sms = 1) then

begin;

aaa := false;

gotoxy(8,8);
writeln(' AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR');

for i := n downto 2 do

begin;

smm := smm + 1;

gotoxy(8,smm);
write('A',i,', ');
read(a[i]);

at[i] := (sclatv[i - 1] * v[i - 1]) / (u[i] * a[i]);
atsum := atsum + at[i];

end;

at[1] := abs(atef - atsum);
a[1] := (lats * s) / (u[1] * at[1]);

end; { If (sms = 1) }

if (sms >= 2) then aaa := true;

for i := 1 to n do
begin;
aa[i] := a[i];

```

```

        sa := sa + a[i];
    end;

    aprom := sa/n;
    aaprom := aprom;

end; { Fin Procedure AreaM }

```

#### PROCEDURE VACTUAL;

```

Var
    xa,dfg      : Array[1..15] of real;
    xbbb        : Array[1..15] of boolean;

Begin;

    xbx := 0;
    vcl := 1;

    window(1,1,80,25);
    clrscr;

    marco(6,2,48,3+3+2*n,0,15,1,'V. Concentraciones ',' < C-T > ');
    window(10,4,47,3+2+2*n);

    for i := 1 to (n - 1) do
        begin;
            xa[i] := soluto_f / l[i];
            writeLn('x[', i, '] = ',x[i]:6:4,' xa[',i,'] = ',xa[i]:6:4,');
        end;

    for i := 1 to (n-1) do
        begin;
            dfg[i] := (x[i] / xa[i]);
            xbbb[i] := (dfg[i] > (1 - err2x)) and (dfg[i] < (1 + err2x));
            if (xbbb[i] = true)
            then begin xbx := xbx + 1; end;

            x[i] := xa[i];
        end;

        If (xbx = n-1) then aaaa := true
        else aaaa := false;

    for i := 1 to (n-1) do

```

```

begin;
writeln('dfg[',i,'] = ',dfg[i]:6:3,' xbbb[',i,'] = ',xbbb[i,]);
end;
writeln('aaaa = ',aaaa,");
writeln('xbx ',xbx,");

```

```

xbx := 0;

```

```

repeat
read(kbd,z);
until(z <> ");

```

```

end; { Fin Procedure Vactual }

```

#### PROCEDURE VACTUAL\_C;

```

Var
xa,dfg      : Array[1..15] of real;
xbbb       : Array[1..15] of boolean;

```

```

Begin;

```

```

xbx := 0;
vcl := 1;

```

```

window(1,1,80,25);
clrscr;

```

```

marco(6,2,48,3+3+2*n,0,15,1,' V. Concentraciones ', ' < C-T > ');
window(10,4,47,3+2+2*n);

```

```

for i := 2 to n do
begin;
xa[i] := soluto_f / f[i];
writeln('x[', i,'] = ',x[i]:6:4,' xa[',i,'] = ',xa[i]:6:4,");
end;

```

```

for i := 2 to n do

```

```

begin;

```

```

dfg[i] := (x[i] / xa[i]);
xbbb[i] := (dfg[i] > 0.0) and (dfg[i] < 1.1);
if (xbbb[i] = true)
then begin xbx := xbx + 1; end;

```

```

x[i] := xa[i];

```

```

end;

```

```

if (xbx = n-1) then aaaa := true

```

```

else aaaa := false;

for i := 2 to n do
begin;
  writeln('dfg[i,i] = ',dfg[i]:6:3,' xbbb[i,i] = ',xbbb[i]);
end;
writeln('aaaa = ',aaaa,"");
writeln('xbx ',xbx,"");

  xbx := 0;

  repeat
    read(kbd,z);
  until(z <> ");

end; { Fin Procedure Vactual_c }

```

#### PROCEDURE RESULTADOS;

Begin;

```

  if (eneu = 'r') then s := s - spv;

  sesp := evap / s;

  window(1,1,80,25);
  clrscr;
  marco(1,1,80,24,0,15,1,' RESULTADOS ',' < C-T > ');

  gotoxy(30,4);
  textcolor(yellow);
  write('R E S U L T A D O S');
  window(17,6,67,23);
  textcolor(white);
  writeln("");
  writeln("");
  writeln('Consumo Total de Vapor = ',s:6:2,"");
  write('Evaporación por Libra de Vapor = ',sesp:6:3,' evap/lb ');
  writeln("");

```

```

for i := 1 to n do
begin;
  writeln("");
  writeln("");
  writeln('V[i,i] = ',v[i]:6:3,' lb/hr');
  writeln('PV[i,i] = ',pv[i]:6:3,' lb/hr');
  writeln('L[i,i] = ',l[i]:6:3,' lb/hr');
  writeln('X[i,i] = ',x[i]:6:3,"");
  writeln('Tv[i,i] = ',tv[i]:6:3,' F');

```

```

writeln('TI[',i,'] = ',tl[i]:6:3,' F');
writeln('At[',i,'] = ',at[i]:6:3,' F');
writeln('A[',i,'] = ',aa[i]:6:3,' fl2');
writeln('hv[',i,'] = ',hv[i]:6:3,' Btu/lb');
writeln('hl[',i,'] = ',hl[i]:6:3,' Btu/lb');
  if (n > 1) then
    writeln('Sclatv[',i,'] = ',sclatv[i]:6:3,' Btu/lb');

```

