

Estimation of process variables in a steam distillation plant

E.Ramos-Hernández* C.-M. Astorga-Zaragoza*
J. Reyes Reyes* F. Ramírez-Rasgado*
G.-L. Osorio-Gordillo* S.-C. Ruiz-Acosta**

* *Tecnológico Nacional de México / CENIDET, Interior Internado Palmira S/N, Col. Palmira, C.P. 6249, Cuernavaca, Morelos México. m22ce023@cenidet.tecnm.mx*

** *Tecnológico Nacional de México/Instituto Tecnológico de la Zona Olmeca*

Abstract: The online supervision of the process variables in a steam distillation plant is the main objective of this work. For this end, a nonlinear observer is designed based on a mathematical dynamic model of steam distillation. The model has three differential equations, which reproduce the dynamics of the oil mass throughout the three stages of the process: (i) Loss of oil from plant material, (ii) Biphasic (oil-water) layer, (iii) Collected essential oil. The purpose of this work is to estimate the mass flow of oil lost by the plant material and the mass flow in the two-phase layer called the aqueous layer. Both process variables are difficult to measure physically, but it is important to know them because they can have an impact on the performance of the process. However, the mass of oil collected is considered to be an available variable to measure. By taking this consideration into account, a nonlinear Luenberger like observer is designed that takes as available output the mass of oil collected, and from this variable is able to estimate the dynamics of the unavailable variables.

Keywords: Steam distillation, nonlinear systems, nonlinear observer of Luenberger, estimation of state variables.

1. INTRODUCCIÓN

La destilación por arrastre de vapor es un proceso ampliamente utilizado en la industria para la extracción de compuestos volátiles, como aceites esenciales que se denominan esencias, a partir de materiales vegetales (Moreno et al., 2010).

Además de la destilación por arrastre de vapor, existen diversos métodos de separación basados en la destilación, tales como: la destilación fraccionada, destilación continua, destilación por lotes e hidrodestilación por mencionar algunos, en el trabajo de Patil (2023) se discuten cuestiones de diseño y operación de columnas de destilación con el objetivo de maximizar la tasa de producción.

Algunos modelos ampliamente utilizados en la destilación por arrastre de vapor son de carácter fenomenológico, basados en principios físicos y químicos del proceso. Estos modelos son eficaces para describir la cinética de transferencia de masa en procesos de hidrodestilación y destilación por arrastre de vapor (Zerhouni, 2017).

El modelo propuesto por Cerpa et al. (2008), es de carácter fenomenológico y es aplicado a un proceso de destilación por arrastre de vapor, en donde se consideran los fenómenos controlantes del proceso, como la exudación

térmica del aceite, la evaporación del aceite en la capa acuosa, y la difusión del aceite en el vapor desprendido del material vegetal. Las características y particularidades del modelo se abordan en la sección 2.3.

El modelo matemático propuesto por Cerpa et al. (2008), ha sido objeto de estudio desde el punto de vista de control, por el ejemplo Valderrama and Ruiz (2018) propusieron una representación en espacio de estados de dicho modelo la cual se explica más a detalle en la sección 2.4, con la finalidad de plantear y resolver un problema de control óptimo.

Los observadores son sistemas dinámicos basados en el modelo del proceso, con la finalidad de estimar la dinámica del sistema físico, el observador recibe mediciones de las entradas y de las salidas disponibles del sistema, de esa manera es posible realizar la estimación de los estados no medibles de dicho sistema, (Karim et al., 2017). En el trabajo de Ramos et al. (2020) se propone un método basado en la teoría de observadores no lineales de Luenberger, para la solución y mapeo de sistemas autónomos, exitados y sistemas no lineales.

La contribución principal de este trabajo radica en la presentación de un algoritmo destinado a la estimación de las variables no medibles en el proceso de destilación por

arrastre de vapor, las cuales desempeñan un papel crucial en la mejora del rendimiento del proceso. La formulación de este algoritmo se basa en una metodología específica que incorpora el diseño de un observador no lineal de tipo Luenberger extendido. Los detalles relativos al diseño y las propiedades de estabilidad del observador se presentan en detalle en la sección 3.

