

C8

MODELADO Y SIMULACIÓN DINÁMICA EN ECOSIMPRO DE UNA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN DE LA INDUSTRIA AZUCARERA.

Esther Simón Pérez, Universidad de Valladolid
Real de Burgos s/n, 47011 Valladolid – España
essipe@terra.es

Resumen

Se ha desarrollado en EcosimPro una librería de unidades de proceso de evaporación con la que podemos simular el comportamiento de cualquier estación de evaporación y experimentar con diversas condiciones de trabajo.

Para las pruebas nos hemos centrado en una estación de evaporación de la industria azucarera compuesta de cinco efectos y ocho evaporadores, tipo Robert los cinco primeros y de película descendente los dos últimos, lo que nos permite tener un modelo muy próximo a las instalaciones industriales reales.

Palabras Clave: Simulación, EcosimPro, orientación a objetos, estación de evaporación, evaporador.

1 INTRODUCCION

Antes de centrarnos en el desarrollo de la librería de evaporación en EcosimPro, resulta necesario describir algunos conceptos fundamentales de la evaporación para el correcto entendimiento del funcionamiento de una estación. El objetivo de la operación es concentrar un sólido disuelto en un líquido.

El equipo en el que se lleva a cabo la operación se denomina evaporador, éste consta de una carcasa donde condensa vapor y de una cámara de separación donde tiene lugar la ebullición de la solución a concentrar, la cual, al perder disolvente aumenta su proporción de soluto.

La evaporación puede llevarse a cabo en uno o varios evaporadores. Cuando se trabaja con flujos elevados y el coste del vapor es alto, se suele usar una cadena de evaporadores en la que el producto a concentrar pasa en serie de un

evaporador a otro y el vapor producido en la evaporación en uno de ellos se utiliza para la calefacción del siguiente evaporador, que es lo que se conoce como sistema multiefecto. El interés de este sistema de múltiple efecto radica, fundamentalmente, en la mejor utilización del vapor. En estos sistemas se llama primer efecto a los evaporadores que reciben directamente el vapor de calderas, segundo efecto a los que reciben el vapor procedente del primer efecto y así sucesivamente. Así mismo, el vapor que sale de cada efecto se denomina vahos, por lo que el vapor que sale del primer efecto se llamará “vahos de primera”.

En cuanto a la circulación de cada uno de los fluidos, vapor y solución a concentrar, tenemos:

- El vapor circula desde el efecto de mayor presión al de menor presión.
- La solución a concentrar puede circular:
 - En la misma dirección que el vapor: Flujo directo.
 - En dirección contraria al vapor: Flujo en contracorriente.
 - Alimentar simultáneamente varios evaporadores: Flujo en paralelo.
 - Sin orden determinado: Flujo mixto.

El sistema de alimentación en flujo directo es el más común, en gran parte debido a que implica un funcionamiento más sencillo. En este caso, la circulación de la solución a concentrar a través de los diversos evaporadores se debe a la diferencia de presión de cada cámara de concentración, para lo cual es necesario en algunos casos aplicar vacío al último efecto. Los flujos caloríficos entre la cámara de condensación (carcasa) y la cámara de concentración se origina debido a la diferencia de temperatura existente entre ambas.

Respecto a la selección del tipo de evaporador, se suele seleccionar aquel que tiene un coeficiente de transferencia de calor más alto en

las condiciones de operación deseadas. En nuestro caso se han utilizado dos tipos de evaporadores, Robert y de película descendente, por lo que nos centraremos en la descripción de ambos.

El evaporador tipo Robert utiliza un cuerpo cilíndrico vertical con los tubos sujetos entre dos placas tubulares horizontales. Consta de un gran tubo central de bajada que permite obtener una buena circulación de la solución lo cual es una gran ventaja, mientras que su mayor desventaja es la cantidad de espacio que ocupan.

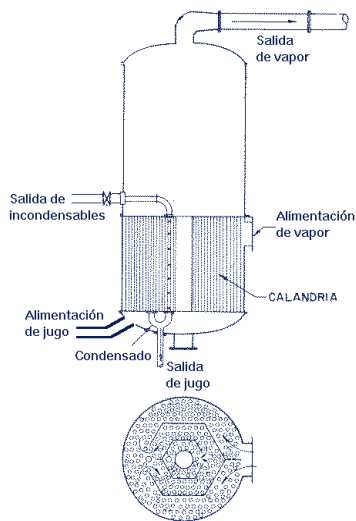


Figura 1: Evaporador tipo Robert

En los evaporadores de película descendente el líquido a concentrar se bombea, recirculándolo, desde un depósito inferior y entra por la parte superior al igual que los vahos que abandonan el equipo mientras que el líquido concentrado lo hace por el fondo de la misma. De este modo tenemos un evaporador en el que el material a tratar fluye hacia abajo, en forma de película descendente, por las paredes interiores de un haz de tubos calentados con vapor de agua. La principal ventaja de estos evaporadores es que proporcionan una película más delgada y rápida por lo que su coeficiente de transmisión de calor es bastante alto.