```

textcolor(yellow);
gotoxy(14,1);
write(' E F E C T O < ',i,' >');
textcolor(white);

```

```

  repeat
    read(kbd,z);
  until(z <> ' ');

```

```

  if (i < n) then clrscr

```

```

end;

```

```

end; { Fin Procedure Resultados }

```

#### PROCEDURE IMPRESORA;

```

Begin;

```

```

  marco(30,18,72,22,0,15,1,' Impresión ' < S = Si, N = NO > ');

```

```

  gotoxy(10,10);
  write(' ¿ Desea Imprimir los Resultados ? ');

```

```

  repeat
    read(kbd,tx);

```

```

  textb := (tx = 's') or (tx = 'S') or (tx = 'n') or (tx = 'N');

```

```

  if (textb = false)

```

```

    then
      begin
        sound(1200);
        delay(100);
        nosound;
      end;

```

```

  until(textb);

```

```

  if (tx = 'n') or (tx = 'N') then halt;

```

```

writeln('st,' REPORTE DE RESULTADOS DE SIMULACION ');

```

```

writeIn(1st,' ');

    if circulo = 'c' then
write(1st,'      Circulacion en Contraflujo ');
    if circulo = 'd' then
write(1st,'      Circulacion Directa ');
writeIn(1st,' (',ene,',) ');
writeIn(1st,'      No. de Efectos de Evaporacion = ',n,');
writeIn(1st,' ');

```

```

writeIn(1st,'      CONDICIONES DE SIMULACION ');
writeIn(1st,' ');

```

```

writeIn(1st,'      xf = ',xf:6:3,');
writeIn(1st,'      Tf = ',tf:6:3,' F');
writeIn(1st,'      mf = ',mf:6:3,' lb/hr');
writeIn(1st,'      hf = ',hf:6:3,' Btu/lb');
writeIn(1st,'      hs = ',hs:6:3,' Btu/lb');
writeIn(1st,'      fats = ',fats:6:3,' Btu/lb');
writeIn(1st,'      Ts = ',ts:6:4,' F');
writeIn(1st,'      Solutio_f = ',solutio_f:6:3,' lb/hr');

```

```

for i := 1 to n do

```

```

begin;

```

```

writeIn(1st,'      U[,i,] = ',u[i]:6:3,' Btu/h-ft2-F');

```

```

end;

```

```

writeIn(1st,'');
writeIn(1st,'      RESULTADOS ');
writeIn(1st,' ');
writeIn(1st,'      Consumo Total de Vapor = ',s:6:3,' lb/hr');
writeIn(1st,'      Evaporacion por Libra de Vapor = ',sesp:6:3,' lb');
writeIn(1st,'      Area Promedio = ',aaprom:6:3,' ft2');
writeIn(1st,'      Diferencia de Temperaturas Efectiva = ',atef:6:3,' F');

```

```

for i := 1 to n do

```

```

begin;

```

```

writeIn(1st,'      V[,i,] = ',v[i]:6:3,' lb/hr');
writeIn(1st,'      PV[,i,] = ',pv[i]:6:3,' lb/hr');
writeIn(1st,'      L[,i,] = ',l[i]:6:3,' lb/hr');
writeIn(1st,'      X[,i,] = ',x[i]:6:3,');
writeIn(1st,'      Tv[,i,] = ',tv[i]:6:3,' F');
writeIn(1st,'      TL[,i,] = ',tl[i]:6:3,' F');
writeIn(1st,'      At[,i,] = ',At[i]:6:3,' F');
writeIn(1st,'      A[,i,] = ',Aa[i]:6:3,' ft2');
writeIn(1st,'      hv[,i,] = ',hv[i]:6:3,' Btu/lb');
writeIn(1st,'      hL[,i,] = ',hl[i]:6:3,' Btu/lb');
    if (n > 1) then
writeIn(1st,'      Sclatv[,i,] = ',sclatv[i]:6:3,' Btu/lb');

```

end;

end; { Fin Procedure Impresora }

**BEGIN { PROGRAMA PRINCIPAL }**

```
DAT1;  
DEPP;  
DATOS;  
  IF (N = 1)  
  THEN  
    BEGIN;  
      EFE1;  
      RESULTADOS;  
      IMPRESORA;  
      HALT;  
    END;
```

**CASE CIRCU OF**

**'d' : BEGIN;**

```
  APROXV;  
  REPEAT  
    DELTA;  
    ENTALPIA_A;  
  REPEAT  
    ENTALPIA_B;  
    ENERGIA;  
    IF AERAU = 'l' THEN AREA;  
    IF AERAU = 'd' THEN AREAM;  
  UNTIL AAA;  
  VACTUAL;  
  UNTIL AAAA;  
  RESULTADOS;  
  IMPRESORA;  
  DEPP;
```

**END;**

**'c' : BEGIN;**

```
  APROXV;  
  REPEAT  
    DELTA_C;  
    ENTALPIA_A;
```

```
REPEAT
  ENTALPIA_B;
  ENERGIA_C;
  IF AERAU = 'I' THEN AREA;
  IF AERAU = 'd' THEN AREAM;
UNTIL AAA;
VACTUAL_C;
UNTIL AAAA;
RESULTADOS;
IMPRESORA;
DEPP;

END;
END;

END.
```

---