



**UNIVERSIDAD NACIONAL
“PEDRO RUIZ GALLO”
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“SIMULACIÓN VÍA MATLAB DE UN SISTEMA DE
EVAPORACIÓN POR MÚLTIPLE EFECTO UTILIZADO EN LA
INDUSTRIA AZUCARERA EN RÉGIMEN TRANSITORIO”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO(a) QUÍMICO(a)**

AUTORES:

**Bachiller: FANNY JAQUELINE BURGA BARBOZA
Bachiller: JOSÉ HELÍ VALLEJOS CORONADO**

ASESOR:

M.sc. Segundo Alberto Vásquez Llanos

CO ASESOR:

Dr. Felix Martin Carbajal Gamarra

**Lambayeque
2020**

**“SIMULACIÓN VÍA MATLAB DE UN SISTEMA DE
EVAPORACIÓN POR MÚLTIPLE EFECTO UTILIZADO EN LA
INDUSTRIA AZUCARERA EN RÉGIMEN TRANSITORIO”**

**TESIS
PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO (a) QUÍMICO (a)**

Bach. Fanny Jaqueline Burga Barboza

Bach. José Helí Vallejos Coronado

APROBADO POR:

Dr. José Luis Venegas Kemper


.....
JURADO PRESIDENTE

M.Sc. Juan Carlos Diaz Visitacion


.....
JURADO SECRETARIO

M.Sc. Manuel Antonio Diaz Paredes


.....
JURADO VOCAL

M.Sc. Segundo Alberto Vásquez Llanos


.....
ASESOR

Dr. Felix Martín Carbajal Gamarra


.....
CO ASESOR

DEDICATORIA

A Dios, por habernos dado la vida y permitirnos el haber llegado hasta este momento tan importante de nuestra formación profesional.

A mis padres Jaime Burga y Rosa Barboza quienes fueron un gran apoyo y mi mayor inspiración gracias por inculcar en mí el ejemplo de esfuerzo y valentía permitiéndome llegar a cumplir una meta más. Me siento muy orgullosa de tenerlos en mi vida, los amo.

Quiero expresar un profundo agradecimiento a quienes fueron la inspiración para lograr esta meta, mis padres, Héctor Vallejos Martínez por sus consejos y orientación que siempre me ha otorgado, a mi querida mamá Magdalena Coronado Montesa por toda una vida de sacrificio y esfuerzo constante para educarme. Quiero que sientan que el objetivo logrado también es de ustedes y esta es una forma de agradecer todo el apoyo que me han brindado, a mis hermanos Wilder, Ander y Luzdelia con quienes compartimos tristezas y alegrías, éxitos y fracasos por todo el cariño y detalles que me han brindado.

AGRADECIMIENTO

Damos gracias a nuestros padres, por su amor, trabajo y sacrificio en todos estos años, gracias a ustedes hemos logrado llegar hasta aquí y convertirnos en profesionales.

A nuestro asesor M.S.c. Segundo Alberto Vásquez Llanos por guiarnos en esta investigación con sus conocimientos, enseñanzas y colaboración permitió el desarrollo de este trabajo.

Dr. Félix Martín Carbajal Gamarra, por su valiosa guía y asesoramiento a la realización de la misma.

ÍNDICE

LISTADO DE FIGURAS	I
LISTADO DE TABLAS.....	II
RESUMEN.....	1
ABSTRACT.....	2
I. INTRODUCCIÓN	4
II. MARCO TEÓRICO.....	7
2.1. Antecedente de la investigación.....	7
2.2. Base Teórica.....	9
2.2.1. Evaporación	9
2.2.1.1. Variables que afectan la evaporación	9
2.2.1.1.1. La concentración	9
2.2.1.1.2. Solubilidad.....	10
2.2.1.1.3. Elevación del punto de ebullición	10
2.2.1.1.4. Presión y temperatura	13
2.2.1.2. Tipos de evaporadores.....	14
2.2.1.2.1. Evaporadores Robert	15
2.2.1.2.2. Evaporadores Kestner.....	15
2.2.1.2.3. Evaporadores tubulares de película descendente	16
2.2.1.2.4. Evaporadores de placas de película ascendente	17
2.2.1.2.5. Evaporadores de placas de película descendente	18
2.2.1.2.6. Evaporadores de múltiple efecto	19
2.2.1.3. Métodos de alimentación de en Evaporadores Múltiple efecto	20
2.2.1.3.1. Evaporadores de efecto múltiple con alimentación hacia adelante	20
2.2.1.3.2. Evaporadores de efecto múltiple con alimentación en retroceso	21

2.2.1.3.3.	Evaporadores de efecto múltiple con alimentación mixta.....	22
2.2.1.3.4.	Evaporadores de efecto múltiple con alimentación en paralelo	23
2.2.1.4.	Modelamiento y simulación de procesos industriales.....	23
2.2.1.4.1.	Modelado Matemático.....	23
2.2.1.4.2.	Solución numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias	24
2.2.1.4.3.	Modelamiento matemático de evaporadores	24
2.2.1.4.4.	Simulación de Procesos Industriales	25
2.2.1.4.5.	Simulación dinámica de procesos industriales	25
2.2.1.5.	Herramienta computacional Matlab®	26
2.2.1.5.1.	Matlab®.....	26
2.2.1.5.2.	Aspectos básicos del lenguaje Matlab	27
2.2.1.5.3.	Integración numérica de ecuaciones diferenciales en Matlab	27
III.	MARCO METODOLOGICO.....	29
3.1.	Propiedades físicas del jugo de caña.....	29
3.1.1.	Densidad del jugo del jugo de caña (PL)	29
3.1.2.	Calor específico del jugo de caña (Cp)	30
3.1.3.	Elevación del punto de ebullición (EPE)	30
3.2.	Modelado y simulación del sistema de evaporación múltiple efecto.	32
3.2.1.	Descripción del sistema de evaporación en estudio.....	32
3.2.2.	Desarrollo del modelo matemático.	35
3.2.2.1.	Estudios de simulación.....	40
3.2.2.2.	Técnicas de solución	41
3.2.3.	Simulación en estado estacionario.	41
3.2.4.	Simulación dinámica.....	42
IV.	RESULTADOS Y DISCUSION	44

V.	CONCLUSIONES	66
VI.	RECOMENDACIONES.....	69
VII.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	71
VIII.	ANEXOS	76

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Elevación del punto de ebullición de soluciones puras de sacarosa según Splenger. Recuperado de Rein, P. (2012).	12
Figura 2. Selección de evaporadores. Recuperado de Coulson, y Richardson. (2005).....	14
Figura 3. Evaporador tipo calandria. Recuperado de Golder, et al. (2013).	15
Figura 4. Evaporador tipo kestner y separador. Recuperado de Rein, P. (2012).	16
Figura 5. Evaporador de película descendente. Recuperado de Golder, et al. (2013).	17
Figura 6. Evaporador de placas. Recuperado de http://www.bertuzzi.it/Evaporators	18
Figura 7. Evaporador de placas de película descendente. Recuperado de Rein, P. (2012).....	19
Figura 8. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, et al. (2007).....	20
Figura 9. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, et al. (2007).....	21
Figura 10. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, et al. (2007).....	22
Figura 11. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, et al. (2007).....	22
Figura 12. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, et al. (2007).....	23
Figura 13. Clasificación de los modelos matemáticos. Adaptado de Dutta, B. (2017).	24
Figura 14. Comparación de los ámbitos de estado estable y dinámico del modelo.....	26
Figura 15. Diagrama esquemático del evaporador de efectos múltiples. Elaboración propia. .	33
Figura 16. Diagrama de bloques con las variables utilizadas para el iº efecto. Elaboración propia.....	34
Figura 17. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando el caudal de alimentación. Elaboración propia	47
Figura 18. Respuesta de la temperatura del 1er efecto perturbando el caudal de alimentación. Elaboración propia.	48
Figura 19. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando el caudal de alimentación. Elaboración propia.	49
Figura 20. Respuesta de la temperatura de vapor del 5to efecto perturbando el caudal de alimentación. Elaboración propia.....	50
Figura 21. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.....	51
Figura 22. Respuesta de la temperatura de vapor del 1er efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.....	52

Figura 23. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.....	53
Figura 24. Respuesta de la temperatura de vapor del 5to efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.....	54
Figura 25. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando la temperatura del vapor de escape. Elaboración propia.....	55
Figura 26. Respuesta de la temperatura de vapor del 1er efecto perturbando la temperatura del vapor de escape. Elaboración propia.....	56
Figura 27. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la temperatura del vapor de escape. Elaboración propia.....	57
Figura 28. Respuesta de la temperatura de vapor del 5to efecto perturbando la temperatura de vapor de escape. Elaboración propia.....	58
Figura 29. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando la temperatura de alimentación del jugo. Elaboración propia.....	59
Figura 30. Respuesta de la temperatura de vapor del 1er efecto perturbando la temperatura de alimentación de jugo. Elaboración propia.....	60
Figura 31. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la temperatura de alimentación del jugo. Elaboración propia.....	61
Figura 32. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la temperatura de alimentación del jugo. Elaboración propia.....	62
Figura 33. Efectos de la perturbación sobre la concentración del I y V efecto. Elaboración propia.....	63
Figura 34. Efectos de la perturbación sobre la Temperatura del I y V efecto. Elaboración propia.	64

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Elevación del punto de ebullición de soluciones de azúcar y de jugo de caña a una presión de 760 mmHg.	11
Tabla 2. Porcentaje de sacarosa invertida por hora.	13
Tabla 3. Propiedades físicas del jugo de caña y vapor.	31
Tabla 4. Parámetros operacionales.	40
Tabla 5. Características de diseño de los efectos.	40
Tabla 6. Solución en estado estacionario del sistema de evaporación de quintuple efecto.	44
Tabla 7. Validación del programa de simulación.	45
Tabla 8. Efecto de la perturbación sobre la concentración (X_i).....	63
Tabla 9. Efecto de la perturbación sobre la temperatura (T_i).....	64

RESUMEN

La evaporación en la industria azucarera es una operación unitaria que juega un rol importante en el proceso de cristalización del azúcar y economía térmica. Simular vía Matlab un sistema de evaporación múltiple efecto utilizado en la industria azucarera en régimen transitorio, fue el objetivo principal para el desarrollo del presente trabajo de tesis como una manera de mejorar la interpretación del sistema evaporador a diferentes condiciones operativas. Ante la carencia de trabajos disponibles sobre el comportamiento dinámico de sistemas de evaporación múltiple efecto, se desarrolló un modelo matemático basados en los balances de materia y energía para la simulación estática y dinámica del sistema en estudio. El modelo que consiste en un conjunto de ecuaciones diferenciales y algebraicas se resolvió numéricamente utilizando los solucionadores “fsolve” y “ode45” en el código fuente Matlab para el estado estable y dinámico respectivamente. El modelo estático propuesto fue validado mediante el error relativo porcentual entre los datos tomados del sistema en estudio con los resultados obtenidos de la simulación en las variables temperatura y concentración, encontrándose un error máximo del 4% en la variable temperatura lo cual comprueba el grado de similitud y la validación correcta del simulador desarrollado. El estudio transitorio, muestra que el tiempo de respuesta al cambio de temperatura es mucho menor que el cambio de concentración, además la condición de estado estable para el primer efecto se logra a un ritmo más rápido que el quinto efecto. Según los resultados del régimen transitorio se llega a la conclusión que la variable más sensible a las perturbaciones de entrada (caudal, concentración, temperatura de alimentación de jugo y temperatura del vapor de escape) es la concentración en el último efecto y la perturbación que más afecta a las variables estudiadas es la concentración de alimentación seguido de la temperatura de vapor.

Palabras claves: Modelado matemático, simulación dinámica, evaporación.

ABSTRACT

Evaporation in the sugar industry is a unitary operation that plays an important role in the process of crystallization of sugar and thermal economy. Simulating via Matlab a system of multiple evaporation effect used in the sugar industry in transitory regime, was the main objective for the development of this thesis as a way to improve the interpretation of the evaporator system at different operating conditions. Given the lack of available work on the dynamic behavior of multiple effect evaporation systems, a mathematical model based on the balance of matter and energy was developed for the static and dynamic simulation of the system under study. The model consisting of a set of differential and algebraic equations was solved numerically using the “fsolve” and “ode45” solvers in the Matlab source code for the stable and dynamic state respectively. The proposed static model was validated by means of the relative percentage error between the data taken from the system under study with the results obtained from the simulation in the temperature and concentration variables, finding a maximum error of 4% in the temperature variable which checks the degree of similarity and correct validation of the simulator developed. The transitory study shows that the response time to the change in temperature is much less than the change in concentration, and the steady state condition for the first effect is achieved at a faster rate than the fifth effect. According to the results of the transitional regime, it is concluded that the most sensitive variable to the input disturbances (flow, concentration, juice feed temperature and exhaust steam temperature) is the concentration in the last effect and the disturbance that most It affects the variables studied is the feed concentration followed by the steam temperature.

Keywords: Mathematical modeling, dynamic simulation, evaporation.

CAPÍTULO I

I. INTRODUCCIÓN

La predicción del comportamiento de procesos industriales es un problema complejo y un desafío de la Ingeniería, debido que este es sometido a perturbaciones frecuentes, por lo tanto, es necesario entender los fenómenos dinámicos para interpretar (Rodríguez, 2012). En este contexto, la evaporación en la industria azucarera, es una operación unitaria importante de transferencia de calor que determina ampliamente la eficiencia energética, lo que le convierte en el principal consumidor de vapor (Rein, 2012).

Una amplia gama de modelos matemáticos para evaporadores de efecto múltiple en la industria de procesos, están bien detallados en la literatura, pero la mayoría de ellos son modelos de estado estable y no se dispone de estudios extensos sobre el comportamiento dinámico del sistema de evaporación múltiple efecto (Kumar *et al.*, 2014). Así mismo (Merino *et al.*, 2009), sostiene que el número de herramientas computacionales de simulación para el sector azucarero es muy limitado. Solamente se han localizado dos programas comerciales de simulación orientados a la industria azucarera: SUGARS® y SIMFAD. El inconveniente de ambos es que utilizan modelos estacionarios, por lo que su uso es inapropiado en algunos campos como pueden ser el diseño de controladores o el entrenamiento de operadores de sala de control, análisis de desempeño, cambios en la carga, perturbaciones, los procedimientos arranque y paros de equipos, diagnosticar fallas operacionales en la planta en ejecución, etc.

Se plantea a través de la presente investigación el desarrollo de un programa de simulación dinámica, utilizando matlab® para el proceso de evaporación en la industria azucarera (etapa de gran importancia económica y energética en la producción de azúcar rubia y refinada). Formulando el problema ¿Es posible mejorar la interpretación del proceso de evaporación-múltiple efecto en la industria azucarera en diferentes condiciones de operación utilizando el simulador matlab®?

Siendo el objetivo principal Simular vía matlab® un sistema de evaporación por múltiple efecto utilizado en la industria azucarera en régimen transitorio. Los objetivos específicos fueron analizar la etapa de evaporación de jugo clarificado de caña de azúcar, definir las variables y condiciones de operación para la simulación vía matlab®, desarrollar el modelo matemático para cada una de las variables de operación que intervienen en el proceso de evaporación de múltiple efecto, simular el proceso de evaporación de múltiple efecto en el lenguaje de programación de matlab® en régimen dinámico, comparar los datos obtenidos en la simulación con data proveniente de un proceso real del sistema de evaporación de la industria azucarera, analizar el comportamiento de las variables de operación respecto al tiempo en diversos escenarios de simulación.

La importancia de este trabajo está en desarrollar la simulación dinámica de un sistema de evaporación en la industria azucarera mediante el uso de matlab®, como una opción viable para analizar y evaluar el comportamiento transitorio del sistema de evaporación en estudio. Se justifica este estudio dado que es un aporte práctico que busca llenar vacíos de conocimiento poco conocidos en la industria azucarera, asimismo deberá servir para futuros trabajos que impliquen el uso de la simulación dinámica de procesos industriales. Con la aplicación de esta herramienta resultan beneficiados la empresa azucarera, los ingenieros de planta ya que podrán analizar, evaluar, predecir y tomar acción de manera rápida. El estudio tendrá un impacto positivo dentro de la industria azucarera, como herramienta de la tecnología azucarera.

CAPÍTULO II

II. MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedente de la investigación

Ordoñez *et al* (2012), en su artículo “Modelado de un sistema de evaporación de múltiple efecto para la producción de panela (azúcar no centrifugado)” Colombia; propone optimizar los tiempos de procesamiento y los recursos en la industria de la panela, su metodología empleada consistió en modelar el sistema de evaporación utilizando datos experimentales de un sistema real de evaporación de tres efectos y que permita controlar la concentración de azúcar y el nivel del fluido. Concluyendo que el control de la concentración de azúcar y el nivel del fluido en cada efecto permite obtener un sistema de evaporación de múltiple efecto más eficiente en términos de tiempo de procesamiento y optimización de recursos.

Kumar *et al* (2014), en su artículo titulado “Dynamic simulation of multiple effect evaporators in paper industry using Matlab” India; desarrolló un modelo matemático dinámico para estudiar el comportamiento transitorio de un sistema de evaporación múltiple efecto de retroalimentación para concentrar el licor negro (subproducto generado en el proceso de producción de pasta química en la industria papelera), utilizando los solucionadores 'fsolve' y 'ODE45' en el código fuente de Matlab. Los autores concluyen que con el uso de MATLAB es posible tener un mejor control de un sistema tan complejo. Además, el estudio transitorio muestra que el estado estacionario se alcanza más rápidamente para la temperatura en comparación con la concentración de sólidos y todas las respuestas convergen de manera uniforme.

Luyben (2018), en su artículo “Dynamic simulation of multi-effect evaporators” Estados Unidos; En su trabajo realizó la simulación, Aspen Plus de estado estacionario y exportado a Aspen Dynamics, de un sistema de evaporación (agua – propanodiol) de cuádruple efecto con el objetivo de encontrar el número económico óptimo de efectos y las temperaturas en cada etapa que dan las mismas áreas de transferencia de calor, siendo los elementos dinámicos los cuatro recipientes evaporadores con niveles de líquido y presiones que varían dinámicamente con el tiempo. Llegando a la conclusión de que el

uso de modelos de simulación de Aspen estándar se demuestra para analizar el diseño de estado estacionario y el control dinámico de evaporadores múltiple efecto y que un simple controlador de temperatura con compensación de presión proporciona un control efectivo de las perturbaciones en el rendimiento y la composición de la alimentación.

Gómez (2014), en su tesis “Modelamiento y simulación del sistema de evaporación de jugo clarificado para la etapa de ampliación de molienda de la empresa agroindustrial San Jacinto” Trujillo; tuvo como objetivo el desarrollo de un simulador por computadora para el sistema de evaporación de quintuple efecto. Los modelos matemáticos se obtuvieron a partir de los balances de masa, energía y transferencia de calor, utilizando el software Matlab para resolver el sistema de ecuaciones no lineales mediante el método Newton Raphson, el simulador fue validado comparando los resultados simulados con los valores medidos en la planta. Los autores llegaron a la conclusión que el simulador resultó ser confiable y coherente con la realidad del sistema de evaporación, al tener en todas sus variables de salida un error porcentual menor al 5% y además determinó el arreglo adecuado del tren evaporador, las condiciones operativas de los efectos con los sangrados correspondientes y el mínimo consumo de vapor de escape y de agua industrial que requerirá la fábrica para incrementar la molienda a 4200 TCD.

Ucuñay (2006), en su tesis “Simulación de una planta de evaporación de quintuple efecto” realizado en la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo - Lambayeque; cuyo objetivo fue evaluar el sistema de evaporación de quintuple efecto del ingenio azucarero Tumán, utilizando el software Matlab® v6.1, con el cual desarrolló y programó un modelo matemático, empleando las ecuaciones de balance de materia y energía, las que se resuelven con el uso de métodos numéricos. Llegando a la conclusión que la simulación es un auxiliar para el diseño permitiendo una rápida evaluación y operación del evaporador.

2.2. Base Teórica

2.2.1. Evaporación

La evaporación es una operación unitaria importante de transferencia de calor por la cual una cantidad de sustancia aumenta su concentración por la eliminación parcial de un líquido en dilución, esta determina ampliamente la eficiencia energética que es una consecuencia de la transferencia de calor (Biris, y Bungescu, 2008). El objetivo de esta operación es concentrar el jugo clarificado desde 12-17 °Bx hasta la meladura o jarabe a 65-68 °Bx, lo cual lo convierte en el principal consumidor de vapor. La cantidad de agua evaporada es de aproximadamente del 70-80% del peso de la caña (Batule, 2009; Rein, 2012). Los equipos utilizados para esta operación se conocen como evaporadores, estos pueden ser de un solo efecto o en múltiples efectos (Dhara y Bhagchandani, 2012).

2.2.1.1. Variables que afectan la evaporación

Entre las más importantes que afectan el proceso de evaporación, se encuentran las variables fisicoquímicas del líquido y variables de proceso (Geankoplis, 2006).

2.2.1.1.1. La concentración

La concentración determina dos elementos fundamentales de la transferencia de calor, como la capacidad calorífica y la elevación del punto de ebullición de la solución, al tener un soluto no volátil se requiere una energía adicional para evaporar agua (Franco, 2005).

La alimentación líquida al evaporador es bastante diluida, haciendo que su viscosidad sea baja y opere con coeficientes de transferencia de calor bastante altos. A medida que se verifica la evaporación, la solución se concentra y su viscosidad puede elevarse notablemente, causando una marcada disminución del coeficiente de transferencia de calor. (McCabe *et al.*, 2007).

2.2.1.1.2. Solubilidad

Toda sustancia tiene una solubilidad máxima en agua, para la solución que se está evaporando por lo que se debe tener en cuenta que existe una región de saturación, si se sobrepasa de este límite pasa a la región de sobresaturación donde la precipitación o cristalización es casi inevitable. Esto limitaría la concentración máxima y se tendría la cristalización dentro del evaporador (Geankoplis, 2006).

2.2.1.1.3. Elevación del punto de ebullición

La elevación del punto de ebullición se produce cuando la presión de vapor de las soluciones acuosas es menor que la del disolvente puro a la misma temperatura, siendo el punto de ebullición una propiedad coligativa que depende de la concentración del soluto en la solución (McCabe, *et al.*, 2007). A medida que la concentración de sólidos disueltos se incrementa la temperatura de ebullición del líquido aumenta por encima de la temperatura de vapor saturado a igual presión (Rein, 2012).

En un evaporador múltiple efecto de una fábrica azucarera no es el agua la que hierve sino el jugo. La temperatura de ebullición de una solución azucarera o de un jugo, bajo una presión dada, se eleva con la concentración de esta solución o con el Brix del jugo. Bajo la presión atmosférica el jugo mezclado, por ejemplo, hierve a 100.3 °C y no a 100 °C (Hugot, 1986).

En la tabla 1 se muestra la elevación del punto de ebullición de soluciones de azúcar puras (según Claasen) y de jugo de caña (según Thieme); y en la figura 1 se muestra la elevación del punto de ebullición de soluciones puras de sacarosa según Spengler.