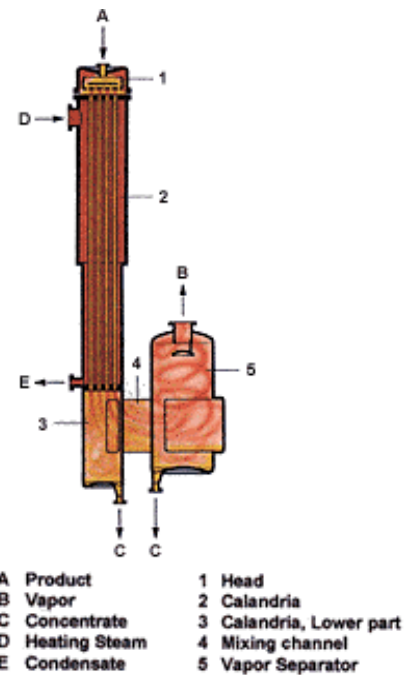


Figura2. Evaporador de película descendente

2 EJEMPLO DE UNA ESTACION DE EVAPORACION DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

El esquema de una instalación típica de una industria azucarera se muestra en la figura 3.

Dicho esquema se corresponde con una estación de evaporación compuesta por cinco efectos y ocho evaporadores. Cada uno de los cinco primeros efectos está compuesto por dos evaporadores tipo Robert con flujo en paralelo, mientras que los dos últimos efectos están compuestos por dos evaporadores de película descendente. Además también se incluyen los correspondientes precalentadores de la alimentación de jugo azucarado, balones de expansión y un condensador barométrico.

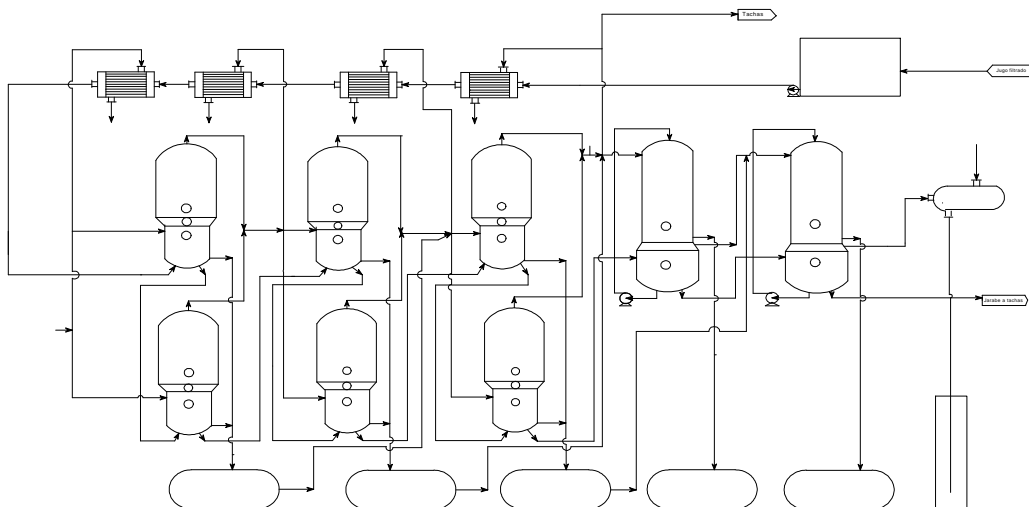


Figura 3. Esquema de la estación de evaporación.

3 MODELO MATEMÁTICO DE UN EVAPORADOR.

Para construir el modelo se han asumido varias hipótesis:

1. En el evaporador tenemos mezcla perfecta.
2. En la cámara de concentración el vapor y la solución a concentrar estarán en equilibrio.
3. No hay acumulación de condensado en la calandria o carcasa.
4. No hay acumulación de calor en las paredes o en los tubos.
5. Se desprecian los no condensados de la cámara de condensación del vapor.
6. Se desprecian las pérdidas de calor al exterior.

Se usará la siguiente notación:

W	flujo másico de vapor
W _c	flujo másico de condensado
F	flujo másico de alimentación
C	flujo másico de jugo concentrado (jarabe)
E	vahos de la cámara de concentración del jugo

c	fracción de sólidos en el jugo
m	masa de jugo en el evaporador
m _v	masa de vapor en el evaporador
T	temperatura
P	presión
h	entalpía del jugo
H	entalpía del vapor
h _c	entalpía del condensado
q	flujo de calor transferido de la cámara de condensación a la cámara de concentración del jugo
t	tiempo

Todas las unidades están en el S.I.

