

C7

MODELADO Y SIMULACIÓN DE PROCESOS DISTRIBUIDOS: DIFUSORES DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

Merino Gómez, Alejandro

Centro de Tecnología Azucarera. Universidad de Valladolid

C/ Real de Burgos. Edificio Alfonso VIII. Planta baja s/n. 47011. Valladolid. España

Teléfono:983 42 35 63. FAX: 983 42 36 16. Email: alejandro@cta.uva.es

Resumen

Se ha desarrollado en EcosimPro el modelo correspondiente a un difusor de una industria azucarera. El modelo matemático de este equipo, por sus características físicas y de operación, es un modelo en derivadas parciales por lo que se requiere realizar una discretización del mismo. Se muestra de manera práctica cómo resolver este tipo de problemas con EcosimPro.

Palabras Clave: Simulación, EcosimPro, sistemas distribuidos, transferencia de materia y energía.

1 INTRODUCCIÓN

El objetivo que se persigue con este artículo es mostrar cómo se modela un sistema cuyo modelo matemático de comportamiento viene representado por ecuaciones diferenciales en derivadas parciales.

Se hará primero una descripción del sistema físico, para facilitar la comprensión del proceso.

Se explicará luego la metodología seguida para transformar el modelo en EDPs a un modelo en ODEs.

Se aplicará esto a un caso concreto como es un difusor de una industria azucarera. Se justificará la utilidad de la simulación para este tipo de sistemas y se plantearán los balances de materia y energía necesarios para modelar el sistema.

En último lugar se presentarán los resultados obtenidos mediante la simulación con EcosimPro.

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La difusión es una de las primeras etapas en el proceso de producción de azúcar de remolacha. En esta etapa se pretende extraer la máxima cantidad de

azúcar de la remolacha previamente lavada y cortada en tiras finas, llamadas cosetas.

Para llevar a cabo la extracción las cosetas se ponen en contacto con agua caliente en contracorriente.

Un buen diseño de esta etapa es fundamental ya que es necesario extraer la máxima cantidad de azúcar utilizando la menor cantidad de agua posible, para ello se utiliza un método de extracción en contracorriente en el que el agua con menor concentración de azúcar se pone en contacto con las cosetas con menor concentración de azúcar de forma que el gradiente de concentración, que fuerza la transferencia de materia, se maximiza en todo momento.

Este tipo de operaciones se llevan a cabo en equipos llamados difusores. Aunque los principios físicos que rigen el proceso son los mismos, existen distintos tipos de difusores con distintas características de operación. En este caso se va a utilizar el tipo de difusor RT ampliamente utilizado en España.

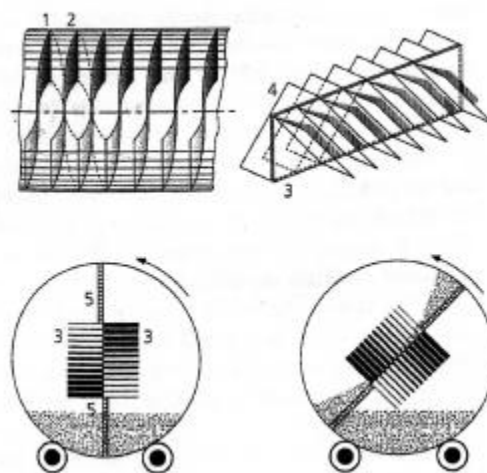


Figura 1. Elementos constitutivos de un difusor RT 2. [1]

1 y 2 Platos helicoidales que forman dos canales separados para el jugo; 3 Placa transversal; 4 Pasajes para las cosetas; 5 Rejillas transversales.

Este tipo de difusor consiste en unos grandes tambores rotativos, separados en celdas por una hélice enganchada a la superficie interior. Mientras el tambor con la hélice gira, el jugo, que permanece en el fondo, es transportado desde la cabeza hasta la cola del difusor. De esta forma es la celda la que se mueve, aunque es más conveniente considerar que cada celda como la localización de cada vuelta de la hélice. Si la rosca tiene 30 vueltas, hará falta que el tambor gire 30 veces para que el jugo vaya de un lado a otro del difusor y se considera que hay 30 celdas en el difusor. Fijadas al cilindro existen rejillas que con el giro del tambor arrastran las cosetas hasta que deslizan y caen en la siguiente celda. De esta forma el jugo y las cosetas avanzan en direcciones opuestas.

Estos difusores son equipos muy grandes (hasta 45 m de longitud y 7 m de diámetro) y muy caros, por lo que la mayoría de las fabricas sólo disponen de uno y son además indispensables en el proceso de producción del azúcar por lo que resulta muy difícil el trabajo empírico con este tipo de sistemas. Esto hace especialmente atractiva la simulación para este tipo de sistemas.