2. MODELO MATEMÁTICO

El modelo matemático de destilación por arrastre de vapor es propuesto por Cerpa et al. (2008), y la representación en espacio de estados es presentada por Valderama and Ruiz (2018).

2.1 Etapas que considera el modelo

- Exudación térmica de aceite desde los tricomas de la planta.
- Equilibrio vapor-líquido en la interfase.
- Transferencia de masa de aceite en fase vapor.

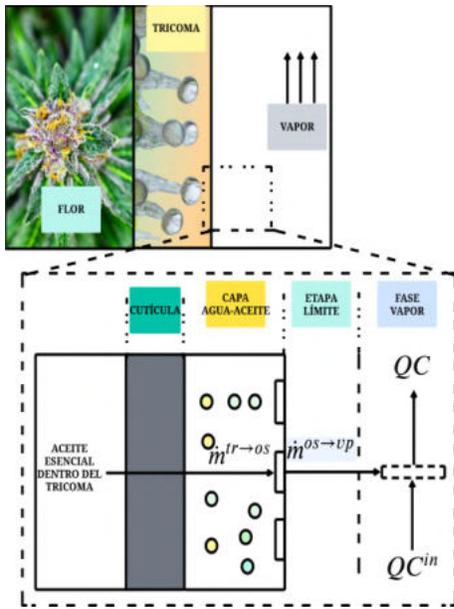


Fig. 1. Ruta de transferencia de aceite del tricoma a la fase de vapor

La Fig. 1, se basa en el proceso propuesto en el artículo de Cerpa et al. (2008), en donde se pueden encontrar más detalles sobre los balances de masa y equilibrios de fase del modelo.

2.2 Consideraciones en las que se basa el modelo

- El sistema tiene una temperatura y una presión constante.
- El lecho poroso formado por las hojas de la planta es estable, no se producen cambios de forma durante el proceso.
- La fase de vapor de agua dentro del recipiente de destilación se considera perfectamente distribuida.

- Todo el aceite dentro del tricoma se extrae durante el proceso.
- El sistema considera cuatro fases (aceite dentro del tricoma, agua condensada, aceite libre fuera del tricoma, fase de vapor).
- El agua condensada y el aceite esencial son completamente inmiscibles.
- La corriente de vapor de agua inicialmente no contiene componentes del aceite.

2.3 Ecuaciones del modelo matemático

Para representar la disminución de la masa total de aceite esencial que contiene el material vegetal, se toma en cuenta la cinética de primer orden Koul et al. (2004), esto debido a la exudación térmica en los tricomas de dicho material, es posible expresar esto mediante la Ec. (1).

$$\frac{d(GW)}{dt} = -k_{tr}GW \quad (1)$$

Otra manera de reescribir de la ecuación (1), para denotar que es un flujo másico, se muestra en la Ec. (2).

$$\dot{m}^{tr \rightarrow os} = -k_{tr}GW \quad (2)$$

donde

\dot{m} : Es el caudal másico de aceite, (g/min)

k_{tr} : Es la constante de velocidad de exudación, (min^{-1})

G : Masa de aceite dentro del tricoma por masa vegetal fresca (g/g), por definición, es un cociente adimensional.

W : Es la masa vegetal fresca, (g)

tr : Tricomas

os : Capa acuosa

El flujo másico desde la interfase hasta la fase de vapor está dado por la Ec. (3).

$$\dot{m}^{os \rightarrow vp} = k_g S^{os}(C^* - C) \quad (3)$$

donde

vp = Fase de vapor.

La ecuación que describe el equilibrio vapor-líquido en la interfase está dada por una diferencia de flujos másicos como se muestra en la Ec. (4).

$$\frac{dM^{os}}{dt} = \dot{m}^{tr \rightarrow os} - \dot{m}^{os \rightarrow vp} \quad (4)$$

Sustituyendo las Ecs (2) y (3) en la Ec. (4), se obtiene la Ec. (5).

$$\frac{dM^{os}}{dt} = k_{tr}GW - k_g S^{os}(C^* - C) \quad (5)$$

La masa del aceite en la capa acuosa (agua-aceite) está dada por la Ec. (6).

$$M^{os} = S^{os} h \rho_{eo} \quad (6)$$

De la Ec. (6) es posible despejar el área de transferencia de masa S^{os} en la capa acuosa, obteniendo la Ec. (7).