Tabla 1

Elevación del punto de ebullición de soluciones de azúcar y de jugo de caña a una presión de 760 mmHg.

BRIX(%)	PUREZA (%)						
	100.00	90.00	80.00	70.00	60.00	50.00	40.00
10.00	0.10	0.10	0.10	0.10	0.20	0.20	0.20
15.00	0.20	0.20	0.20	0.20	0.30	0.30	0.40
20.00	0.30	0.30	0.30	0.40	0.40	0.50	0.60
25.00	0.40	0.40	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90
30.00	0.60	0.60	0.70	0.80	1.00	1.10	1.20
35.00	0.80	0.80	1.00	1.20	1.03	1.40	1.60
40.00	1.00	1.00	1.30	1.50	1.70	1.90	2.10
45.00	1.40	1.40	1.80	2.00	2.20	2.40	2.70
50.00	1.80	1.80	2.20	2.50	2.80	3.10	3.40
55.00	2.30	2.30	2.80	3.10	3.50	3.90	4.30
60.00	3.00	3.00	3.60	4.00	4.40	4.90	5.40
65.00	3.80	3.80	4.50	4.90	4.50	6.00	6.50
70.00	5.10	5.10	6.00	6.50	7.10	7.70	8.30
75.00	7.00	7.50	8.00	8.60	9.40	10.1	10.8
80.00	9.40	10.0	10.5	11.3	12.3	13.1	14.1
85.00	13.0	13.7	14.1	15.3	16.4	25.3	19.1
90.00	19.6	20.5	21.2	22.4	23.7	-	-
94.00	30.5	-	-	-	-	-	-

Nota: Adaptado del Manual de ingeniería del azúcar de caña, Hugot, E. (1986).

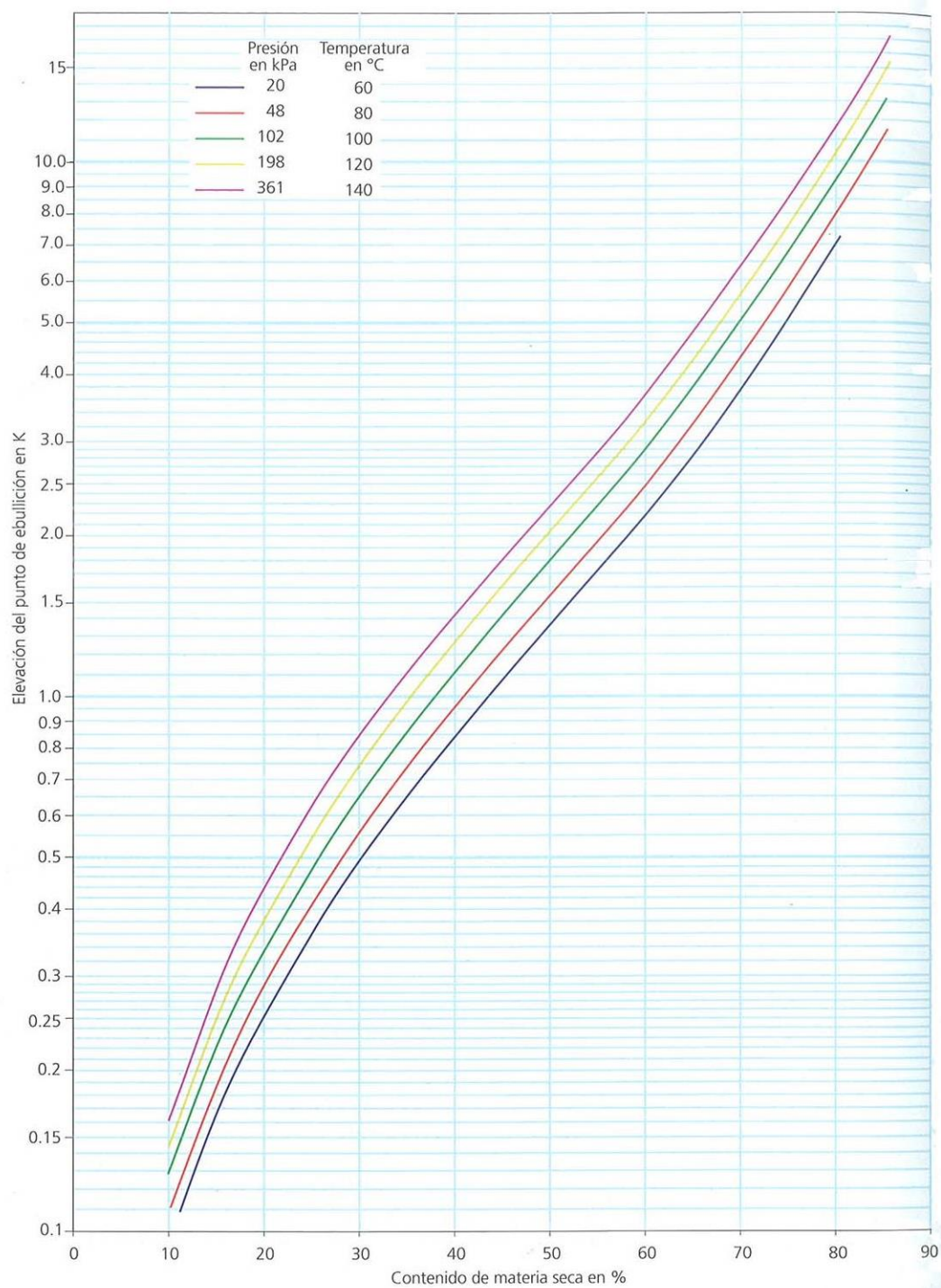


Figura 1. Elevación del punto de ebullición de soluciones puras de sacarosa según Splenger. Recuperado de Rein, P. (2012).

2.2.1.1.4. Presión y temperatura

Estas dos variables van estrechamente ligadas, puesto que, la presión de operación determina el punto de ebullición a trabajar, cuanto más elevada sea la presión del evaporador mayor será la temperatura de ebullición y si disminuye la presión, la temperatura disminuye y por ende se requiere menos energía en el sistema. Para mantener a un nivel bajo la temperatura de los materiales termosensibles suele ser necesario operar a presiones inferiores a 1 atm (Geankoplis, 2006). Existe una temperatura prohibitiva a partir de la cual el azúcar del jugo se carameliza provocando pérdida de sacarosa y una coloración que permanecerá hasta en los cristales de azúcar.

A condiciones elevadas de temperatura y presión el azúcar sufre descomposición por inversión, esta se acelera cerca de los 115°C, hasta hacerse crítica más allá de los 125°C (Hugot, 1986). A continuación, se muestra la tabla de Stadler, que muestra la cantidad de azúcar invertida a las temperaturas y pH comunes.

Tabla 2
Porcentaje de sacarosa invertida por hora.

pH °C	6.60	6.20	6.40	6.60	6.80	7.00
50	0.001	0.00063	0.0004	0.00025	0.00016	0.00010
60	0.004	0.0022	0.0014	0.00088	0.00056	0.00035
70	0.011	0.0070	0.0044	0.00260	0.00180	0.00110
80	0.033	0.0210	0.0130	0.00830	0.00520	0.00330
85	0.053	0.0340	0.0220	0.01300	0.00840	0.00530
90	0.089	0.0560	0.0350	0.02200	0.01400	0.00890
95	0.140	0.0880	0.0550	0.03500	0.02200	0.01400
100	0.210	0.1300	0.0840	0.05300	0.03400	0.02100
105	0.350	0.2200	0.1400	0.08800	0.05400	0.03500
110	0.540	0.3400	0.2200	0.01400	0.0800	0.05400
120	1.100	0.7000	0.4400	0.2800	0.1800	0.1100

Nota: Adaptado del Manual de ingeniería del azúcar de caña, Hugot, E. (1986).

2.2.1.2. Tipos de evaporadores

El concepto de evaporador fue introducido en 1812 por Charles Howard quien patentó el tacho al vacío (evaporador a simple efecto) y en 1843 el ingeniero Norbert Rillieux patentó el primer evaporador múltiple efecto. Partiendo de investigaciones, Rillieux desarrolló principios para el diseño y funcionamiento del evaporador en la industria azucarera (Gautami, 2011; Batule, 2009).

La selección del tipo de evaporador más adecuado depende de diversos factores: (i) rendimiento, (ii) viscosidad de la alimentación y el aumento de la viscosidad durante la evaporación, (iii) naturaleza del producto y solvente, (iv) La sensibilidad al calor, (v) características ensuciamiento (Coulson, y Richardson, 2005).

	Feed conditions							Suitable for heat-sensitive materials
	Viscosity, mN s/m ²							
Evaporator type	Very viscous > 1000	Medium viscosity < 1000 max	Low viscosity < 100	Foaming	Scaling or fouling	Crystals produced	Solids in suspension	
Recirculating Calandria (short vertical tube)								No
Forced circulation								Yes
Falling film								No
Natural circulation								No
Single pass wiped film								Yes
Tubular (long tube) Falling film								Yes
Rising film								Yes

Figura 2. Selección de evaporadores. Recuperado de Coulson, y Richardson. (2005).

2.2.1.2.1. Evaporadores Robert

Son evaporadores de calandria con tubos verticales en el rango de 1.5 a 3 m de largo y de 38 a 51 mm de diámetro, la mayoría de las calandrias cuentan con un tubo bajante, normalmente en el centro del evaporador para mejorar la transferencia de calor y permitiendo la salida del líquido concentrado (Rein, 2012).

La alimentación se introduce por encima de la lámina superior del tubo y el vapor se introduce en la carcasa (Faizan, y Naseem, 2013). La diferencia de densidad entre el líquido en el tubo descendente y la mezcla de líquido y vapor en los tubos es la fuerza que impulsa el flujo de líquido a través de los tubos (Sathiyamoorthy *et al.*, 2013).

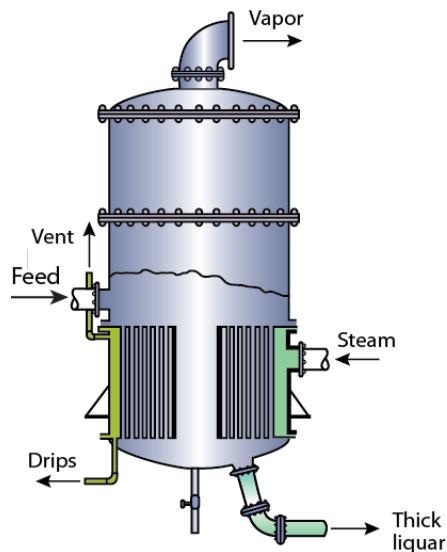


Figura 3. Evaporador tipo calandria. Recuperado de Golder, *et al.* (2013).

2.2.1.2.2. Evaporadores Kestner

Conocidos también como evaporador de tubos largos con película ascendente, se usan para evaporar soluciones de bajo brix, normalmente usa vapor a 25 PSI y 268 °F; la ventaja de este evaporador es el tiempo de retención es tan corto que prácticamente no se forma incrustaciones. El jugo que entra a un kestner debe ser precalentado hasta su punto de ebullición y también requiere un tanque más grande de jugo clarificado para asegurar su alimentación estable. (Batule, 2009).

Al iniciar la ebullición se forman las burbujas en el líquido, aumentando así la velocidad de transferencia de calor y la velocidad lineal (Sathiyamoorthy *et al.*, 2013). Para efectuar grandes extracciones de vapor se requieren grandes áreas de calentamiento, para ello se utiliza evaporadores kestners normalmente como primer o segundo efecto (Rein, 2012).

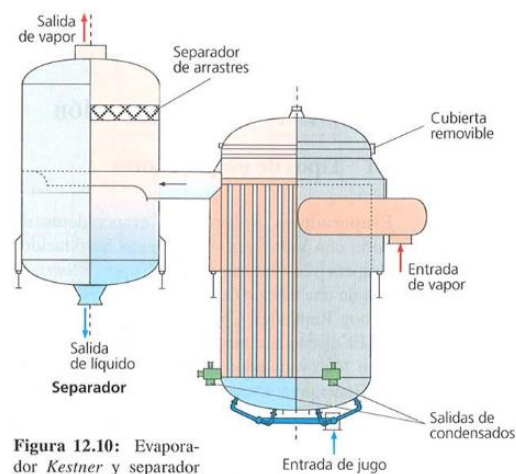


Figura 12.10: Evaporador Kestner y separador

Figura 4. Evaporador tipo kestner y separador. Recuperado de Rein, P. (2012).

2.2.1.2.3. Evaporadores tubulares de película descendente

Se utiliza estos evaporadores debido a su capacidad de trabajar con productos termosensibles, en este tipo de evaporadores, el líquido fluye como una película delgada sobre las paredes de tubos largos (Golder *et al.*, 2013). Se requiere una humectación apropiada, con lo que se debe contar con un sistema adicional de alimentación de agua, para evitar la incrustación severa en los tubos. (Rein, 2012).

La ventaja de estos evaporadores es una mayor tasa de transferencia de calor con líquidos viscosos, (McCabe *et al.*, 2007).

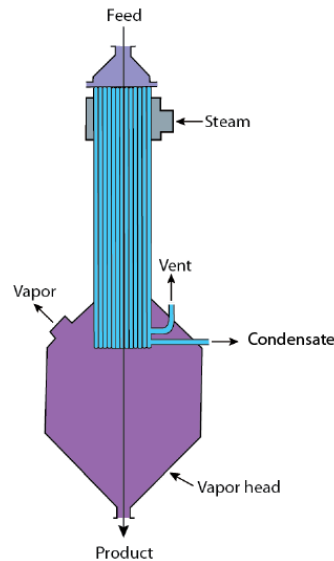


Figura 5. Evaporador de película descendente. Recuperado de Golder, *et al.* (2013).

2.2.1.2.4. Evaporadores de placas de película ascendente

El jugo se alimenta por la parte inferior y comienza ebullición dentro del conjunto de placas a medida que este asciende, la mezcla líquido-vapor que sale del conjunto de placas pasa a un cuerpo en el cual se separa el líquido del vapor. El diseño de placas y el sistema de distribución del jugo son importantes para lograr un flujo uniforme en el evaporador (Rein, 2012).

Estos evaporadores se dedican a la concentración de jugos con bajo contenido de sólidos, tiene una buena transferencia de calor, permiten una distribución fácil y homogénea del producto a todas las placas.



Figura 6. Evaporador de placas. Recuperado de <http://www.bertuzzi.it/Evaporators>.

2.2.1.2.5. Evaporadores de placas de película descendente

Este es el diseño más reciente de evaporadores, que consiste de un paquete de placas de acero inoxidable corrugadas y soldadas entre sí, sin ser necesario utilizar empaquetaduras. Se diseñan de manera que los pasajes para la circulación del jugo se aproximen a una serie de tubos verticales de 9 mm de diámetro a través de los cuales el líquido fluye en forma descendente.

El vapor se alimenta entre placas alternadas. Este diseño requiere un flujo mínimo descendente a través de cada tubo y contar con un sistema distribuidor de jugo (Rein, 2012).

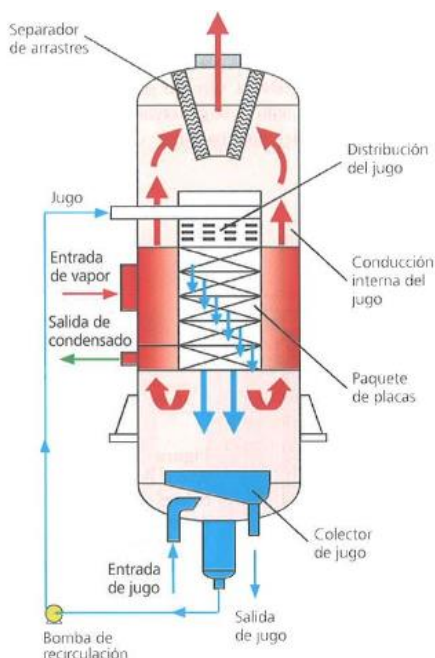


Figura 7. Evaporador de placas de película descendente. Recuperado de Rein, P. (2012).

2.2.1.2.6. Evaporadores de múltiple efecto

En la figura 8 se muestra tres evaporadores de tubos largos con circulación natural conectados entre sí formando un sistema de triple efecto. Las conexiones están hechas de tal forma que el vapor procedente de un efecto sirve como medio de calentamiento para el siguiente efecto. En el primer efecto se introduce el primer vapor de calentamiento y la presión en cada efecto es menor que la del efecto del cual recibe el vapor de agua y superior a la del efecto al cual suministra vapor (McCabe, *et al.*, 2007). El condensador y el eyector de aire se utilizan para crear vacío y extraer gases no condensables del sistema (Rucha, *et al.*, 2018). La alimentación entra al primer efecto donde se concentra parcialmente, luego pasa al segundo efecto para una concentración adicional y en el tercer efecto alcanza la concentración final.

La velocidad de flujo de alimentación, la temperatura y la concentración están fijadas; las presiones en la entrada del vapor de calentamiento y el condensador están establecidas, y todos los niveles del licor se mantienen constantes durante la operación del proceso mismo. Mediante una bomba se extrae del tercer efecto la solución concentrada.

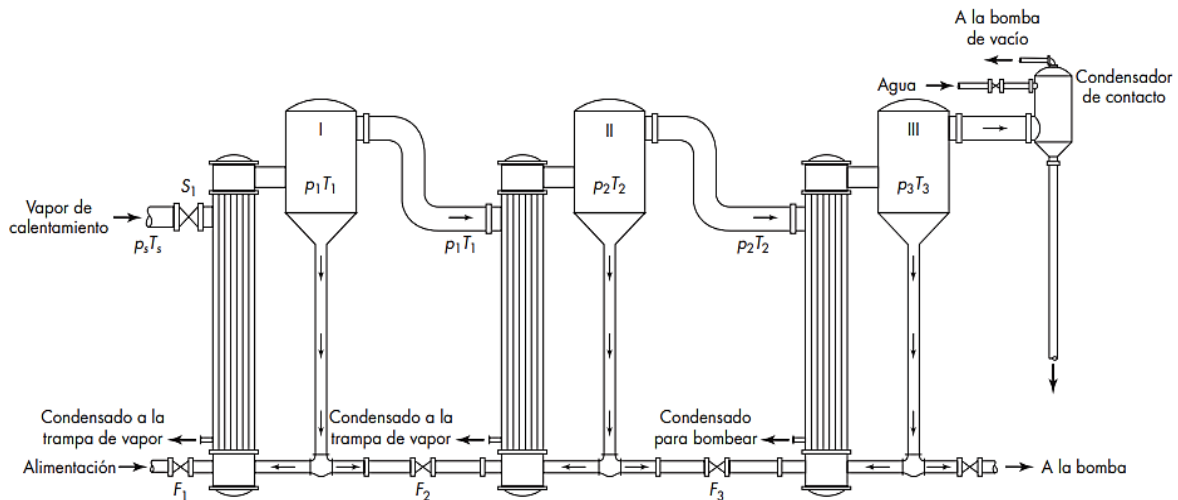


Figura 8. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, *et al.* (2007).

2.2.1.3. Métodos de alimentación de en Evaporadores Múltiple efecto

Los evaporadores se clasifican por el número de efectos (N) en los que estos se conectan para su operación.

2.2.1.3.1. Evaporadores de efecto múltiple con alimentación hacia adelante

Tanto la alimentación como el vapor se introducen en el primer efecto y la alimentación pasa de un efecto a otro paralelo al vapor del efecto anterior. Por la condensación del vapor de un efecto en el siguiente, la presión disminuye por la diferencia de volúmenes específicos del vapor y del líquido. Produciéndose en el primer efecto aproximadamente un kg de vapor de agua que evaporara un kg de agua, operando a una temperatura suficientemente alta como para que el agua que se evapora sirva como medio de calentamiento del segundo efecto, en el segundo efecto se evapora casi un kg de agua que se emplea como medio de calentamiento del tercer efecto donde se evapora tres kg de agua por kilogramo de vapor de agua usado.

El resultado es un aumento de la economía de vapor de agua que es un kg de vapor evaporado/ kg de vapor de agua usado.

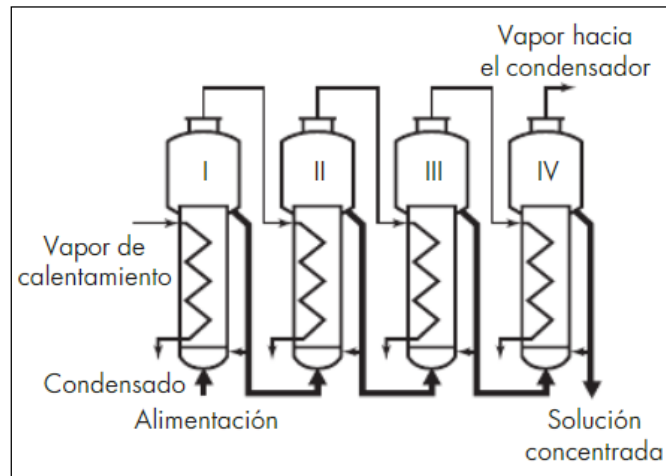


Figura 9. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, *et al.* (2007).

2.2.1.3.2. Evaporadores de efecto múltiple con alimentación en retroceso

La alimentación entra en el último efecto que es el más frío y se bombea a través de los efectos sucesivos hasta que el producto se retira del primer efecto que es el más caliente donde se introduce el vapor. Este método de alimentación en retroceso tiene ventajas cuando la alimentación es fría, pues la cantidad de líquido que tiene que calentarse a temperaturas más altas en el segundo y primer efecto es más pequeña, sin embargo, es necesario usar bombas en cada efecto, pues el flujo va de baja a alta presión.

La alimentación en retroceso se usa comúnmente cuando los productos son viscosos y la exposición a temperaturas más altas aumenta la velocidad de transferencia de calor debido a la reducción de la viscosidad del líquido.

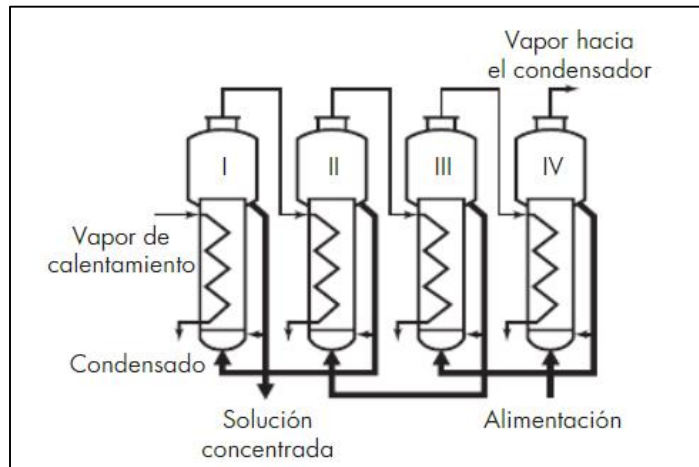


Figura 10. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, *et al.* (2007).