3 DISCRETIZACIÓN DE UN SISTEMA DE PARÁMETRO DISTRIBUIDO

Los sistemas de parámetro globalizado son aquellos en los que las propiedades y las variables de estado del sistema pueden considerarse homogéneas a lo largo del mismo. En realidad todos los sistemas son distribuidos ya que siempre existen variaciones espaciales de las propiedades o variables. Sin embargo estas variaciones son con frecuencia pequeñas y pueden ignorarse, podemos considerar entonces el modelo como de parámetro globalizado.

Hay por otro lado una serie de sistemas en los que la distribución espacial de las propiedades exige la utilización de un modelo de parámetro distribuido. Suelen ser sistemas en los que la relación longitud diámetro es muy alta y por tanto la dependencia de las variables con la longitud es muy importante. Este es el caso de un difusor rotatorio de una azucarera.

Las ecuaciones matemáticas que modelan los procesos representados por un modelo de parámetro distribuido son de la forma:

$$\frac{\partial T}{\partial t} + \frac{\partial(v_z \cdot T)}{\partial z} = \text{Transporte} + \text{Generación} \quad (1)$$

El problema es que Ecosim no soporta ecuaciones diferenciales en derivadas parciales, por tanto hacemos una transformación del modelo de parámetro distribuido mediante la discretización con respecto a una de las variables, se obtiene una ecuación de la siguiente manera:

$$\frac{dT_n}{dt} = v_z \cdot \frac{(T_{n-1} - T_n)}{\Delta z} + \text{Transporte} + \text{Generación} \quad (2)$$

Esto equivale a una serie de modelos globalizados conectados entre sí [2].

La conexión entre los múltiples modelos de parámetro globalizado se realiza de forma que la salida de un elemento coincide con la entrada del siguiente con un determinado retardo.

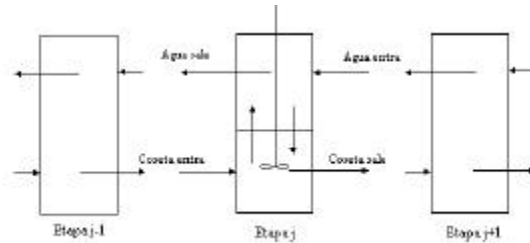


Figura 2

Por tanto dividimos el difusor en elementos, el número de estos es una cuestión de compromiso entre la exactitud en el cálculo (cuanto mayor sea el número de elementos mas se acerca la solución a la de parámetros distribuidos) y el tiempo de simulación.

Se ha tomado un número de elementos tales que la solución final no varía de forma significativa por el hecho de añadir o quitar un elemento.

La utilización de esta técnica resulta ser aproximadamente equivalente a la utilización de diferencias finitas en la resolución del modelo.

4 DESCRIPCIÓN DEL MODELO

El difusor es un elemento difícil de modelar ya que los fenómenos que ocurren en el interior del difusor son de naturaleza muy compleja, existen mecanismos simultáneos de transferencia de materia por difusión debida al gradiente de concentración, fenómenos de ósmosis inversa y fenómenos físicos de aplastamiento. Además las transferencias de materia y energía están relacionadas, ya que la temperatura influye en la constante de difusión y la velocidad de difusión influye en la temperatura.

En lo que se refiere al transporte de materia se ha optado por simplificar al máximo y suponer que existe transporte de transferencia de materia debido sólo a la diferencia de concentraciones entre el jugo y la disolución.

A partir de lo explicado anteriormente suponemos el difusor dividido en 20 celdas iguales, en las que se produce transferencia de azúcar, de no azúcar y de agua.

Se supone también que:

Las celdas están conectadas de tal manera que la salida de una celda coincide exactamente con la entrada de la siguiente, según el sentido de flujo de cada fase.

La totalidad del difusor la transferencia de materia se rige únicamente mediante las expresiones que se indican a continuación.

En cada celda existe mezcla perfecta por lo que el valor de las variables a la salida será igual al valor de las variables en el interior de cada celda.

El jugo y las cosetas se mueven en contracorriente de manera ideal a lo largo de todo el difusor. No se considera dispersión axial.

Cada etapa está retardada con respecto a la anterior siguiendo un retardo de primer orden. El modelo de flujo es por tanto el de una batería de 20 tanques de mezcla perfecta en serie, entre los cuales se introduce un retardo de primer orden.

La variación de entalpía que sufre la coseta es debida en parte a la diferencia de temperatura, si es que existe, entre esta y el jugo y en parte a la transferencia de materia coseta/jugo.

El número de elementos diferenciales que existen se ha parametrizado mediante la constante "net" de manera que se pueden añadir o quitar elementos a voluntad. El primer y el último elemento están conectados al exterior mediante puertos de manera que las condiciones de entrada vienen impuestas por el entorno y las de salida vienen impuestas por el funcionamiento del difusor.

