



**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO**

OCT 2013

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA**



**INSTITUTO DE INVESTIGACION DE INGENIERIA QUIMICA**

**“DISEÑO DE EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO, CONECTADOS EN SERIE”**

**(Informe Final)**

**Ing° ALBERTO EMILIO PANANA GIRIO**

**(01/10/2011 AL 30/09/2013)**

**(Resolución Rectoral N° 1022 – 2011 - R)**

**(Resolución N° 044 – 2011 – CFIQ)**

**(Resolución N° 039-2011-IIIQ-FIQ)**

*111Q  
Mary  
04-09-2013  
13.001.  
284.*

**CALLAO - PERU**

**2013**

# **INDICE**

<b>I.</b>	<b>RESUMEN</b>	<b>PAG. 1</b>
<b>II.</b>	<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>3</b>
	<b>2.1 DESCRIPCIÓN Y ANÁLISIS DEL TEMA</b>	<b>3</b>
	<b>2.2 OBJETIVO DE LA INVESTIGACIÓN</b>	<b>4</b>
	<b>2.3 FUNDAMENTACIÓN DEL PROBLEMA</b>	<b>5</b>
	<b>2.4 ALCANCES DE LA INVESTIGACIÓN</b>	<b>5</b>
	<b>2.5 IMPORTANCIA DE LA INVESTIGACIÓN</b>	<b>7</b>
	<b>2.6 JUSTIFICACIÓN DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN</b>	<b>7</b>
<b>III.</b>	<b>MARCO TEÓRICO</b>	<b>7</b>
	<b>3.1 EVAPORACIÓN</b>	<b>7</b>
	<b>3.2 EVAPORADOR</b>	<b>7</b>
	<b>3.2.1 CLASIFICACIÓN DE EVAPORADORES</b>	<b>8</b>
	<b>3.1.2 COMPONENTES BÁSICOS DE UN EVAPORADOR</b>	<b>8</b>
	<b>3.3 EVAPORADORES DE OPERACIÓN SIMPLE Y DE MÚLTIPLE EFECTO</b>	<b>9</b>
	<b>3.3-1 EVAPORADOR DE EFECTO SIMPLE</b>	<b>9</b>
	<b>3.3.2 EVAPORADORES DE EFECTO MÚLTIPLE</b>	<b>9</b>
	<b>3.4 PARÁMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE EVAPORADORES</b>	<b>9</b>
	<b>3.4.1 CARACTERÍSTICA DEL LÍQUIDO QUE SE CONCENTRA</b>	<b>9</b>
	<b>3.4.2 CONCENTRACIÓN</b>	<b>10</b>
	<b>3.4.3 VISCOSIDAD</b>	<b>10</b>
	<b>3.4.4 FORMACIÓN DE ESPUMA</b>	<b>10</b>
	<b>3.4.5 FORMACIÓN DE COSTRAS</b>	<b>11</b>



3.4.6 SENSIBILIDAD A LA TEMPERATURA	11
3.4.7 CALOR ESPECÍFICO	11
3.5 FACTORES QUE INFLUYEN EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN	12
3.5.1 PRESIÓN EXTERNA	12
3.5.2 ELEVACIÓN DEL PUNTO DE EBULLICIÓN	13
3.5.3 EFECTO DE LA CARGA DEL LÍQUIDO Y DE LA FRICCIÓN	13
3.5.4 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LOS EVAPORADORES	14
3.6 EQUIPOS AUXILIARES DEL EVAPORADOR	14
3.6.1 CONDENSADORES	14
3.6.2 BOMBA DE VACIO	15
3.6.3 SEPARADORES DE ARRASTRE	15
3.6.4 COLECTORES DE CONDENSADO Y ESPITAS DE PURGA	16
3.7 CAPACIDAD DE UN EVAPORADOR	16
3.8 COEFICIENTES DE TRANSMISIÓN DE CALOR	17
3.8.1 COEFICIENTE DE PELÍCULA DE VAPOR	18
3.8.2 COEFICIENTE DEL LADO DEL LÍQUIDO	18
3.8.3 COEFICIENTES GLOBALES	19
3.9 CONSERVACIÓN DEL CALOR EN LOS SISTEMAS DE EVAPORACIÓN	19
3.10 EVAPORADORES DE EFECTO MÚLTIPLE	20



3.11 ALIMENTACIÓN DE LOS SISTEMAS DE EVAPORACIÓN DE EFECTOS MÚLTIPLES	21
3.11.1 ALIMENTACIÓN HACIA ADELANTE	21
3.11.2 ALIMENTACIÓN HACIA ATRÁS	22
3.11.3 ALIMENTACIÓN EN PARALELO	22
3.11.4 ALIMENTACIÓN MIXTA	22
3.11.5 PRECALENTAMIENTO DEL LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN	23
<b>IV. DISEÑO DE UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN – METODOLOGÍA</b>	<b>24</b>
4.1 ECUACIONES DE DISEÑO PARA UN EVAPORADOR DE EFECTO SIMPLE	24
4.1.1 BALANCE DE MATERIA	25
4.1.2 BALANCE ENTÁLPICO ALREDEDOR DEL PROCESO	25
4.1.3 BALANCE DE ENTALPIA EN EL VAPOR DE AGUA	25
4.1.4 VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR (Q)	26
4.2 ECUACIONES DE DISEÑO PARA UN EVAPORADOR DE MÚLTIPLE EFECTO	26
4.2.1 PROCEDIMIENTO PARA EL CÁLCULO EN EL DISEÑO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO CONECTADO EN SERIE	27
4.2.2 MÉTODO DE CÁLCULO DE DISEÑO DE EVAPORADORES CONECTADOS EN SERIE (CON CORRIENTES PARALELAS)	28
<b>V. CÁLCULOS EN EL DISEÑO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO CONECTADOS EN SERIE</b>	<b>36</b>

<b>5.1 PRIMER MÉTODO DE DESARROLLO DEL DISEÑO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO CONECTADOS EN SERIE</b>	<b>36</b>
<b>5.2 SEGUNDO MÉTODO DE DESARROLLO DEL DISEÑO DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO CONECTADOS EN SERIE</b>	<b>46</b>
<b>5.3 PROGRAMA EN EXCEL PARA CÁLCULOS DE DISEÑO EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO CONECTADOS EN SERIE</b>	<b>51</b>
<b>/ VI RESULTADOS</b>	<b>66 ✓</b>
<b>/ VII DISCUSIÓN</b>	<b>68</b>
<b>/ VIII. REFERENCIALES</b>	<b>69</b>
<b>/ IX. APÉNDICE</b>	<b>71 ✓</b>
<b>9.1 NOMENCLATURA</b>	<b>71</b>
<b>/ X ANEXOS</b>	<b>73</b>



## I. RESUMEN

El presente proyecto de investigación denominado: "Diseño de evaporadores de múltiple efecto, conectados en serie" son de tres efectos para concentrar una solución de hidróxido de sodio, empleando vapor como fluido de calentamiento. Con el fin de alcanzar los objetivos y metas trazados, en el trabajo de investigación se planea una metodología adecuada para el cálculo de las variables diseño. Se aplica dos métodos para los cálculos de diseño:

1° Primer método, Se supone áreas de calentamiento en los efectos iguales, luego se procede a la realizar los siguientes pasos:

- i. Suponer valores de temperatura en el primero y tercer efecto.
- ii. Por balances de calor, determinar la evaporación en cada efecto.
- iii. Con la ecuación de transmisión de calor, determinar el área de calentamiento en cada efecto.
- iv. Si las áreas no son iguales, hacer otra suposición de las caídas de temperaturas en los efectos, hasta que las áreas sean iguales o tengan una buena aproximación.

2°- En el segundo método:

- i. Se supone una cantidad de vapor evaporado en el primer efecto.
- ii. Con las ecuaciones de balance encontrar la cantidad de vapor que se desprende de los otros efectos.
- iii. La exactitud de la distribución de las temperaturas, se comprueba calculando las áreas de calentamiento en los efectos.

Con el primer método, se obtiene:

- Las superficies de calentamiento en los efectos son:  
 $A_1 = 360 \text{ m}^2$ ,  $A_2 = 341 \text{ m}^2$ ,  $A_3 = 349 \text{ m}^2$
- La evaporación de agua / kilogramo de vapor alimentado = 2,06
- La desviación de las área con respecto al área media es del 4 %

Con el segundo método de cálculo:

- Las superficies de calentamiento:  
 $A_1 = 199 \text{ m}^2$ ,  $A_2 = 195 \text{ m}^2$ ,  $A_3 = 203 \text{ m}^2$
- La evaporación por kilogramo de vapor alimentado = 1,94
- La desviación de las área con respecto al área media es del 2 %

Debido a la serie de cálculos a realizar, por el conjunto de variables que intervienen, se ha elaborado un programa en Excel.



## II. INTRODUCCION

### 2.1 Descripción y Análisis del Tema

El proyecto de investigación a desarrollar es, "Diseño de evaporadores de múltiple efecto conectados en serie", en vista que los evaporadores es bastante empleado en la manufactura de una gran variedad de productos químicos, los cuales se incluyen: alimentos pulpa y papel, productos farmacéuticos, productos químicos orgánicos e inorgánicos, polímeros, fertilizantes y otros...

El presente trabajo se enfoca a los cálculos de diseño de evaporadores de múltiple efecto en serie, este tipo de arreglo consiste en un conjunto de evaporadores que se encuentran conectados mediante tuberías, de tal manera que el vapor generado pasa de un equipo (llamado también efecto) al siguiente en serie. De tal forma que el calor suministrado en el primer efecto se utiliza para vaporizar al solvente; este vapor a su vez, como medio de calentamiento en el siguiente efecto y así sucesivamente, hasta que el vapor generado en el último efecto se envía al condensador.

Dado la naturaleza del proceso, la evaporación es una de las evaporaciones unitarias que requieren un mayor consumo de energía. Es por ello que la evaporación en múltiple efecto es comúnmente utilizada en las industrias químicas, ya que es una manera muy efectiva de minimizar el consumo de energía y el agua de enfriamiento empleada en el condensador.

Es conveniente señalar que por razones económica, se acostumbra diseñar estos evaporadores presenten sus áreas de intercambio de calor iguales.

Existen diversas formas en que la solución a concentrar puede ser alimentada a los evaporadores de múltiple efecto tales como:

- a. Corriente directa



- b. Contracorriente
- c. Corriente paralelas
- d. Corrientes mixtas

La elección de alguno de este arreglo depende principalmente de las características de la solución a concentrar.

Se concluirá, que la metodología propuesta es una buena alternativa de diseño y caracterización de los evaporadores de múltiple efecto seleccionado donde los resultados obtenidos, coincidirán con los reportados en la literatura.

## 2.2 Objetivos de la investigación

### ➤ Objetivo General

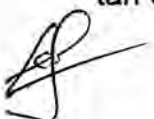
Diseñar evaporadores de múltiple efecto, conectados en serie

### ➤ Objetivos específicos

- Seleccionar la información necesaria que permitan diseñar evaporadores de múltiple en serie
- Desarrollar los fundamentos teóricos relacionados a los evaporadores de múltiple efecto
- Especificar las ecuaciones de diseño de evaporadores de múltiple efectos en serie y realizar los cálculos respectivos en forma manual, así como elaborar un programa de computo en este caso en Excel.
- Elaborar el informe final del proyecto de investigación presentado.

## 2.3 Fundamentación del Problema

Para el diseño de los evaporadores simples los cálculos para el diseño no son tan complicados, puesto se pueden aplicar los balances de materia y energía y





se puede encontrar la cantidad de calor, el área de transferencia, donde la información requerida se encuentra en la literatura.

A nivel industrial generalmente se usa los evaporadores de múltiple efecto conectados en serie o paralelo, donde los cálculos de diseño son más complicados, por lo que tiene que realizarse cálculos de ensayo y error, o cálculos iterativos, asumiendo datos de algunas de las variables que se encuentran involucradas en el diseño. En la literatura

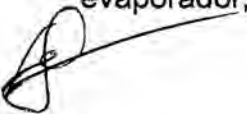
Se encuentra de múltiple efecto intercambiadores de calor de las configuraciones de tubos concéntricos, de carcasa y tubos, de flujos cruzados, de placas y marcos, de placas existente no es muy variada o escasa, no esta bien difundida, por los datos que se asumen bien la caída de temperatura, la elevación del punto de ebullición en cada efecto o la cantidad de vapor evaporado en los efectos.

Para el diseño de los evaporadores de múltiple efecto se tiene que establecer una metodología o algoritmo para realizar un programa de computación para el diseño, En el mercado los proveedores que ofrecen estos evaporadores tienen su propio software de operación

Para realizar el diseño de evaporadores de múltiple efecto, conectado en serie, se propone una metodología de cálculos como buena alternativa de diseño y caracterización d los evaporadores, donde los resultados obtenidos, coincidirán con los reportados en la literatura. Esto se contrastará con el programa de cómputo (Excel)

#### **2.4 Alcance de la investigación**

El diseño de evaporadores de múltiple efecto conectados en serie a realizar, es de tres efectos, donde se ha de concentrar una solución de NaOH, utilizando como vapor de agua como fluido de caliente para concentrar la solución, en el primer efecto, y utilizando el vapor que se evapora de la solución como fluido de calentamiento en el siguiente evaporador, de igual forma para el tercer efecto.



De acuerdo a la metodología que se propone, se realizarán dos métodos para los cálculos:

1°- Suponiendo que las áreas de calentamiento en los efectos son iguales, para lo cual se propone para la realización de los cálculos cuatro pasos:

- a. Suponer valores de temperatura en el segundo y tercer efecto
- b. Por medio de balances de calor, determinar la evaporación en cada efecto.
- c. Por la ecuación de transmisión de calor determinar la superficie de calentamiento en cada efecto.
- d. Si las superficies no son iguales, hacer otra suposición de distribución de la caída de temperaturas en los efectos, hasta encontrar que estas sean iguales o tengan una buena aproximación.

2°-En el segundo método se parte:

- a. De la suposición de las temperaturas de ebullición de la solución, se supone un vapor de la cantidad de vapor evaporado en el primer efecto.
- b. Mediante las ecuaciones de balance encontrar la cantidad de vapor que se desprende de los otros efectos.
- c. La exactitud de la distribución de las temperaturas, se comprueba calculando las superficies de calentamiento en los efectos.

## **2.5 Importancia de la investigación**

La investigación a realizar. "Diseño de evaporadores de múltiple efecto, conectados en serie" constituye un complemento de los conocimientos que se tiene sobre los evaporadores en general, como equipos térmicos.

Para el diseño de los evaporadores, se plantea una metodología para realización de los cálculos de diseño, así como también dos métodos de



desarrollo de los mismo y suposiciones, debido a la serie de cálculos que se tiene realizar (se debe al gran número de variables con que se tiene que operar como: la elevación del punto de ebullición en los efectos, las áreas de calefacción, la capacidad de vaporización, los coeficientes totales en los efectos), los cuales son generalmente iterativos.

Los cálculos se realizarán en forma manual y con el fin de facilitar el diseño se elabora un programa en Excel, con el objeto de simplificar y obtener los resultados en forma rápida.

Este trabajo puede ser tomado como ejemplo, para cualquier otro diseño de evaporadores que se pretenda realizar.

