

Cálculo Numérico de un Evaporador Químico Sobre una Hoja Electrónica

Hermes A. Rangel Jara*-Andrés Argoti Caicedo**

RESUMEN

El presente trabajo desarrolla e implementa el cálculo numérico sobre una hoja electrónica de un evaporador químico de múltiple efecto con diferentes tipos de configuración con respecto a la disposición relativa de los flujos. El objetivo del cálculo numérico es de orden didáctico y académico. Se instala sobre una herramienta numérica – hoja electrónica de cálculo– de fácil manejo, ampliamente difundida, bastante amigable e interactiva y con una excelente presentación. Adicionalmente, se implementa para el cálculo numérico un modelamiento matemático acorde con los desarrollos computacionales actuales. El cálculo resulta numéricamente eficiente, flexible y muy interactivo.

INTRODUCCIÓN

Dentro del espíritu investigativo para el desarrollo de *software* con aplicaciones académicas y quizás una posterior utilización a nivel industrial, se estudia y analiza la posibilidad de implementar programas de computación para algunos procesos de separación, en herramientas que trabajan con lenguajes de alto nivel, que los convierten en utilidades numéricas relativamente sencillas, de una buena presentación y muy interactivas para el usuario.

Como caso de ilustración se toma el cálculo de un evaporador químico de múltiple efecto para concentrar una solución de hidróxido de sodio. Se estudiaron tres posibles arreglos de flujo : flujo en paralelo (hacia adelante), flujo en contracorriente (hacia atrás) y flujo mixto.

I. MODELO MATEMÁTICO

Para los balances de energía se toman como referencia las mismas condiciones empleadas para la elaboración de las tablas de vapor de agua. A continuación se presentan los modelos matemáticos para los diferentes arreglos.

A. FLUJO EN PARALELO

Como referencia para los balances de materia y energía, lo mismo que para la respectiva notación, ver las figuras 1, 2 y 3

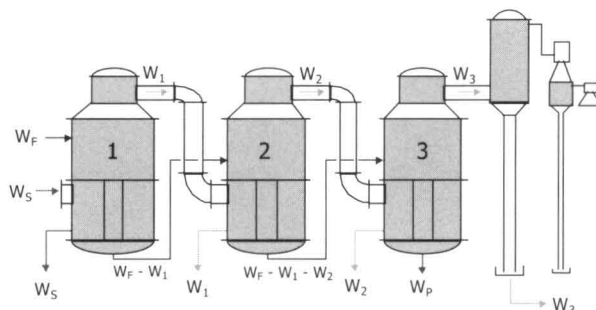


Figura 1. Evaporador químico con flujo en paralelo.

•BALANCE DE MATERIA GLOBAL

$$W_F = W_P + W_{1-3} \quad (1)$$

•BALANCE DE COMPONENTE (AGUA)

$$W_{1-3} = W_1 + W_2 + W_3 \quad (2)$$

•BALANCE DE COMPONENTE (SOLUTO)

$$W_F X_F = W_P X_P \quad (3)$$

•BALANCE DE ENERGÍA

Efecto 1 :

$$W_S \lambda_S + W_F H_F = W_1 H_{V1} + (W_F - W_1) H_1 \quad (4)$$

Efecto 2 :

$$(W_F - W_1) H_1 + W_1 H_{V1} = W_1 H_{L1} + W_2 H_{V2} + (W_F - W_1 - W_2) H_2 \quad (5)$$

Efecto 3 :

$$(W_F - W_1 - W_2) H_2 + W_2 H_{V2} = W_3 H_{V3} + W_2 H_{L2} + W_P H_P \quad (6)$$

Reordenando y agrupando los términos del balance de energía, para cada uno de los efectos, se obtiene :

*Ingeniero Químico, MSc. I.Q., Profesor Titular Universidad Nacional.

**Ingeniero Químico, Universidad Nacional.

Efecto 1 :

$$W_1(H_1 - H_{V1}) + W_S \lambda_S = W_F(H_1 - H_F) \quad (7)$$

Efecto 2 :

$$W_1(H_{V1} - H_1 - H_{L1} + H_2) + W_2(H_2 - H_{V2}) = W_F(H_2 - H_1) \quad (8)$$

Efecto 3 :

$$-W_1 H_2 + W_2(H_{V2} - H_{L2} - H_2) - W_3 H_{V3} = W_P H_P - W_F H_2 \quad (9)$$

Balance de componente (agua) :

Ecuación (2)

Los sistemas algebraicos para las restantes configuraciones de flujo, se presentan a continuación.

B. FLUJO EN CONTRACORRIENTE

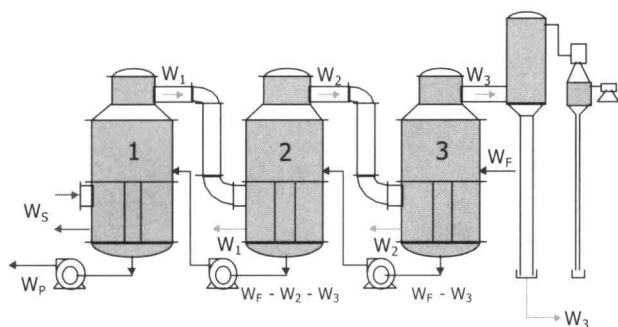


Figura 2. Evaporador químico con flujo en contracorriente.