Un esquema del difusor sería el siguiente:

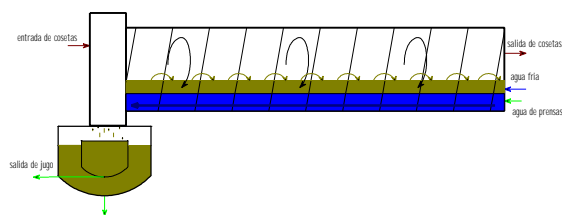


Figura 3

Una descripción sencilla de operación sería que el agua de extracción entraría por el extremo de la derecha circulando hacia la izquierda extrayendo la sacarosa y otras sustancias no deseadas al ponerse en contacto con la coseta que circula en contracorriente.

Las ecuaciones para cada elemento son las que siguen:

4.1 BALANCES DE MATERIA

En cada celda del difusor se produce la transferencia de materia entre las cosetas y el jugo.

Para el modelado de la transferencia de materia se utilizará la suposición de la linealidad de la fuerza impulsora.

La transferencia de agua se produce después de las etapas iniciales mediante una sustitución del azúcar que sale reemplazándolo, por tanto expresaremos la variación del agua en el interior de una celda mediante la siguiente expresión:

$$W_{agt} = k_{ag} \cdot W_{azt} \quad (3)$$

La transferencia de azúcar y no azúcares se produce según la ecuación de diseño:

$$W_t = k \cdot (C_c - C_d) \quad (4)$$

Las constantes de transferencia de materia son el resultado del producto de una constante de transferencia de materia por un área de intercambio por la densidad.

La transferencia de azúcar y de no azúcar está afectada por una serie de factores que también se tienen en cuenta en el diseño de este difusor, los factores que se han tenido en cuenta son:

- Temperatura.
- pH
- Estado de las cosetas.
- Tamaño de las cosetas.
- Permeabilidad de las cosetas
- Influencia del draft.

Para modelar la influencia de estos factores, se ha considerado que afectan al coeficiente de transferencia de materia de diferente manera. Se ha definido así un valor de la constante de transferencia de materia multiplicado por una serie de factores que influyen en la difusión, estos tomarán el valor máximo de 1 cuando su valor sea óptimo y disminuirá cuando el factor influya de tal manera que la transferencia de materia se vea dificultada.

Como ejemplo vamos a ver como se implementaría el caso de la influencia de la temperatura.

Influencia de la temperatura

La influencia de la temperatura es clara, cuanto mayor es la temperatura mejor es la difusión, además es necesaria una temperatura superior a 50°C para conseguir la desnaturalización, a esto se une la

protección contra el ataque bacteriológico a altas temperaturas.

El límite superior de temperaturas es de 75 °C, debido a la labilidad de la remolacha a temperaturas superiores.

En la siguiente gráfica se muestran de forma gráfica los valores del factor a distintas temperaturas:

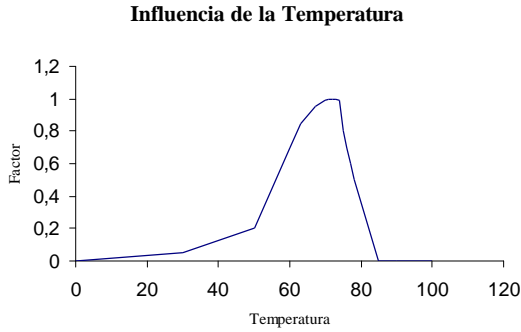


Figura 4

La implementación de estas funciones de influencia en EcosimPro es sencilla, se crean una serie de funciones en las que se introducen los datos experimentales conocidos sobre las influencias de los distintos factores en la extracción y se utiliza la función de interpolación *linearInterp1D*.

Aquí se muestra un ejemplo de una de las funciones de influencia implementadas.

```

FUNCTION REAL Inf_temp (IN REAL T)
DECLS
    REAL ltemp
    CONST TABLE_1D inf_temp= {{0, 30, 50, 60,\
63, 67, 70, 71, 72,73,74, 75, 76, 77, 78,\
85,90,100},
{0.,0.05,0.2,0.7,0.85,0.95,0.99,1.,1.,\
1, 0.99,0.8,0.7,0.6,0.5,0.,0.,0.}}
BODY
    ltemp=linearInterp1D(inf_temp,T)
    RETURN ltemp
END FUNCTION
    
```