En el caso de un evaporador de la industria azucarera, en que se desea concentrar un jugo azucarado, los balances de masa total, masa de sacarosa y energía en la cámara de concentración del jugo son:

$$\frac{dm}{dt} = F - E - C \quad [1]$$

$$\frac{d(m \cdot c)}{dt} = F \cdot c_F - C \cdot c \quad [2]$$

$$\frac{d(m \cdot h)}{dt} = F \cdot h_F - C \cdot h - E \cdot H + q \quad [3]$$

La entalpía del jugo, h , es función del contenido de azúcar, c y de la temperatura, T .

$$h=1500 + (4122-1512c)T + (0.55+3.75c)T^2 \quad [4]$$

por tanto, se puede escribir:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{\partial h}{\partial c} \frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\partial h}{\partial T} \frac{\partial T}{\partial t}$$

y, operando con estas ecuaciones, se pueden escribir de un modo más adecuado como:

$$\frac{dc}{dt} = \frac{F \cdot (c_F - c) + E \cdot c}{m} \quad [5]$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F \cdot \left((h_F - h) - \frac{\partial h}{\partial c} (c_F - c) \right) - E \cdot \left(H - h - \frac{\partial h}{\partial c} c \right) + q}{m \frac{\partial h}{\partial T}} \quad [6]$$

Así, masa, brix y temperatura del jugo, son variables de estado del modelo. La entalpía del vapor es una función conocida de la presión y la temperatura:

$$H = 2.5 \cdot 10^6 + 1813 T_{sat} + 0.471 T_{sat}^2 - 0.011 T_{sat}^3 + 2090 (T - T_{sat}) \quad [7]$$

$$\text{donde } T_{sat} = 2147 / (10.76 - \log(P)) - 273.2$$

y la presión, p , está fijada por la relación de equilibrio:

$$T = T_{sat} + a_1 + a_2 T_{sat} + a_3 T_{sat}^2 \quad [8]$$

donde:

$$a_1 = -0.2 + \exp(-1.5254 + 2.2962c + 2.163c^2) \quad [9]$$

$$a_2 = 0.01(-0.15 \exp(-3.202 + 6.6743c - 1.161c^2)) \quad [10]$$

$$a_3 = 1e^{-4} \exp(-1.4278 - 2.4382c + 6.047c^2) \quad [11]$$

Ahora, para obtener la evolución de m , c y T en el tiempo sólo se necesitan ecuaciones adicionales para los flujos de calor y masa. Como q depende de la transmisión de calor desde la cámara de condensación, se escriben los balances de masa y energía de esta cámara:

$$\frac{dm_v}{dt} = W - W_c \quad [12]$$

$$\frac{d(m_v H)}{dt} = W \cdot H - W_c \cdot h_c - q \quad [13]$$

Las constantes de tiempo asociadas a estos balances son muy bajas en relación con las de la cámara de concentración, por lo tanto se puede asumir estado estacionario en la cámara de condensación. Esto permite escribir:

$$W \cdot (H - h_c) = q \quad [14]$$

Aquí, H es una función de P y T y,

$$h_c(T) = 1500 + 1122T + 0.55 T^2 \quad [15]$$

Por lo tanto, comenzando con valores iniciales de las variables de estado y para unas condiciones externas dadas, todos los flujos pueden ser determinados y por tanto, integrando las ecuaciones diferenciales se obtienen nuevos valores de T , c y m .

En el caso de tener múltiples efectos, el flujo de vahos de cada evaporador se calcula teniendo en cuenta que es igual al flujo de vapor que condensa en el evaporador siguiente.

4 LIBRERÍA DE EVAPORACIÓN

En base a los modelos presentados se han desarrollado una serie de componentes y puertos que forman la librería de evaporación. Los componentes fundamentales son los evaporadores y sus cámaras, así como precalentadores, balones, etc.. Del mismo modo se identifican puertos de jugo y vapor. En todos éstos se utilizan una serie de funciones con las que se calculan diversas propiedades físicas ya sean del vapor o de la solución a concentrar.

Con los puertos desarrollados el sistema introduce automáticamente todas las ecuaciones relacionadas con el modo en que se van realizando las conexiones. Esto es, fundamentalmente, igualdad de presión y suma de los flujos de materia (teniendo en cuenta su sentido de entrada o salida), en todos los puntos de conexión.

PORT vapor

```
EQUAL REAL P RANGE 0,Inf "Presión(bar)"
REAL T RANGE -273,Inf "Temperatura (°C)"
SUM REAL W RANGE 0,Inf "Flujo másico de
vapor (kg/s)"
SUM REAL f_energ "Flujo de energía (KW)"
CONTINUOUS
T=temperatura_sat(P)
f_energ=W*entalp_vap(P)
END PORT
```

```

PORT jugo
SUM REAL W RANGE 0,Inf "Flujo másico (kg/s)"
REAL c RANGE 0,1 "Fracción de sólidos
(% 1 en peso)"
REAL T RANGE -273,Inf "Temperatura (°C)"
SUM REAL f_energ "Flujo de entalpía (KW)"
REAL F "Flujo volumétrico (m3/s)"