$$S^{os} = \frac{M^{os}}{h \rho_{eo}} \quad (7)$$

La concentración de masa de aceite de la fase de vapor, está dada por la Ec. (8).

$$C = \frac{k_g M^{os} C^*}{Q h \rho_{eo} + k_g M^{os}} \quad (8)$$

Sustituyendo las Ecs. (7) y (8) en la Ec. (5) es posible obtener la expresión que se muestra la Ec. (9).

$$\frac{dM^{os}}{dt} = k_{tr} G W - \frac{k_g M^{os} C^*}{h \rho_{eo}} \left(1 - \frac{k_g M^{os}}{Q h \rho_{eo} + k_g M^{os}} \right) \quad (9)$$

donde

k_g : Coeficiente de transferencia de masa, (cm/min)
 M^{os} : Masa de aceite en la capa acuosa aceite-agua, (g)
 h : Espesor de las manchas de aceite, (cm)
 ρ_{eo} : Densidad del líquido del aceite esencial, (g/cm³)
 C^* : Concentración de masa del vapor de aceite esencial en la interfase, (g/cm³)

Para describir la transferencia de masa de aceite a la fase de vapor, se propone la Ec. (10)

$$\frac{dM^{sd}}{dt} = Q C \quad (10)$$

Si se toma en cuenta la expresión que describe la concentración de masa de aceite de la fase de vapor C , es posible reescribir la Ec. (10), como se muestra en la Ec. (11)

$$\frac{dM^{sd}}{dt} = \frac{k_g Q C^* M^{os}}{(Q h \rho_{eo} + k_g M^{os})} \quad (11)$$

donde:

M^{sd} : Masa del aceite esencial recolectado, (g)
 Q : Flujo volumétrico de vapor, (cm³/min)

2.4 Representación en ecuaciones de estado

Los estados del sistema de destilación por arrastre de vapor Σ_{DAV} son: GW , M^{os} y M^{sd} , por tanto, el vector de estados del sistema tiene la forma expresada en la Ec. (12).

$$x = [x_1 \ x_2 \ x_3]^T = [GW \ M^{os} \ M^{sd}]^T \quad (12)$$

La entrada o excitación del sistema es el flujo volumétrico de vapor Q , por lo tanto $u = Q$ el cual toma diferentes valores a lo largo del tiempo como se indica en la Ec. (13).

$$u = \begin{cases} Q = 25000, 0 \leq t < 15 \\ Q = \zeta_1(t), 15 \leq t < 25 \\ Q = 10000, 25 \leq t < 35 \\ Q = \zeta_2(t), 35 \leq t < 45 \\ Q = 15000, 45 \leq t < 55 \\ Q = \zeta_3(t), 55 \leq t < 65 \\ Q = 25000, 65 \leq t \leq 100 \end{cases} \quad (13)$$

donde:

$$\begin{aligned} \zeta_1(t) &= -7500 \text{ sen}(0.1\pi(t-20)) + 17500 \\ \zeta_2(t) &= 2500 \text{ sen}(0.1\pi(t-40)) + 12500 \\ \zeta_3(t) &= 5000 \text{ sen}(0.1\pi(t-60)) + 20000 \end{aligned}$$

Debido a la elección de las variables de estado y la entrada, es posible representar el sistema de ecuaciones que describe la dinámica de la destilación por arrastre de vapor tal y como se muestra en la Ec. (14).

$$\Sigma_{DAV} = \begin{cases} \dot{x}_1 = -k_{tr} x_1 \\ \dot{x}_2 = k_{tr} x_1 - \frac{k_g C^* x_2}{h \rho_{eo}} + \frac{k_g^2 C^* x_2^2}{u h^2 \rho_{eo}^2 + k_g h \rho_{eo} x_2} \\ \dot{x}_3 = \frac{k_g u C^* x_2}{(u h \rho_{eo} + k_g x_2)} \end{cases} \quad (14)$$

La variable k_g es dependiente de la entrada del sistema u como aparece en la Ec. (15), en esta parte del modelo se tiene una excitación de tipo polinomial.

$$k_g(u) = K_A u - K_B \quad (15)$$

donde K_A y K_B , son valores constantes.