4.1.1 BALANCE AL AZÚCAR

En las cosetas

$$\frac{dm_{caz}}{dt} = W_{ce} \cdot C_{caze} - W_{cs} \cdot C_{cazs} - W_{aztransf} \quad (5)$$

$$W_{aztransf} = k_{az} \cdot (C_{caz} - C_{daz}) \quad (6)$$

$$m_{caz} = m_c \cdot C_{caz} \quad (7)$$

En la disolución

$$\frac{dm_{daz}}{dt} = W_{de} \cdot C_{daze} - W_{ds} \cdot C_{dazs} + W_{aztransf} \quad (8)$$

$$m_{daz} = m_d \cdot C_{daz} \quad (9)$$

4.1.2 BALANCE AL NO AZÚCAR

En las cosetas

$$\frac{dm_{cnaz}}{dt} = W_{ce} \cdot C_{cnaze} - W_{cs} \cdot C_{cnazs} - W_{naztransf} \quad (10)$$

$$W_{naztransf} = k_{naz} \cdot (C_{cnaz} - C_{dnaz}) \quad (11)$$

$$m_{cnaz} = m_c \cdot C_{cnaz} \quad (12)$$

En la disolución

$$\frac{dm_{dnaz}}{dt} = W_{de} \cdot C_{dnaze} - W_{ds} \cdot C_{dnazs} + W_{naztransf} \quad (13)$$

$$m_{dnaz} = m_d \cdot C_{dnaz} \quad (14)$$

4.1.3 BALANCE AL AGUA

En las cosetas

$$\frac{dm_{cag}}{dt} = W_{ce} \cdot C_{cage} - W_{cs} \cdot C_{cags} - W_{agtransf} \quad (15)$$

$$W_{agtransf} = k_{ag} \cdot W_{aztransf} \quad (16)$$

$$m_{cag} = m_c \cdot C_{cag} \quad (17)$$

En la disolución

$$\frac{dm_{daz}}{dt} = W_{de} \cdot C_{dage} - W_{ds} \cdot C_{dags} + W_{agtransf} \quad (18)$$

$$m_{daz} = m_d \cdot C_{daz} \quad (19)$$

4.2 FLUJOS

Los flujos máxicos de cosetas y disolución que salen de cada etapa se evalúan suponiendo que son proporcionales a las masas que existen en cada elemento, multiplicados por una constante y por la velocidad del rotor en r.p.m.

En las variables que fluyen a través del sistema hemos introducido un retardo entre etapas de forma que tenemos en cuenta el retardo de transporte que se produce en el interior del difusor y los cambios en un elemento tardan un cierto tiempo en afectar a las etapas posteriores. La manera de modelar este retardo ha sido mediante una función de primer orden de la siguiente forma:

$$\tau \cdot \frac{dX_{je}}{dt} = X_{(j-1)s} - X_{je} \quad (20)$$

Donde X_{je} es el valor de la variable X a la entrada de la etapa j, $X_{(j-1)s}$ es el valor de la misma variable a la salida de la etapa anterior y τ es la constante de tiempo, es una medida del retardo.

4.3 BALANCES DE ENERGÍA

De la misma manera que en el apartado anterior realizamos balances de energía a cada elemento diferencial del difusor.

Como ya se explico la variación de entalpía que sufre la coseta es debida en parte a la diferencia de temperatura, si es que existe, entre esta y el jugo y en parte a la transferencia de materia coseta/jugo. Se tiene por tanto un fenómeno de transferencia simultanea de calor y de materia. Las ecuaciones del balance de energía son las que se muestran a continuación:

Coseta

$$\frac{d(m_c \cdot H_c)}{dt} = W_{ce} \cdot H_{ce} - W_{cs} \cdot H_{cs} - H_{tm} + H_{tc} \quad (21)$$

Jugo

$$\frac{d(m_d \cdot H_d)}{dt} = W_{de} \cdot H_{de} - W_{ds} \cdot H_{ds} + H_{tm} - H_{tc} \quad (22)$$

Las ecuaciones para el cálculo del flujo de calor debido a al transferencia de materia son:

$$H_{tm} = (m_{azt} + m_{agt} + m_{marct}) \cdot H_c \quad (23)$$

Es decir el producto de la masa que se están transfiriendo por la entalpía de la coseta a su temperatura. Al utilizar esta expresión se esta depreciando cualquier tipo de entalpía de disolución.

El cálculo de la energía que se transfiere por diferencia de temperaturas se realiza mediante la expresión :

$$H_{tc} = k_c (T_d - T_c) \quad (24)$$

Donde k_c es una constante que engloba el coeficiente global de transmisión de calor coseta – disolución y el área de intercambio.

5 IMPLEMENTACIÓN EN ECOSIMPRO

Todas estas ecuaciones y algunas otras relaciones necesarias se han introducido en EcosimPro.