2.2.1.3.3. Evaporadores de efecto múltiple con alimentación mixta

Se da cuando en una parte del sistema la alimentación es directa y en la otra es en contracorriente, siendo útil para disoluciones muy viscosas. Si utilizamos la corriente directa, nos encontramos que el último efecto donde hay menos temperatura la viscosidad de la solución concentrada aumenta, lo que hace disminuir sensiblemente el coeficiente global de transferencia de calor en este efecto.

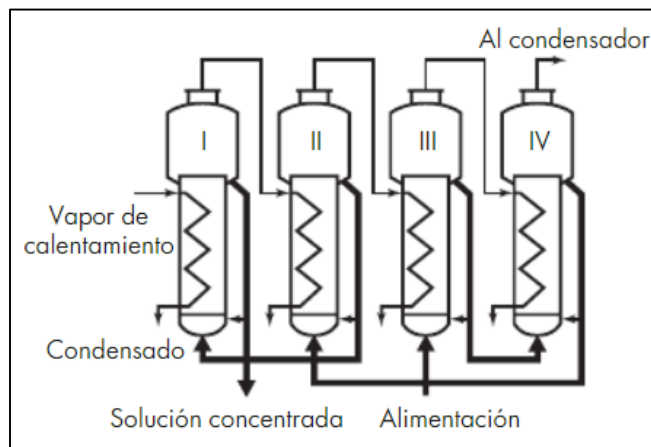


Figura 11. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, *et al.* (2007).

2.2.1.3.4. Evaporadores de efecto múltiple con alimentación en paralelo

La alimentación se introduce en cada efecto y el producto se retira del mismo efecto. En la alimentación paralela, no hay transferencia de líquido de un efecto a otro efecto. Este método de operación se utiliza principalmente cuando la alimentación está casi saturada y el producto es sólido que contiene una suspensión.

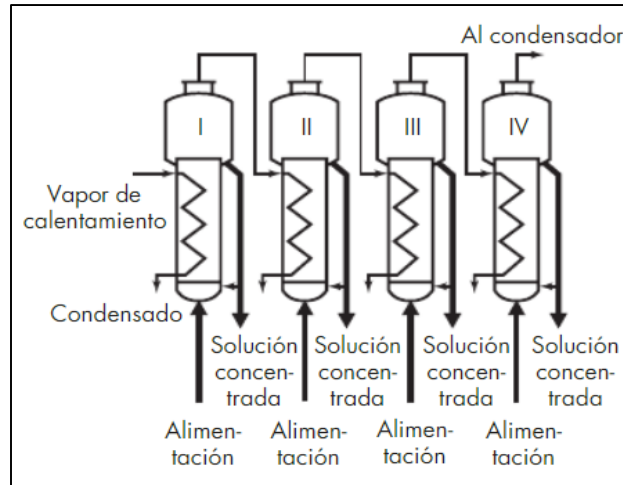


Figura 12. Evaporador de triple efecto. Recuperado de McCabe, *et al.* (2007).

2.2.1.4. Modelamiento y simulación de procesos industriales

2.2.1.4.1. Modelado Matemático

Un modelo matemático es la representación aproximada de un proceso en términos matemáticos. Los modelos matemáticos de procesos industriales nos permiten entender los procesos más claramente, controlarlos más de cerca y hacer predicciones sobre ellos (Özilgen, 2011). En el intento de desarrollar un modelo matemático para un sistema o proceso, un ingeniero químico está principalmente interesado en rastrear los estados de varias corrientes en términos de concentraciones de las especies constituyentes y su temperatura, presión y tasas de flujo. Los modelos matemáticos se construyen sobre la base de ciertos principios de conservación (conservación de la masa, la energía y el momento), el razonamiento físico y / o las observaciones empíricas.

Hay varias formas en que los modelos matemáticos se clasifican: pueden ser lineales o no lineales, estables o dinámicos, o de parámetros agrupados o distribuidos. (Dutta, 2017).

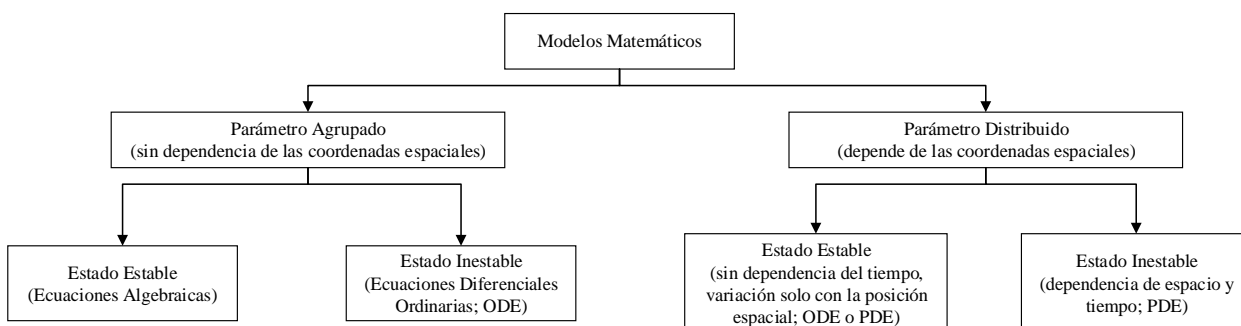


Figura 13. Clasificación de los modelos matemáticos. Adaptado de Dutta, B. (2017).

2.2.1.4.2. Solución numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias

Los modelos de procesos matemáticos realistas en el campo de la ingeniería química generalmente consisten en ecuaciones diferenciales ordinarias (ODEs) combinadas con ecuaciones algebraicas no lineales. Las ODEs generalmente se derivan del balance de masa y energía, y las ecuaciones algebraicas de apoyo generalmente relacionan los parámetros con las variables del proceso. Para investigar el comportamiento dinámico de un proceso químico, tenemos que simular las ecuaciones de modelado resultantes. Las ecuaciones diferenciales y/o algebraicas no lineales no pueden resolverse analíticamente en general, existen varias técnicas numéricas para resolver las ecuaciones algebraicas, así como las ecuaciones diferenciales ordinarias (Amiya, 2011).

2.2.1.4.3. Modelamiento matemático de evaporadores

El modelado de evaporadores puede ser representado haciendo uso de la modelación matemática con la finalidad de facilitar su comprensión y representación (Núñez *et al.*, 2012). La transferencia de calor, combinado con los balances de masa y energía, es adecuada para el modelado de los procesos de evaporación, siempre y cuando las propiedades físicas de los líquidos y el punto de ebullición sean conocidas como una función de las temperaturas pertinentes y las concentraciones del soluto (Özilgen, 2011).

2.2.1.4.4. Simulación de Procesos Industriales

La simulación de procesos es la imitación de un proceso del mundo real o de un sistema en el tiempo, la simulación de procesos significa resolver las ecuaciones de un modelo de proceso para encontrar los valores de las propiedades del sistema desconocido. Dependiendo del proceso, los resultados de las simulaciones pueden mostrarse usando gráficos, imágenes y animaciones con un nivel de visualización creciente según sea necesario (Ranjan, 2017).

La simulación de procesos es una técnica para evaluar de forma rápida un proceso basándose en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de estos se lleva a cabo mediante programas de computadora y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso (Martínez *et al*, 2000).

2.2.1.4.5. Simulación dinámica de procesos industriales

La *simulación dinámica* plantea los balances en su dependencia con el tiempo, ya sea para representar el comportamiento de equipos batch, o bien para analizar la evolución que se manifiesta en el transiente entre dos estados estacionarios para un equipo o una planta completa. En este caso, el modelo matemático estará constituido por un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias cuya variable diferencial es el tiempo, en el caso de modelos a parámetros concentrados. En caso contrario, se deberá resolver un sistema de ecuaciones diferenciales a derivadas parciales, abarcando tanto las coordenadas espaciales como la temporal (parámetros distribuidos) (Scenna, 2000). Los modelos dinámicos toman en cuenta la tasa de acumulación de masa y energía dentro del sistema, lo que permite determinar cuánto tiempo tomaría alcanzar una condición estable a partir de un estado inicial específico.

La figura 14, a continuación, representa el alcance de la simulación para los modelos de simulación dinámica y de estado estable (Da Silva, 2015).

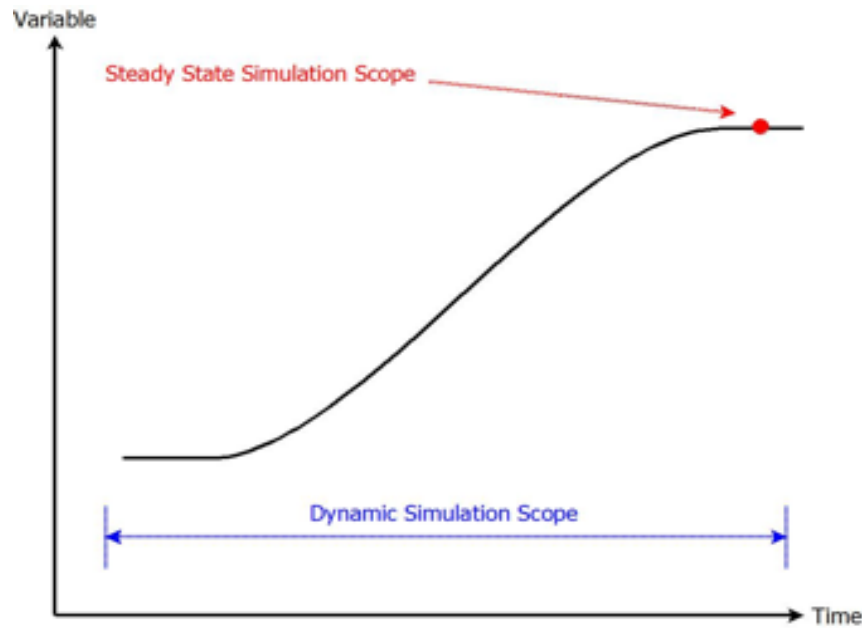


Figura 14. Comparación de los ámbitos de estado estable y dinámico del modelo. Recuperado de Da Silva, F. (2015).

2.2.1.5. Herramienta computacional Matlab®

2.2.1.5.1. Matlab®

Matlab® (abreviatura de MATrix LABoratory, "laboratorio de matrices") es un lenguaje de computación técnico de alto nivel y un entorno interactivo para el desarrollo de algoritmos, el análisis de datos, la visualización y el cálculo numérico con su propio lenguaje de programación (lenguaje m) (García, 2012). El paquete Matlab dispone de dos herramientas adicionales Simulink(plataforma de simulación multidominio) y guide (editor de interfaces de usuario - gui). Además, se pueden ampliar las capacidades de matlab con las cajas de herramientas (toolboxes); y las de Simulink con los paquetes de bloques (blocksets).

2.2.1.5.2. Aspectos básicos del lenguaje Matlab

Es un lenguaje matricial de alto nivel con declaraciones de flujo de control, estructuras de datos, funciones, entrada / salida y funciones de programación orientadas a objetos. Matlab® tiene muchas herramientas integradas para resolver problemas y desarrollar ilustraciones gráficas.

Esto significa que muchas tareas comunes se pueden lograr con una sola llamada de función (Koo, 2018). Su funcionamiento se basa en el uso de archivos .m que se pueden dividir en dos clases, scripts y funciones. Un script es básicamente una cantidad de operaciones que queremos realizar en una secuencia determinada. Se requiere que estén en orden para que las variables y los parámetros ya estén definidos. Las funciones son un tipo particular de scripts que deben comenzar con la palabra "function" en la parte superior. Las funciones pueden ser definidas por el usuario u operaciones típicas tales como la resolución de ecuaciones o ecuaciones diferenciales. El nombre de la función debe ser el mismo que el del archivo .m (Martín, 2015).

2.2.1.5.3. Integración numérica de ecuaciones diferenciales en Matlab

Existen varios métodos numéricos para resolver ecuaciones diferenciales. Entre los más usados tenemos el método de Euler, de Euler mejorado o Euler-Gaus o método de Heun, método de la serie de Taylor, método de Milne, métodos de Adams-Bashforth-Moulton, método de Hamming y los métodos de Runge-Kutta. Matlab® tiene implementado módulos básicos para resolver ecuaciones diferenciales y sistemas de ecuaciones diferenciales en forma directa, es decir, sin programar el algoritmo numérico. Las funciones para resolver mediante procedimientos numéricos ecuaciones diferenciales son: ode23, ode45, ode113, etc; estas funciones emplean métodos de integración de Runge-Kutta de tamaño variable de paso. Ode23 utiliza un simple par de fórmulas de 2do y 3er orden para una precisión media y ode45 utiliza un par de orden 4° y 5° para una mayor precisión. La función ode45 tiene la siguiente sintaxis:

```
[t,y] = ode45(odefun,tspan,y0)
```

```
[t,y] = ode45(odefun,tspan,y0,options)
```

```
[t,y,te,ye,ie] = ode45(odefun,tspan,y0,options)
```

```
sol = ode45(____)
```

CAPÍTULO III

III. MARCO METODOLOGICO

3.1. Propiedades físicas del jugo de caña

Para formular la ecuación de balance de materia y energía en cada cuerpo de sistema evaporador de efectos múltiples, se necesitan expresiones de las propiedades físicas del jugo y meladura. Estas propiedades físico-químicas son la función explícita de la concentración de los constituyentes orgánicos e inorgánicos del Jugo y la temperatura también. Estas propiedades cambian con la variación de la temperatura y la presión desde el primer al último efecto. Las propiedades físicas más importantes del jugo de caña son: Densidad (P_L), calor específico (C_p), elevación del punto de ebullición (EPE), calor latente de vaporización, etc. Las relaciones de algunas de las propiedades importantes se explican a continuación y las expresiones utilizadas en el presente estudio se presentan en la Tabla 3.

3.1.1. Densidad del jugo del jugo de caña (P_L)

La densidad de una solución azucarada ha sido estudiada extensivamente por muchos años. (Honing, 1976), (Meade, 1975), y (Hugot, 1986) han presentado la densidad en tablas como función de la temperatura. Sin embargo, la presentada por (Peacock, 1995) y desarrollada por Smith en 1992 da valores en buena concordancia con los valores estándares (Villareal, 2013).

$$P_L = 1000 \left[1 + \frac{X(X + 200)}{54000} \right] \left[1 - \frac{0.036(T_L - 20)}{160 - T_L} \right]$$

Donde:

P_L es la densidad de la solución azucarada (kg/m^3), X es el Brix (%) y $T_L(^{\circ}\text{C})$ es la temperatura. La aplicabilidad de la ecuación está restringida a temperaturas menores a 100°C .

3.1.2. Calor específico del jugo de caña (Cp)

El calor específico del jugo y meladura, Cp está en función al contenido de sólidos y la temperatura. El calor específico disminuye con el aumento del contenido de sólidos, así como el aumento de la temperatura.

El Calor específico (Cp) para una solución de pureza P puede ser estimada con la ecuación dada por Bubnik et al. (1995:206): (Rein, 2012).

$$C_p = 4.1868 - X(0.0297 - 4.6 \cdot 10^{-5}P) + 7.5 \cdot 10^{-5}XT_L$$

Donde:

Cp es el calor específico en kJ/kg.K, P es la pureza de la solución azucarada (%), X es el Brix en % y TL es la temperatura en °C.

3.1.3. Elevación del punto de ebullición (EPE)

Conforme la concentración de sólidos disueltos se aumenta, la temperatura de ebullición del líquido incrementa por encima de la correspondiente temperatura de vapor saturado a igual presión. La elevación del punto de ebullición se debe a los cambios de las propiedades del líquido. El grado de elevación del punto de ebullición está determinado por la concentración (Rein, 2012, p.367).

En 1995 Peacock presenta la ecuación, usada por Lin Quing Sheng, de una solución de 90% de pureza (Villareal, 2013).

$$EPE = 6.064 \cdot 10^{-5} \left[\frac{(273 + T_V)^2 X^2}{(374.3 - T_V)^{0.38}} \right] [5.84 \cdot 10^{-7}(X - 40)^2 + 7.2 \cdot 10^{-4}]$$

Donde:

EPE es la elevación del punto de ebullición en °C, X es la concentración de sólidos disueltos (Brix) en %, y T la temperatura en °C. Su rango de aplicabilidad es para purezas de soluciones azucaradas de 90%, rango de aplicabilidad desconocida para la temperatura, y valido para concentraciones de 20% - 72% Brix.

Tabla 3

Propiedades físicas del jugo de caña y vapor.

Nº	Propiedades	Ecuaciones	Parámetros de Función	Ref.
1	Elevación del Punto de Ebullición, °C	$EPE = 6.064 * 10^{-5}[(273 + T_V)^2 X^2 / (374.3 - T_V)^{0.38}] [5.84 * 10^{-7}(X - 40)^2 + 7.2 * 10^{-4}]$	X = Concentración de Solidos, % Brix	Peacock (1995)
2	Densidad del Jugo y Meladura, Kg/m ³	$P_L = 1000[1 + X(X + 200) / 54000][1 - 0.036(T_L - 20) / (160 - T_L)]$	T _V = Temperatura de Vapor, °C	Peacock, (1995)
3	Entalpia del Jugo y Meladura, KJ/kg	$h_L = 2.326\{(X/10) ((100 + X))/((900 - 8X)) + 1.8T_L [1 - (X/100)(0.6 - 0.0009T_L)]\}$	T _L = Temperatura del Jugo y Meladura, °C	Peacock, (1995)
4	Entalpía de Vapor Saturado, KJ/kg	$h_V = 2502.04 + 1.8125 * T_V + 0.0002585 * T_V^2 - 0.0000098 * T_V^3$		Rein, (2012).
5	Calor Latente de Evaporación, KJ/kg	$\lambda_0 = 2492.9 - 2.0523 * T_V - 0.0030752 * T_V^2$		Rein, (2012).
6	Relación Presión (kPa) y Temperatura de Vapor Saturado (°C)	$P = \exp[18.3036 - 3816.44/(227.03 + T_V)]/7.5$		Rein, (2012).

Nota: Elaboración propia.

3.2. Modelado y simulación del sistema de evaporación múltiple efecto.

3.2.1. Descripción del sistema de evaporación en estudio

La Figura 15 muestra el esquema del sistema de evaporación de múltiple efecto, estudiado en la presente investigación. Está conformado por cinco efectos evaporadores de película fina descendente (FFE, por sus siglas en inglés) verticales en serie, compuestos por una sección de campana y calandria, en esta última se ubican una serie de tubos verticales de 10 m. de longitud por donde circula el líquido a concentrar W_{Li} el cual ingresa por la parte superior mediante un distribuidor de jugo formando una película fina y por la parte externa de la calandria del efecto, se alimenta el vapor alimentado W_{Vi} sin contacto directo con el jugo. La alimentación W_{L0} (jugo de caña clarificado y precalentado con un brix aproximado de 12%) asumida esencialmente como una solución de agua (solvente) y azúcar (soluto) es alimentada al primer efecto donde alcanza su punto de ebullición por alimentación de un flujo de vapor de escape saturado " W_{V0} " proveniente del turbogenerador aproximadamente a 240 kPa y 126°C, separando así el solvente en forma de vapor W_{Vi} (vapor vegetal), el cual es utilizado para el calentamiento de la solución contenida en el siguiente efecto y además se realizan extracciones para calentamiento del jugo y para la etapa de cristalización. La presión y temperatura de los efectos disminuye conforme se va avanzando, la presión en el primer y último efecto es de 198 kPa y 20 kPa respectivamente, el último efecto se encuentra a vacío para aumentar la evaporación y evitar la destrucción de sacarosa por efecto térmico. La masa de líquido concentrada W_{L1} descargada del primer efecto es alimentada al siguiente efecto. Este proceso de alimentaciones sucesivas y en serie se continúa hasta obtener el producto final concentrado W_{L5} (jarabe o meladura con un rango de 65 a 70% de concentración) el cual es descargado del quinto efecto para luego pasar a la siguiente etapa del proceso (Cristalización por cocción).

Diagrama de flujo del sistema de evaporación quíntuple efecto de película fina descendente (Falling Film Evaporator, FFE)

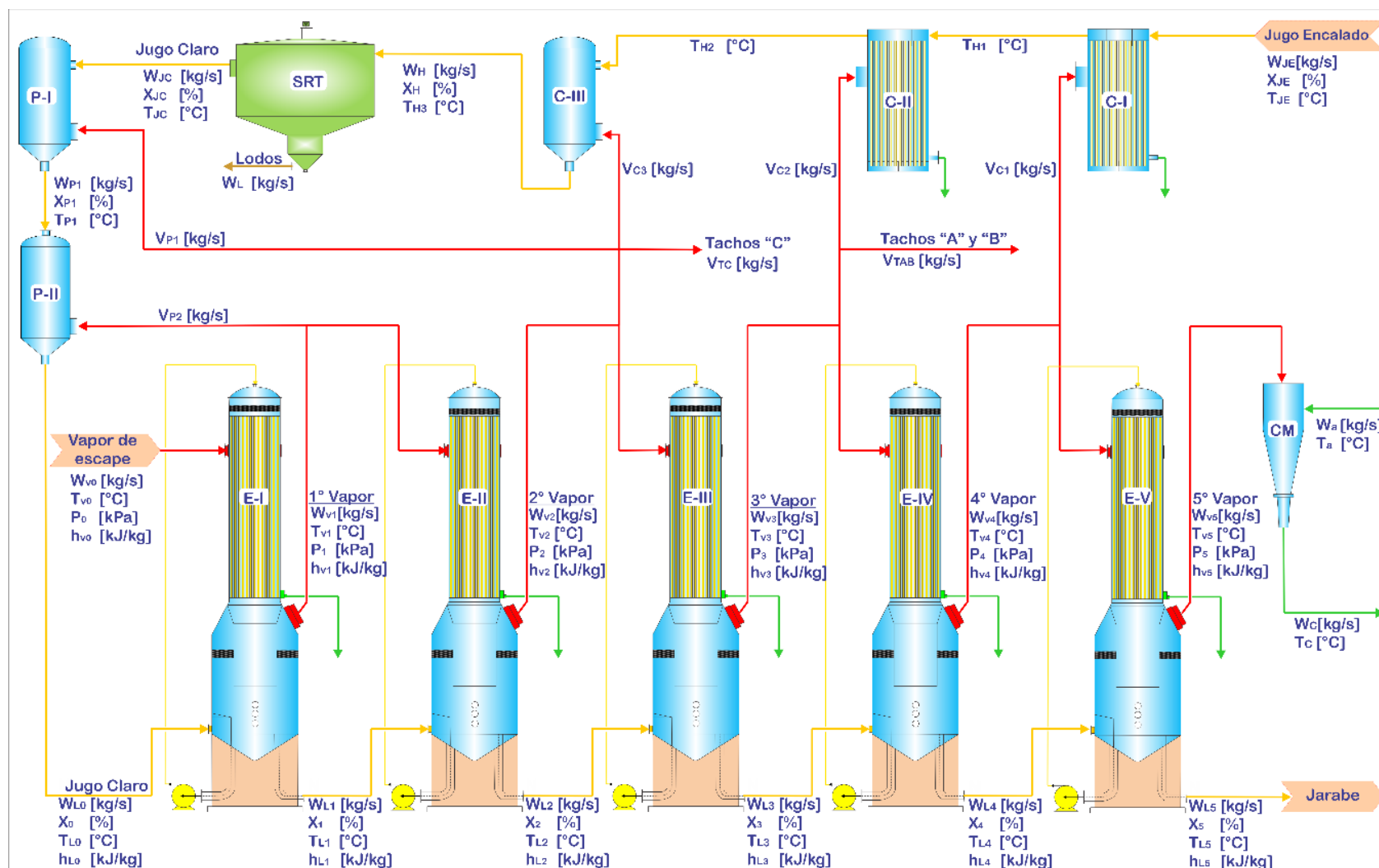


Figura 15. Diagrama esquemático del evaporador de efectos múltiples. Elaboración propia.