```

```

CONTINUOUS
f_energ=W*h_jugo(T,c)

W=F*den_jugo(T,c)
END PORT

```

Entre las constantes definidas tenemos la pureza de la solución a concentrar, ya que este valor se mantiene constante a lo largo de toda la etapa de evaporación.

```
CONST REAL pureza=0.93
```

Con respecto a los componentes, se han desarrollado:

- Cámara de condensación
- Cámara de concentración (Robert)
- Cámara de concentración (Película descendente)
- Evaporador
- Mezclador de flujo
- Dispensador de flujo
- Cambiadores de calor
- Condensador barométrico
- Controlador proporcional
- Controlador PI

Veamos con más detalle los más significativos:

4.1 COMPONENTE CÁMARA DE CONDENSACIÓN

Este componente es común a todo tipo de evaporador. Básicamente consiste en una cámara en la que entra un flujo de vapor, condensa, por lo que transfiere un calor latente, y sale el mismo flujo ya condensado.

Este componente, por tanto, contiene las ecuaciones que hacen referencia al balance de materia y energía de dicha cámara. Estas ecuaciones se representan en régimen estacionario por los motivos que se indicaron en el desarrollar el modelo matemático.

```
COMPONENT camara_cond
```

```
PORTS
```

```

IN vapor v_in
OUT agua f_out
OUT termico q_out

```

```
CONTINUOUS
```

```

v_in.W=f_out.W
v_in.f_energ-f_out.f_energ=q_out.q
f_out.P=v_in.P
q_out.T=f_out.T

```

```
END COMPONENT
```

4.2 COMPONENTE CÁMARA DE CONCENTRACION

La cámara de concentración de un evaporador se modela según el tipo de evaporador del que se trate ya que cada evaporador tiene características diferentes que les hacen especialmente ventajosos para determinadas aplicaciones. En concreto, la superficie disponible para la transmisión de calor varía de unos a otros.

El evaporador tipo Robert es el evaporador por excelencia de la industria azucarera aunque, como hemos comentado, está siendo sustituido por los evaporadores de película descendente.

Las ecuaciones utilizadas en este componente ya han sido descritas e igual que en el caso anterior se corresponden, fundamentalmente, con balances de materia, energía y ecuaciones de equilibrio correspondientes a dicha cámara.

```
COMPONENT camara_conc
```

```
PORTS
```

```

IN termico q_in
IN jugo f_in
OUT jugo f_out
OUT vapor v_out

```

```
DATA
```

```

REAL Nt=5000 "número de tubos"
REAL di=0.03 "diámetro interior de
los tubos (m)"

```

```
DECLS
```

```

REAL c -- fracción de sólidos en el
jugó (%Brix/100)
REAL m -- masa de jugó (kg)
REAL T -- temperatura (°C)
REAL Pjugó --Presión jugó (bar)
REAL dhc -- derivada de entalpía
respecto a concentración
REAL dhT -- derivada de la entalpía
respecto a la temperatura

REAL volumen
REAL nivel
REAL Sup -- Superficie disponible

```

para la circulación de jugo

```

REAL SP_L    -- consigna de nivel
CONTINUOUS
dhc=(-1522*T+3.75*T**2)/1000
dhT=(4122-1522*c+1.1*T+7.5*T*c)/1000
m'=f_in.W-f_out.W-v_out.W
c'=(f_in.W*(f_in.c-c)+v_out.W*c)/m
T'=(f_in.W*(h_jugo(f_in.T,f_in.c)-
  h_jugo(T,c))-dhc*(f_in.c-c)\
-v_out.W*(entalp_vap(v_out.P)-
  h_jugo(T,c)-dhc*c)+q_in.q)/(m*dhT)
v_out.P=presion(T,c)
q_in.T=T
f_out.T=T
f_out.c=c
Pjugo=v_out.P+den_jugo(T,c)*9.8*nivel/
10**5
volumen=m/den_jugo(T,c) --volumen de jugo
Sup=PI*di**2*Nt/4
nivel=(volumen-4.5)/Sup
END COMPONENT

```

4.3 EVAPORADOR

Una vez definidos los componentes de las cámaras de condensación y concentración es fácil definir un evaporador por composición.

```
USE MATH
```

```
USE PROCESS
```

```
COMPONENT un_evapR
```

```
PORTS
```

```

IN jugo      jugo_in
IN vapor     vapor_in
OUT vapor    vahos_out
OUT agua     cond_out
OUT jugo     jugo_out

```

```
DATA
```

```

REAL Ntubos=5000 "Número de tubos"
REAL dint =0.033 "diámetro interior tubos(m)"
REAL esp=0.002  "espesor de los tubos(m)"
REAL Long=3.5   "longitud de los tubos(m)"
REAL Usup =2

```

```
DECLS
```

```
REAL salto
```

```
TOPOLOGY
```

```

camara_cond    c1
camara_conc    c2
Pared          p1