La programación de este tipo de sistemas resulta fácil ya que las sentencias EXPAND o EXPAND_BLOCK permiten insertar múltiples ecuaciones en función de un parámetro que se modifica. Esto tiene dos ventajas: Disminuye la cantidad de código y se puede

parametrizar el tamaño del conjunto de ecuaciones que se crea. Esto último es especialmente útil en este caso ya que se puede hacer más grosera o más fina la discretización en función de un solo parámetro. Se muestra un ejemplo del uso de EXPAND_BLOCK en el difusor.

```

-----
EXPAND_BLOCK(j IN 1,net)

    Ccaz[j] = zona(mcaz[j],mc[j],0.)
    Cdaz[j] = zona(mdaz[j],md[j],0.)
    mazt[j] = max((k1_real[j] * (Ccaz[j] - Cdaz[j])),0)
    mcaz[j]' = Wce[j] * Ccaze[j] - Wcs[j] * Ccazs[j] -
    mazt[j] --"Balance al azúcar en las cosetas"
    mdaz[j]' = Wde[j] * Cdaze[j] - Wds[j] * Cdazs[j] +
    mazt[j] --"Balance al azúcar en la disolución"
    tauWc * Ccazs[j]' = Ccaz[j] - Ccazs[j]
    tauWd * Cdazs[j]' = Cdaz[j] - Cdazs[j]

END EXPAND_BLOCK
-----

```

Para comunicar el difusor con el exterior existen cinco puertos

| | | |
|-----|---------------------|---------------|
| IN | solido (Mix=coseta) | in_cos |
| OUT | solido (Mix=coseta) | out_cos |
| IN | f_jugo (Mix=jugo) | in_agua_prens |
| IN | liquido (Mix=H2O) | in_agua_apt |
| OUT | f_jugo (Mix=jugo) | out_dis |
| IN | analog_signal | u_rot |
| OUT | analog_signal | v_c |

Dos de los puertos son para la entrada de la disolución que va a extraer la sacarosa, uno para la salida del jugo enriquecido en sacarosa, uno para la salida de la pulpa agotada, y una entrada y una salida analógicas que van conectadas a un controlador que regula la velocidad de rotación del difusor.

6 SIMULACIÓN DEL DIFUSOR

Vamos a ver a continuación cual es la respuesta del difusor ante distintas perturbaciones.

Para la simulación se ha utilizado un número de etapas igual a 20.

En primer lugar se han ajustado los parámetros del modelo para que las respuestas se ajusten a la realidad.

Con esto se simula el proceso y se realiza un análisis comparativo de los resultados obtenidos mediante la simulación y los datos reales de los que se dispone, en lo que a flujos máscicos y concentraciones se refiere.

Los valores para el jugo de extracción que se obtiene a la salida del difusor son:

| Jugo salida | | |
|----------------------|----------------------|-------------------|
| Sustancia | % en peso simulación | % en peso teórico |
| Azúcar | 13.65 | 13.86 |
| No-azúcares solubles | 1.77 | 1.77 |
| Sustancia seca total | 15.42 | 15.64 |
| Contenido en agua | 84.35 | 84.56 |
| Masa salida | 91.53 | 91.61 |

Tabla 1

Mientras que los valores para la pulpa agotada que sale del difusor son:

| Jugo salida | | |
|----------------------|----------------------|-------------------|
| Sustancia | % en peso simulación | % en peso teórico |
| Azúcar | 3.85 | 3.55 |
| No-azúcares solubles | 0.70 | 0.69 |
| Marco | 5.60 | 5.60 |
| Sustancia seca total | 10.15 | 9.84 |
| Contenido en agua | 89.84 | 90.16 |
| Masa salida | 60.68 | 60.75 |

Tabla 2

Para ver como evoluciona la concentración de azúcar se muestra a continuación el perfil de concentraciones de azúcar a lo largo del difusor en el jugo y en la coseta:

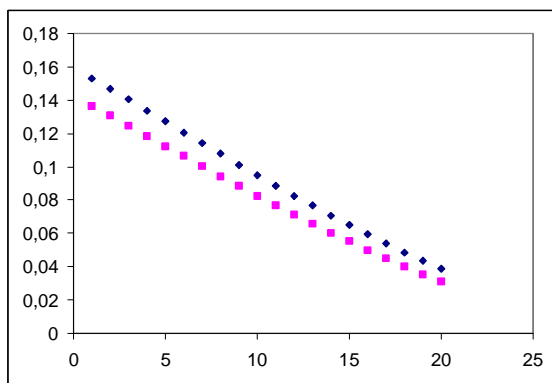


Figura 5

◆ Concentración de azúcar en el jugo en tanto por uno en peso vs. longitud discretizada del difusor.

■ Concentración de azúcar en la coseta en tanto por uno en peso vs. longitud discretizada del difusor.

En la figura 5 se puede observar el típico perfil en el caso de extracción en contracorriente, en el que la diferencia de concentraciones se mantiene mas o menos constante durante toda la extracción disminuyendo ligeramente a medida que la coseta se va empobreciendo en azúcar.