Cada efecto evaporador acomoda tres corrientes, la corriente de calentamiento del lado del tubo, el vapor producido a través del proceso de evaporación (vapor vegetal), así como el flujo de jugo de un efecto a otro. Cada corriente se define por una serie de variables independientes como el flujo másico, la temperatura y el contenido de sólidos (Brix). Las corrientes también están definidas por algunas variables dependientes, como la presión y la entalpía.

En la Figura 16 se muestra una representación típica de las variables del modelo.

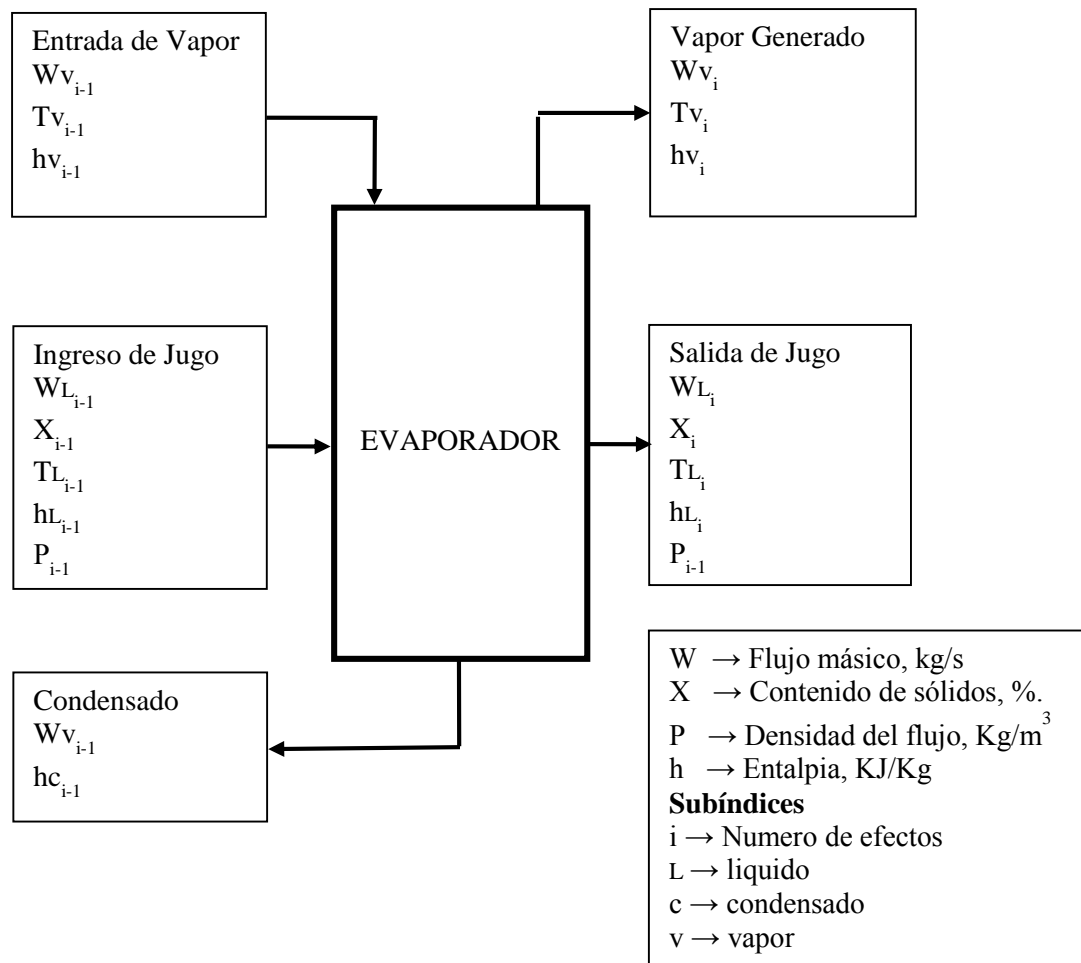


Figura 16. Diagrama de bloques con las variables utilizadas para el iº efecto. Elaboración propia.

3.2.2. Desarrollo del modelo matemático.

En la presente investigación, para el sistema evaporador de película descendente de una industria azucarera local se desarrolló un modelo matemático tipo parámetro agrupado (sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias), mediante el uso de ecuaciones de balance de materia y energía en estado inestable y propiedades físico-químicas del jugo de caña de azúcar. El flujo de materia y energía para el efecto se muestra en la Figura 16. Las ecuaciones que indican las propiedades físico-químicas del jugo y vapor se presentan en la Tabla 3. Se asume que el condensado que sale de cada uno de los efectos es saturado, la acumulación de vapor dentro de cada efecto es despreciable por ser mucho menor que la acumulación de líquido y se considera una mezcla perfecta en la fase líquida.

✓ Balance másico para el jugo en el i° efecto

$$\frac{d}{dt} M_{Li} = W_{L(i-1)} - W_{Li} - W_{Vi} \dots \dots \dots (1)$$

✓ Balance másico respecto a los sólidos en el i° efecto

$$\frac{d}{dt} (M_{Li} X_i) = W_{L(i-1)} X_{(i-1)} - W_{Li} X_i \dots \dots \dots (2)$$

✓ Balance de energía para el jugo en el i° efecto

$$\frac{d}{dt} (M_{Li} h_{Li}) = W_{L(i-1)} h_{L(i-1)} - W_{Li} h_{Li} - W_{Vi} h_{Vi} + W_{V(i-1)} h_{V(i-1)} - W_{V(i-1)} h_{C(i-1)}$$

Dónde:

$$\lambda_{(i-1)} = h_{V(i-1)} - h_{C(i-1)} \quad , \quad W_{V(i-1)} = \frac{Q_i}{\lambda_{(i-1)}} \text{ y } Q_i = U_i A_{Ti} (T_{V(i-1)} - T_{Vi} - EPE_i) \\ \rightarrow \frac{d}{dt} (M_{Li} h_{Li}) = W_{L(i-1)} h_{L(i-1)} - W_{Li} h_{Li} - W_{Vi} h_{Vi} + W_{V(i-1)} \lambda_{(i-1)} \dots \dots \dots (3)$$

✓ M_{Li} puede escribirse como:

$$M_{Li} = A_i L_i P_{Li} \dots \dots \dots (4)$$

P_{Li} es la densidad del jugo y está definida en términos de la temperatura (T_i) y la concentración de sólidos (X_i).

$$P_{Li} = 1000 \left[1 + \frac{X_i(X_i + 200)}{54000} \right] \left[1 - \frac{0.036(T_{Li} - 20)}{160 - T_{Li}} \right]$$

Diferenciando la Ec. (4) con respecto al tiempo y resolviendo el producto de las derivadas, $(fg)' = fg' + f'g$ = obtenemos:

$$\frac{d}{dt} M_{Li} = \frac{d}{dt} (P_{Li} A_i L_i) = A_i \frac{d}{dt} (P_{Li} L_i) = A_i \frac{d}{dt} (P_{Li} L_i) = A_i \left(P_{Li} \frac{d}{dt} L_i + L_i \frac{d}{dt} P_{Li} \right)$$

Dónde P_{Li} es función de T_i y X_i , Aplicando el Teorema de Regla de Cadena $z = f(x, y)$

$$\frac{\partial z}{\partial t} = \frac{\partial z}{\partial x} \frac{\partial x}{\partial t} + \frac{\partial z}{\partial y} \frac{\partial y}{\partial t}$$

Obtenemos:

$$\frac{d}{dt} P_{Li} = \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \frac{d}{dt} T_i + \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \frac{d}{dt} X_i$$

Organizando términos obtenemos:

$$\rightarrow \frac{d}{dt} M_{Li} = A_i P_{Li} \left(\frac{d}{dt} L_i \right) + A_i L_i \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \left(\frac{d}{dt} T_i \right) + A_i L_i \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \left(\frac{d}{dt} X_i \right) \dots \dots \dots (5)$$

✓ Comparando el resultado de la Ec. (5) con la Ec. (1) obtenemos:

$$C_1 = C_2 \left(\frac{d}{dt} L_i(t) \right) + C_3 \left(\frac{d}{dt} T_i(t) \right) + C_4 \left(\frac{d}{dt} X_i(t) \right) \dots \dots \dots (6)$$

Dónde:

$$C_1 = W_{L(i-1)} - W_{Li} - W_{Vi}$$

$$C_2 = A_i P_{Li}$$

$$C_3 = A_i L_i \left(\frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \right)$$

$$C_4 = A_i L_i \left(\frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \right)$$

Resolviendo la derivada del producto $\frac{d}{dt}(M_{Li} X_i)$, usando el valor de M_{Li} de la Ec. (4) y $\frac{d}{dt} M_{Li}$ de la Ec. (5) obtenemos:

$$\frac{d}{dt}(M_{Li} X_i) = X_i A_i P_{Li} \left(\frac{d}{dt} L_i \right) + X_i A_i L_i \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \left(\frac{d}{dt} T_i \right) + A_i L_i \left(P_{Li} + X_i \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \right) \left(\frac{d}{dt} X_i \right)$$

Comparando el resultado de la Ec. Diferencial $\frac{d}{dt}(M_{Li} X_i)$ con la Ec. (2) obtenemos:

$$C_5 = C_6 \left(\frac{d}{dt} L_i(t) \right) + C_7 \left(\frac{d}{dt} T_i(t) \right) + C_8 \left(\frac{d}{dt} X_i(t) \right) \dots \dots \dots (7)$$

Donde:

$$C_5 = W_{L(i-1)} X_{i-1} - W_{Li} X_i$$

$$C_6 = X_i A_i P_{Li}$$

$$C_7 = X_i A_i L_i \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li}$$

$$C_8 = A_i L_i \left(P_{Li} + X_i \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \right)$$

✓ Resolviendo la derivada del producto $\frac{d}{dt}(M_{Li} h_{Li})$, usando el valor de M_{Li} de la Ec. (4) y $\frac{d}{dt} M_{Li}$ de la Ec. (5) obtenemos:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt}(M_{Li} h_{Li}) &= A_i L_i P_{Li} \frac{d}{dt} h_{Li} + h_{Li} A_i P_{Li} \frac{d}{dt} L_i + h_{Li} A_i L_i \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \frac{d}{dt} T_i \\ &\quad + h_{Li} A_i L_i \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \frac{d}{dt} X_i \end{aligned}$$

Dónde h_{Li} es función de T_i y X_i , Aplicando la regla de cadena obtenemos:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} h_{Li} &= \frac{\partial}{\partial T_i} h_{Li} \frac{d}{dt} T_i + \frac{\partial}{\partial X} h_{Li} \frac{d}{dt} X_i \\ \rightarrow \frac{d}{dt}(M_{Li} h_{Li}) &= h_{Li} A_i P_{Li} \left(\frac{d}{dt} L_i \right) + A_i L_i \left(P_{Li} \frac{\partial}{\partial T_i} h_{Li} + h_{Li} \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \right) \left(\frac{d}{dt} T_i \right) + \\ &\quad A_i L_i \left(P_{Li} \frac{\partial}{\partial X} h_{Li} + h_{Li} \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \right) \left(\frac{d}{dt} X_i \right) \end{aligned}$$

Comparando el resultado de la Ec. Diferencial $\frac{d}{dt}(M_{Li} h_{Li})$ con la Ec. (3) obtenemos:

$$C_9 = C_{10} \left(\frac{d}{dt} L_i(t) \right) + C_{11} \left(\frac{d}{dt} T_i(t) \right) + C_{12} \left(\frac{d}{dt} X_i(t) \right) \dots \dots \dots (8)$$

Donde:

$$C_9 = W_{L(i-1)} h_{L(i-1)} - W_{Li} h_{Li} - W_{Vi} h_{Vi} + W_{V(i-1)} \lambda_{(i-1)}$$

$$C_{10} = A_i P_{Li} h_{Li}$$

$$C_{11} = A_i L_i \left(P_{Li} \frac{\partial}{\partial T_i} h_{Li} + h_{Li} \frac{\partial}{\partial T_i} P_{Li} \right)$$

$$C_{12} = A_i L_i \left(P_{Li} \frac{\partial}{\partial X} h_{Li} + h_{Li} \frac{\partial}{\partial X} P_{Li} \right)$$

NOTACIÓN

M_{Li} = Masa de líquido acumulada en el efecto i, kg

$W_{L(i-1)}$ = Flujo másico de solución alimentada al efecto i, kg/s

W_{Li} = Flujo másico de concentrado que sale del efecto i, kg/s

$W_{V(i-1)}$ = Flujo másico de vapor que ingresa al efecto i, kg/s

W_{Vi} = Flujo másico de vapor formado en el efecto i, kg/s

Q_i = Calor transferido al efecto i, W

U_i = Coeficiente total de transferencia de calor para el efecto i, W/m².K

A_{Ti} = Área de transferencia de calor del efecto i, m²

A_i = Área de flujo en el efecto i, m²

L_i = Nivel del Líquido en el efecto i, m

P_{Li} = Densidad del fluido en el efecto i, kg/m³

$X_{(i-1)}$ = Fracción másica del soluto en la solución que ingresa al efecto i, %p/p

X_i = Fracción másica del soluto en la solución que deja el efecto i, %p/p

h_{Li} = Entalpía de la corriente de Líquido W_{Li} , kJ/kg

h_{Vi} = Entalpía de la corriente de Vapor W_{Vi} , kJ/kg

$h_{C(i-1)}$ = Entalpía del vapor de agua condensado que sale del efecto i, kJ/kg

$\lambda_{(i-1)}$ = Calor latente de vaporización del agua a la temperatura $T_{(i-1)}$, kJ/kg

$T_{(i-1)}$ = Temperatura de ebullición de la solución en el efecto (i-1), °C

T_i = Temperatura de ebullición en el efecto i, °C

T_{Vi} = Temperatura de saturación a la presión P_i , del vapor que sale del efecto i, °C

EPE_i = Elevación del Punto de Ebullición, °C

P_i = Presión total en el efecto i, kPa

T_{Li} = Temperatura de la solución que deja el efecto i, °C

Subíndices

i = Efecto evaporador i, $i = 1, 2, 3, 4, 5$

3.2.2.1. Estudios de simulación

Para estudiar la respuesta dinámica del sistema evaporador en estudio, se necesitan valores iniciales de las variables del proceso. Para tal propósito, primero se obtiene la solución de estado estable de ese sistema. Los parámetros operativos y las características de diseño de los cinco efectos del sistema evaporador de película fina descendente (falling film evaporator, FFE) fueron tomados de la industria azucarera en estudio y se muestra en la Tabla 4 y 5 respectivamente.

Tabla 4

Parámetros operacionales.

Nº	Parámetros Operacionales	Valor
1	Caudal de alimentación del jugo, kg/s	75.40
2	Temperatura de alimentación del jugo, °C	116
3	Concentración del jugo, %	12.45
4	Temperatura del vapor, °C	126.10
5	Temperatura de saturación del ultimo cuerpo, °C	60.0
6	Concentración del Jarabe, %	68.51

Nota: Adaptado de la industria azucarera en estudio.

Tabla 5

Características de diseño de los efectos.

Efecto	Coeficiente global de transferencia de calor, $U_i(\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K})$	Área de Transferencia de calor, $A_{Ti}(\text{m}^2)$	Área de la sección transversal del cuerpo evaporador, $A_i(\text{m}^2)$
1	2200	3500	19.6
2	1700	3500	19.6
3	1200	3500	19.6
4	900	1200	9.6
5	235	800	9.6

Nota: Adaptado de la industria azucarera en estudio.

3.2.2.2. Técnicas de solución

Realizar cálculos en evaporadores de múltiples efectos resulta bastante complejos. Para facilitar la carga de trabajo, se utilizan métodos informáticos desarrollados para realizar dichos cálculos. Por lo tanto, para la solución de modelos en condiciones de estado estable, se utiliza el solucionador “fsolve” en matlab, que se utiliza para resolver ecuaciones no lineales mediante el método de mínimos cuadrados. Para la solución del modelo en estado inestable se utiliza el solucionador “ode45” en matlab, que resuelve problemas de valores iniciales para ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO). Ode45 se basa en una fórmula explícita de Runge Kutta (4, 5).

3.2.3. Simulación en estado estacionario.

El modelo de estado estacionario del sistema de evaporación de quintuple efecto en estudio se obtiene al igualar los términos de acumulación en las ecuaciones (6), (7) y (8) a cero, es decir, $C_1 = 0$, $C_5 = 0$ y $C_9 = 0$. Después de sustituir las expresiones de entalpías, elevación del punto de ebullición, etc. y tasa de transferencia de calor, se obtienen 15 ecuaciones no lineales con 15 incógnitas. Para obtener la solución de estado estable del sistema de evaporador de quintuple efecto, es necesario resolver el sistema de ecuaciones simultáneas no lineales.

A continuación, se presenta el modelo matemático para el estado estacionario:

✓ Primer efecto

$$W_{L0} - W_{L1} - W_{V1} = 0 \dots \dots \dots (9)$$

$$W_{L0}h_{L0} - W_{L1}h_{L1} - W_{V1}h_{V1} + W_{V0}\lambda_0 = 0 \dots \dots \dots (10)$$

$$\text{Dónde: } W_{V0} = U_1A_{T1}(T_{V0} - T_{V1} - EPE_1)/\lambda_0$$

$$W_{L0}X_0 - W_{L1}X_1 = 0 \dots \dots \dots (11)$$

✓ Segundo efecto

$$W_{L1} - W_{L2} - W_{V2} = 0 \dots \dots \dots (12)$$

$$W_{L1}h_{L1} - W_{L2}h_{L2} - W_{V2}h_{V2} + (W_{V1} - 0.7706)\lambda_1 = 0 \dots \dots \dots (13)$$

$$\text{Dónde: } (W_{V1} - 0.7706) = U_2A_{T2}(T_{V1} - T_{V2} - EPE_2)/\lambda_1$$

$$W_{L1}X_1 - W_{L2}X_2 = 0 \dots \dots \dots (14)$$

✓ Tercer efecto

$$W_{L2} - W_{L3} - W_{V3} = 0 \dots \dots \dots (15)$$

$$W_{L2}h_{L2} - W_{L3}h_{L3} - W_{V3}h_{V3} + (W_{V2} - 4.4967)\lambda_2 = 0 \dots \dots \dots (16)$$

$$\text{Dónde: } (W_{V2} - 4.4967) = U_3 A_{T3} (T_{V2} - T_{V3} - EPE_3) / \lambda_2$$

$$W_{L2}X_2 - W_{L3}X_3 = 0 \dots \dots \dots (17)$$

✓ Cuarto efecto

$$W_{L3} - W_{L4} - W_{V4} = 0 \dots \dots \dots (18)$$

$$W_{L3}h_{L3} - W_{L4}h_{L4} - W_{V4}h_{V4} + (W_{V3} - 9.0807)\lambda_3 = 0 \dots \dots \dots (19)$$

$$\text{Dónde: } (W_{V3} - 9.0807) = U_4 A_{T4} (T_{V3} - T_{V4} - EPE_4) / \lambda_3$$

$$W_{L3}X_3 - W_{L4}X_4 = 0 \dots \dots \dots (20)$$

✓ Quinto efecto

$$W_{L4} - W_{L5} - W_{V5} = 0 \dots \dots \dots (21)$$

$$W_{L4}h_{L4} - W_{L5}h_{L5} - W_{V5}h_{V5} + (W_{V4} - 5.9932)\lambda_4 = 0 \dots \dots \dots (22)$$

$$\text{Dónde: } (W_{V4} - 5.9932) = U_5 A_{T5} (T_{V4} - T_{V5} - EPE_5) / \lambda_4$$

$$W_{L4}X_4 - W_{L5}X_5 = 0 \dots \dots \dots (23)$$

3.2.4. Simulación dinámica

Para la simulación en estado transitorio o dinámico, se resuelven simultáneamente el sistema de ecuaciones diferenciales no lineales de primer orden Ec. (6), (7) y (8) para los cinco efectos. Las condiciones iniciales para las variables del sistema en el $t = 0$ son los valores obtenidos de la solución de estado estable del sistema.

CAPÍTULO IV

IV. RESULTADOS Y DISCUSION

4.1. Resultados Simulación en estado estacionario

La solución del estado estacionario se presenta en la Tabla 6, Los valores de entrada se muestran en negrita en la tabla correspondiente. El vapor requerido para el sistema de evaporación (W_{V0}), la eficiencia del sistema de evaporación (E_f) y la economía de vapor (E_C) se calculan y también se presentan en la mencionada tabla. La economía de vapor de un múltiple efecto (E_C) es la relación del agua total evaporada en el sistema con el consumo de vapor fresco.

Tabla 6

Solución en estado estacionario del sistema de evaporación de quintuple efecto.

ITEMS	Efectos, i				
	I	II	III	IV	V
Flujo de jugo que entra, $W_{L(i-1)}$ (kg/s)	75.40	55.87	36.91	21.70	16.38
Flujo de jugo que sale, W_{Li} (kg/s)	55.87	36.91	21.70	16.38	13.71
Flujo de vapor que entra, $W_{V(i-1)}$ (kg/s)	20.57	19.54	18.96	15.21	5.32
Flujo de vapor que sale, W_{Vi} (kg/s)	19.54	18.96	15.21	5.32	2.68
Concentración del jugo que entra, $X_{(i-1)}$ (kg/kg)	12.45	17.01	25.65	43.58	57.35
Concentración del jugo que sale, X_i (kg/kg)	17.01	25.65	43.58	57.35	68.51
Temperatura del vapor que entra, $T_{V(i-1)}$ (°C)	126.1	120.5	114.7	107.6	90.9
Temperatura del vapor que sale, T_{Vi} (°C)	120.5	114.7	107.6	90.9	60
Elevación del punto de ebullición, EPE_i (°C)	0.34	0.61	1.45	2.77	4.24
Temperatura del jugo entrante, $T_{L(i-1)}$ (°C)	116	120.9	115.3	109.1	93.7
Temperatura del jugo que sale, T_{Li} (°C)	120.9	115.3	109.1	93.7	64.2
Presión del vapor, P_i (kPa)	201.9	167.2	132.2	72.6	19.9
Entalpía de la solución, h_{Li} (kJ/kg)	464.4	422.2	359.4	280.9	176.7
Entalpía del vapor, h_{Vi} (kJ/kg)	2707	2699	2688	2662	2610
Consumo de vapor de escape, W_{V0} (kg/s)	20.57	-	-	-	-
Evaporación Total, W_t (kg/s)	61.69				
Economía de vapor, E_c (kg H_2O_{evap} /kg $_{vapCons}$)	2.99				
Eficiencia de evaporación del sistema, E_f (%)	95.67				

Nota: Elaboración propia.