## **2.6 Justificación de la investigación**

Dada la naturaleza del proceso, la evaporación es una operación unitaria que requiere un buen consumo de energía, con estos evaporadores se minimiza esta energía en las industrias químicas

En este trabajo de diseño de evaporadores de triple efecto, se tiene que realizar cálculos iterativos, por lo cual se propone realizar previamente una metodología de procedimiento de los cálculos a realizar, traduciéndose en un algoritmo versátil para poder realizar programa de computo, puesto que una variable que se presenta con frecuencia al concentrar una solución es la elevación en el punto de ebullición, (EPE), la determinación de la superficie de calentamiento de cada evaporador, y la capacidad calorífica de los evaporadores.

Aparte de los cálculos manuales que se realiza se establece un programa en Excel para este diseño propuesto.



### III. MARCO TEORICO

En el presente trabajo se diseñara evaporadores de múltiple efecto conectados en serie

#### 3.1 Evaporación

Esta operación consiste en la separación de un disolvente volátil de un soluto no volátil por vaporización del disolvente; El agua es el disolvente que con más frecuencia se ha de separar.

La evaporación es una de operaciones unitarias más importante de la Ingeniería Química, debido a que se emplea en la manufactura de una gran variedad de productos en las industrias químicas. Dentro de sus aplicaciones se incluye numerosos productos como alimentos, pulpa y papel, productos farmacéuticos, productos químicos orgánicos e inorgánicos, polímeros, fertilizantes y otros.

Para lograr la evaporación se aplica calor mediante un servicio auxiliar de calentamiento que generalmente es vapor, pero también puede ser aceite caliente, agua caliente o cualquier otro medio de calentamiento conveniente.

El solvente volátil generalmente es agua, también puede ser un solvente orgánico.

El líquido concentrado es el producto valioso, mientras que el vapor se condensa y se puede aplicar en otra parte de la planta.

#### 3.2.EVAPORADOR

Un evaporador consiste básicamente de un intercambiador de calor capaz de hervir la solución y un dispositivo para separar la fase vapor del líquido en ebullición, En su forma más simple puede ser una charola de líquido

colocada sobre una placa caliente. La superficie de la placa caliente es un intercambiador de calor simple y el vapor se desprende en la gran área para flujo de vapor con baja velocidad de flujo.

A nivel industrial se construyen para una operación continua, la superficie de intercambio de calor se incrementa de un modo notable, la ebullición es sensiblemente más violenta y la evolución del vapor es rápida.

### 3.2.1 CLASIFICACION DE LOS EVAPORADORES

Existen varios tipos de evaporadores que de acuerdo a la forma de funcionamiento estos se pueden conectar en diferentes formas. Se puede realizar la siguiente clasificación:

- a. Evaporadores de simple efecto.
- b. Evaporadores de termo compresión.
- c. Evaporadores de termo compresión mecánica.
- d. Evaporadores de múltiple efecto.

En el presente trabajo de investigación, se realizara los cálculos de diseño de los evaporadores de múltiple efecto, conectados en serie.

### 3.2.2 COMPONENTES BÁSICOS DE UN EVAPORADOR

De acuerdo con **Brennan y Butters (1980)**, los sistemas de evaporadores industriales normalmente constan de:

- **Intercambiador de calor**, para aportar el calor sensible y el calor latente de evaporación del alimento líquido. En la industria de los alimentos normalmente se utiliza como medio de calentamiento vapor saturado.
- **Separador**, en el que el vapor se separa de la fase líquida concentrada. En los sistemas que operan a presión atmosférica el separador puede omitirse
- **Condensador**, para condensar el vapor y eliminar el condensado del Sistema.



### 3.3 Evaporadores de operación simple y de múltiple efecto

Según *Mc Cabe (1 982)*, la mayoría de los evaporadores se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos. Generalmente el vapor es de baja presión, inferior a 3 atm absolutas, y con frecuencia el líquido que hierve se encuentra a un vacío moderado, de hasta de 0.05 atm absolutas. Al reducir la temperatura entre el vapor condensante y el líquido de ebullición y, por tanto, aumenta la velocidad de transmisión de calor en el evaporador.

#### 3.3.1 Evaporadores Efecto Simple

Cuando reutiliza un solo evaporador procedente del líquido en ebullición se condensa y desecha. Este método recibe el nombre de **evaporación de simple efecto**, y aunque es sencillo, utiliza ineficazmente el vapor. Para evaporar un 1kg de agua de la disolución se requiere de 1 a 1.3 kg de vapor de agua.

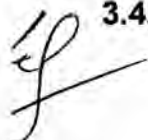
#### 3.3.2 Evaporadores Efecto Múltiple.

Si el vapor procedente de uno de los evaporadores introduce como alimentación en elemento calefactor de un segundo evaporador, y el vapor procedente de este se envía al condensador, la operación recibe el nombre de **doble efecto**. El calor del vapor de agua original es reutilizado en el segundo efecto, y la evaporación obtenida por unidad de masa del vapor de agua de alimentación al primer efecto es aproximadamente el doble.

El método general para aumentar la evaporación por kilogramo de vapor de agua utilizando una serie de evaporadores entre el suministro de vapor vivo y el condensador recibe el nombre de **Evaporadores Efecto Múltiple**.

### 3.4 PARÁMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE EVAPORADORES

#### 3.4.1 Características del líquido que se concentra



La solución práctica a un problema de evaporación está profundamente afectada por el carácter del líquido que se concentra. Precisamente es la gran variedad de características de dichos líquidos lo que amplía esta operación desde una sencilla transmisión de calor hasta un arte separado. Debido a la gran variedad de propiedades de las disoluciones, se han desarrollado diferentes tipos de evaporadores.

### **3.4.2 Concentración**

Aunque la disolución que entra como alimentación de un evaporador puede ser suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración de la disolución adquiere cada vez un carácter individualista. La densidad y la viscosidad aumenta con el contenido de sólido hasta que la disolución o bien se transforma en saturada o resulta inadecuada para una transmisión de calor adecuada. La ebullición continuada de una disolución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separa pues de lo contrario obstruyen los tubos. La temperatura de ebullición de la disolución puede también aumentar considerablemente al aumentar el contenido de sólido, de forma que la temperatura de ebullición de una disolución concentrada puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión.

### **3.4.3 VISCOSIDAD**

Los líquidos muy viscosos tienden a reducir las velocidades de circulación y a *reducir los coeficientes de transferencia de calor*. Puesto que, en general, la viscosidad de una solución sometida a evaporación aumenta con la concentración, es de esperar que a medida que discurre la evaporación descienda la velocidad de transferencia de calor

### **3.4.4 FORMACIÓN DE ESPUMA**

Algunas sustancias orgánicas forman espuma durante la vaporización. Una espuma estable acompaña al vapor que sale del evaporador dando lugar a un

importante arrastre. En casos extremos toda la masa de líquido puede salir con el vapor y perderse.

### 3.4.5 FORMACIÓN DE COSTRAS

Algunas disoluciones depositan costras sobre las superficies de calefacción. En estos casos el *coeficiente global disminuye* progresivamente hasta que llega un momento en que es preciso interrumpir la operación y limpiar los tubos. Cuando las costras son duras e insolubles, la limpieza resulta difícil y costosa.

### 3.4.6 SENSIBILIDAD A LA TEMPERATURA

Muchos productos alimenticios se dañan cuando se calienta a temperaturas moderadas durante tiempos relativamente cortos. En la concentración de estos productos se necesita técnicas especiales para reducir tanto la temperatura del líquido como el tiempo de calentamiento.

### 3.4.7 CALOR ESPECÍFICO

Es necesario conocer este parámetro por que nos permitirá calcular la cantidad de energía requerida para incrementar la temperatura del alimento a evaporar. Una ecuación empírica para el cálculo de la capacidad calorífica a presión constante para alimentos.

$$C_p = w_{H_2O} C_{p_{H_2O}} + w_s C_{p_s} \quad (1)$$

**Donde:**

$w_{H_2O}$  = es la fracción en peso de agua

$C_{p_{H_2O}}$  = es la capacidad calorífica del agua ( $C_w = 4.18 \text{ kJ/KkgK}$ )

$w_s$  = es la fracción masa de sólidos

$C_{p_s}$  =  $1.46 \text{ KJ/kg}^\circ\text{K}$  es el calor específico de los sólidos, la mayor

contribución se debe al agua.



Otra alternativa para calcular la capacidad calorífica en donde se conozca el contenido grave de los sólidos es:

$$C_p = (0.5m_f + 0.3m_{SNG} + m_w) (4.18 \text{kJ/kg}^\circ\text{K}) \quad (2)$$

**Donde:**

***m<sub>f</sub>, m<sub>sng</sub>, m<sub>w</sub>, fracciones masa de grasa, sólidos no grasos y agua respectivamente***

Si se conoce el análisis del alimento se puede utilizar para calcular las capacidades caloríficas del siguiente modo:

$$C_p = x_w C_w + x_c C_c + x_p C_p + x_f C_f + x_a C_a \quad (3)$$

**Donde:**

$x_w, x_c, x_p, x_f, x_a$  = son las fracciones en peso del agua, los carbohidratos, las proteínas, las grasas y las cenizas.

$C_w, C_c, C_p, C_f$  y  $C_a$  son los calores específicos de los componentes.

### 3.5 FACTORES QUE INFLUYEN EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN.

De acuerdo a los estudios realizados por **Brennan y Butters (1980)** mencionan los siguientes factores:

#### 3.5.1 PRESIÓN EXTERNA

Un líquido hierve cuando la presión de vapor que ejerce es igual a la presión externa a la que se haya sometido. En el caso de los productos alimenticios el solvente suele ser el agua, sustancia cuyas relaciones de presión de vapor y temperatura son bien conocidas.

### 3.5.2 ELEVACIÓN DEL PUNTO DE EBULLICIÓN

**Mc Cabe (1982)** menciona lo siguiente

La presión de vapor de la mayor parte de las disoluciones acuosas es menor que la del agua a la misma temperatura. Por tanto, para una presión dada, la temperatura de ebullición de las disoluciones es mayor que la del agua pura.

El aumento del punto de ebullición sobre el agua se conoce con el nombre **de elevación del punto de ebullición de la disolución**. Es pequeño para disoluciones diluidas y para disoluciones de coloides orgánicos pero puede alcanzar un valor de hasta 150 °F para disoluciones concentradas de sales inorgánicas. La elevación del punto de ebullición tiene que restarse de la caída de temperatura que se predice a partir de las tablas del vapor de agua.

La elevación real del punto de ebullición con el cambio de concentración con frecuencia puede conocerse mediante **la regla de Dühring**, regla empírica que establece que **el punto de ebullición de una solución es función lineal del punto de ebullición del solvente a la misma presión**.

### 3.5.3 EFECTO DE LA CARGA DE LÍQUIDO Y DE LA FRICCIÓN

Si la profundidad del líquido en un evaporador es apreciable, el punto de ebullición correspondiente a la presión en el espacio de vapor es el punto de ebullición solamente de las capas superficiales del líquido. Una gota de líquido situada a una distancia de "Z" pies por debajo de la superficie está sometida a la presión del espacio de vapor más una carga de Z pies de líquido y, por consiguiente, tiene un punto de ebullición más elevado. Además, cuando la velocidad del líquido es grande, las pérdidas por fricción en los tubos aumentan todavía más la presión media del líquido. Por tanto, en un evaporador real el punto de ebullición correspondiente a la presión existente en el espacio de vapor. Este aumento del punto de

ebullición disminuye la caída media de temperatura entre el vapor de agua condensante y el líquido y reduce la capacidad de un evaporador. La reducción no puede estimarse cuantitativamente con precisión, pero el efecto cualitativo de la carga de líquido, especialmente con elevadas alturas de líquido y grandes velocidades, no puede ignorarse.

### **3.5.4 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LOS EVAPORADORES**

Siempre que es posible los evaporadores se construyen con algún tipo de acero. Sin embargo, muchas disoluciones atacan a los metales ferrosos y se produce contaminación. En estos casos se utilizan materiales especiales tales como el cobre, níquel, acero inoxidable, grafito y plomo. Puesto que estos materiales son caros, resulta especialmente deseable obtener elevadas velocidades de transmisión de calor con el fin de minimizar el coste del equipo.

### **3.6 EQUIPOS AUXILIARES DEL EVAPORADOR**

Debido a que casi todos los sistemas de evaporación empleados en el proceso de alimentos operan a presión inferior a la atmosférica, se precisan condensadores de vapor y bombas de vacío o inyectores y otros equipos tal como se describe a continuación:

#### **3.6.1 CONDENSADORES**

Los condensadores de superficie (condensadores tubulares alojados en cámara de enfriamiento) se emplean cuando el vapor condensado no se puede mezclar con el agua de enfriamiento en comparación con los condensadores de aspersion utilizados comúnmente en las industrias de los alimentos.



### 3.6.2 BOMBAS DE VACÍO

Para evacuar los evaporadores se usan comúnmente bombas de desplazamiento positivo e inyectores de chorro de vapor. En el inyector de chorro se hace pasar a través de una boquilla vapor a alta presión, que penetra en una cámara en que arrastra al vapor de agua y a los gases presentes. El vapor de agua y los gases pasan, a alta velocidad, a una sección convergente –divergente de la cámara, en la que la energía de velocidad se convierte en energía de presión. Un inyector único es capaz de producir un vacío de unos  $16.7 \text{ kN/m}^2$ , una unidad doble de unos  $3.4 \text{ kN/m}^2$  y un eyector de tres fases un vacío inferior a  $1 \text{ kN/m}^2$ . Es importante tener en consideración que equipo de vacío es responsable de la eliminación del sistema de los gases no condensables. No es responsable en cambio del mantenimiento de la temperatura de ebullición deseada, función que corresponde al condensador. En cualquier tipo de condensador el rendimiento global depende en gran parte de la velocidad de flujo del agua de enfriamiento y de su temperatura. Muchas dificultades de operación en los sistemas evaporadores surgen porque las condiciones del agua de enfriamiento son inadecuadas.

### 3.6.3 SEPARADORES DE ARRASTRE

Cuando las velocidades de evaporación son elevadas el vapor de agua puede arrastrar gotitas del líquido en ebullición. Para reducir esta pérdida de líquido concentrado, que es arrastrado por el vapor, se utilizan separadores de arrastre. Los separadores de arrastre pueden consistir en una simple lámina de choque o en una persiana de láminas inclinadas que se colocan en la proximidad de la salida de vapor. También se está usando en estos separadores el empleo de esponjas metálicas entretejidas de acero inoxidable u otro material.



### 3.6.4 COLECTOR DE CONDENSADO Y ESPITAS DE PURGA

Debe resaltarse que para conseguir la máxima economía térmica y transferencia de calor, todo equipo que utilice vapor como medio de calentamiento del proceso debe estar dotado de sistemas adecuados de eliminación del condensado y de purga de gases inerte. Los cambiadores de calor que no han sido adecuadamente purgados y que están parcialmente inundados de agua son causa del bajo rendimiento de las plantas de evaporación.