```

```

CONNECT c1.v_in TO vapor_in
CONNECT c1.f_out TO cond_out
CONNECT c2.f_in TO jugo_in
CONNECT c2.f_out TO jugo_out
CONNECT c2.v_out TO vahos_out
CONNECT c1.q_out TO p1.pared_in
CONNECT p1.pared_out TO c2.q_in

```

```
CONTINUOUS
```

```
salto = cond_out.T - jugo_out.T
```

```
END COMPONENT
```

4.4 COMPONENTE PRECALENTADOR

La alimentación de los evaporadores es precalentada en una batería de cambiadores de calor en serie. Éstos son cambiadores de calor de carcasa y tubos. Por el interior de dichos tubos circula la solución a calentar hasta la temperatura deseada (temperatura de la cámara de concentración del primer evaporador) y, por la carcasa, circula vapor (normalmente pequeñas corrientes aprovechadas de vahos) que condensa.

Una vez conocidos los flujos, temperaturas, presiones... se puede calcular el flujo de calor transferido ya que el calor cedido por la condensación del vapor es igual al calor tomado por el jugo azucarado y, a su vez, es el calor que se transfiere a través de la pared de los tubos del cambiador. Esto es:

$$q = m_v \cdot I = m_j \cdot C_{pj} \cdot \Delta T = U \cdot S \cdot \Delta T_{ln} \quad [16]$$

donde m_v , es el flujo másico de vapor que condensa, λ el calor latente de condensación, m_j , el flujo másico de jugo azucarado, C_{pj} , el calor específico del jugo, ΔT la diferencia de temperatura entre la salida y la entrada del jugo, U el coeficiente global de transmisión de calor, S la superficie de intercambio de calor y ΔT_{ln} , la diferencia de temperaturas (media logarítmica entre los extremos del perfil de temperaturas del evaporador).

Como el flujo de calor transferido y la diferencia de temperaturas es conocido, suponiendo un coeficiente global de transmisión de calor, de la ecuación anterior, se obtiene el valor de la superficie S .

Se eligen unas dimensiones estándares de los tubos del cambiador de calor, es decir, diámetro interior, espesor y longitud. Con estos valores se pueden calcular la superficie que cada tubo y, por tanto, el número de tubos.

$$S_{tubo} = p \cdot d_o \cdot L \quad [17]$$

$$N_{tubos} = \frac{S}{S_{tubo}} \quad [18]$$

Una vez calculadas todas las dimensiones del cambiador de calor, se comprueba el valor del coeficiente global de transmisión de calor supuesto (ecuación 19). Para ello es necesario calcular los coeficientes individuales de transmisión del lado de los tubos, h_i , y de la carcasa, h_o , a través de ecuaciones empíricas.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_i} + \frac{d_o \cdot \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2 \cdot K_w} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_{id}} \quad [19]$$

siendo K_w la conductividad térmica del material de los tubos y h_{od} y h_{id} los coeficientes que tienen en cuenta el efecto del ensuciamiento en la transmisión de calor para el lado de la carcasa y los tubos, respectivamente.

Coficiente individual de transmisión de calor por el exterior de los tubos.

En la carcasa tiene lugar una condensación total. El coeficiente de transmisión global en el caso de condensación por el exterior de tubos horizontales se calcula para un solo tubo y se

corrige con un factor relacionado con el número de tubos en una hilera vertical, esto es:

$$h_o = 0.95 \cdot K_L \cdot \left[\frac{(r_L - r_v) \cdot r_L \cdot g}{m_L \cdot \Gamma_v} \right]^{1/3} \cdot N_r^{-1/6} \quad [20]$$

donde:

K_L , conductividad térmica del líquido, W/m °C

ρ_L , densidad del líquido, kg/m³.

ρ_v , densidad del vapor, kg/m³.

μ_L , viscosidad del condensado, kg/m s.

Γ_v , flujo de condensado por unidad de perímetro de tubo, es decir, W/(N_tL).

N_r , número promedio de tubos por fila vertical

Coficiente individual de transmisión de calor por el interior de los tubos.

Por el interior de los tubos fluye el jugo azucarado, en ellos, tiene lugar su calentamiento por un mecanismo de convección. En este caso, el coeficiente de transmisión de calor viene dado por la ecuación 21.

$$hi = 0.023 \cdot \left(\frac{k_L}{di} \right) \cdot Re_L^{0.8} \cdot Pr_L^{0.33} \quad [21]$$

donde:

k_L , conductividad térmica del líquido, W/m²°C

d_i , diámetro interior del tubo, m

Re , número de Reynolds, adimensional=($d \cdot \rho / \mu$)

Pr , número de Prandtl, adimensional=($C_p \mu / k_L$)

Con lo visto anteriormente podemos modelar el precalentador como un componente compuesto de otros tres componentes:

1. la carcasa donde tiene lugar la condensación del vapor con la consiguiente liberación de calor,
2. la pared de los tubos a través de la cual se da la transmisión de calor y,
3. el interior del haz de tubos por el que circula la solución a calentar.