4.1.1. Validación del modelo

Para la validación del programa de simulación se compara los datos experimentales tomados del sistema de evaporación en estudio y los valores reportados por el programa en las variables de concentración del jugo (X_i) y temperatura (T_{Li}). El criterio de validación utilizado fue el error relativo porcentual entre el valor promedio obtenido experimentalmente de la industria azucarera en estudio y el valor reportado por el programa de simulación según la siguiente ecuación:

$$\%Error = \left(\frac{V_o - V_s}{V_s} \right) * 100\%$$

Dónde:

V_o : Valor de operación a comparar

V_s : Valor obtenido por el simulador

En la Tabla 7 se muestra que el mayor error se presenta en el efecto 3 en la variable temperatura, al comparar con antecedentes nacionales para sistemas evaporadores que siguen la misma naturaleza, Gómez (2014) reporta errores porcentuales menores al 5%. En general los resultados obtenidos muestran ser confiables y coherentes con el sistema de evaporación estudiado al tener un error relativo porcentual menor al 4%.

Tabla 7
Validación del programa de simulación.

Efecto	Variable medida				Variable reportada por el				Error relativo (%)			
	experimentalmente, (V_o)				programa, (V_s)				± error			
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
X_i , Brix	16.81	25.44	43.28	57.34	17.01	25.65	43.58	57.35	1.18	0.82	0.69	0.02
T_{Li} , °C	120.3	113.2	104.7	93.1	120.9	115.3	109.1	93.7	0.50	1.82	4.03	0.64

Nota: Elaboración propia.

4.1.2. Resultados Simulación Dinámica.

La respuesta dinámica en las variables del sistema de evaporación se estudia creando cuatro tipos de perturbaciones, (i) en la velocidad de flujo de alimentación, (ii) en la concentración de alimentación, (iii) en la temperatura del vapor de escape y (iv) en la temperatura de alimentación como función de entrada escalonada. Las variables del sistema seleccionadas fueron (i) Temperatura del vapor de cada efecto y (ii) Concentración de salida de cada efecto. La perturbación se toma como una entrada escalonada del 10%. Las respuestas a la perturbación para el primer efecto (I) y último efecto (V) se presentan de la Figura 17 a la Figura 32. Estos gráficos se trazan con respecto al tiempo para mostrar cómo se aproximan las variables a las nuevas condiciones de estado estacionario.

4.1.3. Efecto de variar la velocidad de flujo de alimentación, WL0

La perturbación del 10% en la velocidad de flujo de alimentación (WL0) sobre la temperatura del vapor (T_i) y la concentración (X_i) del primer y último efecto se muestran en la Figura 17 a la Figura 20 respectivamente. De estas figuras se puede observar que el tiempo de respuesta al cambio de temperatura es mucho menor que el cambio de concentración. Además, el estado estable en el primer efecto se logra a una velocidad más rápida que en el quinto efecto. Esto es evidente dado que la alimentación fresca (W_{L0}) ingresa en el primer efecto, por lo que la perturbación disminuye en el primer efecto con efectos subsiguientes. Los comportamientos muestran la naturaleza similar a la mostrada por Kumar *et al* (2014).

Variación en la concentración del producto del primer efecto (X_1) con un aumento del 10% en el flujo másico de alimentación (W_{L0}).

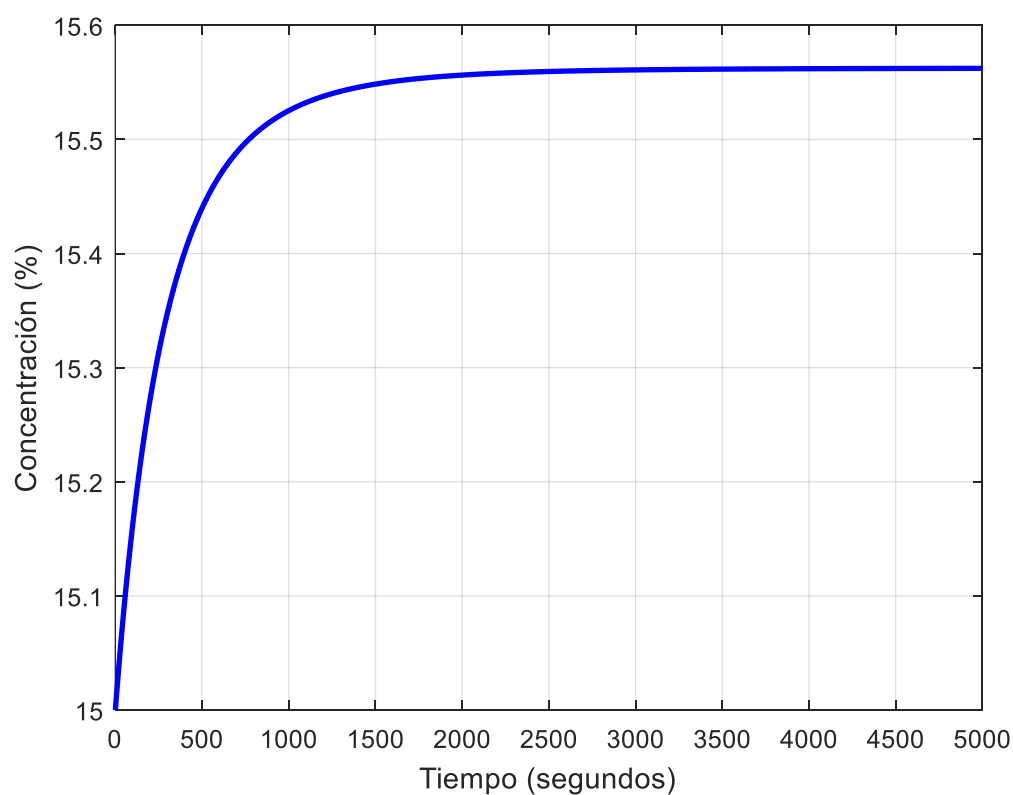


Figura 17. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando el caudal de alimentación.
Elaboración propia

La figura 17 muestra que al perturbar el flujo de alimentación de jugo, la concentración de salida del primer efecto tomara aproximadamente 3000 segundos en alcanzar la condición de estado estable.

Variación en la temperatura de vapor del primer efecto (T_1) con un aumento del 10% en el flujo de alimentación (W_{L0}).

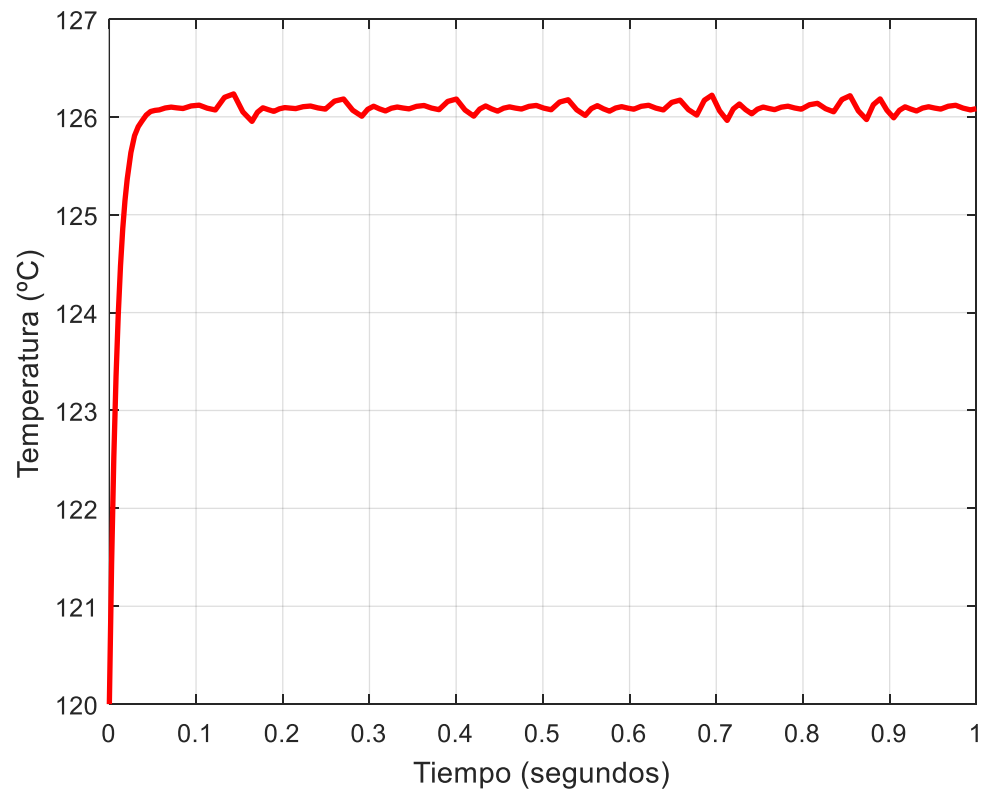


Figura 18. Respuesta de la temperatura del 1er efecto perturbando el caudal de alimentación.
Elaboración propia.

La figura 18 muestra que al perturbar el flujo de alimentación de jugo, la temperatura de vapor del primer efecto tomara menos de 0.1 segundo en alcanzar la condición de estado estable manteniéndose con ligeras fluctuaciones.

Variación en la concentración del producto del quinto efecto (X_5) con un aumento del 10% en el flujo másico de alimentación (W_{L0}).

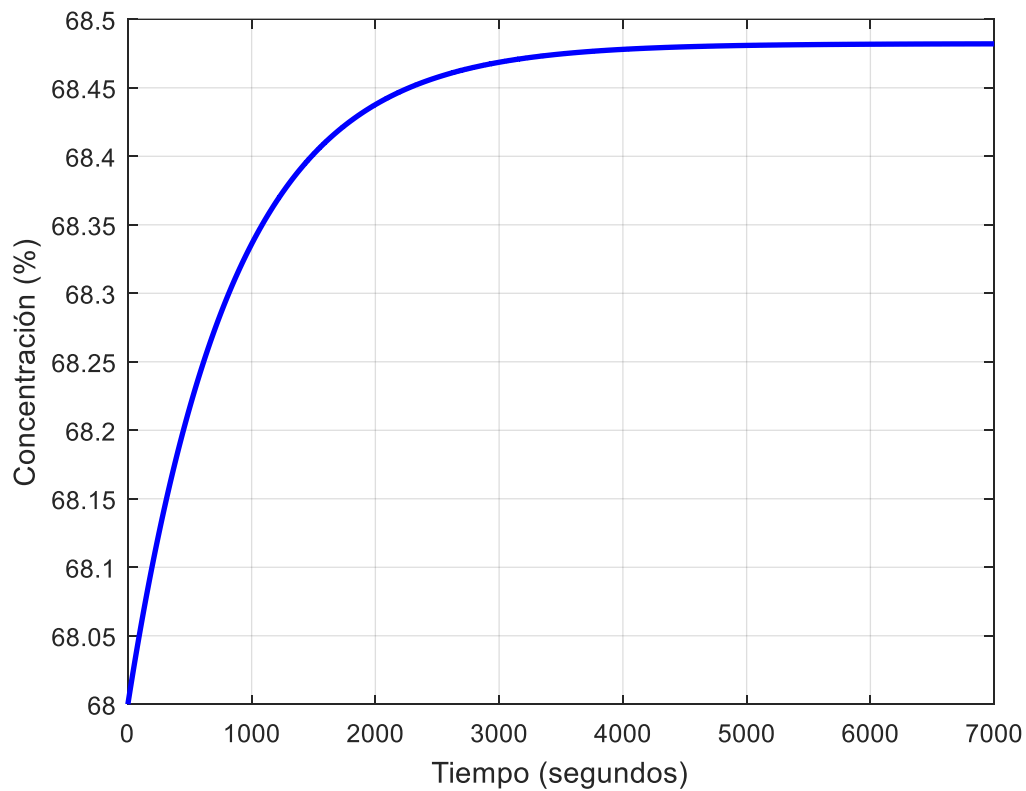


Figura 19. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando el caudal de alimentación.
Elaboración propia.

La figura 19 muestra que al perturbar el flujo de alimentación de jugo, la concentración de salida del quinto efecto tomara aproximadamente 5000 segundos en alcanzar la condición de estado estable.

Variación en la temperatura de vapor del quinto efecto (T_5) con un aumento del 10% en el flujo de alimentación (W_{L0}).

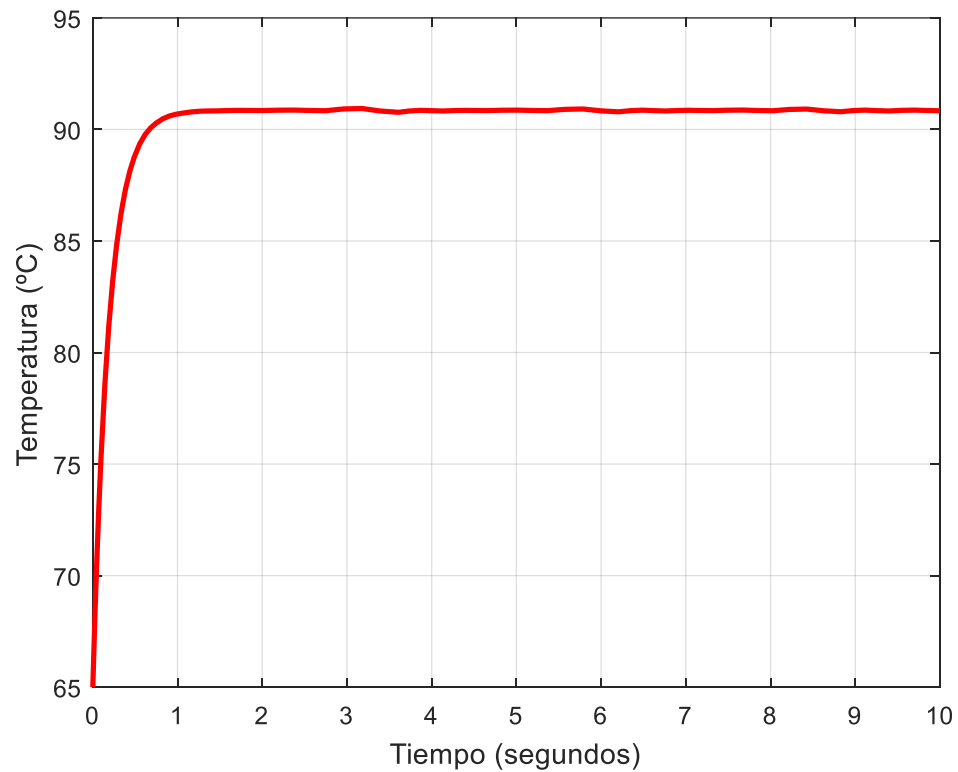


Figura 20. Respuesta de la temperatura de vapor del 5to efecto perturbando el caudal de alimentación. Elaboración propia.

La figura 20 muestra que, al perturbar el flujo de alimentación de jugo, la temperatura de vapor del quinto efecto tomara alrededor de 1 a 2 segundos en alcanzar la condición de estado estable manteniéndose sin fluctuaciones en comparación con el primer efecto.

4.1.4. Efecto de variar la concentración de alimentación, X_0

El efecto de la entrada escalonada del 10% en la concentración de alimentación (X_0) sobre la temperatura de vapor (T_i) y la concentración (X_i) del primer y último efecto se muestran en la Figura 21 a la Figura 24 respectivamente. De estas figuras se puede observar que los cambios en la concentración del producto muestran un aumento respecto a la perturbación del caudal de alimentación. El tiempo de respuesta al cambio de temperatura es mucho menor que el cambio de concentración. Además, el estado estable en el primer efecto se logra a una velocidad más rápida que en el quinto efecto. Lo cual es concordante con Kumar *et al* (2014).

Variación en la concentración del producto del primer efecto (X_1) con un aumento del 10% en la concentración de alimentación (X_0).

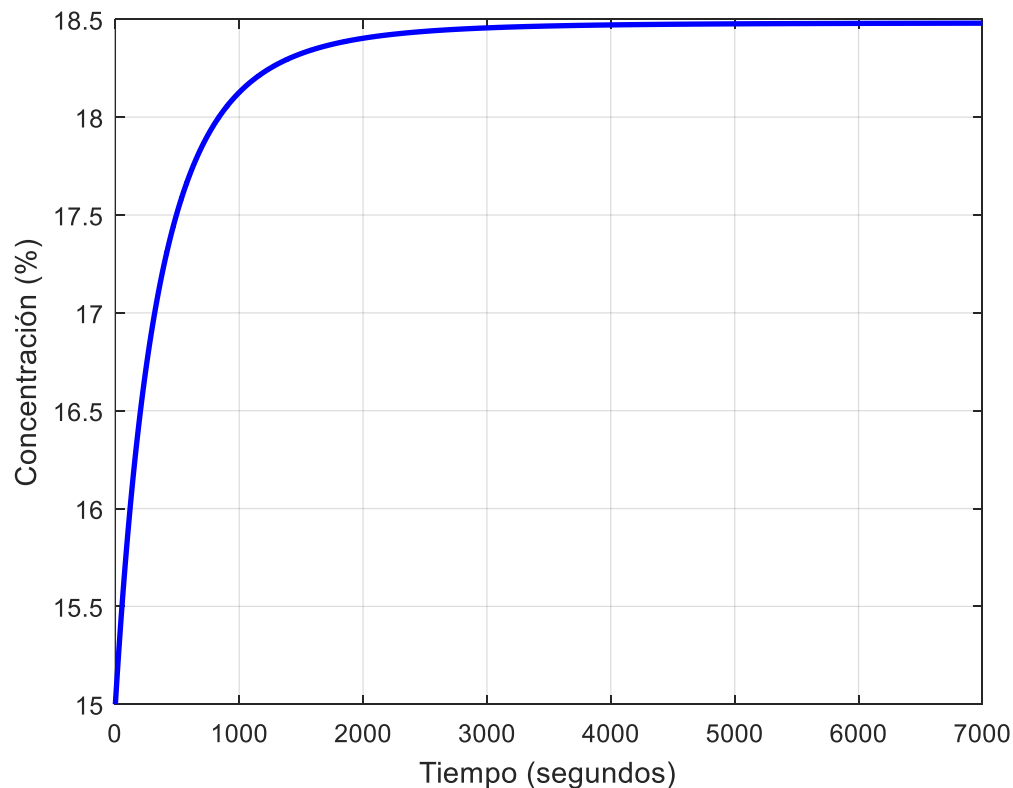


Figura 21. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.

La figura 21 muestra que al perturbar la concentración del jugo de alimentación, la concentración de salida del primer efecto tomara aproximadamente 5000 segundos en alcanzar la condición de estado estable, en comparación con la perturbación del flujo de alimentación de jugo la concentración de salida es mucho más sensible a la perturbación de la concentración de entrada.

Variación en la temperatura de vapor del primer efecto (T_1) con un aumento del 10% en la concentración de alimentación (X_0).

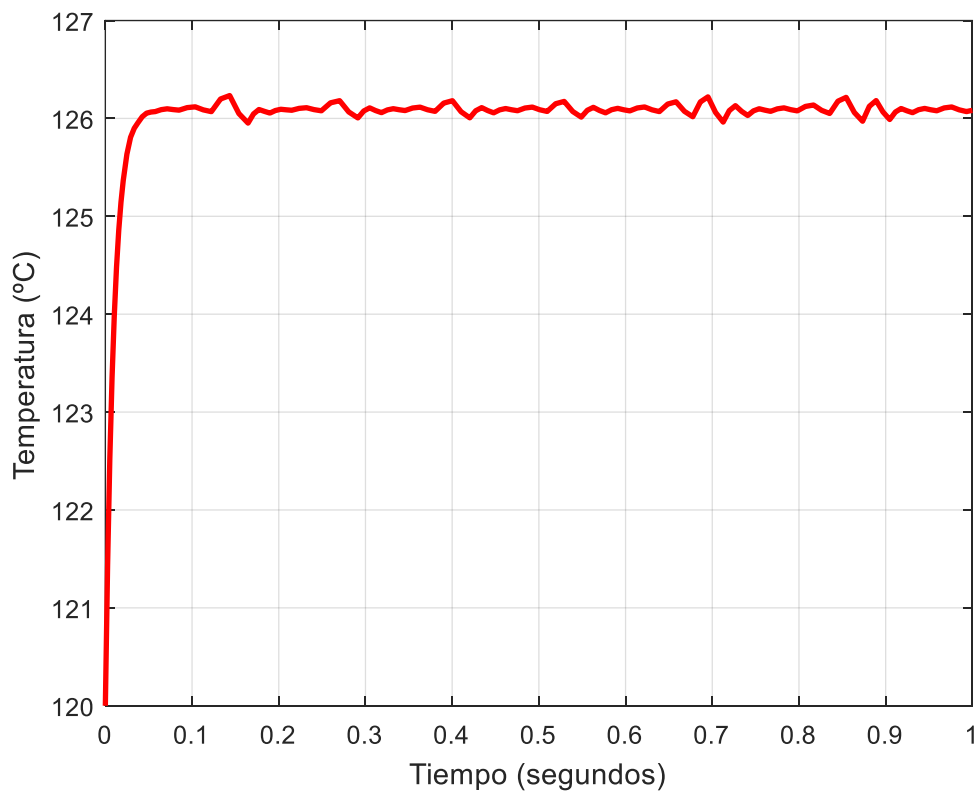


Figura 22. Respuesta de la temperatura de vapor del 1er efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.

La figura 22 muestra que al perturbar la concentración del jugo de alimentación, la temperatura de vapor del primer efecto alcanza inmediatamente la condición de estado estable manteniéndose con ligeras fluctuaciones.

Variación en la concentración del producto del quinto efecto (X_5) con un aumento del 10% en la concentración de alimentación (X_0).