•BALANCE DE MATERIA GLOBAL

Ecuación (1)

•BALANCE DE COMPONENTE (AGUA)

Ecuación (2)

•BALANCE DE COMPONENTE (SOLUTO)

Ecuación (3)

•BALANCE DE ENERGÍA

Efecto 1 :

$$W_S \lambda_S + (W_F - W_2 - W_3)H_2 = W_P H_P + W_1 H_{V1} \quad (10)$$

Efecto 2 :

$$W_1 H_{V1} + (W_F - W_3)H_3 = W_2 H_{V2} + (W_F - W_2 - W_3)H_2 + W_1 H_{L1} \quad (11)$$

Efecto 3 :

$$W_F H_F + W_2 H_{V2} = W_3 H_{V3} + W_2 H_{L2} + (W_F - W_3)H_3 \quad (12)$$

Organizando y agrupando, se obtiene :

Efecto 1 :

$$-W_1 H_{V1} - W_2 H_2 - W_3 H_2 + W_S \lambda_S = W_P H_P - W_F H_2 \quad (13)$$

Efecto 2 :

$$W_1(H_{V1} - H_{L1}) + W_2(H_2 - H_{V2}) + W_3(H_2 - H_3) = W_F(H_2 - H_3) \quad (14)$$

Efecto 3 :

$$W_2(H_{V2} - H_{L2}) + W_3(H_3 - H_{V3}) = W_F(H_3 - H_F) \quad (15)$$

Balance de componente (agua) :

Ecuación (2)

C. FLUJO MIXTO

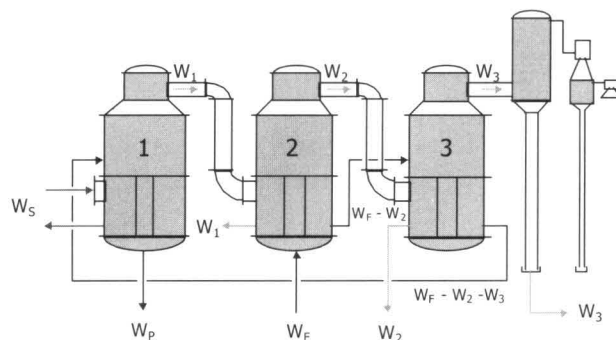


Figura 3. Evaporador químico con flujo mixto.

•BALANCE DE MATERIA GLOBAL

Ecuación (1)

•BALANCE DE COMPONENTE (AGUA)

Ecuación (2)

•BALANCE DE COMPONENTE (SOLUTO)

Ecuación (3)

•BALANCE DE ENERGÍA

Efecto 1 :

$$W_S \lambda_S + (W_F - W_2 - W_3)H_3 = W_P H_P + W_1 H_{V1} \quad (16)$$

Efecto 2 :

$$W_1 H_{V1} + W_F H_F = W_1 H_{L1} + W_2 H_{V2} + (W_F - W_2)H_2 \quad (17)$$

Efecto 3 :

$$(W_F - W_2)H_2 + W_2 H_{V2} = W_2 H_{L2} + (W_F - W_2 - W_3)H_3 + W_3 H_{V3} \quad (18)$$

Organizando y agrupando, se obtiene :

Efecto 1 :

$$-W_1 H_{V1} - W_2 H_3 - W_3 H_3 + W_S \lambda_S = W_P H_P - W_F H_3 \quad (19)$$

Efecto 2 :

$$W_1(H_{V1} - H_{L1}) + W_2(H_2 - H_{V2}) = W_F(H_2 - H_F) \quad (20)$$

Efecto 3 :

$$W_2(H_{V2} - H_{L2} - H_2 + H_3) + W_3(H_3 - H_{V3}) = W_F(H_3 - H_2) \quad (21)$$

Balance de componente (agua) :

Ecuación (2)

Las ecuaciones (7) a (9) y (2) para flujo en paralelo, las ecuaciones (13) a (15) y (2) para flujo en contracorriente y las ecuaciones (19) a (21) y (2) constituyen junto con las ecuaciones de diseño del equipo el sistema algebraico respectivo que debe resolverse para poder calcular los flujos máxicos W_1 , W_2 , W_3 y el consumo de vapor vivo W_s , y el área de cada evaporador. Para esta aplicación y como es usual en el diseño de evaporadores multiefecto, el área de cada uno de ellos es igual.