Es posible denotar el sistema de destilación por arrastre de vapor Σ_{DAV} , como una función que depende de los estados y la entrada como se indica la parte dinámica del sistema en la Ec. (16).

$$\Sigma_{DAV} = \begin{cases} \dot{x} = f(x, u) \\ y = Cx \end{cases} \quad (16)$$

donde

$$C = [0 \ 0 \ 1]$$

La configuración de la matriz de salida C es debido a la consideración de que la variable disponible de medir es la masa de aceite recolectado, véase en la Ec. (17).

$$y = Cx = x_3 \quad (17)$$

2.5 Verificación de la observabilidad del sistema

La observabilidad es una propiedad que está fuertemente asociada a la salida de un sistema y a la matriz que contiene su dinámica, tal y como se muestra en la Ec. (18).

$$O = [C \ CA \ CA^2]^T \quad (18)$$

La matriz A para el caso del modelo de arrastre de vapor se calcula mediante la Ec. (19), además es posible notar que dentro de la dinámica de la matriz $A(x, u)$ se tienen no linealidades como por ejemplo los términos $a_{22}(x, u)$ y $a_{32}(x, u)$, donde la entrada u se multiplica por $k_g(u)$ la cual contiene implícitamente a u , por tanto, provoca que finalmente se tenga una u^2 considerada como una no linealidad en el sistema.

$$A(x, u) = \frac{\partial f(x, u)}{\partial x} = \begin{bmatrix} -k_{tr} & 0 & 0 \\ k_{tr} & a_{22}(x, u) & 0 \\ 0 & a_{32}(x, u) & 0 \end{bmatrix} \quad (19)$$

donde

$$a_{22}(x, u) = -\frac{k_g(u)C^*}{h\rho_{eo}} + \frac{2k_g^2(u)C^*x_2}{uh^2\rho_{eo}^2 + k_g(u)h\rho_{eo}x_2} - \frac{k_g^3(u)C^*h\rho_{eo}x_2^2}{(uh^2\rho_{eo}^2 + k_g(u)h\rho_{eo}x_2)^2}$$

$$a_{32}(x, u) = \frac{k_g(u)uC^*}{uh\rho_{eo} + k_g(u)x_2} - \frac{k_g^2(u)uC^*x_2}{(uh\rho_{eo} + k_g(u)x_2)^2}$$

En la tabla 1, se muestran las condiciones que se emplean para conocer el valor numérico de A .

Tabla 1. Condiciones iniciales y paramétricas

Símbolo	Valor	Unidades
k_{tr}	0.0720	$[\text{min}^{-1}]$
W	2175	$[\text{g}]$
C^*	0.0010	$[\text{g}/\text{cm}^3]$
h	0.0115	$[\text{cms}]$
$u(0)$	25000	$[\text{cm}^3/\text{min}]$
ρ_{eo}	1.0000	$[\text{cm}/\text{min}]$
x_1	152.2500	$[\text{g}/\text{g}]$
x_2	0.0000	$[\text{g}]$
x_3	0.0000	$[\text{g}]$
k_g	8.1820	$[\text{cm}^3/\text{min}]$
K_A	4.7×10^{-3}	$[-]$
K_B	3.5670	$[-]$

Los valores de la matriz A se muestran en la Ec. (20)

$$A = \begin{bmatrix} -0.0720 & 0 & 0 \\ 0.0720 & -0.7115 & 0 \\ 0 & 0.7115 & 0 \end{bmatrix} \quad (20)$$

Considerando la estructura de la matriz C y la matriz A , es posible calcular el determinante de la matriz de observabilidad O , tal y como se indica en la Ec. (21).

$$\det(O) \neq 0 \quad (21)$$

$$\text{rank}(O) = 3. \quad (22)$$

La Ec. (22) permite deducir que el sistema cumple con la condición de observabilidad, y se puede diseñar un observador para la estimación de estados del sistema de destilación por arrastre de vapor.

3. DISEÑO DEL OBSERVADOR

Para la estimación de los estados no medibles del sistema se propone el observador no lineal mostrado en la Ec. (23).

$$O_{bs} = \begin{cases} \dot{\hat{x}} & = f(\hat{x}, u) + L(y - \hat{y}), \\ \hat{y} & = C\hat{x} \end{cases} \quad (23)$$

donde

\hat{x} es el vector de estados estimados del sistema, como se muestra en la Ec. (24).

$$\hat{x} = [\hat{x}_1 \ \hat{x}_2 \ \hat{x}_3]^T \quad (24)$$

L es el vector de ganancias del observador que se definirá más adelante.