### 3.7 CAPACIDAD DE UN EVAPORADOR

**Mc Cabe (1982)** menciona lo siguiente:

La capacidad de un sistema de evaporación es la cantidad de masa de solvente (agua) evaporado por hora. Esta capacidad está íntimamente relacionada con la **velocidad de transmisión de calor "Q"** a través de la superficie de calefacción de un evaporador. La velocidad es importante en el diseño, en la selección y en la operación de evaporadores.

$$Q = U A \Delta T \quad (4)$$

Donde:

Q = velocidad de transmisión de calor (KW)

U = coeficiente global de transferencia de calor, (Kw/m<sup>2</sup>.°K)

A = área de transferencia de calor, (m<sup>2</sup>)

ΔT = diferencia de temperaturas, (°K)

Si la alimentación que entra en el evaporador está a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión existente en el espacio de vapor, todo el calor transmitido a través de la superficie de calefacción es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional a Q. si la alimentación esta fría, el calor que se requiere para calentarla hasta su temperatura de ebullición puede ser bastante grande y, consecuentemente, se reduce la capacidad para un valor dado de Q, toda vez que el calor utilizado para calentar la alimentación no esta disponible para la evaporación. Por lo

contrario, si la alimentación está a una temperatura superior a la de ebullición en el espacio de vapor, una parte de la alimentación se evapora espontáneamente mediante equilibrio adiabático con la presión del espacio de vapor y la capacidad es superior a la correspondiente a  $q$ . Este proceso recibe el nombre de **evaporación de flash**.

### 3.8 COEFICIENTES DE TRANSMISIÓN DE CALOR

Según la ecuación (4) la velocidad de transmisión de calor ( $Q$ ) y la capacidad del evaporador están afectadas tanto por la caída de temperatura ( $\Delta T$ ), como el coeficiente global de transmisión de calor ( $U$ ). La caída de temperatura está fijada por las propiedades del vapor de agua y del líquido que hierve y, excepto por lo que respecta a la carga hidrostática, no depende de la construcción del evaporador. Por otra parte, el coeficiente global está fuertemente influenciado por el diseño y la forma de operación del evaporador.

**La resistencia global a la transmisión de calor entre el vapor de agua y el líquido en ebullición ( $R_t$ ) es la suma de cinco resistencias individuales:**

- ≡ La resistencia de la película de vapor,
- Las dos resistencias de las costras, interior y exterior de los tubos;
- La resistencia de la pared del tubo; y
- La resistencia del líquido en ebullición.

El coeficiente global ( $U$ ) es el inverso de la resistencia total ( $R_t$ ). En la mayoría de los evaporadores el factor de ensuciamiento del vapor de agua condensante y la resistencia de la pared del tubo es muy pequeño, y generalmente pueden despreciarse en el cálculo de evaporadores. En un evaporador de película agitada la pared del tubo es bastante gruesa, de forma que su resistencia puede ser una parte importante de la resistencia total.



### 3.8.1 COEFICIENTES DE LA PELÍCULA DE VAPOR

El coeficiente de la película de vapor de agua es elevado, aun para la condensación en película. A veces se adicionan promotores al vapor de agua para provocar la condensación en gotas y aumentar todavía más el coeficiente. Puesto que la presencia de gases no condensables reduce sustancialmente el coeficiente de película del vapor, es preciso tomar precauciones para purgar los no condensables de a caja de vapor prevenir la entrada de aire cuando el vapor de agua está a una presión inferior a la atmosférica.

Se conocen perfectamente los coeficientes de película del vapor condensado tanto en el interior de tubos como sobre bancos de tubos que son del orden de  $5 - 15 \text{ kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

### 3.8.2 COEFICIENTES DEL LADO DEL LÍQUIDO

*El coeficiente del lado del líquido depende en gran medida de la velocidad del líquido sobre la superficie de calefacción. Estos coeficientes suelen ser mayores en los sistemas de circulación forzada que en los de circulación natural. En la mayoría de los evaporadores, especialmente en los que tratan materiales viscosos, la resistencia del lado del líquido controla la velocidad global de transmisión de calor hacia el líquido en ebullición. En los evaporadores de circulación natural el coeficiente del lado del líquido para disoluciones acuosas diluidas está comprendido entre 200 y 600  $\text{Btu/pie}^2 \text{ h } ^\circ\text{F}$ .*

La circulación forzada conduce a coeficientes elevados del lado del líquido aun cuando la ebullición dentro de los tubos es suprimida por la elevada carga estática.

La formación de costras sobre los tubos de un evaporador añade una resistencia térmica equivalente a un factor de ensuciamiento.



### 3.8.3 COEFICIENTES GLOBALES

Debido a la dificultad de medir los elevados coeficientes de película individuales en un evaporador, los resultados experimentales generalmente se expresan en función de coeficientes globales, que están basados en la caída neta de temperatura corregida para tener en cuenta la elevación del punto de ebullición. Los coeficientes globales están, por supuesto, influenciados por los mismos factores que los coeficientes individuales; pero, si una resistencia (tal como la película del líquido) es controlable, variaciones importantes de las demás resistencias apenas tendrían efecto sobre el coeficiente global. Según **Perry (2001)** menciona lo siguiente: Una pequeña acumulación de costras reduce el coeficiente a una pequeña fracción de los valores para tubos limpios. Un evaporador de película agitada produce un coeficiente aparentemente bajo con un líquido de una viscosidad de 100 Pa pero este coeficiente es mucho mayor que el que podría obtenerse con cualquier otro tipo de evaporador que tratase un material tan viscoso.

En los evaporadores de circulación natural el coeficiente global es sensible a la caída de temperatura y a la temperatura de ebullición de la disolución. Con líquidos de baja viscosidad los coeficientes de transmisión de calor son elevados, del orden de 1000 a 2000 Btu/pie<sup>2</sup> h °F para agua.

### 3.9 CONSERVACIÓN DEL CALOR EN LOS SISTEMAS DE EVAPORACIÓN

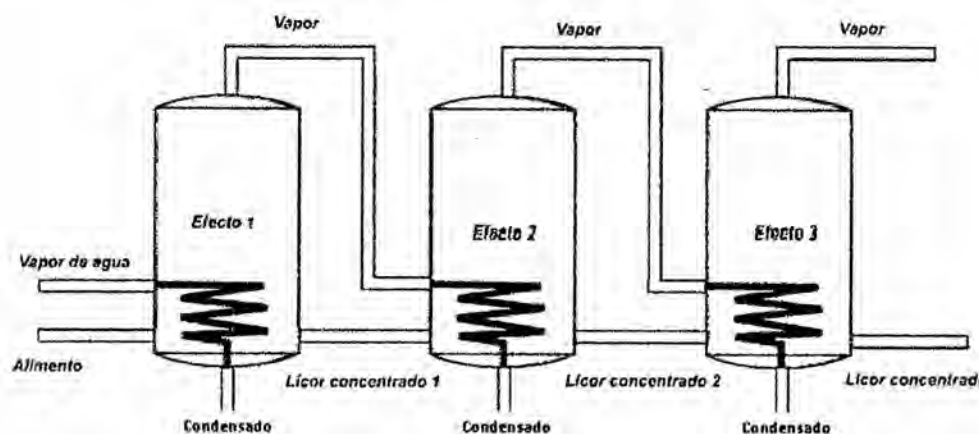
Los autores **Brennan, Butters, Cowell, Lilly (1980)** mencionan lo siguiente: El vapor que sale de un evaporador contiene calor que se pierde si el vapor se deja escapar. La reutilización de este calor reduce los costos de operación de la planta.





### 3.10 EVAPORACIÓN DE EFECTOS MÚLTIPLES

Figura N° 1 Evaporadores de múltiple-efecto conectados en serie



Fuente Elaboración propia, Ing° Alberto E. Panana Girio

El vapor que sale de un evaporador puede utilizarse como medio de calentamiento de la calandria de un segundo evaporador siempre que la temperatura de ebullición de este evaporador sea lo suficientemente baja para mantener una diferencia de temperatura apropiada

Esto se consigue mediante la operación de efectos sucesivos a presiones cada vez más reducidas. La reutilización del calor por este método puede extenderse a varios efectos y se denomina evaporación de efectos múltiples.

Debe entenderse que la evaporación de efectos múltiples no proporciona mayores rendimientos que los que se obtienen con los sistemas de efecto único de igual superficie cambiadora de calor.

El objeto de la operación de efectos múltiples consiste en **mejorar la economía térmica global del proceso** y no en aumentar la capacidad de la planta. Como regla aproximada se puede decirse que una simple unidad requiere alrededor de 1,3 Kg. de vapor para evaporar 1 Kg. de

*LP*

agua, una unidad de doble efecto alrededor de 0.6 Kg. de vapor por Kg. de agua y una unidad de triple efecto 0.4 Kg. de vapor por Kg. de agua.

En general, cuanto mayor sea el número de efectos, tanto mayor es la economía de vapor. El precio de la economía de vapor y el capital que cuestan la instalación aumentan con el número de efectos. Puede demostrarse que el área de cada uno de los efectos en un sistema múltiple tiene que ser la misma que la de un efecto único si las condiciones de evaporación global son las mismas.

**El costo de "n" efectos es aproximadamente "n" veces el costo de un efecto simple y, por tanto, el costo de capital de una planta se eleva rápidamente al aumentar el número de efectos. El número óptimo de efectos es aquel en que se equilibran los costos de operación reducidos y los mayores costos de capital invertido. Normalmente no se encuentran plantas que tengan evaporadores más de cinco o seis efectos.**

### **3.11 ALIMENTACION DE LOS SISTEMAS DE EVAPORACIÓN DE EFECTOS MÚLTIPLES**

#### **3.11.1 ALIMENTACIÓN HACIA DELANTE**

Es el sistema de alimentación más simple y común. El líquido de alimentación va hacia delante en la misma dirección que los evaporadores, es decir, del primer efecto al segundo, de este al tercero, etc. Solo se requiere una bomba de extracción y el efecto final opera a baja presión. En este sistema de alimentación la viscosidad del líquido que se procesa aumenta durante su paso a través de la planta debido tanto al aumento progresivo de concentración como la reducción progresiva de la temperatura de un efecto a otro.

El coeficiente global de transferencia de calor es por tanto bajo en los últimos efectos. Sin embargo, es menor el riesgo de que el líquido más



viscoso sea dañado por el calor debido a la menor temperatura de los últimos efectos. En la calandria del primer efecto se condensa vapor de agua de alta calidad. Si inicialmente el líquido de alimentación tiene una temperatura inferior a su punto de ebullición, parte del calor transferido es utilizado en el precalentamiento del líquido de alimentación. Puesto que entonces el calor disponible para la vaporización es menor, en el segundo efecto se condensa menor vapor, hecho que se repite en los siguientes efectos. El resultado final es una pérdida en la economía de vapor.

### **3.11.2 ALIMENTACIÓN HACIA ATRÁS**

En este sistema de alimentación es preciso intercalar bombas entre los diferentes efectos. El líquido de alimentación más frío y diluido se calienta con el vapor más agotado, fluyendo líquido y vapor a contracorriente. Con este sistema se consigue cierta economía de vapor. El aumento de la viscosidad por concentración se compensa por las mayores temperaturas que va adquiriendo el líquido, ya que el líquido creciente viscoso encuentra superficies cada vez más calientes al pasar de un efecto al siguiente. En el sistema es preciso sin embargo tener cuidado para evitar el "chamuscado" localizado.

### **3.11.3 ALIMENTACIÓN EN PARALELO**

Se usa normalmente en los evaporadores de cristalización. Este modo de operación permite mejor control de la operación de cristalización y evita la necesidad de bombear mezclas densas entre diferentes efectos, con los consiguientes problemas de flujo.

### **3.11.4 ALIMENTACIÓN MIXTA**

Es un método que se usa comúnmente en las plantas de un alto número de efectos. Es el resultado del compromiso entre la mayor simplicidad de la "alimentación hacia delante" y la mayor economía de la alimentación



hacia atrás". El método es útil cuando se manipulan líquidos muy viscosos y se recomienda cuando los aumentos de viscosidad con la concentración son grandes.

### **3.11.5 PRECALENTAMIENTO DEL LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN**

Un segundo método empleado en la conservación del calor consiste en usar el vapor caliente de un evaporador de efecto único para precalentar el líquido de alimentación frío. Puesto que la temperatura del vapor es baja, el área de la superficie de calentamiento debe ser grande.



#### IV. DISEÑO DE UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN - METODOLOGÍA

El diseño de un evaporador se toma generalmente como la determinación del área de transferencia de calor y el consumo de vapor requerido para efectuar una separación específica a unas condiciones determinadas de operación en estado estacionario. Además es optimizar la capacidad de evaporación y la economía de vapor para reducir costos de operación.

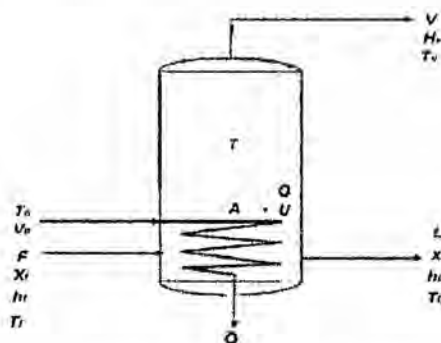
Por otro lado para el diseño de sistemas de evaporación es necesario tener presente las características del producto a evaporar para decidir el tipo de materiales en la construcción del evaporador. Además, y debido a los problemas de crecimiento microbianos, el equipo debe diseñarse de tal manera que pueda limpiarse con facilidad. Por último dado el grado de degradación de los materiales biológicos (productos farmacéuticos, la leche, los jugos cítricos y los extractos vegetales) durante la evaporación por temperaturas altas, es necesario mantener la temperatura baja durante la evaporación por lo que la evaporación debe hacerse al vacío para reducir el punto de ebullición de la solución; todo esto implica también probar y calcular la resistencia del evaporador para que resista presiones inferiores a la atmosférica.