En los precalentadores se ha considerado régimen estacionario para reducir el número de ecuaciones y simplificar los cálculos. Además se ha supuesto un salto térmico constante del lado de los tubos equivalente al mínimo salto térmico), por lo que estamos ante la situación posible más desfavorable.

```

USE MATH
USE PROCESS
PORT termico_camb
    EQUAL REAL Tent
    EQUAL REAL Tsal
    SUM REAL q
END PORT

COMPONENT camara_liq

PORTS
    IN jugo f_in
    IN termico_camb q_in
    OUT jugo f_out

CONTINUOUS
    f_in.W=f_out.W
    q_in.Tent=f_in.T
    q_in.Tsal=f_out.T
    q_in.q=f_out.W*4.21*(f_out.T-f_in.T)
END COMPONENT

COMPONENT camara_conden

PORTS
    IN vapor v_in
    OUT agua f_out
    OUT termico_camb q_out

CONTINUOUS
    v_in.W=f_out.W
    v_in.f_energ-f_out.f_energ=q_out.q

    f_out.P=v_in.P
    q_out.Tent=q_out.Tsal
    q_out.Tent=f_out.T
END COMPONENT

COMPONENT pared_camb
PORTS
    IN termico_camb pared_in
    OUT termico_camb pared_out

CONTINUOUS
    pared_in.q = pared_out.q
END COMPONENT

COMPONENT precalentador
PORTS
    IN jugo jugo_in
    OUT jugo jugo_out
    IN vapor v_in
    OUT agua cond_out
DATA
    REAL temp=8 "salto térmico del jugo en

```

```

el precalentador(°C)"
TOPOLOGY
    camara_liq cjugo
    camara_conden cvapor
    pared_camb pared

CONNECT jugo_in TO cjugo.f_in
CONNECT jugo_out TO cjugo.f_out
CONNECT v_in TO cvapor.v_in
CONNECT cond_out TO cvapor.f_out
CONNECT cvapor.q_out TO pared.pared_in
CONNECT pared.pared_out TO jugo.q_in

CONTINUOUS
    cjugo.f_in.c=cjugo.f_out.c
    cjugo.f_out.T=cjugo.f_in.T +temp
END COMPONENT

```

4.5 CONDENSADOR BAROMÉTRICO

El vapor del último efecto de un evaporador se suele retirar mediante un condensador. El tipo de condensador más comúnmente usado es el condensador barométrico de contracorriente. Se trata de un equipo de contacto directo en el que se condensa el vapor mediante el ascenso contra una llovizna de agua de enfriamiento. Estos condensadores son poco costosos y resultan económicos en lo que se refiere al consumo de agua.

El condensador barométrico debe su nombre al modo de evacuar el condensado. Éste desciende por una tubería vertical, conocida como columna barométrica, de longitud suficiente para que la presión en el fondo sea ligeramente superior a la atmosférica. El condensado se vierte a un tanque abierto a la atmósfera. Por lo tanto, el condensador debe situarse lo suficientemente alto como para que el agua se pueda descargar por gravedad a partir del vacío del condensador.

La relación del consumo del agua frente al flujo de vapor condensado se puede determinar mediante la ecuación que sigue:

$$\frac{\text{Flujo de agua}}{\text{Flujo de vapor}} = \frac{H_v - h_2}{h_2 - h_1} \quad [22]$$

donde H_v es la entalpía del vapor y h_1 y h_2 es la entalpía del agua que entra al condensador y sale de éste.

```

USE PROCESS
COMPONENT cond_bar
PORTS

```

```

IN      vapor    v_in
IN      agua     f_in
OUT     agua     f_out

DATA
REAL Cp=4.184 "calor específico (KJ/kg
°C)"
DECLS
REAL sp_P
CONTINUOUS
f_out.W=f_in.W+v_in.W
f_out.P=v_in.P
f_in.W=v_in.W*(entalp_vap(v_in.P)-
h_liq(f_out.T))/(h_liq(f_out.T)-Cp*f_in.T)

END COMPONENT

```

5. EJEMPLO DE APLICACIÓN

Como ilustración, se ha simulado el proceso de la figura 3 uniendo los componentes necesarios de la librería y añadiendo los elementos de control imprescindibles, en concreto reguladores de nivel de jugo en cada evaporador y de flujo de jarabe en la salida. Posteriormente se han realizado diversos experimentos de los que presentamos algunos resultados:

A. Salto a la presión de vapor vivo.

Se ha dado un salto a la presión del vapor vivo de 3 a 3.3 bar (figura 4) aproximadamente en el instante de tiempo 2500, como consecuencia tiene lugar un aumento de la presión (figura 5) y temperatura de la cámara de concentración (figura 6). En estas figuras puede verse la evolución temporal de estas magnitudes en los distintos evaporadores, según la leyenda adjunta. Igualmente se observa un aumento del flujo de vapor vivo (figura 7), en este caso, en los dos primeros evaporadores por estar en paralelo y aumento del jugo de alimentación (figura 8). Se observa también una disminución en el flujo de jarabe extraído (figura 9) y por tanto, no se ven importantes cambios en la concentración de jarabe (figura 10).