Vamos a ver como afecta a las concentraciones de azúcar en distintos puntos del difusor una variación en el caudal de agua de aportación que está entrando. Se varía el caudal del agua desde 24.20 hasta 32.40 kg/s. Se han representado los puntos de discretización 1, 5, 10, 15 y 20. Por defecto en los experimentos el eje de las x representa el tiempo en h.

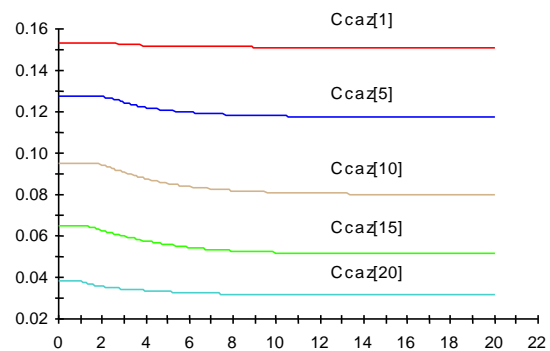


Figura 6

Puede observarse como nada mas producirse el salto la concentración de azúcar en el primer punto disminuye, para el resto de los puntos se produce el cambio con cierto retardo ya que están mas alejados del punto en el que se produjo la perturbación.

Puede observarse también como el modelo de flujo, si representamos la derivada de la concentración con respecto al tiempo.

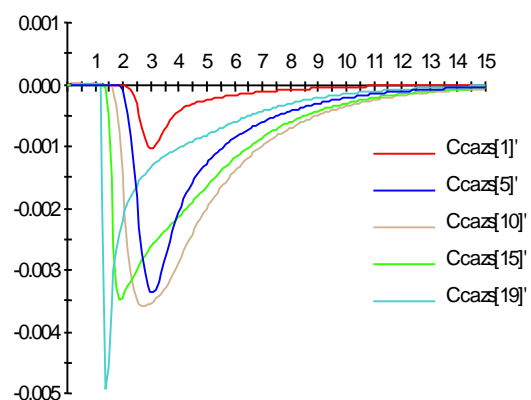


Figura 7

Puede verse como a medida que nos alejamos del punto de perturbación los picos se hacen, más bajos y más simétricos, lo que corresponde con el modelo que se obtiene si conectamos n tanques en serie, a medida que aumentamos el número de tanques ocurre esto mismo.

Veamos que ocurre si por un fallo en el calentador de cosetas esta entran a 15 °C en vez de 69 °C

Se puede observar en figura 8 como la temperatura del jugo va disminuyendo lo largo del difusor al ponerse en contacto con la coseta fría.

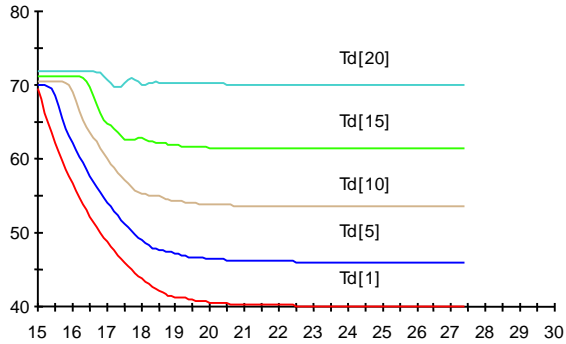


Figura 8

Vemos como al disminuir la temperatura a concentración de azúcar en la coseta aumenta sobretodo en las primeras etapas que es donde la temperatura es mas baja. Los sobrepicos que se producen son debidos a que se da un salto muy brusco en la temperatura, en la realidad estos saltos no se producen de esta forma por lo que la respuesta sería más suave.

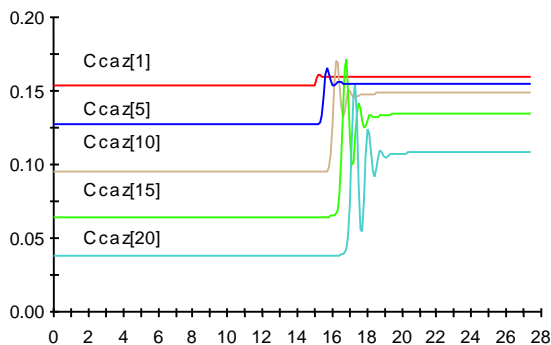


Figura 9

Se puede hacer análisis en tres dimensiones de lo que ocurre, en la figura 10 se muestra la variación en la concentración de azúcar con el tiempo y con la distancia al aumentar la cantidad de agua que entra al difusor.