##### 4.1 ECUACIONES DE DISEÑO PARA UN EVAPORADOR DE EFECTO

###### SIMPLE

Las ecuaciones que describen un evaporador de efecto simple (**C.H. Holland (1981)**) se derivan de la siguiente manera:

Figura N° 2 Diagrama de un evaporador de efecto simple



FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA

#### 4.1.1 BALANCE DE MATERIA

$$\text{Balance del soluto: } FX \cong Lx \quad (5)$$

$$\text{Balance del solvente: } F(1 - X) = V + (1 - x) \quad (6)$$

$$\text{Balance de materia total: } F = V + L \quad (7)$$

Donde:

$F$  = flujo de alimentación, (kg/h)

$L$  = flujo de liquido concentrado, (kg/h)

$V$  = flujo de vapor, (kg/h)

$X$  = fracción en masa del soluto en el alimento

$x$  = fracción en masa del soluto en el licor concentrado

#### 4.1.2 BALANCE ENTÁLPICO ALREDEDOR DEL PROCESO

$$F h_f \pm Q \cong V H_v \cong L h_L \cong 0 \quad (8)$$

Pero como,  $V = F - L$

$$F(h_f - h_L) + Q - (F - L)(H - h) = 0 \quad (9)$$

Donde:

$h_f$  = entalpía del alimentación, (Kcal/kg)

$h_L$  = entalpía del licor concentrado, (Kcal/kg)

$H_v$  = entalpía del vapor secundario a la temperatura, (Kcal/kg)

$Q$  = velocidad del calor transferido a través de los tubos (desde el vapor de agua hacia el licor concentrado, (Kcal/h)

#### 4.1.3 BALANCE DE LA ENTALPÍA EN EL VAPOR DE AGUA

$$V_o H_o \cong Q \cong V_o h_o \cong 0 \quad (10)$$

$$Q = V_o(H_o - h_o) = V_o h_{fg} \quad (11)$$

Donde:

$h_{fg}$  = es el calor latente de vaporización del vapor de agua que entra, (Kcal/kg)



#### 4.1.4 VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR, (Q)

$$Q = U A (T_o - T) \quad (12)$$

Donde:

**U** = coeficiente de transferencia de calor, (Kcal/h.m<sup>2</sup>.°C)

**A** = área superficial de los tubos disponibles para la transferencia de calor, (m<sup>2</sup>)

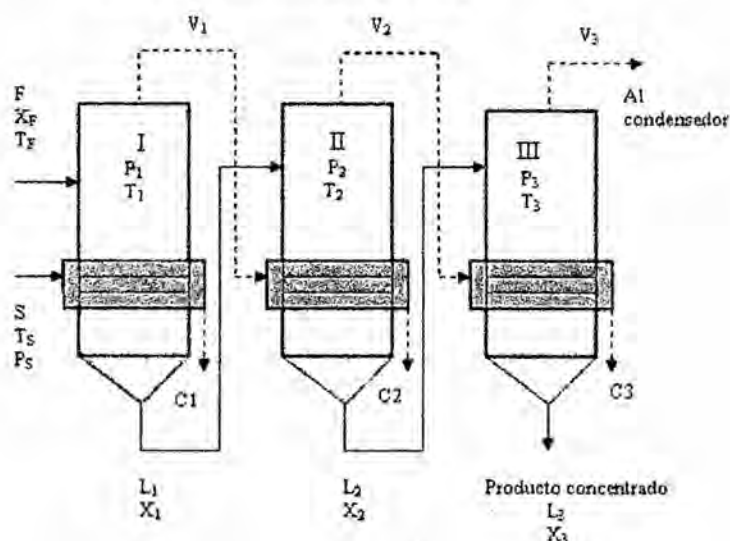
**To** = temperatura de saturación del vapor de agua que entra al primer efecto, (°C)

**T** = temperatura de ebullición del licor concentrado a la presión del espacio con vapor

#### 4.2 ECUACIONES DE DISEÑO PARA UN EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO

En la siguiente figura N° 3 se muestra un diagrama de flujo para evaporadores de múltiple efecto conectados en serie (con corrientes paralelas.) en el cual están identificadas las corrientes de vapor, corriente de alimentación a cada evaporador y la corriente de producto concentrado. Con las temperaturas correspondientes.

Figura N° 3 Diagrama de evaporadores de múltiple efecto conectados en serie (corrientes paralelas)



*del*

Fuente: Elaboración propia, Ing° Alberto E. Panana Girio

#### 4.2.1 Procedimiento para el cálculo en el diseño de evaporadores de múltiple efecto conectados e en serie.

En la literatura se encuentran distintos métodos para el diseño de evaporadores de múltiple efecto, por lo general estos métodos se basan en balances rigurosos de materia y energía que se utilizan para el diseño conceptual de sistemas de evaporación, estos métodos esencialmente son de prueba y error, de acuerdo el siguiente procedimiento; en el cual se plantean tres efectos:

- a. Proponer temperaturas de ebullición en el primer y segundo efecto.
- b. Suponer las cantidades evaporadas en el primero y segundo efecto, obtener las corrientes de licor concentrado por efecto, así se obtendrán las composiciones aproximadas y las elevaciones también aproximadas de los puntos de ebullición.
- c. Como se conocen ya las elevaciones, puede determinarse la caída efectiva de temperatura de trabajo y distribuirse entre los efectos.
- d. Por las ecuaciones de los balances de energía calcular la evaporación en el primero y segundo efectos. Si difieren considerablemente de las propuestas en el paso 2, repetir los pasos 2 y 3 con las cantidades evaporadas que se acaban de calcular.
- e. Con las ecuaciones de transmisión de calor, calcular la superficie de calefacción necesaria para cada efecto.
- f. Si las superficies así calculadas no son esencialmente iguales para los tres efectos revisar la distribución de temperaturas hecha en el paso (3). A no ser que las elevaciones en el punto de ebullición sean muy grandes, esto no afectara apreciablemente las elevaciones supuestas en el paso (2)
- g. Repetir estos ajustes hasta que las superficies de calefacción sean iguales.





Los principales inconvenientes de este procedimiento son:

- Se requiere hacer una buena estimación en la primera etapa para evitar un número excesivo de iteraciones en la solución del problema.
- Los cálculos de los balances de energía se hacen muy complejos si la solución a concentrar presenta elevación en el punto de ebullición (EPE). Esto es debido a que en el paso número uno, además de estimar la distribución de temperaturas en el sistema, se debe tomar en cuenta también los EPE en cada efecto.

Debido a lo manifestado en líneas adelante, se propone el siguiente método, el cual simplifica notablemente el diseño de evaporadores de múltiple efecto.

#### **4.2.2 Método de cálculo de diseño de evaporadores conectados en serie (con corrientes paralelas)**

El método que se propone desarrollar en este trabajo, se basa en algunas suposiciones generales, lo que hará la resolución del problema más rápida, aunque posiblemente sacrificando exactitud, pero es una forma ágil de calcular evaporadores de múltiple efecto.

El procedimiento completo del algoritmo en cuestión consta de las siguientes etapas:

##### **a. Datos del problema**

Los datos iniciales que se requieren en este caso son:

- El número de efectos (N)
- El tipo de sistema de alimentación (paralelo, contracorriente, etc.)
- El flujo de la alimentación (F)
- La presión y/o temperatura del vapor vivo (PS o TS) (se supone saturado)
- La presión o temperatura de saturación del último efecto (PN o TbN)

- Los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor para cada uno de los efectos ( $U_1, U_2, \dots, U_N$ )
- La concentración de la alimentación ( $X_F$ ) y del producto o final ( $X_i$ )

### b. Datos de tablas.

Con los datos iniciales se puede recurrir a tablas de vapor para calcular los datos siguientes:

- Calor latente de vaporización del vapor vivo ( $\lambda_S$ )
- Calor latente de vaporización del vapor en el último efecto ( $\lambda_N$ )
- Temperatura de ebullición del agua correspondiente a la presión de operación en el último efecto ( $T_{bN}$ )

### c. Balances de materia.

En esta etapa se calculan, mediante balances de materia, los flujos másicos de las corrientes del licor concentrado y del vapor total generado  $V_T$ . En el caso de la primera, la corriente de este producto puede salir en cualquier efecto, dependiendo del sistema de alimentación que se esté utilizando.

- Si la alimentación es en corriente directa, la disolución concentrada saldrá del último efecto LN; si es en contracorriente saldrá del primer efecto L1 y si es en corriente mixta podrá salir en cualquier efecto, inclusive efectos intermedios  $L_i$ . El cálculo es similar en todos los casos. En general:

$$F_{i-1} = L_i + V_i \quad \text{Balance de Materia} \quad (13)$$

$$F_{i-1} X_{F_{i-1}} = L_i X_i \quad \text{Balance de materia del soluto} \quad (14)$$

$$\sum V_i = V_T = F_{i-1} - L_i \quad \text{Capacidad del sistema} \quad (15)$$

- Posteriormente, se supone que existe la misma cantidad de agua evaporada en todos los efectos de forma que:

*Lej*

$$V_i = \frac{V_T}{N} \quad (16)$$

- Con estos valores es posible calcular los valores de la concentración de la solución en cada efecto  $X_i$ , cabe señalar que estos valores obtenidos se tomarán constantes para los cálculos;

$$x_i = \frac{F_{i-1} x_{F_{i-1}}}{(F_{i-1} \equiv \sum V_i)} \quad (17)$$

$$\sum V_i = F_{i-1} - L_i = F_{i-1} \left( \frac{x_i - x_{F_{i-1}}}{x_i} \right) \quad (18)$$

Estos valores podrían servir para calcular los valores faltantes de todas las corrientes ( $L_i$ ).

#### d. Cálculo de la Elevación del Punto de Ebullición (EPE)

Mediante el dato de la concentración por efecto  $X_i$  y con la gráfica de Dühring, ecuación o nomograma se evalúa la EPE. Se supone por conveniencia que la EPE para cada efecto en operación de efecto múltiple, es constante e independiente de la presión. A una composición dada o a una fracción de masa  $X_j$ , la temperatura  $T_i$  y  $T_{bi}$  para el evaporador (i) están relacionadas por la línea de Dühring.

$$EPE_i = mx_i^2 + bx_i + c \quad (19)$$

Donde:

m = pendiente

b, c = ordenada y constante de la línea de Dühring que dependen del tipo de sólidos; evaluadas a la fracción en masa  $X_i$  del soluto en el licor que sale del efecto (i).



➤ Por lo tanto

$$EPE_i = T_i + T_{bi} = \text{constante} \quad (20)$$

➤ Con estos valores se calcula la sumatoria de las EPE.

$$\sum EPE = EPE_1 + EPE_2 + EPE_3 + \dots + EPE_n \quad (21)$$

#### e. Cálculo de la diferencia efectiva de temperaturas ( $\Delta T_E$ ).

Este parámetro se define como la diferencia de temperaturas efectivas o útiles en el sistema, la cual se calcula de la siguiente forma:

$$\Delta T_E = \Delta T_T - \sum EPE \quad (22)$$

$$\Delta T_T = T_S - T_{bi} \quad (23)$$

Donde:

$\Delta T_T$  = es la diferencia entre la temperatura del vapor vivo y la temperatura de ebullición del agua correspondiente a la presión en el efecto ( i).

#### f. Cálculo de $\Delta T_i$ .

Con el valor de ( $\Delta T_E$ ), calculado en la etapa anterior, se puede calcular la diferencia de temperatura entre el vapor de calentamiento y la de la solución en cada efecto, mediante las ecuaciones siguientes:

$$\begin{aligned} \sum EPE &= EPE_1 + EPE_2 + EPE_3 + \dots + EPE_n \\ \Delta T_E &= \Delta T_T - \sum EPE = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 \end{aligned} \quad (24)$$

$$\Delta T_1 = \frac{Q_1}{U_1 A_1} \quad ; \quad \Delta T_2 = \frac{Q_2}{U_2 A_2} \quad ; \quad \Delta T_3 = \frac{Q_3}{U_3 A_3}$$

Considerando que la cantidad de calor transferido y que las áreas de transferencia de calor son iguales en todos los efectos, y sustituyendo en la ecuación (24)

$$\Delta T_E = \frac{Q}{A} \left( \frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3} \right) \quad (25)$$

Para el efecto (i)  $\Delta T_1 U_1 = \frac{Q}{A}$ ; reemplazando en (25)

$$\Delta T_E = \Delta T_1 U_1 \left( \frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3} \right) \quad (26)$$

Despejando  $\Delta T_1$ , se tiene:

$$\Delta T_1 = \frac{\Delta T_E}{U_1 \sum \left( \frac{1}{U_i} \right)} \quad (27)$$

**Nota:** Cuando se opera en corriente en paralelo, la alimentación entrará fría, por lo tanto será necesario tener un valor de  $\Delta T_1$  mayor que el obtenido en el cálculo (20 % mayor) esto hace que los demás se modifiquen, bajarlos en un 10 % cada uno.

#### g. Cálculo de $T_i$ .

Los valores calculados en la etapa anterior sirven para calcular las temperaturas de ebullición de la solución en cada efecto.

$$\Delta T_1 = T_i - T_{b_i} \quad (28)$$

Por ejemplo para el primer efecto

$$T_i = T_s - \Delta T_1 \quad (29)$$

Con este valor de temperatura y con la elevación en el punto de ebullición en el primer efecto  $EPE_1$  servirá para calcular la temperatura de saturación

$$T_{b_i} = T_i - EPE_1 \quad (30)$$

#### h. Datos de tablas, ecuaciones o gráficas.

Con los últimos datos obtenidos en la etapa anterior, se tienen todas las temperaturas de cada uno de los efectos del sistema de evaporación. Estos valores servirán para calcular, mediante tablas de vapor, las entalpías de vapor saturado y/o el calor latente de vaporización del vapor de agua generado en cada efecto ( $\lambda_i$ )

#### i. Cálculo del área de transferencia de calor en cada efecto $A_i$ .

El objetivo de los cálculos de diseño de un sistema de evaporación es la determinación del área de transferencia de calor en cada efecto. En esta etapa se tienen todos los datos para poder realizar este cálculo, mediante la ecuación siguiente:

$$A_i = \frac{Q_i}{U_i \Delta T_i} \quad 31$$

Así, para el primer efecto:

$$Q_1 = S \lambda_s \quad 32$$

En general  $Q_i = V_i \lambda_s$  ; donde :  $i > 1$

- j. Para calcular el calor  $Q_1$ , es necesario calcular la economía del sistema, y así evaluar  $S$ , y se define así,

$$Economía, E = \frac{Capacidad}{Consumo} = \frac{\sum_i^N V_i}{S} \quad 33$$

La economía del sistema, medida en kg de agua evaporada por kg de vapor de calefacción condensado, aumenta con el número de efectos, así, en forma ideal, en un sistema de  $N$  efectos, 1 kg de vapor de calefacción introducido en el primer efecto evaporará en total aproximadamente  $N$  kg de líquido. Esta es

una cifra simplificada, pero se pone de manifiesto que una de las grandes ventajas de un sistema de múltiple efecto es precisamente ésta.