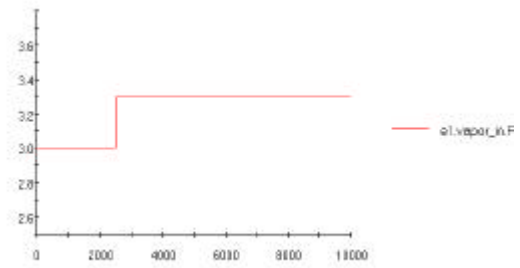


Figura 4. Salto en la presión de vapor vivo

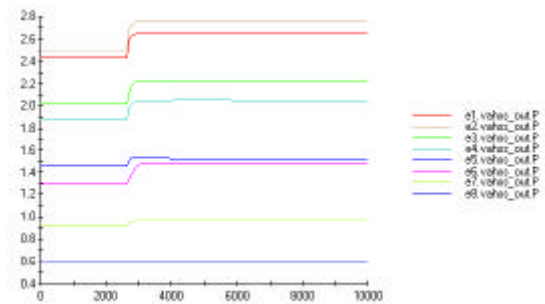


Fig.5. Presión de vahos

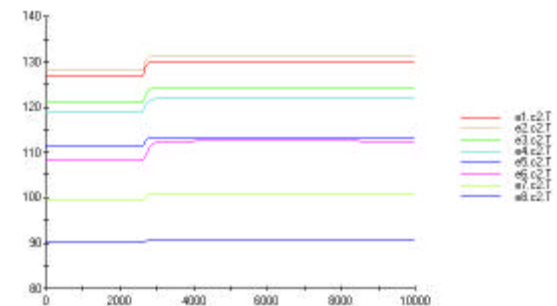


Fig.6. Temperatura cámara de concentración

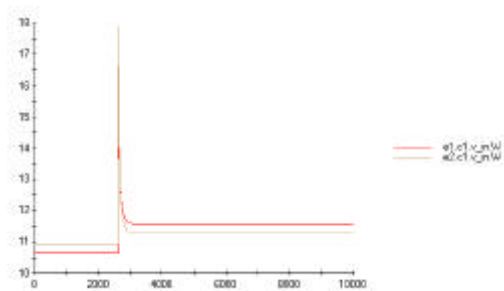


Fig. 7. Flujo de vapor vivo

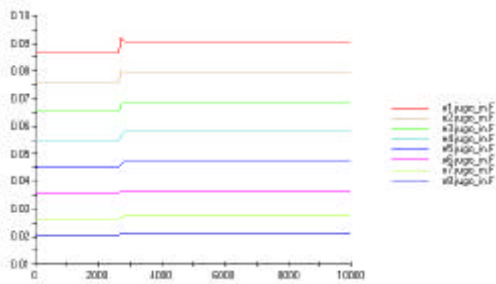


Fig.8. Flujo de jugo de alimentación

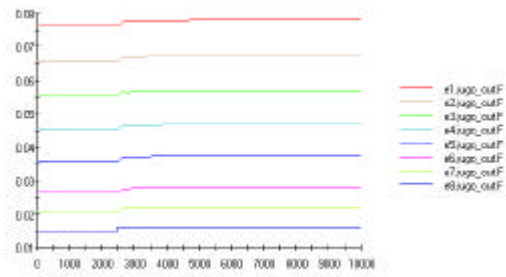


Fig.11. Flujo de jarabe a la salida de los evaporadores.

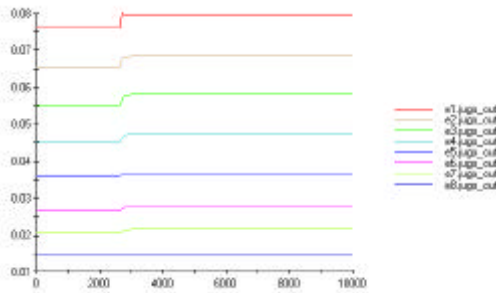


Fig.9. Flujo de jarabe extraído

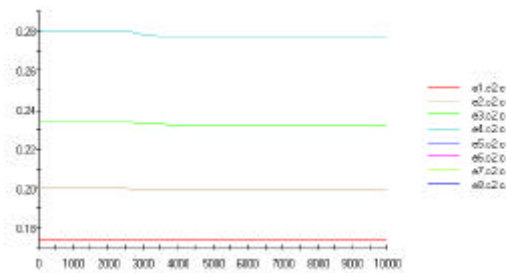


Fig.12. Concentración de jarabe a la salida del primer y segundo efecto.