Con lo anterior es posible proponer el siguiente Teorema.

Teorema 1 Considerando que el sistema mostrado en la ecuación (16) satisface las consideraciones de diseño (i)-(vii) junto con el observador mostrado en la ecuación (23). Entonces, existe una matriz simétrica positiva definida $P = P^T$ y una matriz S de dimensiones apropiadas, tal que la siguiente LMI se satisfaga,

$$\begin{bmatrix} -C^T S^T - SC + \delta\gamma^2 I_n & P^T \\ P & -\delta I_n \end{bmatrix} \leq 0 \quad (25)$$

donde I_n es una matriz identidad de 3×3 y la ganancia del observador es:

$$L = P^{-1}S \quad (26)$$

Con esto, se asegura que el error de estimación dado por $e = x - \hat{x}$ convergerá exponencialmente a cero cuando t tienda a infinito.

3.1 Demostración del Teorema 1

En esta sección se demostrará que el error de estimación convergerá a cero. Tomando en cuenta la parte dinámica del sistema y el observador, tal y como se muestra en las Ecs. (27) y (28).

$$\dot{x} = f(x, u) \quad (27)$$

$$\dot{\hat{x}} = f(\hat{x}, u) + L(Cx - C\hat{x}) \quad (28)$$

Es posible realizar el desglose de la dinámica del error de estimación, como se muestra en las Ecs. (29)-(32).

$$\dot{e} = \dot{x} - \dot{\hat{x}} \quad (29)$$

$$\dot{e} = f(x, u) - [f(\hat{x}, u) + L(Cx - C\hat{x})] \quad (30)$$

$$\tilde{f} = f(x, u) - f(\hat{x}, u) \quad (31)$$

$$\dot{e} = \tilde{f} - LCe \quad (32)$$

Proponiendo la siguiente función candidata de Lyapunov:

$$V(e) = e^T P e \quad (33)$$

donde

$$P > 0, P = P^T \quad (34)$$

La derivada de la función candidata de Lyapunov se expresa en la Ec. (35).

$$\dot{V}(e) = \dot{e}^T P e + e^T P \dot{e} \quad (35)$$

Sustituyendo la Ec. (32) en la Ec. (35), se obtienen para la derivada de la función de Lyapunov las Ecs. (36)-(38).

$$\dot{V}(e) = (\tilde{f} - LCe)^T P e + e^T P (\tilde{f} - LCe) \quad (36)$$

$$\dot{V}(e) = \tilde{f}^T P e - e^T C^T L^T P e + e^T P \tilde{f} - e^T P L C e \quad (37)$$

$$\dot{V}(e) = e^T (-C^T L^T P - P L C) e + e^T P \tilde{f} + \tilde{f}^T P e \quad (38)$$

Para cumplir con la condición de la derivada de la función de Lyapunov, puede hacerse uso de la condición de Lipschitz para los sistemas no lineales, tal y como se señala en la Ec. (39) (Besançon, 2007). Con dicha condición se agrega una cota a la derivada de la función de Lyapunov indicada anteriormente en la Ec. (38).

$$\|f(x, u) - f(\hat{x}, u)\|_2^2 \leq \gamma^2 \|x - \hat{x}\|_2^2 \quad (39)$$

donde γ es la constante de Lipschitz. Esta condición se aplica para poder mejorar la estabilidad del observador, debido a las no linealidades del sistema.