D. ORGANIZACIÓN DEL MODELO

Cada uno de los anteriores sistemas algebraicos, correspondientes al balance de energía y balance de componente con respecto al agua, pueden ser generalizados de la siguiente forma :

$$\begin{aligned} a_{11}z_1 + a_{12}z_2 + a_{13}z_3 + a_{14}z_4 &= b_1 \\ a_{21}z_1 + a_{22}z_2 + a_{23}z_3 + a_{24}z_4 &= b_2 \\ a_{31}z_1 + a_{32}z_2 + a_{33}z_3 + a_{34}z_4 &= b_3 \\ a_{41}z_1 + a_{42}z_2 + a_{43}z_3 + a_{44}z_4 &= b_4 \end{aligned} \quad (22)$$

donde :

a_{ij} = Coeficientes respectivos para cada una de las variables del sistema algebraico

b_i = Términos independientes para cada una de las ecuaciones del sistema algebraico

$$z_1 = W_1 ; z_2 = W_2 ; z_3 = W_3 ; z_4 = W_s$$

El sistema de ecuaciones (22), puede presentarse matricialmente de la forma :

$$\begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} & a_{14} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} & a_{24} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} & a_{34} \\ a_{41} & a_{42} & a_{43} & a_{44} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} z_1 \\ z_2 \\ z_3 \\ z_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ b_3 \\ b_4 \end{bmatrix} \quad (23)$$

Que de manera más sencilla se escribe:

$$\{a_{ij}\} \{z_j\} = \{b_j\} \quad (24)$$

Y al efectuar las operaciones matriciales de rigor, brinda :

$$\{a_{ij}\}^{-1} \{a_{ij}\} \{z_j\} = \{a_{ij}\}^{-1} \{b_j\} \quad (25)$$

$$\{z_j\} = \{a_{ij}\}^{-1} \{b_j\} \quad (26)$$

Lo cual permite el cálculo de los valores de z_1 , z_2 , z_3 , z_4 ; en el proceso iterativo presentado más adelante y dentro de la estrategia numérica para la solución global del modelo matemático.

Conocido el vector solución z_j ; es decir, los valores de los flujos W_1 , W_2 , W_3 y W_s , se procede a determinar cada una de las áreas correspondientes para cada uno de los efectos, por medio de las siguientes expresiones:

$$A_1 = \frac{W_s \lambda_s}{U_1 (T_s - t_1)} \quad (27)$$

$$A_2 = \frac{W_1 (H_{v1} - H_{L1})}{U_2 (t'_1 - t_2)} \quad (28)$$

$$A_3 = \frac{W_2 (H_{v2} - H_{L2})}{U_3 (t'_2 - t_3)} \quad (29)$$

E. OBTENCIÓN DE LAS EXPRESIONES TERMODINÁMICAS UTILIZADAS EN EL CÁLCULO DEL MODELO

A continuación se presenta la forma como se generaron las expresiones para la evaluación de las propiedades físico-químicas y que son utilizadas para la sistematización del cálculo.

1. EXPRESIÓN PARA LA ENTALPÍA DE SOLUCIONES DE HIDRÓXIDO DE SODIO

Si se observa cualquier diagrama de la entalpía de soluciones de hidróxido de sodio en agua, se puede encontrar que la determinación de aquella depende de la temperatura y el porcentaje de álcali presente en la solución.

Puesto que el balance de energía efectuado sobre el evaporador o evaporadores exige el conocimiento de la entalpía de la solución, se debe obtener una expresión que permita calcular este valor con base en su temperatura (T) y composición (X), evitando así, la tediosa lectura de esos valores a partir del diagrama.

La expresión mencionada se determina a partir de diversos datos extraídos del diagrama experimental y que se ajusta en una forma polinomial.

El procedimiento empleado para la obtención de la expresión fue el siguiente :

- Escoger el intervalo de concentraciones de álcali en la solución, de acuerdo a la información experimental ofrecida procurando tener la mayor cobertura.

- Seleccionar las isoterms que abarquen el intervalo de temperaturas que ofrecen los datos experimentales.
- Para cada isoterma obtener las entalpías de solución correspondientes al intervalo de porcentajes seleccionado, y ajustar polinomialmente los datos obtenidos para determinar expresiones del tipo $H = f(X)$ (polinomios de grado 3, ajustan los datos con una exactitud razonable). Por ejemplo, para 4 isoterms se obtienen 4 expresiones de la forma :

$$\begin{aligned} H_1 &= A_1 + B_1X + C_1X^2 + D_1X^3 aT_1 \\ H_2 &= A_2 + B_2X + C_2X^2 + D_2X^3 aT_2 \\ H_3 &= A_3 + B_3X + C_3X^2 + D_3X^3 aT_3 \\ H_4 &= A_4 + B_4X + C_4X^2 + D_4X^3 aT_4 \end{aligned} \quad (30)$$

- Ahora, cada coeficiente de las relaciones anteriores (A_i , B_i , C_i , D_i) se expresa en función de la temperatura por medio de un ajuste polinomial. Los polinomios obtenidos permiten la conformación de la expresión general $H = f(X, T)$

$$\begin{aligned} A &= a_1 + b_1T + c_1T^2 + d_1T^3 \\ B &= a_2 + b_2T + c_2T^2 + d_2T^3 \\ C &= a_3 + b_3T + c_3T^2 + d_3T^3 \\ D &= a_4 + b_4T + c_4T^2 + d_4T^3 \end{aligned} \quad (31)$$

- La expresión final resultante para la entalpía queda de la forma :

$$H = (a_1 + b_1T + c_1T^2 + d_1T^3) + (a_2 + b_2T + c_2T^2 + d_2T^3)X + (a_3 + b_3T + c_3T^2 + d_3T^3)X^2 + (a_4 + b_4T + c_4T^2 + d_4T^3)X^3 \quad (32)$$

2. EXPRESIÓN PARA LAS LÍNEAS DE DÜHRING

Durante el desarrollo del cálculo se hace necesario conocer las elevaciones en el Punto de Ebullición (EPE) que ocurren en los evaporadores. Dichas EPE aparecen debido al soluto disuelto en el agua, que hace que la temperatura de ebullición de la misma se eleve por encima de la temperatura de ebullición del agua pura. Para diversos solutos — NaOH, CaCO₃, entre otros—, se dispone de diagramas experimentales que permiten determinar la temperatura de ebullición de la solución, si se conocen la concentración de soluto y la temperatura de ebullición del agua pura a la presión del evaporador, dichos diagramas se conocen como *Líneas de Dühring*.