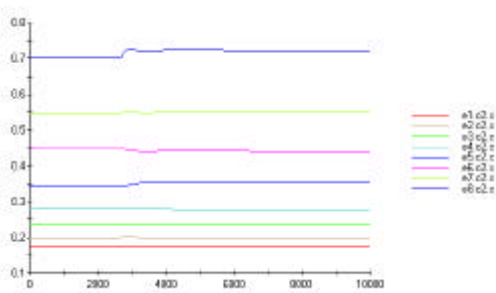


Fig.10. Concentración de jarabe

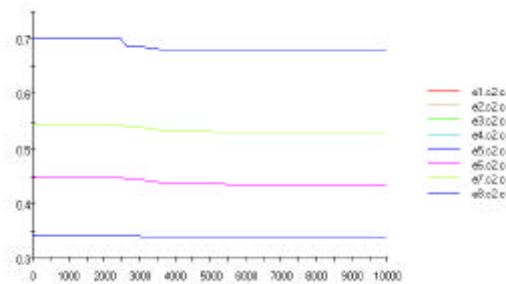


Fig.13. Concentración de jarabe a la salida del resto de evaporadores.

B. Salto al flujo de jarabe extraído

Al igual que si tuviésemos un único evaporador, al aumentar el flujo de salida de jarabe final (figura 11) el tiempo de residencia del jugo en el evaporador es menor, y por tanto, las concentraciones del jarabe a la salida disminuyen (figura 12 y 13). Debido a esto, y para mantener el nivel de jugo en los tubos es necesario un aumento en el flujo de alimentación (figura 14). Este aporte hace que la concentración siga disminuyendo por lo que es necesario un aumento en el flujo de vapor (figura 15).

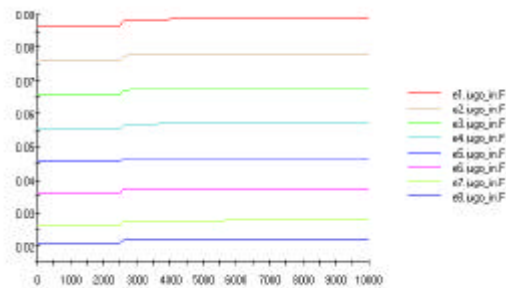


Fig.14. Flujo de jarabe de alimentación

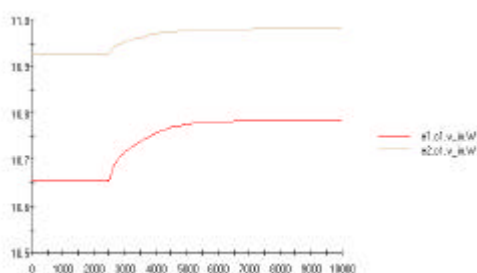


Fig.15. Flujo de vapor vivo

6 CONCLUSIONES

A lo largo de este trabajo se ha aprovechando una de las principales ventajas de EcosimPro: la modularidad. Esto es, una vez que se tiene el modelo dinámico de un evaporador y se ha comprobado su correcto funcionamiento, éste forma un componente que podrá ser unido a otros componentes, ya sean iguales o no. De este modo se puede “montar” cualquier estación de evaporación sea cual sea el número de evaporadores que tenga o su disposición (serie, paralelo...), utilizando un número mínimo de componentes.

A la vista de los resultados anteriores existe una gran similitud con el comportamiento real de estaciones de evaporación, por lo que queda disponible una librería de evaporación en EcosimPro como herramienta fiable para la simulación de distintas condiciones de operación.

Referencias

- [1] Bubnik, Z. - Kadlec, P. - Urban, D. – Bruhns, M. “Sugar Technologists Manual: Chemical and Physical Data for sugar Manufacturers and Users”. Ed. Bartens. 8ª edición Berlín 1995
- [2] Coulson & Richardson. “Chemical Engineering”. Pergamon. Vol. 1 4ª Ed. 1991. Vol. 6 2ª Ed. 1994
- [3] Hewitt, G.F - Shires, G.L – Bott, T.R. “Process Heat Transfer”. CRC Press. Florida 1994.

- [4] López Gómez, A. “Diseño de industrias agroalimentarias”. Ediciones A. Madrid Vicente. Madrid, Octubre 1990.
- [5] Ludwig, Ernest E. “Applied process design for chemical and petrochemical plants”. Editorial: Gulf Publishing Company. Volume 3. Second Edition. Texas, 1983.
- [6] McGinnis. “Beet-Sugar Technology”. Beet Sugar Development Foundation. 3ª edición. Estados Unidos 1982.
- [7] McKetta, John J. Heat transfer design methods. Editorial Marcel Dekker, Inc. New York, 1992.
- [8] Perry. “Manual del Ingeniero Químico”. 6ª Edición. Ed. Mc. Graw-Hill. México. 1992
- [9] Prada, C. – Villar, E. – Aleixandre, V. “Dynamic simulation of a multiple-effect evaporation station”.