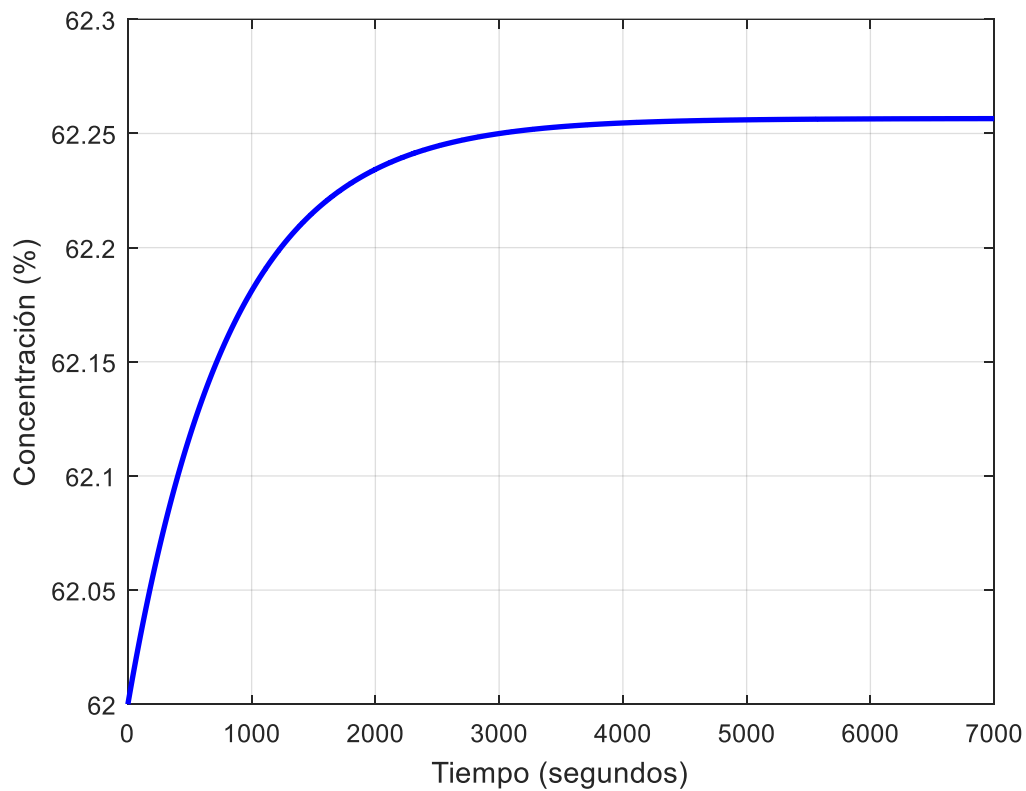


Figura 23. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.

La figura 23 muestra que al perturbar la concentración del jugo de alimentación, la concentración de salida del quinto efecto tomara aproximadamente 6000 segundos en alcanzar la condición de estado estable.

Variación en la temperatura de vapor del quinto efecto (T_5) con un aumento del 10% en la concentración de alimentación (X_0).

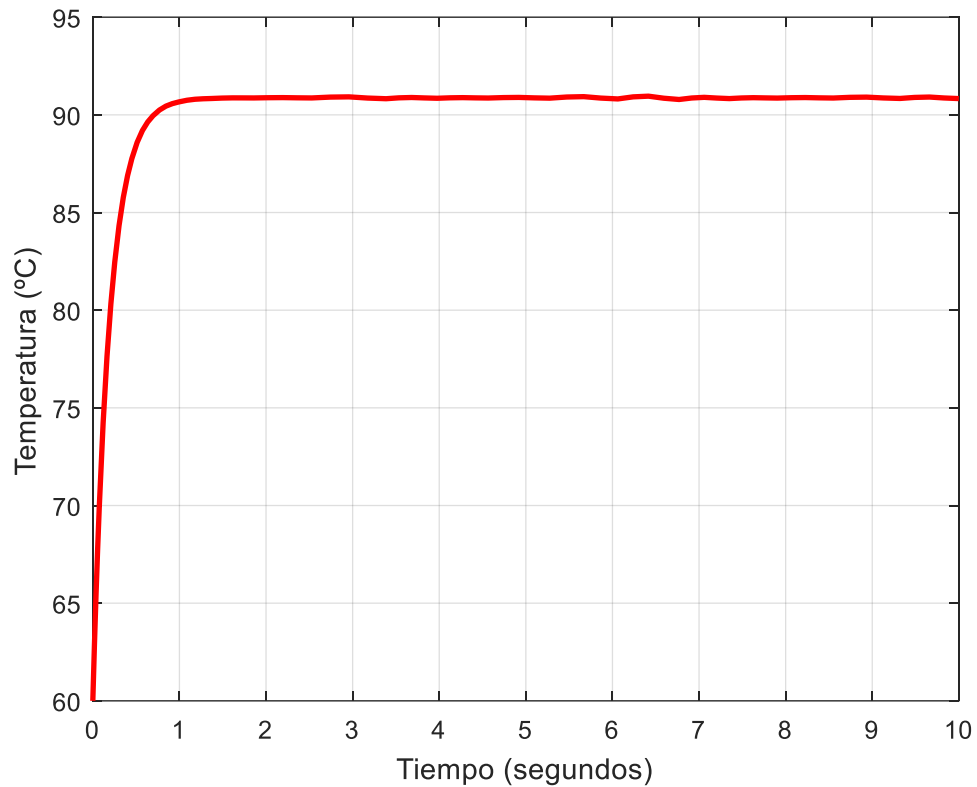


Figura 24. Respuesta de la temperatura de vapor del 5to efecto perturbando la concentración alimentación. Elaboración propia.

La figura 24 muestra que al perturbar la concentración del jugo de alimentación, la temperatura de vapor del quinto efecto tomara alrededor de 1 a 2 segundos en alcanzar la condición de estado estable manteniéndose sin fluctuaciones en comparación con el primer efecto.

4.1.5. Efecto de variar la temperatura del vapor de escape, T_{v0}

El efecto de la entrada escalonada de 10% en la temperatura del vapor de escape (T_{v0}) sobre la temperatura de vapor (T_i) y la concentración (X_i) del primer y último efecto se muestran en la Figura 25 a la Figura 28 respectivamente. De estas figuras se puede observar que al alterar la temperatura de vapor de escape el cambio más notable se evidencia en la temperatura de vapor de los subsiguientes efectos. El tiempo de respuesta al cambio de temperatura de vapor es mucho menor que el cambio de concentración. Además, el estado estable en el primer efecto se logra a una velocidad más rápida que en el quinto efecto. Lo que concuerda con Kumar *et al* (2014).

Variación en la concentración del producto del primer efecto (X_1) con un aumento del 10% en la temperatura del vapor de escape (T_{v0}).

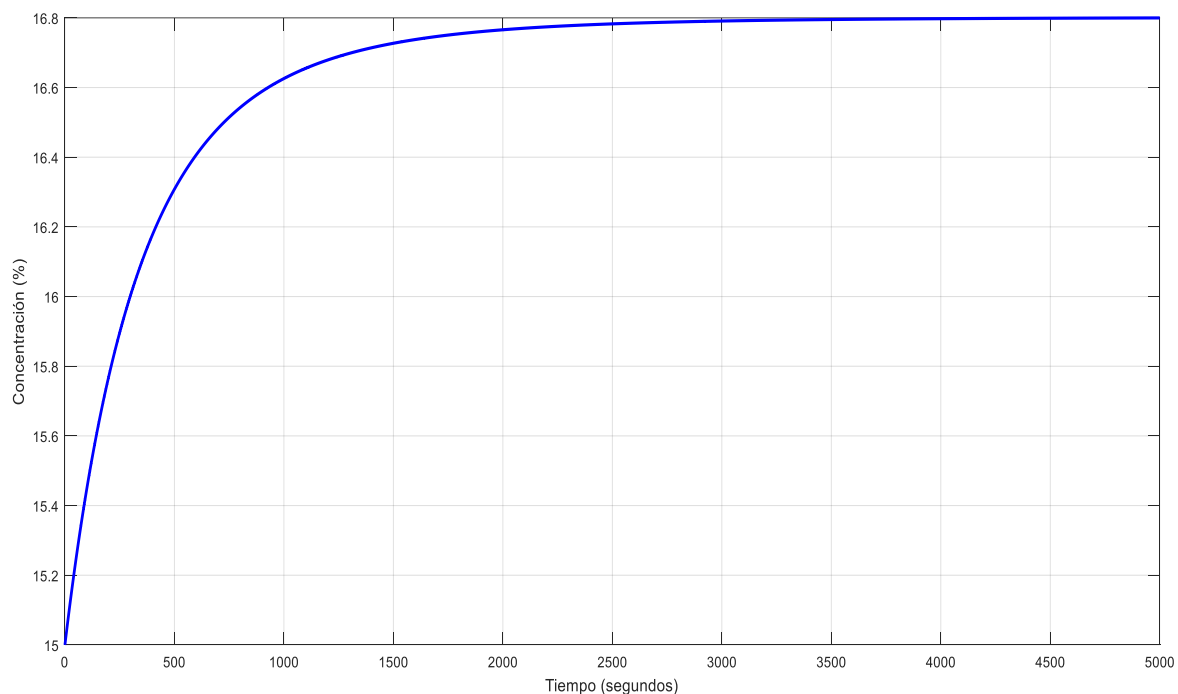


Figura 25. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando la temperatura del vapor de escape. Elaboración propia.

La figura 25 muestra que al perturbar la temperatura del vapor de entrada (vapor de escape), la concentración de salida del primer efecto tomara aproximadamente 3500 segundos en alcanzar la condición de estado estable, en comparación con la perturbación de concentración de alimentación de jugo la concentración de salida perturbando el flujo de vapor es menos sensible.

Variación en la temperatura de vapor del primer efecto (T_1) con un aumento del 10% en la temperatura del vapor de escape (T_{V0}).

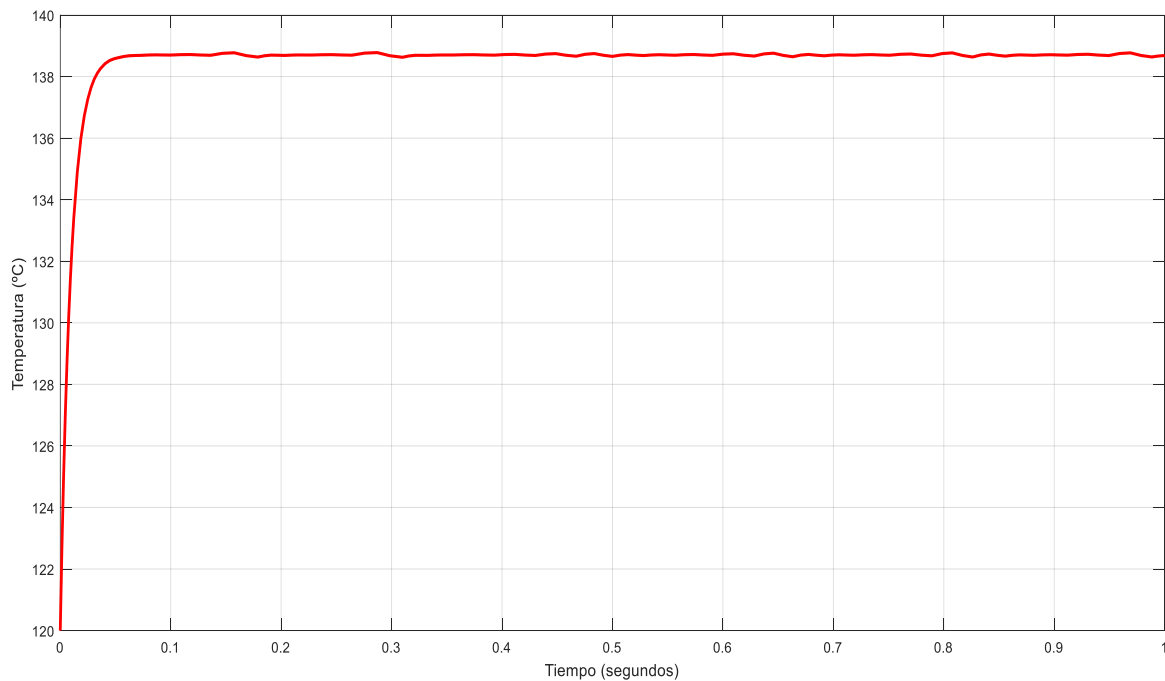


Figura 26. Respuesta de la temperatura de vapor del 1er efecto perturbando la temperatura del vapor de escape. Elaboración propia.

La figura 26 muestra que perturbar la temperatura de vapor de entrada (vapor de escape), la temperatura de vapor del primer efecto alcanza inmediatamente la condición de estado estable manteniéndose con ligeras fluctuaciones.

Variación en la concentración del producto del quinto efecto (X_5) con un aumento del 10% en la temperatura del vapor de escape (T_{v0}).

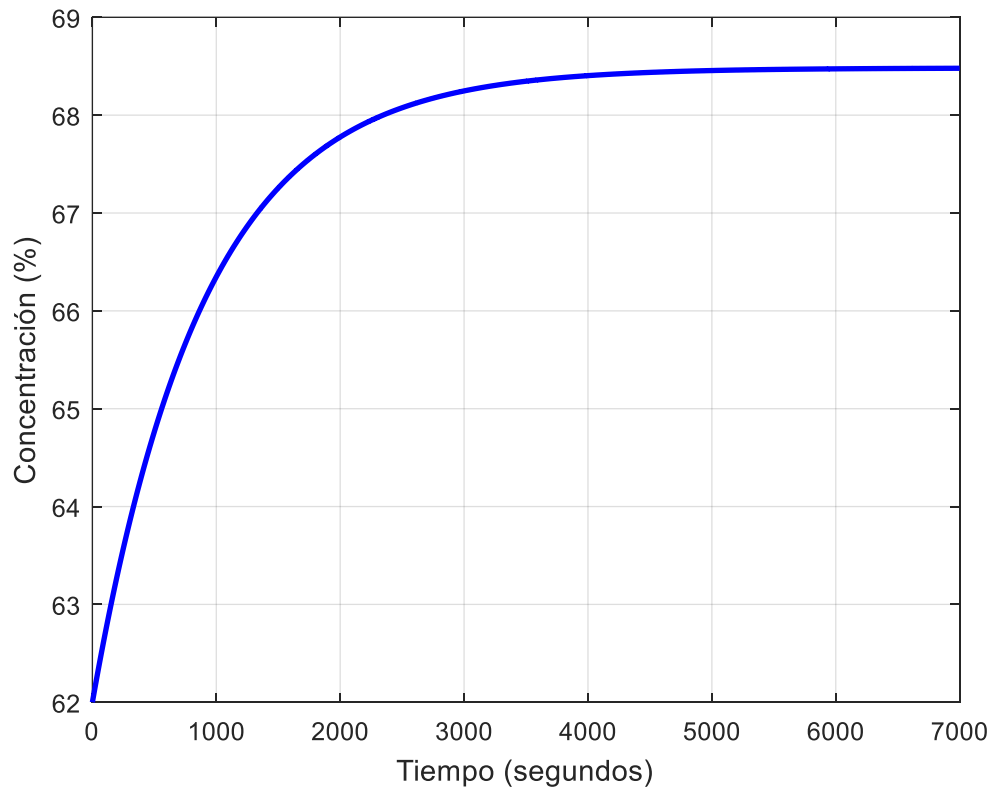


Figura 27. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la temperatura del vapor de escape. Elaboración propia.

La figura 27 muestra que al perturbar la temperatura del vapor de entrada (vapor de escape), la concentración de salida del quinto efecto tomara aproximadamente 5500 segundos en alcanzar la condición de estado estable.

Variación en la temperatura de vapor del quinto efecto (T_5) con un aumento del 10% en la temperatura del vapor de escape (T_{V0}).

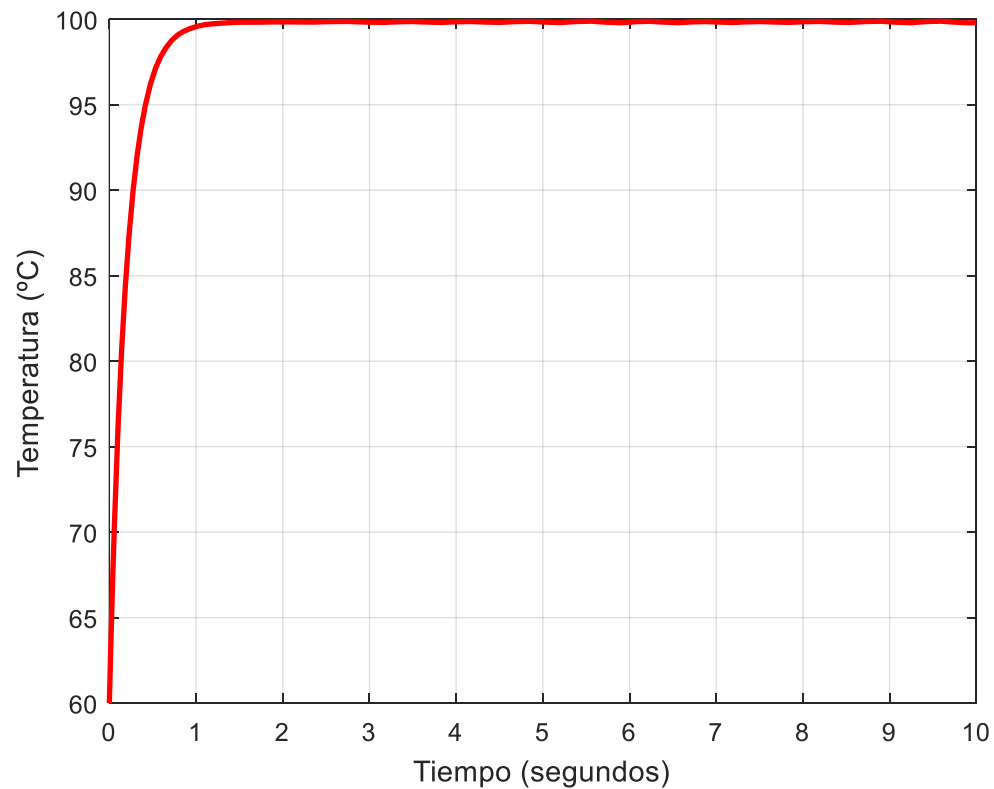


Figura 28. Respuesta de la temperatura de vapor del 5to efecto perturbando la temperatura de vapor de escape. Elaboración propia.

La figura 28 muestra que al perturbar la temperatura de vapor de entrada (vapor de escape), la temperatura de vapor del quinto efecto tomara alrededor de 1 a 2 segundos en alcanzar la condición de estado estable manteniéndose sin fluctuaciones en comparación con el primer efecto.

4.1.6. Efecto de variar la temperatura de alimentación del jugo de caña, $TL0$

El efecto de la entrada escalonada del 10% en la temperatura de alimentación del jugo ($TL0$) sobre la temperatura de vapor (T_i) y la concentración (X_i) del primer y último efecto se muestran en la Figura 29 a la Figura 32 respectivamente. De estas figuras se puede observar que al alterar la temperatura de alimentación del jugo no produce cambios notables en la concentración y en la temperatura de vapor. El tiempo de respuesta al cambio de temperatura de vapor es mucho menor que el cambio de concentración. Además, el estado estable en el primer efecto se logra a una velocidad más rápida que en el quinto efecto. Lo cual es concordante con lo referido por Kumar *et al* (2014).

Variación en la concentración del producto del primer efecto (X_1) con un aumento del 10% en la temperatura de alimentación del jugo ($TL0$).

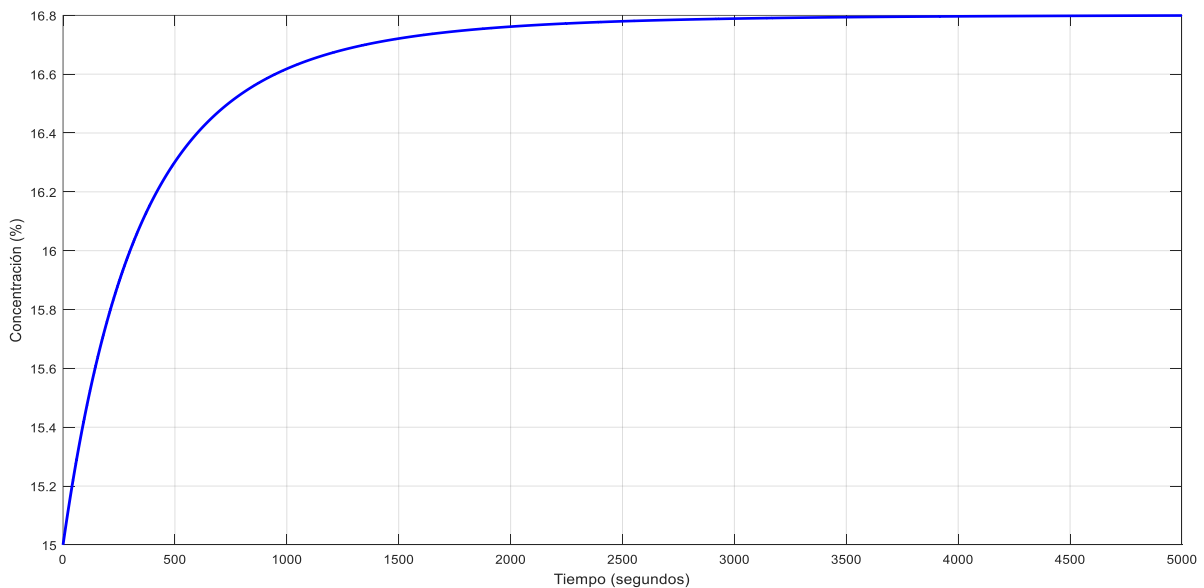


Figura 29. Respuesta de la concentración del 1er efecto perturbando la temperatura de alimentación del jugo. Elaboración propia.

La figura 29 muestra que al perturbar la temperatura de alimentación del jugo de entrada, la concentración de salida del primer efecto tomara aproximadamente 3000 segundos en alcanzar la condición de estado estable, en comparación con la perturbación de

concentración de alimentación de jugo la concentración de salida perturbando el flujo de vapor es menos sensible.

Variación en la temperatura de vapor del primer efecto (T_1) con un aumento del 10% en la temperatura de alimentación del jugo (T_{L0}).

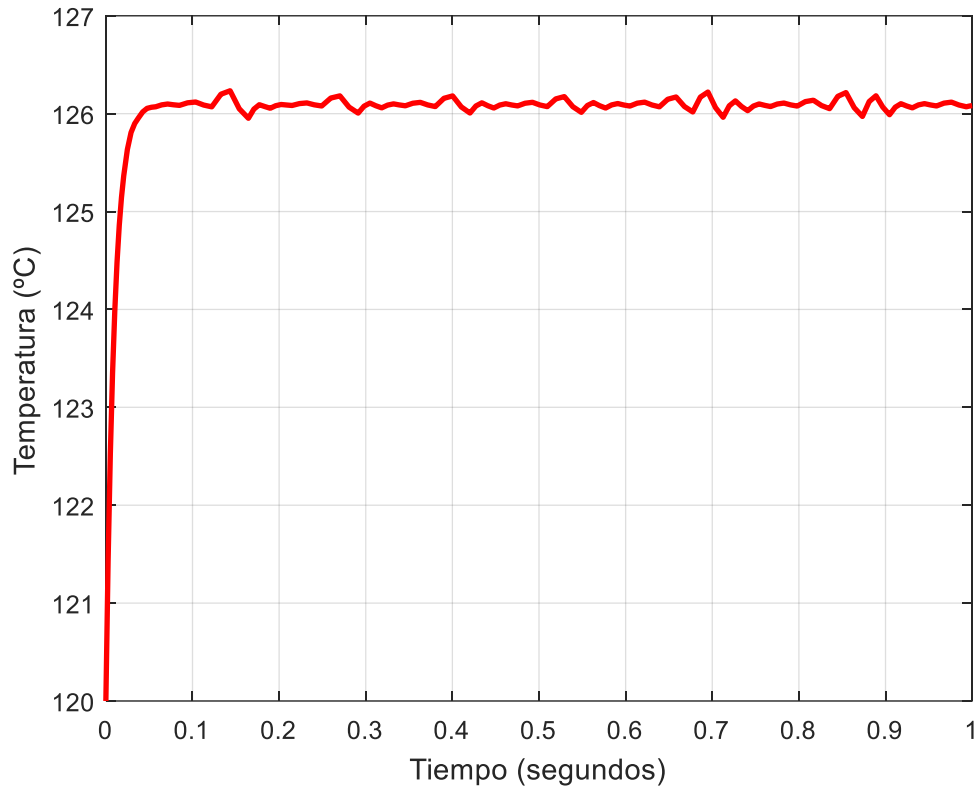


Figura 30. Respuesta de la temperatura de vapor del 1er efecto perturbando la temperatura de alimentación de jugo. Elaboración propia.