En consecuencia, cuando una solución presenta (EPE) debido al cambio de concentraciones, este concepto se modifica. Cualquiera que sea el valor de (EPE) para una disolución considerada, hace que la diferencia de temperatura útil disminuya con el número de efectos. Este hecho no solo influye sobre la economía por obligarnos a aumentar la superficie de calefacción de cada efecto, sino que puede anular la capacidad de evaporación del sistema cuando el número de efectos sea grande o el EPE sea muy grande. Bajo este argumento, se hace la siguiente consideración: 1 kg de vapor suministrado de una etapa rinde normalmente de 0.8 a 0.85 kg de vapor de la siguiente (para el algoritmo propuesto, se supone  $E = 0.83$ ). La cantidad de vapor  $V$  removida durante el primer efecto es; por tanto,

$$V_1 = SE \quad 34$$

El valor del segundo efecto es:

$$V_2 = V_1 E = SE^2 \quad 35$$

El vapor de cualquier efecto es:

$$V_i = SE_i \quad 36$$

Donde (i) es el número de etapa. Si (N) representa el número total de etapas, el vapor combinado y removido de la corriente en todos los efectos es,

$$V_t = \sum_{i=1}^N V_i = S \sum_{i=1}^N E_i \quad 37$$

Resulta que el consumo de vapor es;



$$S \equiv \frac{\sum_{i=1}^N V_i}{\sum_{i=1}^N E_i} \quad 38$$

**k. Cálculo del área promedio,  $A_m$**

El área a utilizar en el sistema de evaporación será el área media aritmética utilizando la siguiente ecuación:

$$A_m = \frac{\sum A_i}{N} \quad 39$$





## V. CALCULOS EN EL DISEÑO DE EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO CONECTADOS EN SERIE

### 5.1 Primer método de desarrollo del diseño de evaporadores de múltiple efecto, conectados en serie

Se ha de realizar los cálculos de diseño para un evaporador de circulación forzada y de triple efecto, se emplea para evaporar una solución de hidróxido de sódica 10 % hasta que contenga 50 %, El vapor de agua para calentamiento se introduce a 134,34 °C, a una presión de 1,4 kgf/cm<sup>2</sup> absolutos y en el tercer efecto se mantiene un vacío de 711 mm, referido a 760 mm en el barómetro. La alimentación entra en el primer efecto a 38 °C y en tal cantidad que contiene 6 Tm de NaOH/ hora. Se puede suponer que los coeficientes de transmisión de calor son;  $U_1 = 5370$ ,  $U_2 = 2930$ ,  $U_3 = 1950$ , Kcal/h.m<sup>2</sup>.°C estos coeficientes se calculan la base de a diferencia de temperaturas de saturación del vapor de agua y la temperatura de ebullición del líquido en el espacio del vapor,

Se utiliza el sistema de alimentación en cabezas, las pérdidas por radiación y por arrastre de líquido se suponen despreciables; puede suponerse que el condensado sale a la temperatura del vapor. Realizar los cálculos de diseño con el fin de determinar:

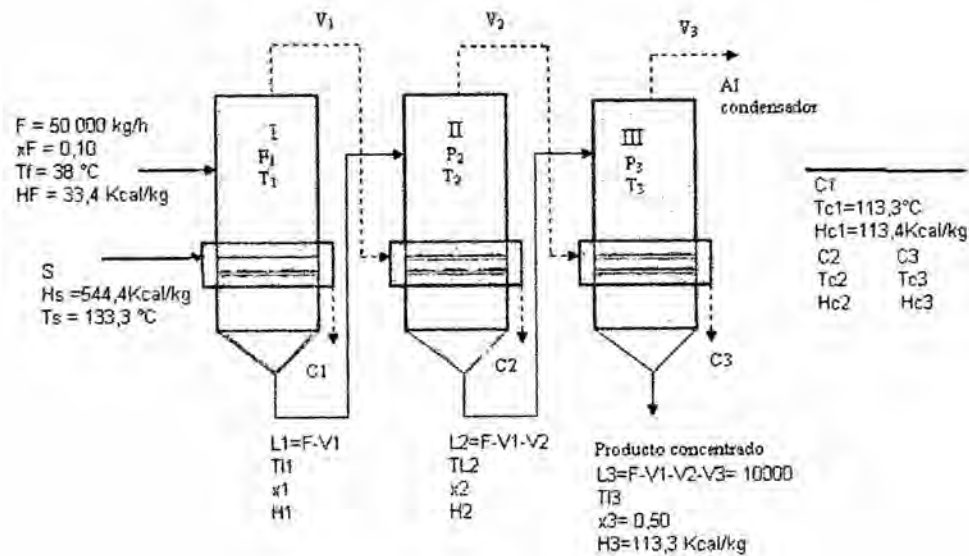
- a- ¿La superficie de calefacción que ha de utilizarse, si todos los efectos tienen la misma superficie?
- b- Determinar también el consumo de vapor.
- c- Determinar la cantidad de agua evaporada por kilogramo de vapor para calentamiento

Procedimiento de los cálculos de diseño:

#### 1. Diagrama de flujo

En el diagrama N° 6, se muestran los datos de los evaporadores a diseñar, con las corrientes de conexión, indicando las cantidades conocidas y las que han de determinarse

Figura N° 6 Diagrama de flujo, para determinar los Balances de materia y Energía en evaporadores de múltiple efecto conectados en serie



Fuente: Elaboración propia

2. Las condiciones para la realización de los cálculos del diseño se muestran en la figura N° 6, siendo los datos directos:

- Temperatura de la alimentación del vapor:

$$T_s = 113,3\text{ }^\circ\text{C}$$

- Temperatura de la alimentación de la solución de hidróxido de sodio

$$T_F = 38\text{ }^\circ\text{C}$$

- Concentración en masa de la solución en la alimentación y en el producto:

$$x_F = 0,10; \quad x_{L3} = 0,50$$

3. De las tablas de vapor de agua se tiene: las siguientes entalpías:

$$H_F = 33,4\text{ kcal/kg}$$

$$H_s = 644,4\text{ Kcal/kg (calor latente = 531 Kcal/kg)}$$

$$H_{L3} = 133,3\text{ Kcal/kg}$$

4. Cálculo del peso de hidróxido de sodio en la solución alimentada

$$50\,000 \times 0,10 = 5000 \text{ kg/h}$$

5. Peso de la solución concentrada que sale de tercer evaporador:

$$5000/0,50 = 10\,000 \text{ kg/h}$$

6. Peso de agua evaporada en los tres evaporadores

$$50\,000 - 10\,000 = 40\,000 \text{ kg/h} = V_1 + V_2 + V_3$$

7. Para determinar la caída de temperatura disponible es necesario conocer las elevaciones en los puntos de ebullición, (epe) pero para determinar estos puntos se tiene que conocer las concentraciones en cada uno de los evaporadores

8. El cálculo de estas concentraciones tiene que realizarse por el método de ensayo y error, para el primer efecto puede suponerse una cantidad de agua evaporada un poco menor que la tercera parte de la evaporación total y la del efecto III un poco mayor-

Como la cantidad total evaporada es de 40 000 kg/h, la tercera parte será

$$40\,000 / 3 \approx 13\,333 \text{ kg/h}$$

9. Como primera aproximación se puede optar por los siguientes valores:

$$V_1 \approx 12\,750 \text{ kg/h}; \quad V_2 \approx 13\,350 \text{ kg/h}; \quad V_3 \approx 13\,900 \text{ Kg/h.}$$

con estos valores se tiene para el primer efecto:



$$F = 50000 \text{ kg/h}, \quad x_F = 0,10$$

$$L_1 = F - V_1 = 50000 - 12750 = 37250 \text{ kg/h}$$

$$x_1 = 0,10 \times \left( \frac{50000}{37250} \right) = 0,134$$

- Para el segundo efecto

$$L_2 \equiv L_1 - V_2 \equiv 37250 - 13350 \equiv 23900 \text{ kg/h}$$

$$x_2 = 0,10 \times \left( \frac{50000}{23900} \right) = 0,21$$

- Para el tercer efecto

$$L_3 = L_2 - V_3 = 23900 - 13900 = 10000 \text{ kg/h}$$

$$x_3 = 0,50$$

10. Las concentraciones para los efectos I y III, las elevaciones de los puntos de ebullición (ETE), varían muy poco con la temperatura. Se puede asumir que la temperatura en los efectos como los siguientes valores:

- Para el efecto N° III donde  $x \approx 50$ , el punto de ebullición del agua como  $T_{\text{ebu}} = 38,6^\circ\text{C}$ , y el punto de ebullición del NaOH,  $T_{\text{NaOH}} = 77,6^\circ\text{C}$ .
- Para el efecto N° II, donde  $x = 0,21$ , como punto de ebullición del agua supuesto,  $T_{\text{ebu}} = 66^\circ\text{C}$ ; punto de ebullición del NaOH,  $T_{\text{NaOH}} = 73,8^\circ\text{C}$
- Para el efecto I, temperatura de ebullición del agua supuesto de  $T_{\text{ebu}} = 98^\circ\text{C}$ , punto de ebullición del NaOH,  $T_{\text{NaOH}} = 93^\circ\text{C}$

11. La diferencia total de temperatura,  $\Delta T$  es

$$\Delta T \approx 113,3 \approx 38,6 \approx 74,7^\circ\text{C}$$



12. La suma de las tres elevaciones del punto de ebullición es

$$: \quad \Delta T = (77,6 \approx 38,6) + (73,8 \approx 66) + (98 \approx 93) = 51,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

13. Por lo tanto la caída disponible de temperatura es

$$\Delta T = 74,7 \approx 51,8 \approx 22,8 \approx 23 \text{ } ^\circ\text{C}$$

14. Para realizar los cálculos para una primera aproximación, se va a suponer que esta caída de temperatura se distribuye de la siguiente forma: en los tres efectos:

$$\Delta T_1 = 6,7 \text{ } ^\circ\text{C}; \quad \Delta T_2 = 6,7 \text{ } ^\circ\text{C}, \quad \Delta T_3 = 9,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

15. En la siguiente tabla se resumen los datos y cálculos y determinaciones que se realizan



Tabla N° 1 Valores de (epe),  $T_{\text{ebullición}}$  de las solución en los efectos, calores caloríficos de la solución de NaOH, para realizar los balances de energía

	Temp °C	Calor Latente Kcal/hg	Calor de Recalen- tamiento Kcal/hg	Calor recal- entamiento + calor latente Kcal/hg	h líquido Kcal/hg	H Vapor Kcal/hg
Vapor a (I), $\Delta T_1$	113,3 6,7	531,0	0	581,0		644,3
$T_{\text{ebul}}$ en (I) Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	106,6 5				95,0	
$T_{\text{sat}}$ del vapor al (II) $\Delta T_2$	101,6 6,7	538	2,2	540,8		640,1
$T_{\text{ebul}}$ en (II) Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	94,9 7,8				81,7	
$T_{\text{sat}}$ del vapor al (III) $\Delta T_3$	87,1 9,6	546,8	3,4	549,4		639,8
$T_{\text{ebul}}$ en (III) Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	77,5 39				112,3	
$T_{\text{sat}}$ al condensador	38,5	576,6	17,2	593,8		632,7

Fuente: Elaboración propia, Ing° Alberto E. Panana Girio

16. Las ecuaciones de balance de Energía para los efectos se plantean con los datos de la tabla N° 1

⋮

$$\text{I efecto: } 33,4 F + 531 S = 640,1 V_1 + 95 L_1$$

$$\text{II efecto: } 95 L_1 + 540,2 V_1 = 638,8 V_2 + 81,7 L_2$$

$$\text{III efecto: } 81,7 L_2 + 550,2 V_2 = 632,7 V_3 + 112,3 L_3$$

17. Los balances de materia en los evaporadores se tiene.

$$L_1 \equiv F - V_1$$

$$L_2 = F - V_1 - V_2$$

$$L_3 = F - V_1 - V_2 - V_3$$

18. Reemplazándolas las cantidades conocidas y resolviendo en forma simultanea las ecuaciones planteadas en (16) y (17), se obtiene:

$$V_1 = 13,200 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = 13,650 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = 13,150 \text{ kg/h}$$

19. Las diferencias entre los valores obtenidos en las corriente V1 y V2, de vapor de agua de los evaporadores I y II son casi iguales, esto permite afirmar que las elevaciones de los puntos de ebullición en los evaporadores no son grandes. Mediante la ecuación Planteada en el evaporador (I,) se obtiene la cantidad de vapor saturado alimentado, (S)

$$S \approx 19\,400 \text{ kg/h}$$

20. Calculo de las superficies de calentamiento en los evaporadores, aplicando la ecuación:



$$Q = U.A.\Delta T$$

$$A_1 = \frac{531 \times 19400}{6.7 \times 5370} = 285,6 m^2$$

$$A_2 = \frac{540 \times 15200}{6.7 \times 2,930} = 363 m^2$$

$$A_3 = \frac{550 \times 13650}{9,6 \times 1950} = 401 m^2$$

Como las tres áreas no son iguales, los valores supuestos para las caídas de temperatura no son correctos por lo que se tiene que hacer una nueva suposición

21. Como las tres áreas no son iguales, los valores supuestos para las caídas de temperatura no son correctas por lo que se tiene que hacer una nueva suposición y realizar nuevos cálculos
22. Como las tres superficies no son iguales, los valores supuestos para las caídas de temperatura son incorrectos. La media de las tres superficies calentadoras es:  $349,9 = 350 m^2$ .
23. Para la siguiente aproximación se tomara las siguientes diferencias de temperaturas

$$\Delta T_1 = 6,7 \times (285 / 350) = 5.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 6,7$$

$$\Delta T_3 = 9,6 \times (401/350) = 11^\circ\text{C}$$

24. Este pequeño cambio en las temperaturas no variará las elecciones del punto de ebullición en mas de 0,5 %, por lo que no habrá necesidad de ajustar los valores para este cambio. Las nuevas condiciones se dan en la tabla N° 2.





TABLA N° 2 Resumen de los cálculos realizados con la nueva suposición para el diseño de evaporadores de múltiple efecto conectados en serie.

	Temp °C	Calor Latente Kcal/kg	Recalen- tamiento	Suma recalenta- miento y calor latente	h (líquido) Kcal/kg	H (vapor) Kcal/kg
Vapor a I $\Delta T_1$	113,3 5,3	531	0	531		644,3
$T_{\text{ebul}}$ en I Elevac $T_{\text{ebul}}$	108,0 5,0				9,5	
$T_{\text{sat}}$ del vapor al II $\Delta T_2$	103,0 6,7	537,5	2,2	537,7		640,1
$T_{\text{ebul}}$ en II Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	96,3 7,8				92,8	
$T_{\text{sat}}$ del vapor al III $\Delta T_3$	88,5 11,0	546	3,4	549,4		639,8
$T_{\text{ebul}}$ en III Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	77,5 39				112,3	
$T_{\text{sat}}$ al condensador	38,5	576,6	17,2	593,8		632,7

Fuente: Elaboración propia, Ing° Alberto E. Panana Girio

25. Las ecuaciones de los balances caloríficos son ahora:

$$33,4F + 531S = 640 V_2 + 95(50.000 - V_2)$$

$$95(50.000 - V_1) + 537,7 V_1 = 639,8 V_2 + (50.000 - V_1 - V_2) 82,8$$

$$82,8(50.000 - V_1 - V_2) + 550,4 V_2 = 632,7 (40.000 - V_1 - V_2) + 112,3 L_3$$



26. Resolviendo las dos últimas ecuaciones, se tiene

:

$$V_1 = 13.200 \text{ kg/ h}$$

$$V_2 = 13.650 \text{ kg/ h}$$

$$V_3 = 13.150 \text{ kg/ h (por diferencia)}$$

27. De la primera ecuación, se obtiene la cantidad de vapor evaporado:

$$S = 19,340 \text{ kg/h}$$

28 Las superficies de calentamiento son:

$$A_1 = (531) (19.340) / (5,3) (5.370) = 360 \text{ m}^2$$

$$A_2 = (538) (13.200) / (63,7) (2.930) = 361 \text{ m}^2$$

$$A_3 = (551) (13.600) / (11) (1.950) = 349 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{Media}} = 357 \text{ m}^2$$

29. Como las desviaciones de cada una de las superficies con la media es solamente el 4%, la solución del problema probablemente es mucho más exacta que la precisión con que se conocen los coeficientes de transmisión del calor (U)

30. La evaporación por kilogramo de vapor de agua suministrado al aparato es de:

$$40.000/19.340 = 2,06 \text{ kg.}$$

Esto indica como un empleo casi literal de las generalidades que se puede asumir, puede conducir a un error serio en este caso. La desviación de la regla general es debida principalmente a la gran cantidad de calor que es necesaria para calentar la alimentación hasta el punto de ebullición en el efecto I. El método seguido para resolver el problema de diseño, es muy pesado cuando se trata de más de tres efectos.