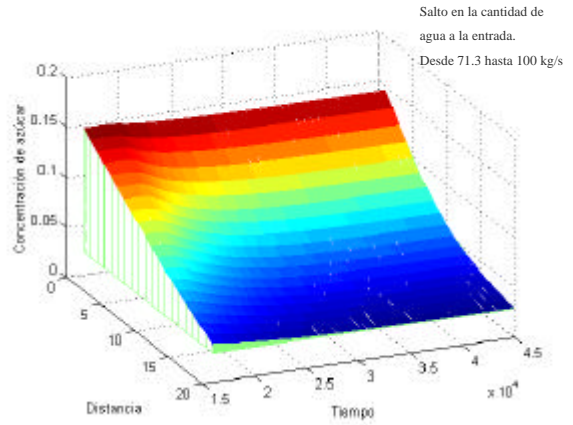


Figura 10

7 PUERTOS Y PROPIEDADES FISICAS

Para el desarrollo de este componentes se han desarrollado una serie de librerías auxiliares de propiedades físicas y de puertos.

Como ejemplo de puertos se muestra aquí el puerto de jugo creado para comunicar la entrada y la salida de jugo del difusor con otros componentes.

PORT f_jugo (SET_OF(Chemical)Mix)

| | | |
|-----------|--------------|------------------------------------------|
| SUM | REAL W | "Flujo másico (Kg/s)" |
| SUM IN | REAL Wi[Mix] | "Flujo másico de cada componente (Kg/s)" |
| EQUAL OUT | REAL C[Mix] | "Concentraciones (%1 en peso)" |
| EQUAL | REAL P | "Presión (bar)" |
| | REAL T | "Temperatura (°C)" |
| EQUAL OUT | REAL H | "Entalpía específica KJ/Kg" |
| SUM IN | REAL f_energ | "Flujo de entalpía (KJ/s)" |
| | REAL Pol | "Polaridad en %1 en peso" |
| | REAL Pureza | "Pureza en %1 en peso" |
| | REAL Brix | "Grados Brix en %100 en peso" |
| | REAL Rho | "Densidad (Kg/m^3)" |
| | REAL F | |
| EQUAL OUT | REAL pH | |

CONTINUOUS

```

1 = SUM (j IN Mix; C[j])
EXPAND(j IN Mix EXCEPT setofElem(Mix,1)) Wi[j] = C[j] * W
W=SUM(j IN Mix;Wi[j])
Pureza = zona(Pol,max((Brix/100),0.01),0)
Pol = C[azucar]
Brix = 100 * (C[azucar]+C[no_azucar])
H = H_jugo(T,Brix,Pureza)
f_energ = W * H
Rho = Den_jugo(T,Brix,Pureza)
W=F*Rho
    
```

END PORT

Las propiedades físicas que se han incluido son:

- Jugo (Conductividad, densidad, viscosidad, presión de vapor, entalpía).
- Cosetas (Entalpía).
- Agua (Viscosidad, densidad, entalpía).

8 EXTENSIÓN

El difusor es la parte central de la sección de difusión, esta sección aunque no se ha descrito en este artículo ha sido modelada en su totalidad.

En la figura siguiente se muestra una imagen de una sección de difusión realizada mediante la conexión gráfica de distintos componentes realizados con EcosimPro.

La conexión gráfica ha sido llevada a cabo con el programa Smartskech que permite unir distintos componentes creados con EcosimPro de manera rápida y genera el código de simulación del conjunto. En la figura 11 se muestra el resultado de la conexión de todos los componentes.