Como en el caso de la determinación de las entalpías de solución, la lectura de la temperatura de ebullición de la solución (T_s), a partir de la concentración de soluto (X) y la temperatura de ebullición del agua pura (T_a), resulta incómoda y más si se requiere de esta información repetidas veces. Por lo tanto, se

requiere determinar una expresión a partir de diversos datos extraídos del diagrama experimental.

Se ajusta polinomialmente cada línea de concentración de soluto constante para así determinar expresiones del tipo $T_s = f(T_a)$ (polinomios lineales, ajustan los datos con una exactitud razonable). Por ejemplo, para 3 líneas de concentración de soluto constante, se obtienen 3 expresiones de la forma :

$$\begin{aligned} T_{s1} &= A_1 + B_1T_a aX_1 \\ T_{s2} &= A_2 + B_2T_a aX_2 \\ T_{s3} &= A_3 + B_3T_a aX_3 \end{aligned} \quad (33)$$

Ahora, cada coeficiente de las relaciones anteriores (A_i , B_i) se expresa en función de la concentración de soluto por medio de un ajuste polinomial. Los polinomios así obtenidos permiten la conformación de la expresión general $T_s = f(T_a, X)$

$$\begin{aligned} A &= a_1 + b_1X + c_1X^2 + d_1X^3 \\ B &= a_2 + b_2X + c_2X^2 + d_2X^3 \end{aligned} \quad (34)$$

- La expresión final para las Líneas de Dühring es:

$$T_s = (a_1 + b_1X + c_1X^2 + d_1X^3) + (a_2 + b_2X + c_2X^2 + d_2X^3)T_a \quad (35)$$

3. EXPRESIÓN PARA LA ENTALPÍA DE VAPOR DE AGUA SOBRECALENTADO

Se hace necesaria, de igual manera, una expresión para determinar la entalpía de vapor de agua producido en cada uno de los evaporadores ya que esta información se requiere para poder efectuar el balance energético completo sobre cada evaporador. Este vapor de agua se obtiene a la temperatura del evaporador y a la presión de saturación correspondiente a la temperatura real de ebullición de agua en el mismo evaporador, por lo tanto, el estado termodinámico de ese vapor es sobrecalentado, puesto que se encuentra a una temperatura mayor que la correspondiente a la de saturación y a una presión igual a la de saturación.

El procedimiento empleado para la obtención de la expresión es completamente análogo al usado para la expresión de la entalpía de la solución.

4. EXPRESIONES PARA CALOR DE VAPORIZACIÓN DEL AGUA Y ENTALPÍA DEL AGUA LÍQUIDA

Estas expresiones son las más sencillas de obtener puesto que se trata simplemente de ajustar la propiedad que interese contra la temperatura, de manera polinomial. Polinomios de grado 3 ó 4 ajustan los datos de manera satisfactoria.

II. SOLUCIÓN NUMÉRICA

El modelo matemático global lo constituye las ecuaciones de conservación de materia y de energía y las ecuaciones de diseño de cada uno de los evaporadores químicos. Por aspectos económicos y de operación usualmente se considera que las áreas de cada uno de los evaporadores son iguales. Para la solución del mencionado modelo se propone una técnica numérica iterativa con un manejo matricial para la solución del sistema algebraico. El punto de contraste y que hace que el proceso iterativo converja es el área de cada evaporador y la cual se supone es igual para cada uno de ellos. Para que el mismo programa comience el proceso iterativo se utilizan dos criterios de inicialización, que son:

- La diferencia de temperatura en cada efecto es inversamente proporcional a su coeficiente total de transferencia de calor, que corresponde al supuesto que la capacidad de cada evaporador es aproximadamente igual. Lo anterior origina la siguiente expresión para distribuir el perfil inicial de temperatura en los evaporadores:

$$\Delta t_i = \frac{\left(\frac{1}{U_i}\right) (\Delta t)_{total}}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{1}{U_i}\right)} \quad (36)$$

Donde $(\Delta t)_{total} = (T_s - t'_n)$, la diferencia total de temperatura del proceso, sin tener en cuenta la Elevación en el Punto de Ebullición (EPE) de cada evaporador .

- El segundo criterio supone que ocurre una evaporación igual en cada uno de los efectos, lo cual permite calcular las concentraciones de salida no conocidas de cada evaporador.