## 5.2 Segundo método de desarrollo del diseño de evaporadores de múltiple efecto, conectados en serie

1. Este método para resolver el diseño de este tipo, es suponer la distribución de temperaturas como anteriormente, pero en lugar de resolver simultáneamente las ecuaciones para obtener  $V_1$  y  $V_2$ , se supone un valor para  $V_1$  y seguidamente se resuelven las ecuaciones del balance calorífico numéricamente para cada efecto.
2. Si la evaporación total así obtenida es mayor o menor que la necesaria, se ajusta el valor de  $V_1$  y se efectúa un segundo cálculo. La exactitud de la distribución de temperaturas supuesta se comprueba calculando las superficies de calentamiento tal como se realizó en el procedimiento anterior. Este método se puede visualizar en el siguiente planteamiento de diseño de evaporadores
3. El en diseño planteado anteriormente, las superficies calculadas son poco excesivas, ¿Cuánto deberá ser la superficie de calefacción necesaria si la temperatura de saturación del vapor de agua en el efecto se incrementase hasta  $131,5^\circ\text{C}$  (aproximadamente  $2,8 \text{ kg/cm}^2$  absolutos), permaneciendo iguales las demás condiciones?
4. Las líneas de Durhing para el líquido en los efectos I y II tiene una inclinación próxima a los  $45^\circ$ , por lo que un pequeño ajuste en las temperaturas no cambiaría en cantidad significativa las elevaciones de los puntos de ebullición.
5. Por ello se puede suponer que la suma de las elevaciones de los puntos de ebullición permanece constante e igual a  $51,8^\circ\text{C}$ , la caída total útil de temperaturas es:

$$131,5 - 38,5 = 93^\circ\text{C}$$

6. Por lo tanto la suma de los  $\Delta T$  es:

$$\Delta T = 93 - 51,8 = 41,2 = 41^\circ\text{C}.$$



7. Suponiendo como primera aproximación que la distribución de estos  $41^{\circ}\text{C}$  sobre los tres efectos como:

$$\Delta T_1 = 10^{\circ}\text{C}; \Delta T_2 = 12^{\circ}\text{C}; \Delta T_3 = 19^{\circ}\text{C}.$$

8. Los otros datos y condiciones existentes se dan en la tabla N°3.



Tabla N°3 Datos y condiciones para el segundo método de diseño de evaporadores múltiple efecto conectados en serie.

	Temp. °C	Calor latente	Recalen- tamiento	Suma recalentamiento y calor latente	h (líquido)	H (vapor)
Vapor a I, $\Delta T_1$	131,5 10	519	0	519		650,5
$T_{\text{ebul}}$ en I Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	121,5 5				108	
$T_{\text{sat}}$ del vapor al II $\Delta T_2$	116,5 12	529	2,2	531		648
$T_{\text{ebul}}$ en II Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	104,5 7,8				91	
$T_{\text{sat}}$ del vapor al III $\Delta T_3$	96,7 19	542	3,4	545,5		640
$T_{\text{ebul}}$ en III Elevac de la $T_{\text{ebul}}$	77,7 39				112	
$T_{\text{sat}}$ al condensador	38,8	576,6	17,2	594		633

Fuente: Elaboración propia, Ing° Alberto E. Panana Girio



9. De acuerdo con el método que se ha de aplicar aquí, se supondrá que  $V_1=13,200$  kg/h. En este caso el balance calorífico sobre el (I) efecto, será:

$$519 + 33,5F = 648 V_1 + 108(F - V_1)$$

10. Sustituyendo el valor de  $V_1=13,200$  y resolviendo la ecuación, se tiene:

$$S = 20,870 \text{ kg de vapor /h}$$

11. El balance calorífico sobre el II efecto es:

$$531V_1 + 108 (F - V_1) = 640 V_2 + 91(F - V_1 - V_2)$$

12. Sustituyendo valores:

$$V_2 = 13,900 \text{ kg/h}$$

13. El balance calorífico sobre el III efecto:

$$545,5V_2 + 91(F - V_1 - V_2) = 633 V_3 + 112 (F - V_1 - V_2 - V_3)$$

$$V_3 = 13,600 \text{ kg/h}$$

14. La suma de

$$V_1 + V_2 + V_3 = 40,700 \text{ kg/h}$$

15. La evaporación es solamente de 40,000 kg/h, que como se ve es mayor. Por ello hay que hacer un nuevo tanteo, y el valor que se adopte para  $V_1$  será reducido el anterior en la proporción

$$40,000 / 40,700 = 0,981, \text{ con lo que se tiene}$$

$$V_1 = 12,950 \text{ kg/h}$$

16. Realizando un nuevo cálculo con este valor, se obtiene:

$$S = 20,600 \text{ kg/h}$$



$$V_1 = 12.950 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = 13.750 \text{ kg/h}$$

$$V_3 = 13.470 \text{ kg/h}$$

$$V_1 + V_2 + V_3 = 40,180 \text{ kg/h}$$

17. La cantidad total evaporada es de 40,180 kg/h que se diferencia de la pedida en 180 kg/h, es decir, en 0,45% por lo que se considera suficientemente aproximada.

18. La distribución de temperaturas puede comprobarse calculando las superficies de calentamiento:

$$A_1 = 519 \text{ S} / U_1 \Delta T_1 = (519) (20.600) / (5,370)(10) = 199 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 531 \text{ V}_2 / U_1 \Delta T_2 = (531) (12.950) / (2,930) (12) = 195 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 547 \text{ V}_2 / U_3 \Delta T_3 = (547) (13.760) / (1,950) (19) = 203 \text{ m}^2$$

$$\text{Superficie Media} = 199 = 200 \text{ m}^2$$

19. La desviación máxima de la media calculada es de  $4\text{m}^2$ , es decir, el 2% por lo que la distribución de distribución es satisfactoria.

20. La evaporación total por kilogramo de vapor es:

$$\text{Evaporación: } 40,000 / 20,600 = 1,94 \text{ kg por kg de vapor alimentado.}$$

21. Comparando este valor con el obtenido en el desarrollo anterior, donde la evaporación fue de 2,06kg/h de vapor alimentado, se observa el efecto que tiene la elevada temperatura en el efecto I. Se ve también que a medida que se eleva el punto de ebullición en el I efecto, hay que aumentar la cantidad de vapor de calentamiento para calentar la alimentación, sin que este vapor produzca ningún trabajo en los efectos que sirven al primero.



### 5.3 Programa en Excel para cálculos de diseño evaporadores de múltiple efecto conectados en serie.

El propósito de este programa, desarrollado en Excel, es con el fin de ilustrar el procedimiento de cálculo utilizando un computador, además sirve para realizar cálculos de diseño para otro tipo de evaporadores simple o de múltiples efectos.

Con el programa se puede determinar:

- La capacidad calorífica
- Las áreas de transferencia de calor.
- La cantidad de evaporación,
- La relación de evaporación por cantidad de vapor alimentado

### PROGRAMA EN EXCEL PARA CÁLCULOS DE DISEÑO DE EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO CONECTADOS CONECTADOS EN SERIE

#### PRIMER MÉTODO

#### I. DATOS PARA LOS CLACULOS DE DISEÑO

1. Temperaturas del vapor y solución de NaOH	
* Temp de alim del vapor $T_s$ °C	113.3
*Tem sol de NaOH $T_f$ °C	38
Coeficiente de trans. De calor I	
Efecto U1	5370
Coeficiente de trans. De calor I	
Efecto U2	2930
Coeficiente de trans. De calor I	
Efecto U3	1950



<b>2. Concentración solu de NaOH</b>	
*Concentr solu alim NaOH xl	0.10
*Concentr solu salida NaOH xl3	0.50
Ts( Entrada ) °K	270.00
T <sub>f</sub> ( Salida ) °K	287.00
<b>3.De tablas de vapor de agua- entalpias</b>	
*Entalpias Hs (Kcal /kg)	33,4
*Entalpias Hs (Kcal /kg)	133,3
<b>4.Masa solu NaOH (Kg/hr)</b>	
Masa de NaOH entrada ml (Kg/hr)	5,000
Masa solu NaOH m3 (Kg/h)	10000
Masa agua evapo (V1+V2+V3) Kg/h	40,000
<b>5.Calculo de concentración solución de Nao, método de ensayo y error, suponiendo agua evaporada para el</b>	
1° efecto la tercera parte de 40,000	13333.33333
Masa agua evaporada V1 kg/h	12,750
Masa agua evaporada V2 kg/h	13350.00000000
Masa agua evaporada V3 kg/h	13900.000000
Masa sol de L1 kg /h	37250.000
Concentr. Sol XL1	0.134
Masa sol de L2 kg /h	23900.00000000
Concentr. Sol XL2	0.209
Masa sol de L3 kg /h	1.0000E+04
Concentr. Sol XL3	5.0000E-01
<b>6.Las concent. efecto I y III, la (ETE) no varían con tem.</b>	

<b>Asumiendo las temperaturas siguientes:</b>	
<b>Para el efecto N° III por grafica N° 03 y 04</b>	
con $x=0.5$ , y $T_{\text{abú}}=38,6^{\circ}\text{C}$ , $T_{\text{NaOH}}$	77.60000000
<b>Para el efecto N° II por grafica N° 03</b>	
con $x=0.21$ , y $T_{\text{ebu}}=66^{\circ}\text{C}$ , $T_{\text{NaOH}}$	73.800000
<b>Para el efecto N° I por grafica N° 03</b>	
con $x=0.1$ , y $T_{\text{ebu}}=98^{\circ}\text{C}$ , $T_{\text{NaOH}}$	93
<b>Diferencia (ETE) <math>\Delta T</math></b>	<b>74.70000000</b>
<b>Suma de las tres elevaciones (ETE)</b>	
<b>1ELEVACION <math>\Delta T_1</math></b>	<b>39.00000000</b>
<b>2ELEVACION <math>\Delta T_2</math></b>	<b>7.80000000</b>
<b>3ELEVACION <math>\Delta T_3</math></b>	<b>5.000000</b>
<b>TOTAL de la suma (ETE) <math>\Delta T</math></b>	<b>51.800000</b>
<b>Caída disponible <math>\Delta T</math></b>	<b>22.900000</b>
<b>II.- Primera Aproximación</b>	
<b>Realizando la primera aproximación, suponer las caídas</b>	
<b><math>\Delta T</math> en los tres efectos como</b>	
$\Delta T_1$	6.700000
$\Delta T_2$	6.70000000
$\Delta T_3$	9.60000000
<b>Para el 1° Efecto</b>	
<b><math>T_1</math> (<math>^{\circ}\text{C}</math>)Temp Vapor al 1° Efecto</b>	<b>113.3</b>
<b>Calor latente <math>\lambda_1</math> Kcal/kg</b>	<b>531.00000000</b>
<b>Calor recalent <math>Q_r</math> Kcal/kg</b>	<b>0.000000</b>
<b>Suma de <math>\lambda + Q_r</math></b>	<b>531.00000000</b>
<b>Entalpia del liquido <math>\lambda</math> Kcal/kg</b>	<b>0.00000000</b>

Entalpia del vapor H kcal/kg	644.30000000
$\Delta T1$	6.70000000
Punto de ebul en I	106.60000000
Por fig. N°3 pto de ebul sol NaOH	98.00000000
Elev pto de ebul	5.00000000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	95.00000000
Para el 2° Efecto	
T1 (°C)Temp Vapor al 2° Efecto	101.60000000
Calor latente $\lambda 1$ Kcal/kg	538.00000000
Calor recalent Qr Kcal/kg	2.20000000
Suma de $\lambda + Qr$	540.200000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	
Entalpia del vapor H kcal/kg	640.10000000
$\Delta T2$	6.70000000
Punto de ebul en II	94.90000000
Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	66.00000000
Elev pto de ebul	7.800000
Para el 3° Efecto	
T1 (°C)Temp Vapor al 3° Efecto	87.10000000
Calor latente $\lambda 1$ Kcal/kg	546.80000000
Calor recalent Qr Kcal/kg	3.40000000
Suma de $\lambda + Qr$	550.200000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	112.30000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	638.80000000
$\Delta T3$	9.60000000
Punto de ebul en III	77.50000000
Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	77.60000000
Tebu	38.60000000
Elev.Punto de ebul en III	39.0

<b>Datos entalpia y Temp. Al condensador</b>	
<b>Tsat al condensador</b>	<b>38.50000000</b>
<b>Calor latente <math>\lambda</math> Kcal/kg</b>	<b>576.60000000</b>
<b>Calor recalent <math>Q_r</math> Kcal/kg</b>	<b>17.20000000</b>
<b>Suma de <math>\lambda + Q_r</math></b>	<b>593.80000000</b>
<b>Entalpia del vapor H kcal/kg</b>	<b>632.700000</b>
<b>Calculo de la masa de vapor en los efectos</b>	
<b>Ecuaciones de bal. De energía</b>	
<b>1° Efecto I</b>	<b><math>33.4F+531S=640.1V_1+95L_1</math></b>
<b>2° Efecto II</b>	<b><math>95L_1+540.2V_1=638.8V_2+81.7L_2</math></b>
<b>3° Efecto III</b>	<b><math>81.7L_2+550.2V_1=632.7V_3+112.3L_3</math></b>
<b>Ecuac. de val. De materia en los evaporadores</b>	
<b>4° Efecto I</b>	<b><math>L_1=F-V_1</math></b>
<b>5° Efecto II</b>	<b><math>L_2=F-V_1-V_2</math></b>
<b>6° Efecto III</b>	<b><math>L_3=F-V_1-V_2-V_3</math></b>
<b>Reemp. la masa de F .y con las ecu.</b>	<b>50000.00000000</b>
<b>se tiene los sgtes. Valores:</b>	
<b>V1 (KG/h)</b>	<b>13200</b>
<b>V2 (KG/h)</b>	<b>1.365E+04</b>
<b>V3 (KG/h)</b>	<b>13150.000</b>
<b>L1</b>	<b>36800.0000</b>
<b>L2</b>	<b>23150.00000000</b>

L3	1.000E+04
Vapor S (Kg/h)	19350.8851
Calculo de superficie de evaporadores	
Ecuac. Para calentamiento	$Q = U.A.\Delta T$
A1 (evaporador 1) (m2)	285.592151
A2 (evaporador 2) (m2)	363.233661
A3 (evaporador 3) (m2)	401.1875
Área media	350.0044373
% Desviación de las aéreas de los evaporadores	
En el evaporador N°1	18.40327707
En el evaporador N°2	-3.779730282
En el evaporador N°3	-14.62354679
Las aéreas no son iguales para temperaturas supuestas	
2da Suposición	
Tomando las sgtes. $\Delta T$ (°C)	
el evaporador N°1 $\Delta T_1$	5.4670
el evaporador N°2 $\Delta T_2$	6.9532
el evaporador N°3 $\Delta T_3$	11.00386049
Considerando	
EFECTO I	
T1 (°C)Temp Vapor al 1° Efecto	113.3

Calor latente $\lambda$ 1 Kcal/kg	531.0000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	0.000000
Suma de $\lambda + Q_r$	531.0000000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	0.0000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	644.3000000
$\Delta T_1$	5.3000000
Punto de ebul en I	108.0000000
Por fig. N°3 pto de ebul sol NaOH	98.0000000
Elev pto de ebul	5.0000000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	9.5000000
<b>EFEECTO II</b>	
T1 (°C)Temp Vapor al 2° Efecto	103.0000000
Calor latente $\lambda$ 1 Kcal/kg	538.0000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	2.2000000
Suma de $\lambda + Q_r$	540.200000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	0.0000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	640.1000000
$\Delta T_2$	6.7000000
Punto de ebul en II	96.3000000
Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	66.0000000
Elev pto de ebul	7.800000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	82.800000
<b>EFEECTO III</b>	
T1 (°C)Temp Vapor al 3° Efecto	88.5000000
Calor latente $\lambda$ 1 Kcal/kg	546.8000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	3.4000000
Suma de $\lambda + Q_r$	550.200000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	
Entalpia del vapor H kcal/kg	638.8000000
$\Delta T_3$	11.0000000
Punto de ebul en II	77.5000000

Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	77.6000000
Tabú	38.6000000
Elev.Punto de ébulo en III	39.0
Datos entalpia y Tempo. Al condensador	
Tas al condensador	38.5000000
Calor latente $\lambda$ 1 Kcal/kg	576.6000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	17.2000000
Suma de $\lambda + Q_r$	593.8000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	632.700000
Calculo de la masa de vapor en los efectos	
Ecuaciones de bal. De energía	
1° Efecto I	$33.4F + 531S = 640.1V_2 + 95(50000 - V_2)$
2° Efecto II	$95(50000 - V_2) + 537.7V_1 = 639.8(50000V_1 - V_2) - 82.8L_2$
3° Efecto III	$82.8(50000 - V_1 - V_2) + 550.4V_2 = 632.7(50000 - V_1 - V_2) + 112.3L_3$
Ecuac. de bal. De materia en los evaporadores	
4° Efecto I	$L_1 = F - V_1$
5° Efecto II	$L_2 = F - V_1 - V_2$
6° Efecto III	$L_3 = F - V_1 - V_2 - V_3$
Reemp. la masa de F .y con las ecu.	50000.0000000
se tiene los sgtes. Valores:	

V1 (KG/h)	13200
V2 (KG/h)	1.365E+04
V3 (KG/h)	13150.000
L1	36800.0000
L2	36350.00000000
L3	3.685E+04
Vapor S (Kg/h)	19350.8851
Calculo de superficie de evaporadores	
Ecuac. Para calentamiento	$Q=U.A.\Delta T$
A1 (evaporador 1) (m2)	361.031587
A2 (evaporador 2) (m2)	361.754368
A3 (evaporador 3) (m2)	350.0044373
Area media	357.5967975
% Desviación de las aéreas de los evaporadores	
En el evaporador N°1	3.434790
En el evaporador N°2	4.157571
En el evaporador N°3	-7.592360164
Kg vapor Evap / kg vapor de agua suministrado.	2.0671



**PROGRAMA EN EXCEL PARA EL 2º METODO DEL CALCULO  
DE DISEÑO DE EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO  
CONECTADOS EN SERIE**

**I. DATOS PARA LOS CALCULOS DE DISEÑO**

<b>1. Temperaturas del vapor y solución de NaOH</b>	
* Temp de alim del vapor $T_s$ !C°	113.3
*Tem sol de NaOH $T_f$ °C	38
Coeficiente de trans. De calor l Efecto U1	5370
Coeficiente de trans. De calor l Efecto U2	2930
Coeficiente de trans. De calor l Efecto U3	1950
<b>2. Concentracion solu de NaOH</b>	
*Concentr solu alim NaOH xl	0.10
*Concentr solu salida NaOH xl3	0.50
$T_s$ ( Entrada ) °K	270.00
$T_f$ ( Salida ) °K	287.00
<b>3. De tablas de vapor de agua- entalpias</b>	
*Entalpias $H_s$ (Kcal /kg)	33,4
*Entalpias $H_s$ (Kcal /kg)	133,3
4. Masa solu NaOH (Kg/hr)	50,000
Masa de NaOH entrada ml (Kg/hr)	5,000
Masa solu NaOH m3 (Kg/hr)	10000
Masa agua evapo ( $V_1+V_2+V_3$ ) Kg/h	40,000

<b>5. Calculo de concentración solución de NaOH, método de ensayo y error, suponiendo agua evaporada para el</b>	
<b>1° efecto la tercera parte de 40,000</b>	<b>13333.33333</b>
<b>Masa agua evaporada V1 kg/h</b>	<b>12,750</b>
<b>Masa agua evaporada V2 kg/h</b>	<b>13350.00000000</b>
<b>Masa agua evaporada V3 kg/h</b>	<b>13900.000000</b>
<b>Masa sol de L1 kg /h</b>	<b>37250.000</b>
<b>Concentr. Sol XL1</b>	<b>0.134</b>
<b>Masa sol de L2 kg /h</b>	<b>23900.00000000</b>
<b>Concentr. Sol XL2</b>	<b>0.209</b>
<b>Masa sol de L3 kg /h</b>	<b>1.0000E+04</b>
<b>Concentr. Sol XL3</b>	<b>5.0000E-01</b>
<b>6. Las concent. Efecto I y III, la (ETE) no varían con tem.</b>	
<b>Asumiendo las temperaturas siguientes:</b>	
<b>Para el efecto N° III por grafica N° 03 y 04</b>	
<b>con x=0.5, y Tebu=38,6°C, TNaOH</b>	<b>77.60000000</b>
<b>Para el efecto N° II por grafica N° 03</b>	
<b>con x=0.21, y Tebu=66°C, TNaOH</b>	<b>73.800000</b>
<b>Para el efecto N° I por grafica N° 03</b>	
<b>con x=0.1, y Tebu=98°C, TNaOH</b>	<b>93</b>
<b>Diferencia (ETE) <math>\Delta T</math></b>	<b>74.70000000</b>
<b>Suma de las tres elevaciones (ETE)</b>	
<b>1ELEVACION <math>\Delta T1</math></b>	<b>39.00000000</b>
<b>2ELEVACION <math>\Delta T2</math></b>	<b>7.80000000</b>
<b>3ELEVACION <math>\Delta T3</math></b>	<b>5.000000</b>
<b>TOTAL de la suma (ETE) <math>\Delta T</math></b>	<b>51.800000</b>
<b>Caída disponible <math>\Delta T</math></b>	<b>41.200000</b>

<b>II.- Primera Aproximación</b>	
Realizando la primera aproximación, suponer las caídas	
$\Delta T$ en los tres efectos como	
$\Delta T1$	10.000000
$\Delta T2$	12.00000000
$\Delta T3$	19.00000000
Para el 1° Efecto	
T1 (°C)Temp Vapor al 1° Efecto	131.5
Calor latente $\lambda 1$ Kcal/kg	519.00000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	0.000000
Suma de $\lambda + Q_r$	519.00000000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	0.00000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	650.50000000
$\Delta T1$	10.00000000
Punto de ebul en I	121.50000000
Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	98.00000000
Elev pto de ebul	5.00000000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	108.00000000
Para el 2° Efecto	
T1 (°C)Temp Vapor al 2° Efecto	116.50000000
Calor latente $\lambda 1$ Kcal/kg	529.00000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	2.20000000
Suma de $\lambda + Q_r$	531.200000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	
Entalpia del vapor H kcal/kg	648.00000000
$\Delta T2$	12.00000000
Punto de ebul en II	104.50000000

Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	66.00000000
Elev pto de ebul	7.800000
Para el 3° Efecto	
T1 (°C)Temp Vapor al 3° Efecto	96.70000000
Calor latente $\lambda_1$ Kcal/kg	542.00000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	3.40000000
Suma de $\lambda + Q_r$	545.400000
Entalpia del liquido $\lambda$ Kcal/kg	0.00000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	640.00000000
$\Delta T_3$	19.00000000
Punto de ebul en II	77.70000000
Por fig N°3 pto de ebul sol NaOH	77.60000000
Tebu	38.60000000
Elev.Punto de ebul en III	39.0
Datos entalpia y Temp. Al condensador	
Tsat al condensador	38.70000000
Calor latente $\lambda_1$ Kcal/kg	576.60000000
Calor recalent $Q_r$ Kcal/kg	17.20000000
Suma de $\lambda + Q_r$	593.80000000
Entalpia del vapor H kcal/kg	632.700000
Calculo de la masa de vapor en los efectos	
Suponiendo V1 (Kg/hr)	13200.0
Ecuaciones de bal. De energía	
1° Efecto I	519S+33.5F=648V1+108(F-V1)

Sustituyendo F y V1, S (Kg/hr) es	20870
2° Efecto II	$531V1+108(F-V1)=640V2+91(F-V1-V2)$
Sustituyendo F y S, V2 (Kg/h) es	13900.000
3° Efecto III	$545.4V2+91(F-V1-V2)=633+112(F-V1-V2)$
Sustituyendo F y S, V3 (Kg/h) es	13600.000
SUMANDO $V1+V2+V3 = VT$	40700
COMO $VT > Vs$	700.000
Fact. De correc. de vapor	0.983
El nuevo valor de V1=	12950.000
El nuevo valor de V2=	13760.000
El nuevo valor de V3=	13470.000
Ecuac. de bal. De materia en los evaporadores	
4° Efecto I	$L1=F-V1$
5° Efecto II	$L2=F-V1-V2$
6° Efecto III	$L3=F-V1-V2-V3$
<i>Reemp. la masa de F .y con las ecu.</i>	
se tiene los sgtes. Valores:	50000.00000000
V1 (KG/h)	12950
V2 (KG/h)	1.376E+04
V3 (KG/h)	13470.000
Cantidad de agua evaporada S	40180.000
Diferencia de agua evaporada	180.000
% de agua evaporada aceptable	0.450

L1	37050.0000
L2	23290.00000000
L3	9.820E+03
Vapor S (Kg/h)	20651.2524
Calculo de superficie de evaporadores	
Ecuac. Para calentamiento	$Q = U.A.\Delta T$
A1 (evaporador 1) (m2)	199.590317
A2 (evaporador 2) (m2)	195.649602
A3 (evaporador 3) (m2)	202.5561134
Área media	199.2653439
% Desviación de las aéreas de los evaporadores	
En el evaporador N°1	-0.163085386
En el evaporador N°2	1.81453635
En el evaporador N°3	-1.651450964
La desviación de las áreas de los evaporadores es aceptable en un 2%	
Kg vapor Evap / kg vapor de agua suministr.	1.94564471
El valor asumido es aceptable para el diseño	



## VI RESULTADOS

De los cálculos realizados en el numeral 5.1 y del programa en Excel, se tienen los siguientes resultados:

- a. Por el primer método desarrollado en el diseño de evaporadores de múltiple efecto conectados en serie

- Vapor de agua a la salida de cada efecto:

$$V_1 = 13.200 \text{ kg/ h}$$

$$V_2 = 13.650 \text{ kg/ h}$$

$$V_3 = 13.150 \text{ kg/ h (por diferencia)}$$

- = Cantidad de agua evaporada:

$$S = 19,340 \text{ kg/h}$$

- = Las superficies de calentamiento de los evaporadores son:

$$A_1 = (531) (19.340) / (5,3) (5.370) = 360 \text{ m}^2$$

$$A_2 = (538) (13.200) / (63,7) (2.930) = 361 \text{ m}^2$$

$$A_3 = (551) (13.600) / (11) (1.950) = 349 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{Media}} = 357 \text{ m}^2$$

- = Las desviaciones de cada una de las superficies con la media es del 4%, la solución del problema probablemente es mucho más exacta que la precisión con que se conocen los coeficientes de transmisión del calor (U)

- La evaporación por kilogramo de vapor de agua suministrado al aparato es de:

$$40.0 / 19.340 = 2,06 \text{ kg.}$$

- b. Realizando el segundo método de cálculo de diseño:



- Cantidad de agua evaporada

$$S = 20,600 \text{ kg/h}$$

- Vapor de agua a la salida de cada efecto

$$V_1 = 12.950 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = 13.750 \text{ kg/h}$$

$$V_3 = 13.470 \text{ kg/h}$$

$$V_1 + V_2 + V_3 = 40,180 \text{ kg/h}$$

- La cantidad total de agua evaporada es de 40,180 kg/h, que se difereñciã dẽ lâ pẽdidã ẽñ 180 kg/h, ẽs dẽcir, ẽñ 0,45%, põr lõ quẽ sẽ considera suficientemente aproximada. La distribución de temperaturas puede comprobarse calculando las superficies de calentamiento.

- Superficies de calentamiento de los evaporadores

$$A_1 = 519 S / U_1 \Delta T_1 = (519) (20.600) / (5,370)(10) = 199 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 531 V_2 / U_1 \Delta T_2 = (531) (12.950) / (2,930)(12) = 195 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 547 V_2 / U_3 \Delta T_3 = (547) (13.760) / (1,950)(19) = 203 \text{ m}^2$$

$$\text{Superficie Media} = 199 = 200 \text{ m}^2$$

- La desviación máxima de la media calculada es de  $4\text{m}^2$ , es decir, el 2% por lo que la distribución de distribución es satisfactoria.
- La evaporación por kilogramo de vapor de agua suministrado al aparato es de:

$$\text{Evaporación} = 40\ 000 / 20\ 600 = 1,94 \text{ kg por kg de vapor alimentado}$$





## VII. DISCUSIÓN

- De acuerdo a los resultados obtenidos mediante la aplicación del primer método de cálculos de diseño de los evaporadores las desviaciones de las áreas de los evaporadores con la media es de 4 %, la solución será más exacta, si se tiene una mejor precisión de los coeficientes de transmisión de calor.
- Los kg de La evaporación de vapor de agua por kg de vapor de agua alimentado al sistema es de 2,06 kg, esto indica que alguno de los datos empleados, puede conducir a errores. En este caso la desviación de sebe a la gran cantidad de de calor que es necesaria para calentar la alimentación hasta el punto de ebullición en el primer efecto.
- Este método es muy pesado cuando se trata de tres efectos.
- Mediante la aplicación del segundo método, de los resultados obtenido en el diseño de los evaporadores, la desviación máxima de las áreas de los evaporadores respecto al área media es de 4 m<sup>2</sup>, es decir 2 %, por lo que la distribución de las caídas de temperaturas en los evaporadores es satisfactoria.
- Los kg de La evaporación de vapor de agua por kg de vapor de agua alimentado al sistema es de 1,94 kg, se observa en este método, que el efecto I es el
- Se tiene que el efecto I que a medida que se eleva la temperatura de ebullición, hay que aumentar la cantidad de vapor de calentamiento para calentar la alimentación.



## VIII. REFERENCIALES

- 1- YUNUS A. ÇENGEL. Transferencia de calor. Editorial McGraw – Hill/ Interamericana. Segunda edición. Impreso en México, 2004.
- 2- E. COSTA NOVELLA. Ingeniería Química, 4. Transmisión de Calor Editorial Alambra S.A. Primera Edición. Impreso en España 1986
2. ALAN J. CHAPMAN. Fundamentals de Heat Transfer. Editorial Macmillan Publishing Company. Printed in the United Status of America, 1987.
3. M.C. De La Peña, Selección y Diseño de Evaporadores
4. J. P. HOLMAN. Transferencia de calor. Editorial McGraw – Hill / Interamericana de España S. A. U. Octava Edición, Impreso en España, 1998.
5. DONALD Q. Kern, Procesos de transferencia de calor. CIA. Editorial Continental. S.A. de C. V. Edición Décimo Novena, México, 1986.
6. FRANK KREITH. Mark S. Bohn, Principios de transferencia de calor. Editorial Thomson Learning. Sexta edición. Impreso en México, 2001
7. JOHN H. LIENHARD IV AND JOHN H. LIENHARD V. Published by Phlogiston Press, Cambridge, Massachetts, U. S. A. Third Edition. 2002.
8. JOSÉ ANGEL, MANRIQUE VALADEZ. Transferencia de calor. Editorial Oxford University Pres, Segunda edición. Impreso en México, 2002.
9. M.T.MARTINEZ, E. TORRES Y J.A.SOTO. Univ.de Guanajuato, Inst. de Investigaciones Científicas Lascurain de Retama N° 5, Col Centro, 36000 Guanajuato, Gto.-México.
10. ANTHONY F, MILLS. Transferencia de calor, Editorial McGraw – Hill / Irina. Impreso en Colombia 1994.
11. JOAQUÍN OCÓN GARCÍA, GABRIEL TOJO BARREIRO. Problemas de Ingeniería Química. Tomo I Editorial Aguilar S. A. Madrid, España 1963.