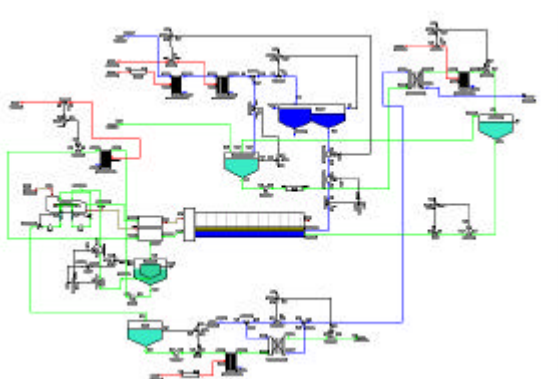


Figura 11

Nomenclatura

| | |
|-------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| C_c | concentración en la coseta en tanto por 1 en peso. |
| C_{cag} | concentración de agua en las cosetas en el interior del elemento diferencial en tanto por 1 en peso. |
| C_{cage} | concentración de agua en las cosetas a la entrada en tanto por 1 en peso. |
| C_{cags} | concentración de agua en las cosetas a la salida en tanto por 1 en peso. |
| C_{caz} | concentración de azúcar en las cosetas en el interior del elemento diferencial en tanto por 1 en peso. |
| C_{caze} | concentración de azúcar en las cosetas a la entrada del elemento en tanto por 1 en peso. |
| C_{cazs} | concentración de azúcar en las cosetas a la salida del elemento en tanto por 1 en peso. |
| C_{cnaz} | concentración de no azúcar en las cosetas en el interior del elemento diferencial en tanto por 1 en peso. |
| C_{cnaze} | concentración de no azúcar en las cosetas a la entrada en tanto por 1 en peso. |
| C_{cnazs} | concentración de no azúcar en las cosetas a la salida en tanto por 1 en peso. |
| C_d | concentración en la disolución en tanto por 1 en peso. |
| C_{dag} | concentración de agua en la disolución en el interior del elemento diferencial en tanto por 1 en peso. |
| C_{dage} | concentración de agua en la disolución a la entrada del elemento en tanto por 1 en peso. |
| C_{dags} | concentración de agua en la disolución a la salida del elemento en tanto por 1 en peso. |
| C_{daz} | concentración de agua en la disolución en el interior del elemento diferencial en tanto por 1 en peso. |
| C_{daze} | concentración de azúcar en la disolución a la entrada del elemento en tanto por 1 en peso. |
| C_{dazs} | concentración de azúcar en la disolución a la salida en tanto por 1 en peso. |
| C_{dnaz} | concentración de no azúcar en la disolución en el interior del elemento diferencial en tanto por 1 en peso. |
| C_{dnaze} | concentración de no azúcar en la disolución a la entrada del elemento en tanto por 1 en peso. |
| C_{dnazs} | concentración de no azúcar en la disolución a la salida del elemento en tanto por 1 en peso. |
| H_c | entalpía específica de la coseta en el interior de cada celda en kJ/kg. |

H_{ce} entalpía específica de la coseta a la entrada de cada celda en kJ/kg.

H_{cs} entalpía específica de la coseta a la salida cada celda en kJ/kg.

H_j entalpía específica del jugo en el interior de cada etapa en kJ/kg.

H_{je} entalpía específica del jugo a la entrada de cada etapa en kJ/kg.

H_{js} entalpía específica del jugo a la salida de cada etapa en kJ/kg.

H_{tc} entalpía que se transfiere del jugo a la coseta como efecto de la diferencia de temperatura kJ/kg.

H_{tm} entalpía que se transfiere desde la coseta al jugo por efecto de la transferencia de materia en kJ/kg.

k_{ag} constante de proporcionalidad, que es adimensional.

k_{az} coeficiente de transferencia de materia para el azúcar en kg/s.

k_{naz} constante de transferencia de materia para el no azúcar en kg/s.

m_{agt} flujo másico de agua que se está transfiriendo de las cosetas al jugo en kg/s.

m_{azt} flujo másico masa de azúcar que se transfiere de las cosetas al jugo en kg/s.

m_c masa de las cosetas en el interior del elemento diferencial kg.

m_{cag} masa de agua en las cosetas en el interior del elemento diferencial kg.

m_{caz} masa de azúcar en las cosetas en el interior del elemento diferencial kg.

m_{cnaz} masa de no azúcar en las cosetas en el interior del elemento diferencial kg.

m_d masa de disolución en el interior del elemento diferencial kg.

m_{dag} masa de agua en la disolución en el interior del elemento diferencial kg.

m_{daz} masa de azúcar en la disolución en el interior del elemento diferencial kg.

m_{dnaz} masa de no azúcar en la disolución en el interior del elemento diferencial kg.

m_t la masa de azúcares o no azúcares que se transfiere en kg.

$W_{agtransf}$ flujo másico de agua que se transfiere dentro del elemento kg/s.

$W_{aztransf}$ flujo másico de azúcar que se transfiere dentro del elemento kg/s.

W_{ce} flujo másico de cosetas que entra al elemento kg/s.

W_{cs} flujo másico de cosetas que sale del elemento kg/s.

W_{de} flujo másico de disolución que entra al elemento kg/s.

W_{ds} flujo másico de disolución que sale del elemento kg/s.

$W_{naztransf}$ flujo másico de no azúcar que se transfiere dentro del elemento kg/s.

Agradecimientos

Este trabajo se enmarca dentro del proyecto “Simulación de factorías azucareras para optimización de proceso y entrenamiento de personal” (FEDER TAP 1FD97-1450) realizado en el Centro de Tecnología Azucarera de la Universidad de Valladolid. Agradecimientos a todas las personas implicadas en el mismo.

Referencias

- [1] Sugar Tecnology. Beet and Cane Sugar Manufacture. P.W. van der Poel, H. Schiweck, T. Schwartz. Ed. Bartens 1998
- [2] Análisis y simulación de procesos David M. Himmelblau, Kenneth B. Bischoff Ed. Reverté S.A. 1986.
- [3] Heat and Mass Transfer Eckert, E. R. G. y Dake, R.M. McGraw Hill 2ª ed 1959
- [3] Manual de energía para fábricas de azúcar Tone Baloh, Enrique Wittwer Ed Bartens, 2ª Edición
- [4] Beet-Sugar Technology R. A. Mc Ginnis Beet Sugar Development Foundation. 3d Edition