Con estas concentraciones supuestas y el perfil de temperatura inicial se puede determinar la EPE de cada uno de los efectos. Mediante la siguiente ecuación y teniendo en cuenta ahora las EPE, se calcula un nuevo perfil de temperatura así :

$$\Delta t_i = \frac{\left(\frac{1}{U_i}\right) \left[(\Delta t)_{total} - \sum_{i=1}^n EPE_i \right]}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{1}{U_i}\right)} \quad (37)$$

Conocidos el perfil de temperatura y las concentraciones, se pueden solucionar las ecuaciones de balance de materia y de energía expuestas en el modelo matemático para cada disposición de flujo. Disponiendo las anteriores ecuaciones en forma matricial, (Ecuaciones 22 - 24) y determinando el vector solución z_j (Ecuaciones 25 - 26) , pueden conocerse los valores

de los flujos W_1, W_2, W_3 y W_s , los cuales permiten determinar nuevos valores para las concentraciones. Luego, se calculan las áreas de cada uno de los efectos mediante las ecuaciones 27 - 29. Se busca que estas áreas sean aproximadamente iguales evento en el cual se obtiene la solución final, o de lo contrario se inicia una nueva iteración determinando nuevos valores de Δt_i para cada efecto con base en el cálculo de un área ponderada de las calculadas para cada uno de los efectos, así :

$$\bar{A} = \frac{\sum_{i=1}^n A_i \Delta t_i}{\left[(\Delta t)_{total} - \sum_{i=1}^n EPE_i \right]} \quad (38)$$

Los nuevos valores para los Δt_i de cada efecto se calculan como :

$$\Delta t_i^{m+1} = \Delta t_i^m \left(\frac{A_i}{\bar{A}} \right) \quad (39)$$

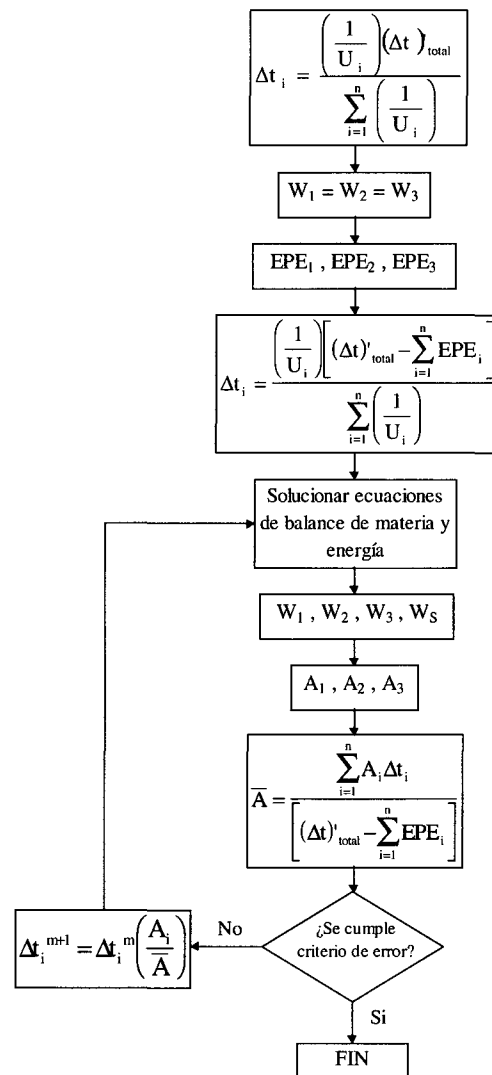


Figura 4. Diagrama de flujo del proceso de solución numérica

Con este nuevo perfil generado y las nuevas concentraciones se solucionan nuevamente las ecuaciones del balance de materia y energía y se repite el proceso hasta que se satisfaga cierto error en cuanto que las áreas de los efectos sean iguales.

El proceso anterior puede ser representado por un breve diagrama de flujo, como se muestra en la figura 4.

III. APLICACIONES DE EJEMPLO Y CONCLUSIONES

Como ejemplo inicial se estudió la ilustración 19-3 de Foust [1] el cual calcula un evaporador químico de triple efecto con flujo en paralelo. Los valores de entrada y los resultados se presentan en la figura 5. La solución obtenida concuerda con los resultados del texto.

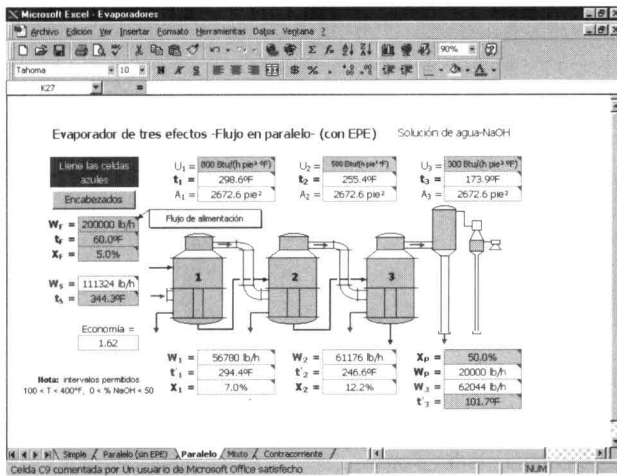


Figura 5. Resultados para el ejemplo de evaporador de triple efecto con flujo en paralelo

De igual forma se comparó el ejemplo 16.3 presentado por McCabe, Warren y Harriot [5] para un evaporador químico con flujo mixto, los resultados se muestran en la figura 6, estos coinciden satisfactoriamente con los obtenidos en la referencia. En el mencionado texto se utiliza un método de cálculo que no corresponde a una estrategia numérica coherente y sistematizada como la que se implementa en este trabajo.