La figura 30 muestra que perturbar la temperatura de alimentación del jugo de entrada, la temperatura de vapor del primer efecto alcanza inmediatamente la condición de estado estable manteniéndose con ligeras fluctuaciones.

Variación en la concentración del producto del quinto efecto (X_5) con un aumento del 10% en la temperatura de alimentación del jugo (T_{L0}).

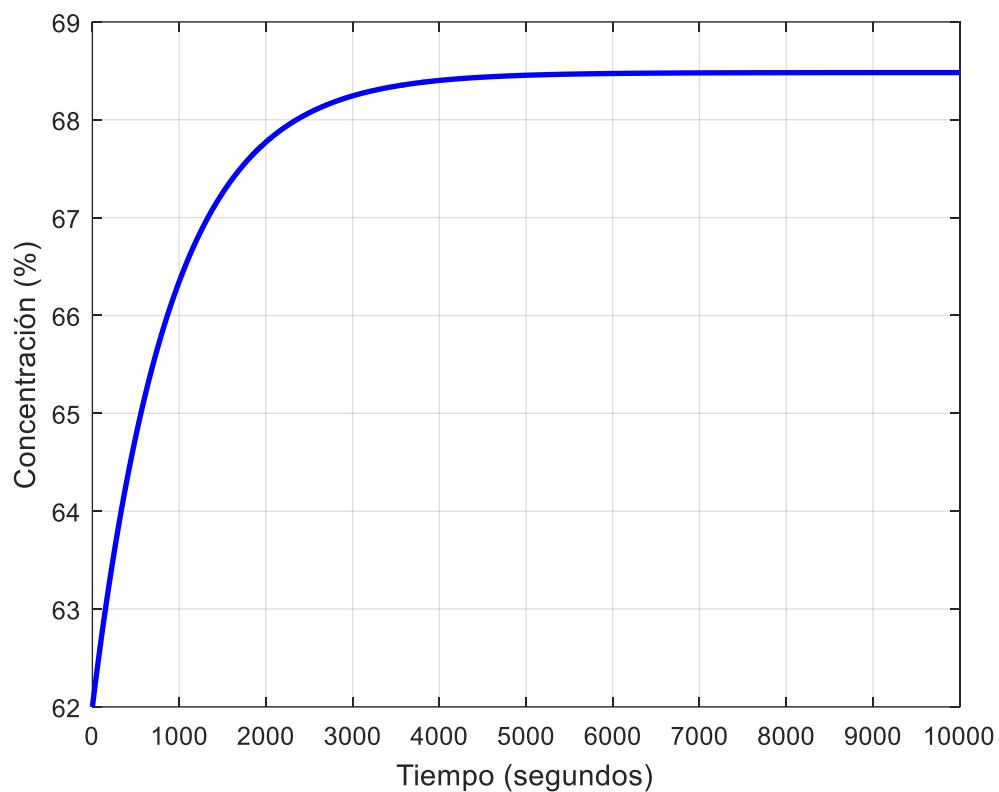


Figura 31. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la temperatura de alimentación del jugo. Elaboración propia.

La figura 31 muestra que al perturbar la temperatura de alimentación del jugo de entrada, la concentración de salida del quinto efecto tomara aproximadamente 5500 segundos en alcanzar la condición de estado estable.

Variación en la temperatura de vapor del quinto efecto (T_5) con un aumento del 10% en la temperatura de alimentación del jugo (T_{L0}).

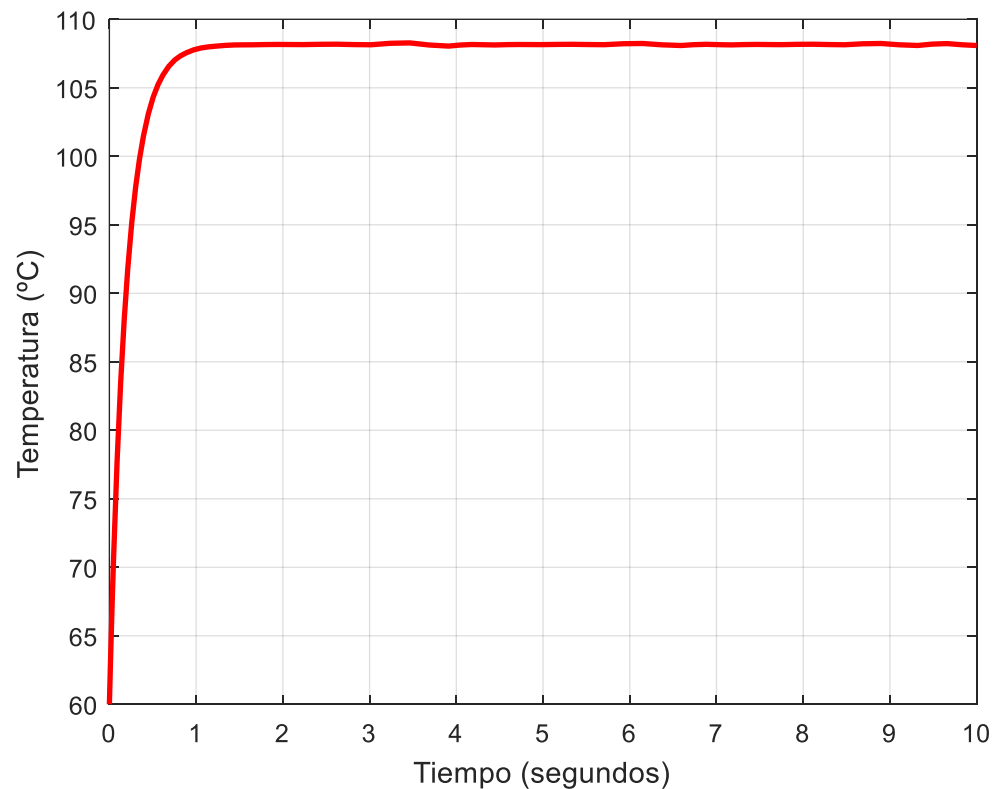


Figura 32. Respuesta de la concentración del 5to efecto perturbando la temperatura de alimentación del jugo. Elaboración propia.

La figura 32 muestra que al perturbar la temperatura de alimentación del jugo de entrada, la temperatura de vapor del quinto efecto tomara alrededor de 1 a 2 segundos en alcanzar la condición de estado estable manteniéndose sin fluctuaciones en comparación con el primer efecto.

A continuación en la tabla 8 y Tabla 9 se muestra un resumen de las perturbaciones realizadas sobre la concentración (X_i) y sobre la Temperatura (T_i) versus el tiempo que demora en alcanzar el estado estacionario.

Tabla 8

Efecto de la perturbación sobre la concentración (Xi)

PERTURBACION	EFFECTOS	TIEMPO (s)
CAUDAL DE ALIMENTACION (WL0, kg/s)	I	3000
	V	5000
CONCENTRACION DE ALIMENTACION (X0, %)	I	5000
	V	6000
TEMPERATURA DEL VAPOR DE ESCAPE (Tv0, °C)	I	3500
	V	5500
ALIMENTACION DEL JUGO (TL0, °C)	I	3000
	V	5500

Nota: Elaboración propia.

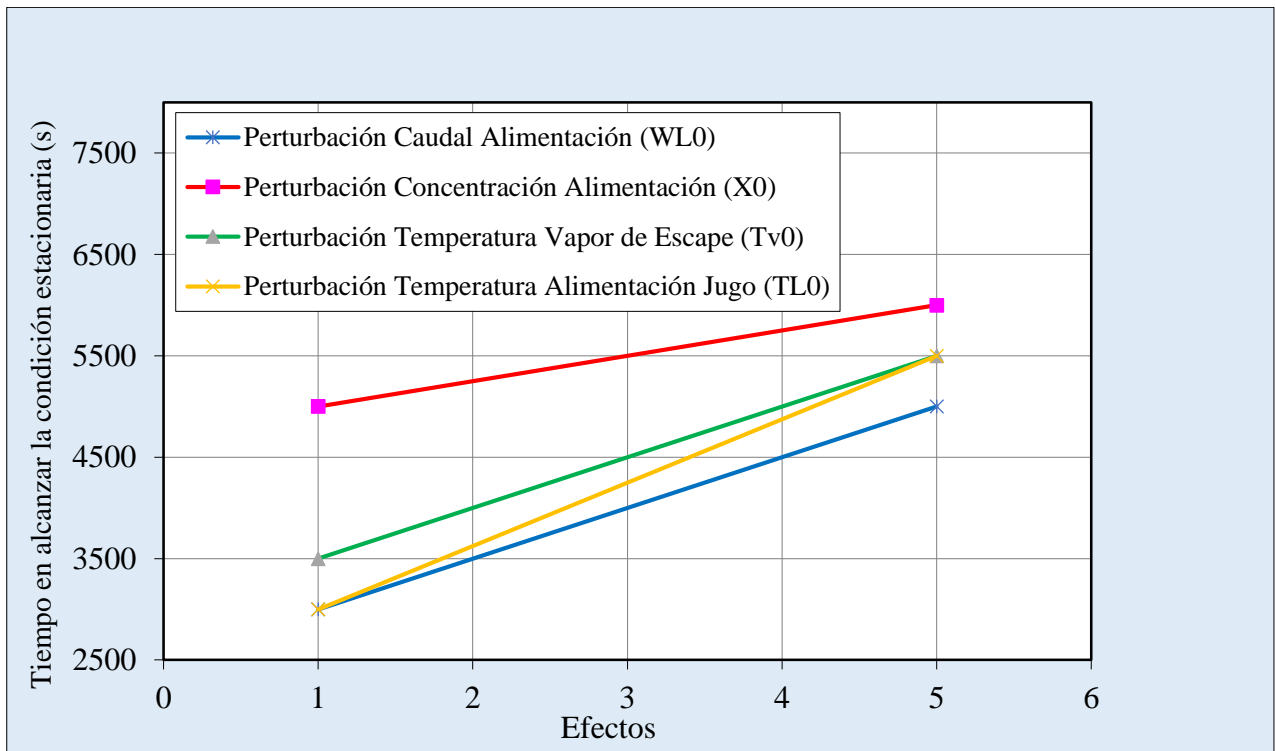


Figura 33. Efectos de la perturbación sobre la concentración del I y V efecto. Elaboración propia.

De la Tabla 8 y Figura 33 se puede observar que la perturbación Concentración de Alimentación (X0) demora mucho más tiempo en alcanzar la condición estacionaria y más aún en último efecto. En tal sentido esta perturbación (X0) será la que más efecto tiene sobre la concentración del jarabe (Producto de la etapa de evaporación).

Tabla 9

Efecto de la perturbación sobre la temperatura (T_i)

PERTURBACION	EFFECTOS	TIEMPO (s)
CAUDAL DE ALIMENTACION (WL_0 , kg/s)	I	0.1
	V	1
CONCENTRACION DE ALIMENTACION (X_0 , %)	I	0.1
	V	1
TEMPERATURA DEL VAPOR DE ESCAPE (T_{v0} , °C)	I	0.1
	V	1
ALIMENTACION DEL JUGO (TL_0 , °C)	I	0.1
	V	1

Nota: Elaboración propia.

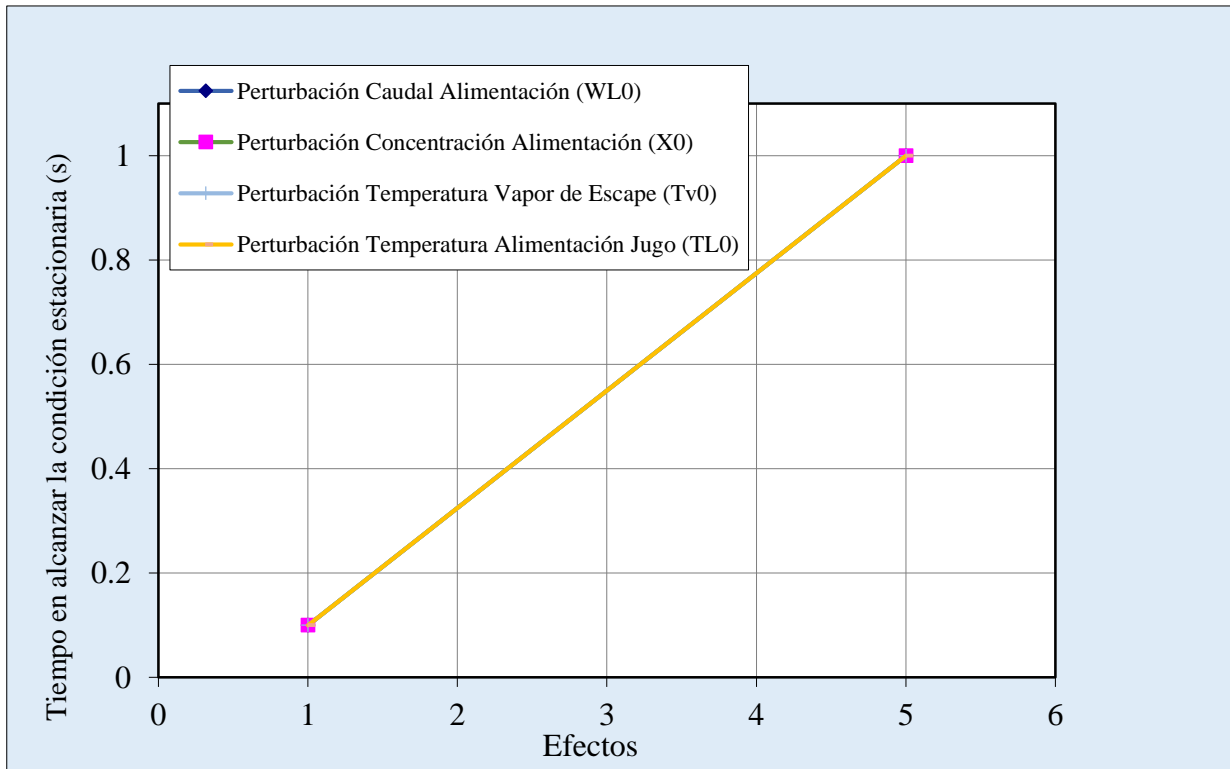


Figura 34. Efectos de la perturbación sobre la Temperatura del I y V efecto. Elaboración propia.

De la Tabla 9 y Figura 34 se puede observar que todas las perturbaciones estudiadas demoran igual tiempo en alcanzar la condición estacionaria.

De la figura 33 y 34 se puede observar que la variable más sensible a las perturbaciones de entrada estudiadas es la concentración en el último efecto.

CAPÍTULO V

V. CONCLUSIONES

- El sistema de evaporación estudiado consta de 5 efectos evaporadores de película descendente, el jugo clarificado ingresa precalentado a 116°C en el primer efecto y se realizan extracciones de vapor en los cuatro primeros efectos. Tanto el precalentamiento previo del jugo a la temperatura de operación del primer efecto y las extracciones de vapor aumentan la economía global del vapor de escape (Economía del sistema, $E_c=2.99$), además el ingenio será mucho más eficiente (Eficiencia del sistema, $E_f=95.7\%$) ya que se reducirá el consumo de vapor.
- Para estudiar la respuesta dinámica del proceso, se necesitaron valores iniciales de las variables del proceso, las cuales fueron obtenidas de la solución del estado estacionario. La respuesta dinámica en las variables del sistema de evaporación se estudió creando cuatro tipos de perturbaciones: flujo másico de alimentación, concentración de alimentación, temperatura del vapor de escape y temperatura de alimentación del jugo. Las variables del sistema seleccionadas fueron: Temperatura del vapor de cada efecto y Concentración de salida de cada efecto. La perturbación se tomó como una entrada escalonada del 10%.
- En la presente investigación se desarrolló un modelo matemático de tipo parámetro agrupado en estado inestable, a partir de los balances de materia y energía, para el sistema evaporador de película descendente de quintuple efecto. Resultando adecuado para describir la dinámica del sistema de evaporación.
- Para el desarrollo del modelo matemático en estado estacionario (sistema de ecuaciones no lineales) se utilizó el método numérico de mínimos cuadrados el cual esta implementado en el solucionador “fsolve” de matlab y para el desarrollo del modelo matemático en estado dinámico (sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias no lineales) se utilizó el solucionador “ode45” de matlab el cual se basa en el método numérico de Runge-Kutta en las variables de temperatura, concentración y nivel en el tiempo. La simulación del modelo matemático en estado estacionario esta validado

utilizando datos de la industria azucarera en estudio, debido a que no hay datos dinámicos disponibles para una validación adicional no se pudo realizar más comparaciones, sin embargo, la validación en estado estacionario junto con el hecho de que las respuestas observadas siguen la misma naturaleza de las respuestas dinámicas serán suficientes para esta investigación.

- Al comparar los resultados obtenidos por el programa de simulación con la data del sistema evaporador de la industria azucarera en estudio, El mayor error relativo porcentual es 4% en la variable temperatura del jugo en el tercer efecto lo cual garantiza la confiabilidad en los resultados. Teniendo en cuenta estos resultados obtenidos mediante la simulación se puede afirmar que el modelo desarrollado es adecuado y describe aceptablemente dicho sistema de evaporación en estudio.
- El estudio transitorio, para todas las perturbaciones de entrada creadas (velocidad de flujo de alimentación, concentración de alimentación, temperatura del vapor de escape y temperatura de alimentación de jugo) mostró que el estado estacionario se alcanza más rápido para la temperatura del vapor en comparación con la concentración de sólidos, además la condición de estado estable para el primer efecto se logra a un ritmo más rápido que el quinto efecto.

Según los resultados del régimen transitorio los autores llegan a la conclusión de que la variable más sensible a las perturbaciones de entrada es la concentración en el último efecto y la perturbación que más afecta a las variables estudiadas (temperatura del vapor y concentración de salida) es la concentración de alimentación del jugo seguido de la temperatura del vapor de escape. Logrando de esta manera el objetivo principal propuesto y resolver el problema planteado en la siguiente tesis de investigación.

CAPÍTULO VI

VI. RECOMENDACIONES

- Según los resultados obtenidos la variable más afectada, a todas las perturbaciones posibles estudiadas, es la concentración de salida del jugo. Por lo que, para futuros trabajos de investigación, se recomendaría estudiar la implementación de estrategias de control de esta variable.
- Con fines académicos para futuras investigaciones se recomienda ampliar la librería de módulos de cálculo del mismo, y así tener todo el proceso de la industria azucarera (molienda, clarificación, calentamiento, cristalización), a la vez que permitirá a la universidad utilizarlo con fines de enseñanza de cursos de Simulación de Procesos, Diseño de Procesos, Etc.
- Se recomienda para futuros trabajos relacionados, explorar nuevas ecuaciones matemáticas que describan mejor el comportamiento del sistema de evaporación real.
- Debido a la complejidad en los cálculos, en futuras investigaciones, se sugiere proponer nuevos métodos más precisos para ajustar mejor el modelo.
- Para futuros trabajos relacionados, se recomienda estudiar cómo afecta las incrustaciones en la evaporación.

CAPÍTULO VII

VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Amiya , J. (2011). *Chemical precess modeling and computer simulation. Second edition.* Bengala Occidental, India: Asoke k. ghosh.
- Batule, E. (2009). *El control químico y de proceso en la industria azucarera.* San Salvador, El Salvador: Queensland Society and Sugar Cane Technologits. Obtenido de <https://es.scribd.com/document/248646682/serie-azucarera-17-pdf>
- Berk, Z. (2009). *Food Process Engineering and Technology. First edition.* New York. P432, USA: Elsevier.
- Biris, s., & Bungescu, s. (2008). Calculus outlines for the falling-film evaporator used in the sugar industry. *Annals of West university of Timisoara*, 17(3), 7-12.
- Carrizales, R. (2010). Cálculo de evaporadores de múltiple efecto, un método simplificado. *Tlatemoani –Revista académica de investigación*, 2(1), 86-9.
- Casp, A., & Abril, J. (2003). *Procesos de Conservación de Alimentos, Segunda Edición.* Madrid, España. p402-407.: Ediciones Mundi-Prensa.
- Coss, R. (2003). *Simulación un enfoque Práctico.* Mexico DF, Mexico: Limusa S.A.
- Coulson, M., & Richardson, F. (2005). *Chemical engineering, Volume 6.* Oxford, Estados Unidos: R. K. Sinnott.
- Da Silva , F. (2015). Dynamic process simulation. *Process simulation and optimization.* Obtenido de <http://processecology.com/articles/dynamic-process-simulation-when-do-we-really-need-it>
- Dharai, J., & Bhagchandani, C. (2012). Design, Modelling and Simulation of Multiple Effect Evaporators. *International Journal of Scientific Engineering and Technology*, 3(1), 01-05.
- Díaz, C., Galván, E., Ramos, E., & Castillo, F. (2013). Metodología para el diseño óptimode evaporadores de película descendente. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 4(3), 49-61.
- Dutta , B. (2017). *Mathematical methods in chemical and biological engineering.* London, New York: Taylor y Francis.
- Estefano , L. (2016). *Environmental systems analysis with Matlab®.* London , New York: Tylor y Francis .
- Faizan, A., & Naseem, A. (2013). Design of triple effect evaporator developed by a program in C++. *International journal of scientific & engineering research*, 4(7), 2013 2298.