El desglose de la Ec. (39), se muestra en las Ecs. (40)-(43).

$$\|\tilde{f}\|_2^2 \leq \gamma^2 \|e\|_2^2 \quad (40)$$

$$\tilde{f}^T \tilde{f} \leq \gamma^2 e^T e \quad (41)$$

$$0 \leq \gamma^2 e^T e - \tilde{f}^T \tilde{f} \quad (42)$$

$$\gamma^2 e^T e - \tilde{f}^T \tilde{f} \geq 0 \quad (43)$$

La Ec. (43) se cumple para cualquier escalar $\delta > 0$, que sirve como un grado de libertad para el ajuste de la estabilidad del observador (Trinh and Fernando, 2011). Por tanto, la Ec. (43) cambia a la forma indicada en la Ec. (44).

$$\delta \gamma^2 e^T e - \delta \tilde{f}^T \tilde{f} \geq 0 \quad (44)$$

Si se agrega la cota de la Ec. (44) a la Ec. (38), se obtiene la Ec. (45).

$$\dot{V}(e) \leq \dot{e}^T (-C^T L^T P - P L C) e + e^T P \tilde{f} + \tilde{f}^T P e + \delta \gamma^2 e^T e - \delta \tilde{f}^T \tilde{f} \quad (45)$$

La desigualdad indicada en la Ec. (45) se puede reescribir de forma matricial como se muestra en la Ec. (46)

$$\dot{V}(e) \leq [e^T \quad \tilde{f}^T] \begin{bmatrix} -C^T L^T P - P L C + \delta \gamma^2 I_n & P^T \\ P & -\delta I_n \end{bmatrix} \begin{bmatrix} e \\ \tilde{f} \end{bmatrix} \quad (46)$$

De la Ec. (46) es posible notar la existencia de bilinealidades tales como $L^T P$ y PL , debido a que las matrices P y L son desconocidas. Para ello es importante realizar el arreglo matemático $S = PL$, de esta manera se simplifica la solución de la LMI, para encontrar una sola variable desconocida. Esto puede reescribirse como se muestra en la Ec. (47).

$$\dot{V}(e) \leq [e^T \quad \tilde{f}^T] \Lambda \begin{bmatrix} e \\ \tilde{f} \end{bmatrix} \quad (47)$$

donde:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -C^T S^T - S C + \delta \gamma^2 I_n & P^T \\ P & -\delta I_n \end{bmatrix} \quad (48)$$

Por lo tanto, al asegurar que la matriz Λ tenga valores propios negativos, el error de estimación convergerá a cero. ■

4. RESULTADOS DE SIMULACIÓN

La ganancia del observador se obtiene resolviendo la LMI presentada en el Teorema 1 con el Toolbox YALMIP para MATLAB (Löfberg, 2004), con la cual se obtienen las matrices mostradas en las Ecs. (49), (50) y (51).

$$S = \begin{bmatrix} 0.0031 \\ 0.0008 \\ 1.7269 \end{bmatrix} \quad (49)$$

$$P = \begin{bmatrix} 0.0005 & -0.0017 & -0.0010 \\ -0.0017 & 0.00691 & -0.0002 \\ -0.0010 & -0.0002 & 0.2290 \end{bmatrix} \quad (50)$$

$$L = \begin{bmatrix} 100 \\ 25 \\ 8 \end{bmatrix} \quad (51)$$

En la Tabla 2, se presentan los valores numéricos de los parámetros, y las condiciones iniciales del observador para fines de simulación.

Tabla 2. Condiciones iniciales y paramétricas

Símbolo	Valor	Unidades
$\hat{x}_1(0)$	200.000	[g/g]
$\hat{x}_2(0)$	20.000	[g]
$\hat{x}_3(0)$	0.000	[g]
γ	1.423	[-]
δ	0.010	[-]

La figura 2 presenta una simulación numérica del modelo de destilación por arrastre de vapor. La dinámica en color cian muestra el flujo desde el tricoma hasta la capa acuosa, decreciendo exponencialmente. La dinámica en color magenta representa el flujo en la capa acuosa: inicialmente, el aceite del tricoma se transfiere, pero con el tiempo, se evapora, resultando en una tendencia creciente seguida de un decrecimiento. La dinámica en color verde ilustra el flujo de aceite recolectado, comportándose como un sistema de primer orden que crece y luego se estabiliza al recolectar todo el aceite. La figura 2 también muestra la convergencia del observador diseñado, que estima las variables no medibles a partir de la medición del estado x_3 la masa de aceite recolectado.