Para los evaporadores con alimentación en contracorriente se presentan los resultados en la figura 7, no se pudo disponer de resultados bibliográficos a nivel de texto para poder comparar la solución.

Adicionalmente, y con base en la observación y el análisis de las distintas variables del modelo, se establecen los siguientes comentarios :

- Si se dispone de una expresión que permita el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor no sería necesario suponerlos constantes, ya que estos serían recalculados en el proceso iterativo a medida que se encuentren nuevos valores del perfil de temperatura y de concentración.

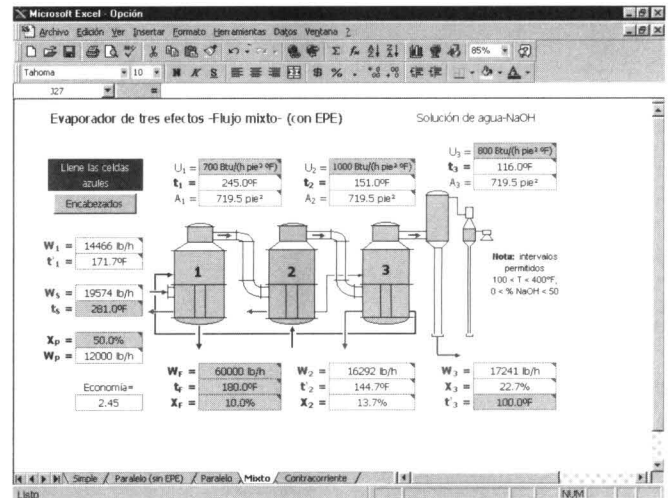


Figura 6. Resultados para el ejemplo de evaporador de triple efecto con flujo mixto.

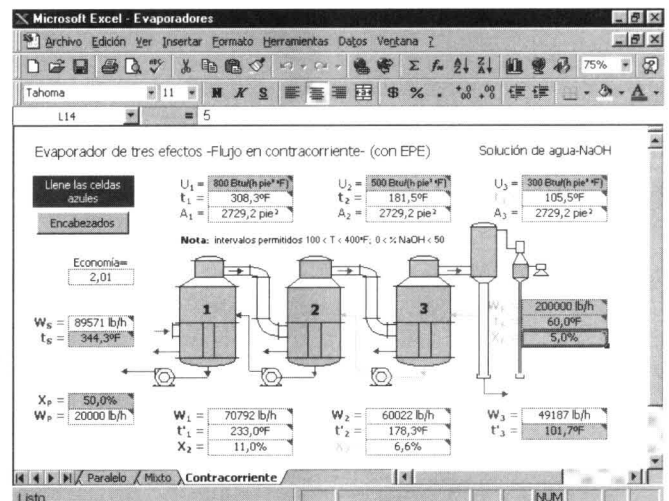


Figura 7. Resultados para el ejemplo de evaporador de triple efecto con flujo en contracorriente

- Para una solución a concentrar diferente a la utilizada en el presente cálculo (agua -NaOH) sería solamente necesario introducir los valores respectivos para originar los nuevos valores de las elevaciones en los puntos de ebullición y valores del diagrama entalpía - concentración - temperatura. La hoja electrónica efectuará las regresiones respectivas debido a que dichos procedimientos se encuentran encadenados con la tabla de datos de entrada y la estructura de cálculo.
- El cálculo numérico implementado puede ser extendido muy fácilmente para un número diferente de efectos y de configuración, pues en forma general, la estructura de cálculo y la metodología implementadas substancialmente se conservan. Sería necesario la adecuada elaboración del modelo matemático para tener su correcta solución.

- El caso de soluciones con elevaciones despreciables en los puntos de ebullición y calores de concentración (disolución) despreciables, corresponde a una situación simplificada con respecto a la solución numérica descrita anteriormente, denominada *sin EPE*.

Para un evaporador de tres efectos sin EPE, con flujo en paralelo (la configuración del evaporador es exactamente igual a la presentada en la figura 1) se tiene el siguiente modelo matemático :

- BALANCE DE MATERIA GLOBAL

$$W_F = W_P + W_{1,3} \tag{40}$$

- BALANCE DE COMPONENTE (AGUA)

$$W_{1,3} = W_1 + W_2 + W_3 \tag{41}$$

- BALANCE DE COMPONENTE (SOLUTO)

$$W_F X_F = W_P X_P \tag{42}$$

- BALANCE DE ENERGÍA

Efecto 1 :

$$W_S \lambda_S + W_F C_F (t_F - t_1) = W_1 \lambda_1 \tag{43}$$

Efecto 2 :

$$(W_F - W_1) C_1 (t_1 - t_2) + W_1 \lambda_1 = W_2 \lambda_2 \tag{44}$$

Efecto 3 :

$$(W_F - W_1 - W_2) C_2 (t_2 - t_3) + W_2 \lambda_2 = W_3 \lambda_3 \tag{45}$$

Obsérvese que en esta situación simplificada para los balances de energía se utiliza como condiciones de referencia, las respectivas de cada uno de los efectos. La solución de un evaporador de tres efectos sin EPE, se contrastó con el ejemplo 14.2 de Kern [4], y la concordancia es satisfactoria. (Figura 8)