12. MURRIA R. SPIGEL. Fórmulas y tablas de Matemática Aplicada. Editorial McGraw – Hill / Interamericana de España S. A. U. Segunda Edición, Impreso en España, 2005
13. J.R. WELTY, C.E. WICKS, R.E. WILSON. Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa. Editorial Limusa S. A. de C.V. Primera Edición Impreso en México 1982

#### **INTERNET**

[http://Carlos Alberto Estrada Pinto](http://Carlos%20Alberto%20Estrada%20Pinto), Algoritmo para el diseño conceptual de evaporadores de múltiple efecto



IX- APENDICE *Fonte: Elebración propia*

## 9.1 NOMENCLATURA

## Sistema Internacional

Símbolo	Cantidad	Unidades
A,	Área de transferencia de calor	m <sup>2</sup>
A1, A2, A3	Área de los efectos	m <sup>2</sup>
Cp	calor específico a presión constante	J/kg <sup>o</sup> K
C	Capacidad térmica	J/ <sup>o</sup> K
d	Diámetro del tubo	m
Dh	diámetro hidráulico	m
Q	Flujo de calor total en un elemento	W
g	aceleración de gravedad	m/s <sup>2</sup>
gc	factor de conversión de dimensiones	1 kg.m/N.s <sup>2</sup>
G	gasto másico	kg/m <sup>2</sup> .s
h	coeficiente de transferencia de calor	W/m <sup>2</sup> . <sup>o</sup> K
i	Entalpía del aire húmedo por unidad de masa de aire seco	J/kg
i <sub>fg</sub>	Calor latente de vaporización	J/kg
k	Conductividad térmica	W/m. <sup>o</sup> K
m	velocidad de flujo de masa	kg
M	peso molecular	g/gmol
N	número de efectos	
q̄	flujó de calor por unidad de área y unidad de tiempo	W/m <sup>2</sup>
qo	calor generado por unidad de volumen	W/m <sup>3</sup>
Q	cantidad de calor	W
R	Resistencia térmica, Rc resistencia térmica por convección Rk resistencia por conducción, Rr resistencia térmica por Radiación	KW
T	Temperatura	<sup>o</sup> K, <sup>o</sup> C
U	Coeficiente global de transferencia de calor	W/m <sup>2</sup> . <sup>o</sup> K



### Letras griegas

$\bar{\alpha}$	Difusividad térmica $\equiv k/\rho c$	$\bar{m}^2/s$
$\delta$	espesor	m
$\mu$	Viscosidad dinámica	N.s/m <sup>2</sup>
$\nu$	viscosidad cinemática = $\mu/\rho$	m <sup>2</sup> /s
$\rho$	densidad	kg/m <sup>3</sup>
$\phi$	Factor de escala	

### Números adimensionales

Bi	Número de Biot = $hL/k$ o $hr/k$
Fo	Número de Fourier $\equiv \bar{\alpha}t/L^2$ o $\bar{\alpha}t/r^2$
Gz	Número de Graetz = $(\pi/4) Re Pr (D/L)$
Gr	Número de Grashof = $\beta g L^3 \rho^2 / T \nu^2$
Nu	Número de Nusselt promedio = $hD/k$
Pr	Número de Prandtl = $cp\mu/k$
Re	Número de Reynolds = $\nu\rho D/\mu$
St	Número de Stanton = $h/\nu\rho c_p$ o $Un/Re Pr$

Fuente: *Clasificación propia*

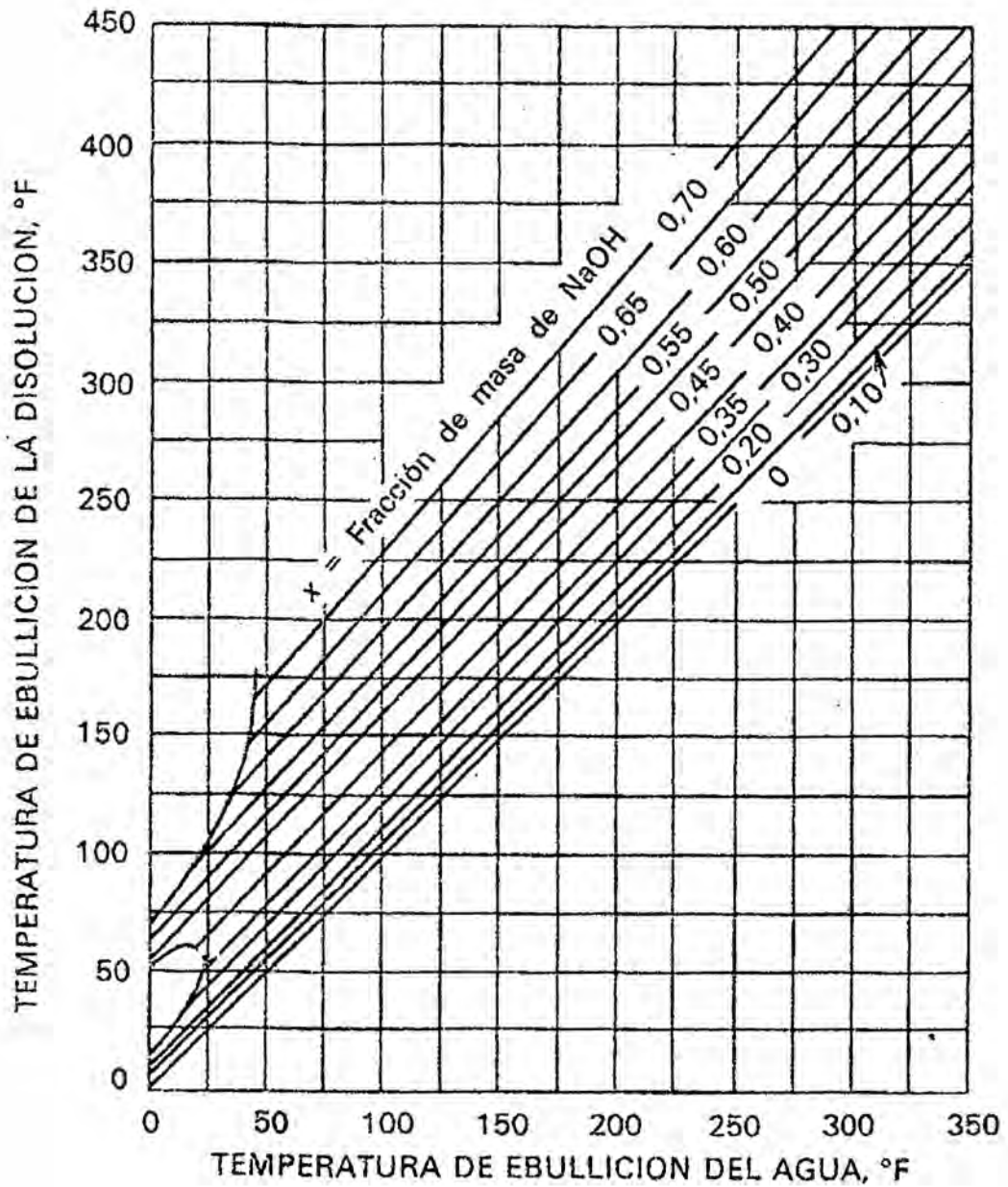


X. ANEXOS

OK



## A1 Diagrama de Duhring para soluciones de NaOH



Fuente: Datos del " International Critical Tables", Vol III, página 370

A2. Diagrama de entalpia concentración para el hidróxido de sodio, estado de referencia del agua líquida 0 °C, NaOH solución infinitamente diluida a 20

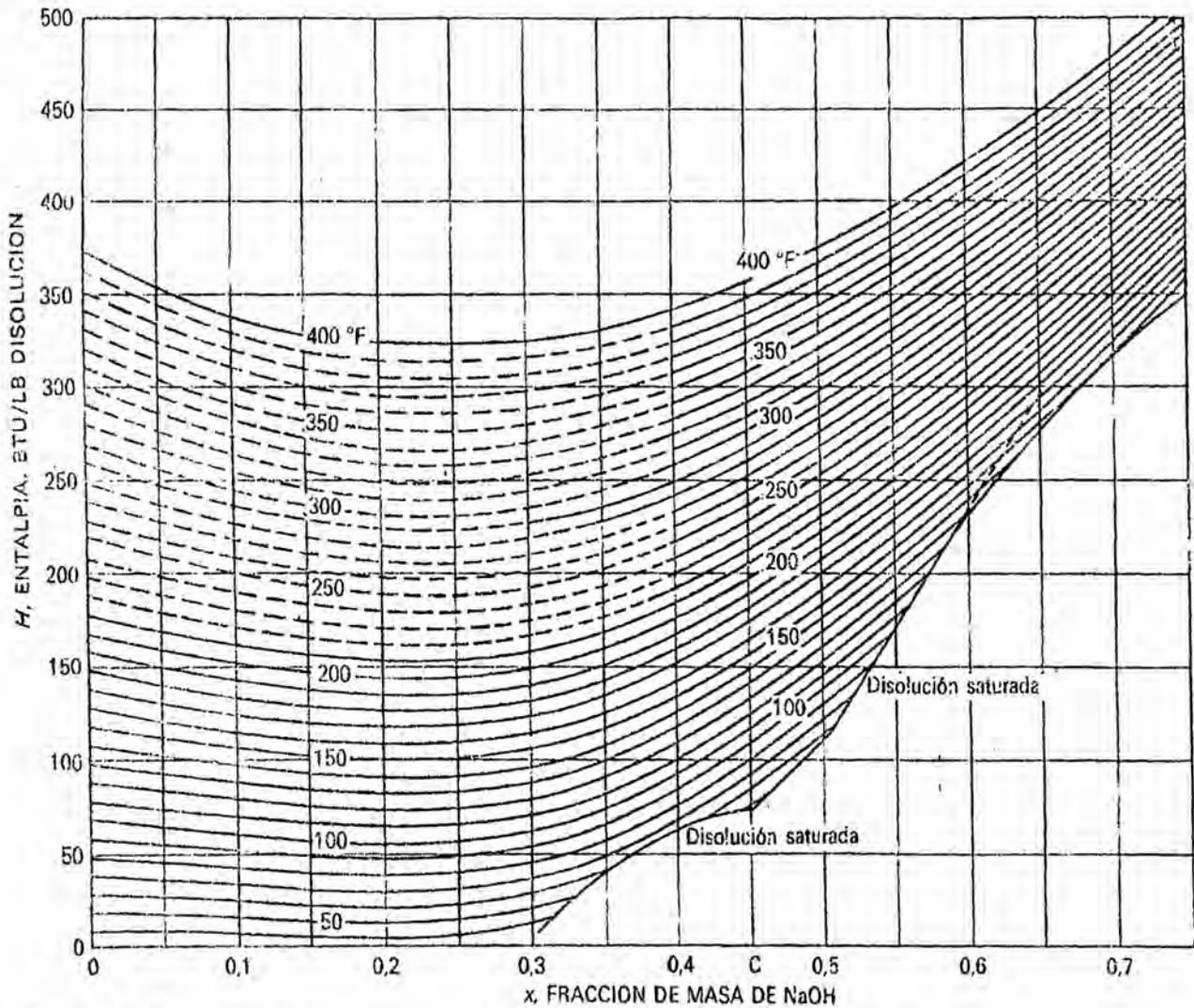


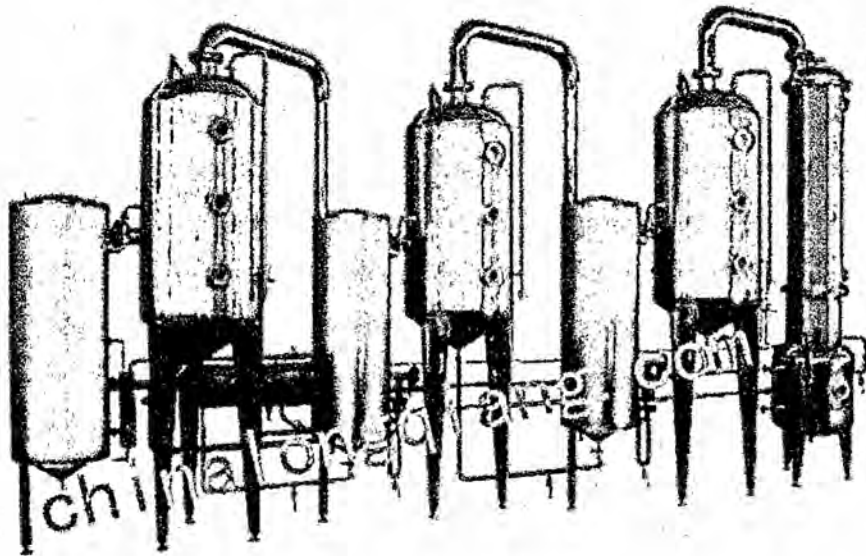
Figura 3.204

Fuente: R. H Perry y C. H Chilton, Chemical Engineering Handbook 5 Edición,  
Fig 3.204

*[Handwritten signature]*

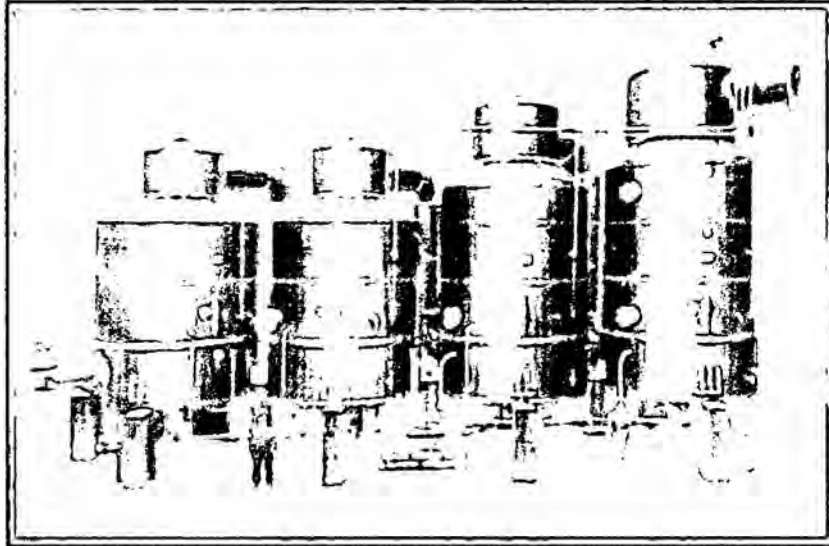


A3. Evaporadores de triple efecto conectados en serie, para concentrar zumo de frutas



*LG*

#### A4. EVAPORADORES DE CUATRO EFECTO PARA CONCENTRAR JUGO DE AZÚCAR



*J*

## A5. EVAPORADORES DE CUATRO EFECTO CONENTADOS EN SERIE -PARALELO