- Farsi, M., & Jahanmiri, A. (2009). A new control algorithm for concentration control in three effect falling film evaporators. *ranian journal of science and technology*, 33(5), 387-396.
- Franco, J. (2006). Diseño de un simulador por computadora de procesos de evaporación en una línea de evaporadores de múltiple efecto. (*Tesis de pregrado*). Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala.
- García, J., Ibarra, P., Félix, G., & Ríos, G. (2008). La simulación de procesos en ingeniería química. *Investigación Científica*, 4(2), 1-9.
- Gautami, G. (2011). Modeling and Simulation of Multiple Effect Evaporator System. (*Thesis of Master*). Department of Chemical Engineering National Institute of Technology, Rourkela, India.
- Geankoplis, C. (2006). *Procesos de transporte y principios de procesos de separación* (cuarta edición ed.). México DF, México: Cecsca.
- Golder, A., & Goud, V. (2013). *Curso: Diseño en ingeniería química*. Obtenido de <https://nptel.ac.in/courses/103103027/11>
- Gómez, E. (2014). Modelamiento y simulación del sistema de evaporación del jugo clarificado para la etapa de ampliación de molienda de la empresa agroindustrial San Jacinto. (*Tesis de pregrado*). Universidad Nacional de Trujillo, Perú.
- Gonzálvez, J., & Santafé, A. (2015). *Análisis y simulación de procesos con Mathcad*. Valencia, España: Universitat politècnica de València.
- Heldman, D., & Lund, B. (2007). *Handbook of food engineering, Second Edition*. Florida, Estados Unidos: CRC Press.
- Holland, C. (1983). *Computer methods for solving dynamic separation problems*. Texas, EE.UU: McGraw-Hill Book Company.
- Hugot, E. (1986). *Handbook of cane sugar engineering. Third edition*. New York, EE.UU: Elsevier Science.
- Iglesias, O., & Paniagua, C. (2013). Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares. En *Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares* (pág. 12). La Plata, Argentina: Universidad Nacional de la Plata.
- Irahola, J. (2007). Aplicación para Formular y Resolver Modelos Matemáticos de Evaporación Multiefecto. *Información Tecnológica*, (18), 37-42.

- Jóse, F. (s.f.). *Diseño de un simulador por computadora de procesos de evaporación de una línea de evaporadores de múltiple efecto*. Guatemala .
- Kaisare , N. (2018). *Computational techniques for process simulation and analysis using Matlab* ®. London , New York : Taylor y Francis.
- Koon , Y. (2018). *Chemical engineering computation with Matlab*®. London New York, Estados Unidos: Taylor y Francis.
- Kumar, D., Rani , A., & Kumar, S. (2014). Dynamic simulation of multiple effect evaporators in paper industry using MATLAB. *Journal of Engineering & Technology*, 5(1-2), 8-14.
- Luyben, W. (2018). Dynamic simulation of multi-effect evaporators. *Chemical Engineering & Processing*, 131(8), 106–115. doi:doi.org/10.1016/j.cep.2018.07.005
- Martín, M. (2015). *Introduction to software for chemical engineers*. London, New York : Taylor y Francis.
- Martínez, S., Alonso, P., López, J., Salado, M., & Rocha, J. (2000). *Simulación de procesos en Ingeniería Química*. México: Plaza y Valdéz.
- Mc Cabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Ciudad de Mexico, Mexico: McGraw-Hill.
- Medhat, F., Fanali, M., & Zohreie, H. (2014). Mathematical modelling and dynamic simulation of multi-effect falling-film evaporator for milk powder production. *Mathematical and Computer Modelling of Dynamical Systems*, 21(4), 336-358. Obtenido de <https://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/13873954.2014.980276?journalCode=nmc m20>
- Merino, A., Acebes, L., & De Prada, C. (2009). Modelado y Simulación del Proceso de Producción del Azúcar. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial RIAL*, 6(3), 21-31.
- Moncada , L. (2005). *Automatización y control de procesos*. Trujillo, Perú: Contro de procesos industriales .
- Muhumuza, R. (2010). Modelling, implementation and simulation of a single-effect absorption chiller in MERIT. (*Master's thesis*). University of Strathclyde, Reino Unido.
- Myke, K. (2016). *Process control a practical approach*. India: John Wiley y Sons, Ltd .
- Núñez, Á., Tarifa, E., & Farfán, N. (2012). Simulación estacionaria de un evaporador de doble efecto para jugo de tomate. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 3(4), 1-9.

- Ordoñez , R., Hernández, C., & Pedraza, L. (2012). Modelado de un sistema de evaporación de múltiple efecto para la producción de panela (Azúcar no Centrifugado). *Información Tecnológica*, 23(6), 105-120. doi:doi: 10.4067/S0718-07642012000600012
- Özilgen, M. (2011). *Handbook of food process modeling and statistical quality control*. Boca Raton, Estados Unidos: CRC Press.
- Pabón, H. (2010). *Probabilidad y estadística con Matlab® para investigadores*. Universidad de Cundinamarca Seccional Ubaté. Obtenido de file:///C:/Users/User/Downloads/ESTADISTICA-CON-MATLAB.pdf
- Prabir, S. (2014). *Process dynamics and control*. Calcuta, Bengala Occidental, India: Chemical engineering.
- Puigjaner, L., Ollero, P., De Prada, C., & Jiménez, L. (2006). *Estrategias de modelado, simulación y optimización de procesos químicos*. Madrid, España: Síntesis S. A.
- Ranjan , U. (2017). *Process modeling and simulation for chemical engineers*. Toronto, Canada : John Wiley & Sons Ltd.
- Rein , P. (2012). *Ingeniería de la Caña de Azúcar*. Berlín., Alemania: Bartens.
- Rodríguez, A., & Minceba, M. (2005). Modelling and simulation in chemical engineering. *Computers and chemical engineering*, 29(6), 1167-1183.
- Rodríguez, L. (2007). *Python programación*. Obtenido de file:///C:/Users/User/Downloads/Python-Programacion-ESPOL%20(1).pdf
- Rrodríguez, D. (2012). Simulación y análisis dinámico de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja. (*Tesis de maestría*). Universidad Nacional de Colombia, Colombia.
- Rucha , B., Isha , D., Gandhar , C., & Ravi , T. (2018). A review on study of different types of evaporators and their software. *International Research Journal of Engineering and Technology (IRJET)*, 05(10), 2395-0072.
- Sathiyamoorthy, M., Gebrekrstos, A., & Balachandran , G. (2013). A theoretical novel design approach to enhance the evaporator steam economy of large scale sugar industries in Ethiopia. *Journal of Engineering, Computers & Applied Sciences (JEC&AS)*, 2(12), 2319-5606.
- Sunil , K. (2015). A review on studies and research on various aspects of evaporators. *International Journal of Research & Review*, 2(10), 619-623.

- Triviño , D. (2012). Simulación y análisis dinámico de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja. (Tesis de maestría). Universidad Nacional de Colombia, Colombia.
- Ucuñay , J. (2006). Simulación de una planta de evaporación de quintuple efecto. (*Tesis de pregrado*). Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, Perú.
- Varela, J. (2013). Desarrollo de una herramienta de simulación para estudiar y evaluar la operación y control de una unidad de destilación. (*Tesis de pregrado*). Universidad Central de Venezuela, Venezuela.
- Villareal, W. (2013). Simulación numérica del campo de velocidades, presión y temperatura de flujo de caña en un evaporador Roberts. (*Tesis de doctorado*). Universidad Nacional de Trujillo, Perú.

VIII. ANEXOS

ANEXO A-1

CODIFICACION EN MATLAB DEL SISTEMA DE EVAPORACION EN ESTADO ESTACIONARIO

```
% ESTADO ESTACIONARIO
function EvapsimEst2
clc
x0=[55.87;16.81;120;20.57;      36.91;25.44;112.6;      21.7;43.28;103.5;
16.38;57.34;90.3;      13.71;2.67];
xsol=fsolve(@(x) Sistema(x),x0);
%DESARROLLO DEL SISTEMA NO LINEAL, Variables de salida
Wl1=xsol(1,1), X1=xsol(2,1), Tv1=xsol(3,1), Wv0=xsol(4,1)
Wl2=xsol(5,1), X2=xsol(6,1), Tv2=xsol(7,1),
Wl3=xsol(8,1), X3=xsol(9,1), Tv3=xsol(10,1),
Wl4=xsol(11,1), X4=xsol(12,1), Tv4=xsol(13,1),
Wl5=xsol(14,1), Wv5=xsol(15,1),
%Calculo de las presiones
Tv0=126.1; %°C
Tv5=60;%°C
P0=(1/7.5)*exp(18.3036-3816.44/(227.03+Tv0))
P1=(1/7.5)*exp(18.3036-3816.44/(227.03+Tv1))
P2=(1/7.5)*exp(18.3036-3816.44/(227.03+Tv2))
P3=(1/7.5)*exp(18.3036-3816.44/(227.03+Tv3))
P4=(1/7.5)*exp(18.3036-3816.44/(227.03+Tv4))
P5=(1/7.5)*exp(18.3036-3816.44/(227.03+Tv5))
% calculo de EPE
Tv5=60;
X5=68.51;
EPE1=(0.00006064*((273+Tv1)^2*X1^2)/((374.3-Tv1)^0.38))*(0.000000584*(X1-40)^2+0.00072));
EPE2=(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072));
EPE3=(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-Tv3)^0.38))*(0.000000584*(X3-40)^2+0.00072));
EPE4=(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-Tv4)^0.38))*(0.000000584*(X4-40)^2+0.00072));
EPE5=(0.00006064*((273+Tv5)^2*X5^2)/((374.3-Tv5)^0.38))*(0.000000584*(X5-40)^2+0.00072));
%Calculo de Wvi
Wl0=75.40; %kg/s
Lambda1=2492.9-2.0523* Tv1-0.0030752* Tv1^2
Lambda2=2492.9-2.0523* Tv2-0.0030752* Tv2^2; Lambda3=2492.9-2.0523* Tv3-0.0030752* Tv3^2;
Lambda4=2492.9-2.0523* Tv4-0.0030752* Tv4^2;
AT1=3500; AT2=3500; AT3=3500; AT4=1200; AT5=800; %m2
U1=2200; U2=1700; U3=1200; U4=900; U5=235;
%Wv1=(U2*AT2*(Tv1-Tv2-EPE2)/Lambda1)*0.001+0.7706
%Wv2=(U3*AT3*(Tv2-Tv3-EPE3)/Lambda2)*0.001+4.4967
%Wv3=(U4*AT4*(Tv3-Tv4-EPE4)/Lambda3)*0.001+9.0807
%Wv4=(U5*AT5*(Tv4-Tv5-EPE5)/Lambda4)*0.001+5.9932
Wv1=Wl0-Wl1, Wv2=Wl1-Wl2, Wv3=Wl2-Wl3, Wv4=Wl3-Wl4, Wv5=Wl4-Wl5
```

```

%Calculo de la Temperatura de la solución; TL
Tl1=(Tv1+EPE1), Tl2=(Tv2+EPE2), Tl3=(Tv3+EPE3), Tl4=(Tv4+EPE4),
Tl5=(Tv5+EPE5)
% Calculo de entalpia de la solucion
hl1=(2.326*((X1/10)*(100+X1)/(900-8*X1)+1.8*Tl1*(1-(X1/100)*(0.6-
0.0009*Tl1))))
hl2=(2.326*((X2/10)*(100+X2)/(900-8*X2)+1.8*Tl2*(1-(X2/100)*(0.6-
0.0009*Tl2))))
hl3=(2.326*((X3/10)*(100+X3)/(900-8*X3)+1.8*Tl3*(1-(X3/100)*(0.6-
0.0009*Tl3))))
hl4=(2.326*((X4/10)*(100+X4)/(900-8*X4)+1.8*Tl4*(1-(X4/100)*(0.6-
0.0009*Tl4))))
hl5=(2.326*((X5/10)*(100+X5)/(900-8*X5)+1.8*Tl5*(1-(X5/100)*(0.6-
0.0009*Tl5))))

%Calculo de la entalpia de vapor
hv1=2502.04+1.8125*Tv1+0.0002585*Tv1^2-0.0000098*Tv1^3
hv2=2502.04+1.8125*Tv2+0.0002585*Tv2^2-0.0000098*Tv2^3
hv3=2502.04+1.8125*Tv3+0.0002585*Tv3^2-0.0000098*Tv3^3
hv4=2502.04+1.8125*Tv4+0.0002585*Tv4^2-0.0000098*Tv4^3
hv5=2502.04+1.8125*Tv5+0.0002585*Tv5^2-0.0000098*Tv5^3

%Calculo de la evaporacion total
Wt=Wv1+Wv2+Wv3+Wv4+Wv5
% Economia de vapor
Ec=Wt/Wv0
% Eficiencia de evaporacion del sistema
Ef=(1-Wv5/Wt)*100
End

function fval=Sistema(X)
%Datos
Tv0=126.1; %°C
Wl0=75.40; %kg/s
X0=12.45; %Porcentaje
Tl0=116;%°C
Tv5=60;%°C
X5=68.51;%
AT1=3500;AT2=3500;AT3=3500;AT4=1200;AT5=800;%m2
U1=2200; U2=1700; U3=1200; U4=900;U5=235;
EPE0=(0.00006064*(( (273+Tv0)^2*X0^2)/((374.3-Tv0)^0.38)))*(0.000000584*(X0-
40)^2+0.00072));
hl0=(2.326*((X0/10)*(100+X0)/(900-8*X0)+1.8*Tl0*(1-(X0/100)*(0.6-
0.0009*Tl0))));
Lambda0=2492.9-2.0523*Tv0-0.0030752*Tv0^2;

%Definir las variables
Wl1=X(1); X1=X(2); Tv1=X(3); Wv0=X(4);
Wl2=X(5); X2=X(6); Tv2=X(7);
Wl3=X(8); X3=X(9); Tv3=X(10);
Wl4=X(11);X4=X(12); Tv4=X(13);
Wl5=X(14);Wv5=X(15);

```

```

%DEFINIR F(X)
fval(1,1)=Wl0-Wl1-(((U2*AT2*(Tv1-Tv2-(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072))))/(2492.9-2.0523*Tv1-0.0030752*Tv1^2)+0.7706);
fval(2,1)=Wl0*h10-Wl1*(2.326*((X1/10)*(100+X1)/(900-8*X1)+1.8*(Tv1+(0.00006064*((273+Tv1)^2*X1^2)/((374.3-Tv1)^0.38)))*(0.000000584*(X1-40)^2+0.00072)))*(1-(X1/100)*(0.6-0.0009*(Tv1+(0.00006064*((273+Tv1)^2*X1^2)/((374.3-Tv1)^0.38)))*(0.000000584*(X1-40)^2+0.00072)))))-(((U2*AT2*(Tv1-Tv2-(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072))))/(2492.9-2.0523*Tv1-0.0030752*Tv1^2)+0.7706)*(2502.04+1.8125*Tv1+0.0002585*Tv1^2-0.0000098*Tv1^3)+((U1*AT1*(Tv0-Tv1-(0.00006064*((273+Tv1)^2*X1^2)/((374.3-Tv1)^0.38)))*(0.000000584*(X1-40)^2+0.00072)))));
fval(3,1)=Wl0*X0-Wl1*X1;

fval(4,1)=Wl1-Wl2-(((U3*AT3*(Tv2-Tv3-(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-Tv3)^0.38)))*(0.000000584*(X3-40)^2+0.00072))))/(2492.9-2.0523*Tv2-0.0030752*Tv2^2)+4.4967);
fval(5,1)=Wl1*(2.326*((X1/10)*(100+X1)/(900-8*X1)+1.8*(Tv1+(0.00006064*((273+Tv1)^2*X1^2)/((374.3-Tv1)^0.38)))*(0.000000584*(X1-40)^2+0.00072)))*(1-(X1/100)*(0.6-0.0009*(Tv1+(0.00006064*((273+Tv1)^2*X1^2)/((374.3-Tv1)^0.38)))*(0.000000584*(X1-40)^2+0.00072)))))-Wl2*(2.326*((X2/10)*(100+X2)/(900-8*X2)+1.8*(Tv2+(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072)))*(1-(X2/100)*(0.6-0.0009*(Tv2+(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072)))))-(((U3*AT3*(Tv2-Tv3-(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-Tv3)^0.38)))*(0.000000584*(X3-40)^2+0.00072))))/(2492.9-2.0523*Tv2-0.0030752*Tv2^2)+4.4967))*(2502.04+1.8125*Tv2+0.0002585*Tv2^2-0.0000098*Tv2^3)+(U2*AT2*(Tv1-Tv2-(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072)))));
fval(6,1)=Wl1*X1-Wl2*X2;

fval(7,1)=Wl2-Wl3-(((U4*AT4*(Tv3-Tv4-(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-Tv4)^0.38)))*(0.000000584*(X4-40)^2+0.00072))))/(2492.9-2.0523*Tv3-0.0030752*Tv3^2)+9.0807);
fval(8,1)=Wl2*(2.326*((X2/10)*(100+X2)/(900-8*X2)+1.8*(Tv2+(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072)))*(1-(X2/100)*(0.6-0.0009*(Tv2+(0.00006064*((273+Tv2)^2*X2^2)/((374.3-Tv2)^0.38)))*(0.000000584*(X2-40)^2+0.00072)))))-Wl3*(2.326*((X3/10)*(100+X3)/(900-8*X3)+1.8*(Tv3+(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-Tv3)^0.38)))*(0.000000584*(X3-40)^2+0.00072)))*(1-(X3/100)*(0.6-0.0009*(Tv3+(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-Tv3)^0.38)))*(0.000000584*(X3-40)^2+0.00072)))))-(((U4*AT4*(Tv3-Tv4-(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-Tv4)^0.38)))*(0.000000584*(X4-40)^2+0.00072))))/(2492.9-2.0523*Tv3-0.0030752*Tv3^2)+9.0807)*(2502.04+1.8125*Tv3+0.0002585*Tv3^2-0.0000098*Tv3^3)+((U3*AT3*(Tv2-Tv3-(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-Tv3)^0.38)))*(0.000000584*(X3-40)^2+0.00072)))));

```



```
fval(9,1)=Wl2*X2-Wl3*X3;
```

```
fval(10,1)=Wl3-Wl4-(((U5*AT5*(Tv4-Tv5-  
(0.00006064*((273+Tv5)^2*X5^2)/((374.3-Tv5)^0.38))* (0.000000584*(X5-  
40)^2+0.00072)))))/(2492.9-2.0523*Tv4-0.0030752*Tv4^2)+5.9932);  
fval(11,1)=Wl3*(2.326*((X3/10)*(100+X3)/(900-  
8*X3)+1.8*(Tv3+(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-  
Tv3)^0.38))* (0.000000584*(X3-40)^2+0.00072))* (1-(X3/100)*(0.6-  
0.0009*(Tv3+(0.00006064*((273+Tv3)^2*X3^2)/((374.3-  
Tv3)^0.38))* (0.000000584*(X3-40)^2+0.00072))))))-  
Wl4*(2.326*((X4/10)*(100+X4)/(900-  
8*X4)+1.8*(Tv4+(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-  
Tv4)^0.38))* (0.000000584*(X4-40)^2+0.00072))* (1-(X4/100)*(0.6-  
0.0009*(Tv4+(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-  
Tv4)^0.38))* (0.000000584*(X4-40)^2+0.00072))))))-(((U5*AT5*(Tv4-Tv5-  
(0.00006064*((273+Tv5)^2*X5^2)/((374.3-Tv5)^0.38))* (0.000000584*(X5-  
40)^2+0.00072)))))/(2492.9-2.0523*Tv4-  
0.0030752*Tv4^2)+5.9932)*(2502.04+1.8125*Tv4+0.0002585*Tv4^2-  
0.0000098*Tv4^3)+((U4*AT4*(Tv3-Tv4-(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-  
Tv4)^0.38))* (0.000000584*(X4-40)^2+0.00072)))));  
fval(12,1)=Wl3*X3-Wl4*X4;
```

```
fval(13,1)=Wl4-Wl5-Wv5;  
fval(14,1)=Wl4*(2.326*((X4/10)*(100+X4)/(900-  
8*X4)+1.8*(Tv4+(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-  
Tv4)^0.38))* (0.000000584*(X4-40)^2+0.00072))* (1-(X4/100)*(0.6-  
0.0009*(Tv4+(0.00006064*((273+Tv4)^2*X4^2)/((374.3-  
Tv4)^0.38))* (0.000000584*(X4-40)^2+0.00072))))))-  
Wl5*(2.326*((X5/10)*(100+X5)/(900-  
8*X5)+1.8*(Tv5+(0.00006064*((273+Tv5)^2*X5^2)/((374.3-  
Tv5)^0.38))* (0.000000584*(X5-40)^2+0.00072))* (1-(X5/100)*(0.6-  
0.0009*(Tv5+(0.00006064*((273+Tv5)^2*X5^2)/((374.3-  
Tv5)^0.38))* (0.000000584*(X5-40)^2+0.00072))))))-  
Wv5*(2502.04+1.8125*Tv5+0.0002585*Tv5^2-0.0000098*Tv5^3)+((U5*AT5*(Tv4-Tv5-  
(0.00006064*((273+Tv5)^2*X5^2)/((374.3-Tv5)^0.38))* (0.000000584*(X5-  
40)^2+0.00072)))));  
fval(15,1)=Wl4*X4-Wl5*X5;  
end
```

ANEXO A-2

CODIFICACION EN MATLAB DEL SISTEMA DE EVAPORACION EN ESTADO TRANSITORIO

```
%ESTADO DINAMICO
%PRIMER EFECTO/ perturbacion del caudal de alimentacion
close all
syms WL0
WL0;%=75.4; %perturbacion del caudal de alimentacion
Wv1=0.2*WL0; WL1=WL0-Wv1; X0=12.45; hL0=455.99; A1=19.6;
U1=2200; AT1=3500; Tv0=126.10;

syms L1 T1 X1
PL1=1000*(1+X1*(X1+200)/54000)*(1-0.036*(T1-20)/(160-T1));
hL1=2.326*((X1/10)*(100+X1)/(900-8*X1)+1.8*T1*(1-(X1/100)*(0.6-0.0009*T1)));
hV1=2502.04+1.8125*T1+0.0002585*T1^2-0.0000098*T1^3;

C1_1= WL0-WL1-Wv1;
C2_1=A1*PL1;
C3_1=A1*L1*(diff(PL1,T1));
C4_1=A1*L1*(diff(PL1,X1));
C5_1=WL0*X0-WL1*X1;
C6_1=A1*PL1*X1;
C7_1=A1*L1*X1*(diff(PL1,T1));
C8_1=A1*L1*(PL1+X1*(diff(PL1,X1)));
C9_1=WL0*hL0-WL1*hL1-Wv1*hV1+U1*AT1*(Tv0-T1);
C10_1=A1*PL1*hL1;
C11_1=A1*L1*(PL1*(diff(hL1,T1))+hL1*(diff(PL1,T1)));
C12_1=A1*L1*(PL1*(diff(hL1,X1))+hL1*(diff(PL1,X1)));

C1_1=inline(C1_1,'WL0','L1','T1','X1');
CC1_1=C1_1(WL0,L1,T1,X1);

C2_1=inline(C2_1,'T1','X1');
CC2_1=C2_1(T1,X1);

C3_1=inline(C3_1,'L1','T1','X1');
CC3_1=C3_1(L1,T1,X1);

C4_1=inline(C4_1,'L1','T1','X1');
CC4_1=C4_1(L1,T1,X1);

C5_1=inline(C5_1,'WL0','L1','T1','X1');
CC5_1=C5_1(WL0,L1,T1,X1);

C6_1=inline(C6_1,'L1','T1','X1');
CC6_1=C6_1(L1,T1,X1);

C7_1=inline(C7_1,'L1','T1','X1');
CC7_1=C7_1(L1,T1,X1);
```


ANEXO A-3

INTERFAZ GRAFICA DE LA SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACION EN ESTADO ESTACIONARIO