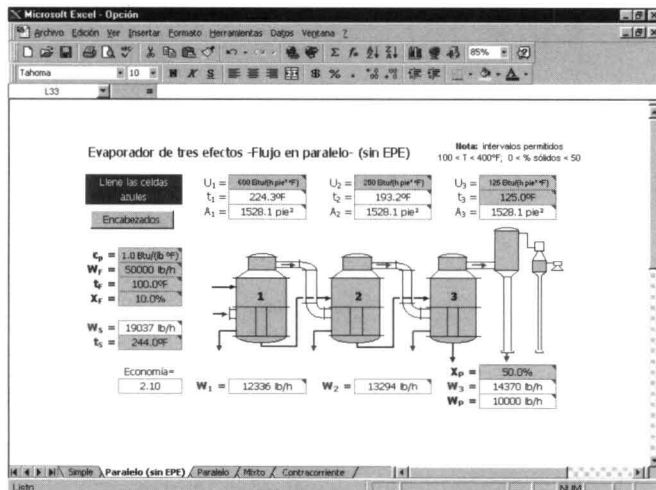


Figura 8. Resultados para el ejemplo de evaporador de triple efecto con flujo en paralelo sin EPE.

- Para el ejemplo de un evaporador de tres efectos con EPE (flujo en paralelo), si se presenta un cambio del flujo de alimentación se observa que los nuevos valores del área promedio varían linealmente teniendo en cuenta que todas las demás variables de entrada permanezcan constantes. (Figura 9)

W _F (lb/h)	Área promedio (pie ²)
10.000	133,6
15.000	200,4
20.000	267,3
25.000	334,1
30.000	400,9
40.000	534,5
50.000	668,1
60.000	801,8
80.000	1069,0
100.000	1336,3
150.000	2004,4
200.000	2672,6
250.000	3340,7
300.000	4008,8

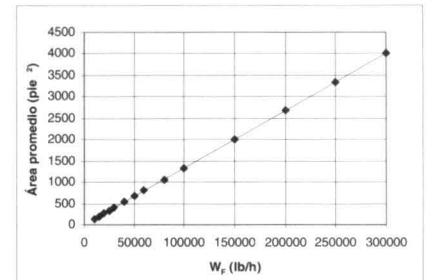


Figura 9. Relación entre el flujo de alimentación al evaporador y el área promedio.

En la práctica lo anterior no sería estrictamente cierto debido a que el cambio en W_F y por ende de W₁, W₂, W₃ implica que los coeficientes en cada uno de los efectos pueden cambiar, y esto originaría un nuevo perfil de temperatura, con sus consecuencias en los valores finales de la solución del problema.

Lo anterior permite efectuar el cálculo del área sobre una base cualesquiera respecto del flujo de alimento y llevaría a un determinado flujo requerido, mediante una simple aproximación lineal. Lo mismo puede concluirse con respecto a cambios proporcionales de los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor sobre el área, cambios que serían linealmente dependientes lo que correspondería a situaciones comparativas de transferencia de calor con convección libre o forzada.

- Del mismo modo, en el caso del evaporador de tres efectos con EPE (flujo en paralelo) se observa que a medida que la temperatura del flujo de alimentación aumenta, la economía del proceso de evaporación también lo hace. La economía se define como la relación entre el flujo total de agua evaporada y el flujo de vapor vivo necesario para la evaporación. (Figura 10)

t _F (°F)	Economía
30	1,53
40	1,56
50	1,59
60	1,62
100	1,75
150	1,95
200	2,19

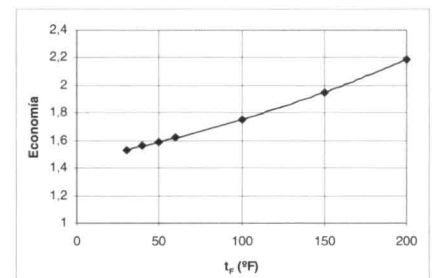


Figura 10. Relación entre la temperatura del flujo de alimentación al evaporador y la economía.

- Se comparó también un evaporador de un solo efecto con EPE (Figura 11) con el evaporador de triple efecto con flujo en paralelo con EPE (Figura 5), bajo las mismas condiciones de evaporación (al evaporador de un solo efecto se le asignó un coeficiente de transferencia de calor igual a 450 Btu/h pie² °F y se puede comentar:

La diferencia total de temperatura, disponible para la evaporación, es mayor en el simple efecto, pues en el triple efecto se presentan adicionalmente elevaciones en el punto de ebullición en los efectos 1 y 2.

El área requerida en el simple efecto es de 2.657,7 pies², mientras en el triple efecto el área total es de 8.017,8 pies². Lo cual implica que el área del simple efecto es aproximadamente un tercio del total requerido para el triple efecto. Pero los costos energéticos del evaporador son mucho mayores, puesto que el simple efecto necesita 2,1 veces de vapor vivo que el múltiple efecto para obtener el mismo resultado.