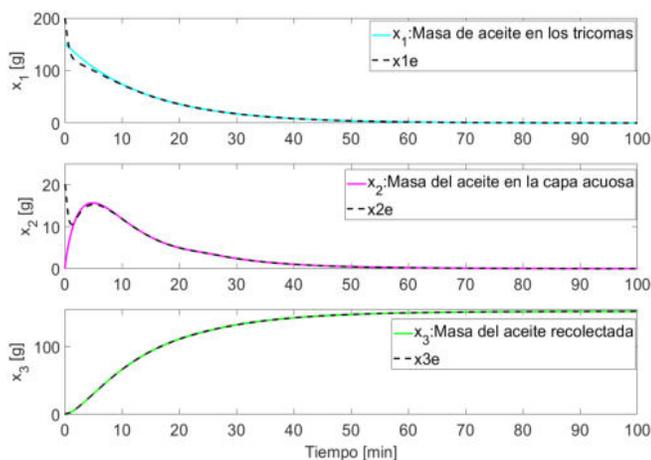


Fig. 2. Estados del sistema no lineal vs estados estimados

5. CONCLUSIÓN

Se llevó a cabo una metodología basada en el modelo matemático de un proceso de destilación por arrastre de vapor para estimar dos variables cruciales pero no medibles del proceso (el flujo másico del aceite que sale del material vegetal y el flujo másico de aceite en la capa acuosa). La obtención de las lecturas en línea de estas variables críticas es importante para evitar tomar muestras de laboratorio en momentos específicos, lo cual podría introducir retrasos significativos en el proceso. La estimación de estas variables se logra mediante el diseño de un observador no lineal de tipo Luenberger extendido, que aprovecha la variable medible x_3 , correspondiente a la masa del aceite recolectado. Para asegurar la estabilidad del observador, se aplicó la metodología de Lyapunov y se incluyó una condición de los sistemas no lineales Lipschitz debido a las no linealidades inherentes en las ecuaciones del modelo. Al introducir un grado de libertad δ basado en esta condición, se favorece a la estabilidad del observador, es por ello que el observador propuesto es capaz de estimar de manera favorable las variables que son difíciles de medir físicamente en el proceso.

6. AGRADECIMIENTOS

Este trabajo se ha desarrollado en el marco de la red internacional "Red internacional de control y cómputo aplicados" apoyada por el TecNM.

REFERENCIAS

- Besançon, G. (2007). *Nonlinear observers and applications*, volume 363. Springer.
- Cerpa, M.G., Mato, R.B., and José Cocero, M. (2008). Modeling steam distillation of essential oils: application to lavandin super oil. *AIChE Journal*, 54(4), 909–917.
- Karim, B., Jalal, S., and Abdellatif, E.A. (2017). Fuzzy observer design for a class of takagi-sugeno descriptor systems subject to unknown inputs. *IEEE Conference on Control Applications*.
- Koul, V., Gandotra, B., Koul, S., Ghosh, S., Tikoo, C., and Gupta, A. (2004). Steam distillation of lemon grass (cymbopogon spp.). *Indian Journal of Chemical Technology*, 11.
- Löfberg, J. (2004). Yalmip : A toolbox for modeling and optimization in matlab. In *In Proceedings of the CACSD Conference*. Taipei, Taiwan.
- Moreno, J., López, G., and Jara, R.S. (2010). Modelación y optimización del proceso de extracción de aceite esencial de eucalipto (eucalyptus globulus). *Scientia Agropecuaria*, 1(2), 147–154.
- Patil, K. (2023). Distillation operations: Methods, operational and design issues. *Chemical Engineering and Industrial Chemistry*.
- Ramos, L.d.C., Di Meglio, F., Morgenthaler, V., da Silva, L.F.F., and Bernard, P. (2020). Numerical design of Luenberger observers for nonlinear systems. In *2020 59th IEEE Conference on Decision and Control (CDC)*, 5435–5442. IEEE.
- Trinh, H. and Fernando, T. (2011). *Functional observers for dynamical systems*, volume 420. Springer Science & Business Media.
- Valderrama, F. and Ruiz, F. (2018). An optimal control approach to steam distillation of essential oils from aromatic plants. *Computers & Chemical Engineering*, 117, 25–31.
- Zerhouni, A.R. (2017). *Modélisation du transfert de matière lors de l'extraction de l'huile essentielle et des polyphénols du Laurus Nobilis L. par hydrodistillation*. Ph.D. thesis.