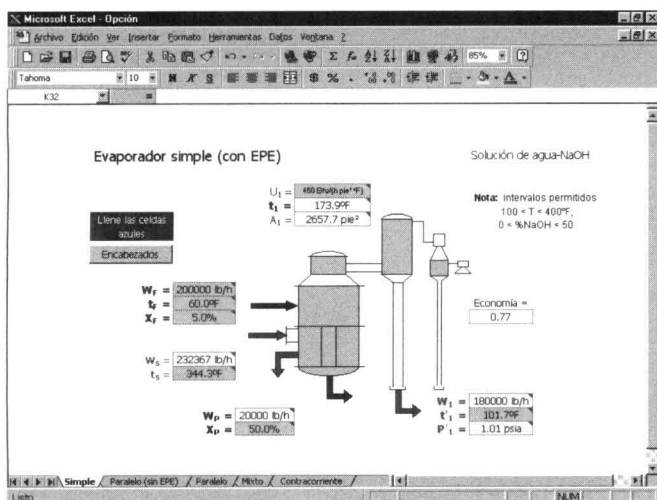


Figura 11. Evaporador de un solo efecto con EPE

- La solución del sistema de evaporación de tres efectos mediante el proceso iterativo planteado se encuentra con un número de iteraciones relativamente bajo y nunca diverge. En el método planteado en el libro de Holland [2], la solución a sistemas similares se basa en un modelo matemático más acotado que hace necesario la normalización de las variables y obtención analítica del sistema algebraico variacional (jacobiano de las derivadas parciales) y lo que es mucho más difícil como es una adecuada inicialización de las diferentes variables para que el sistema converja. Una mala inicialización produce inestabilidad en el sistema y no se obtiene una solución satisfactoria. La estrategia numérica desarrollada dispone de un proceso de autoinicialización del cálculo que garantiza su convergencia.

- La implementación del modelo matemático en la hoja electrónica es relativamente sencilla y la forma de iterar que requiere el proceso numérico puede efectuarse en una forma cómoda dadas las características de la herramienta.

Como gran conclusión, el cálculo numérico desarrollado e implementado en este trabajo, permite el análisis del proceso de separación con referencia a la economía del proceso, capacidad de evaporación, incidencia de las variables de entrada, y consecuencias de las diferentes configuraciones de flujo.

NOMENCLATURA

Δt_i	Caída de temperatura en el efecto "i" (°F)
$(\Delta T)_{total}$	Caída de temperatura total del evaporador (°F)
\bar{A}	Área promedio de las áreas de cada efecto (pie ²)
A_i (i = 1, 2, 3...)	Área del efecto "i" (pie ²)
C_F	Calor específico del flujo de alimentación (Btu/lb °F)
C_i (i = 1,2,3...)	Calor específico de la solución en el efecto "i" (Btu/lb °F)
EPE	Elevación del Punto de Ebullición (°F)
H_F	Entalpía de la solución en el flujo de alimentación (Btu/lb)
H_i (i = 1, 2, 3...)	Entalpía de la solución en el efecto "i" (Btu/lb)
H_{Li} (i = 1, 2, 3...)	Entalpía del agua condensada del efecto "i" (Btu/lb)
H_P	Entalpía de la solución en el flujo de producto (Btu/lb)
H_{Vi} (i = 1, 2, 3...)	Entalpía del agua evaporada en el efecto "i" (Btu/lb)
t'_i (i = 1, 2, 3...)	Temperatura de ebullición del solvente puro en el efecto "i" (°F)
t_i (i = 1, 2, 3...)	Temperatura de ebullición de la solución en el efecto "i" (°F)
T_S	Temperatura del vapor vivo (°F)
U_i (i = 1, 2, 3...)	Coefficiente de transferencia de calor del efecto "i" (Btu/h-pie ² -°F)
W_{1-3}	Flujo total de agua (solvente) evaporada(o) (lb/h)
W_F	Flujo de alimentación al evaporador (lb/h)
W_i (i = 1, 2, 3...)	Flujo de agua (solvente) evaporada (o) en el efecto "i" (lb/h)
W_P	Flujo de producto del evaporador (lb/h)
W_S	Flujo de vapor vivo (lb/h)
X_F	Concentración de soluto en el flujo de alimentación (%)
X_P	Concentración de soluto en el flujo de producto (%)

Griego

λ_i (i = 1,2,3...)	Entalpía de condensación del vapor en el efecto "i" (Btu/lb)
λ_S	Entalpía de condensación del vapor vivo (Btu/lb)

BIBLIOGRAFÍA

1. FOUST, Alan *et al.* BRYCE, *Principles of Unit Operations*, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1960, Ilustración 19-3
2. HOLLAND D., Charles, *Fundamentos y modelos de procesos de separación, absorción, destilación, evaporación y extracción*, Prentice Hall Internacional, 1981
3. KEENAN, KEYES, HILL and MOORE, *Steam tables*, Wiley-Interscience, 1978
4. KERN, Donald Q. *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company, 1965
5. McCABE, Warren L., SMITH Julian C., HARRIOTT, Peter, *Operaciones básicas de Ingeniería Química*, Cuarta edición, McGraw-Hill/Interamericana de España, S.A., Madrid, 1991