



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA ELÉCTRICA
DEPARTAMENTO DE SISTEMAS Y AUTOMÁTICA



**TRABAJO DE ASCENSO PARA ASCENDER A LA CATERGORÍA DE
PROFESOR ASISTENTE**

**CONTROL MULTIVARIABLE PARA UN EVAPORADOR DE CIRCULACIÓN
FORZADA MEDIANTE REALIMENTACIÓN DEL VECTOR DE ESTADO**

Elaborado por:

Gerardo R. Lanza S.

C.I. 13.508.897

VALENCIA, AGOSTO DEL 2013

ÍNDICE GENERAL

CAPÍTULO I. EL PROBLEMA	9
1.1 Planteamiento del problema	9
1.2 Justificación de la investigación	10
1.3 Objetivo general	11
1.4 Objetivos específicos	11
1.5 Alcance	12
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	13
2.1 Antecedentes	13
2.2 Marco conceptual	14
2.2.1 Principios de evaporación	14
2.2.2 Evaporador de circulación forzada	15
2.3 Ecuaciones del balance de masa y energía del evaporador de circulación forzada	17
2.3.1 Balance de masa	18
2.3.2 Balance de energía	21
2.4 Representación del evaporador en el espacio de estado	24
2.5 Sistemas de control en espacio de estado	28
2.5.1 Diseño de sistemas de control lineal en espacio de estado	28
2.5.2 Control óptimo cuadrático	31
2.5.3 Control lineal de sistemas no lineales	33
CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO	36
3.1 Tipo de investigación	36
3.2 Diagnóstico	36

3.3	Estudio de factibilidad	36
3.4	Diseño.....	37
CAPÍTULO IV. MODELO MATEMÁTICO DEL EVAPORADOR DE CIRCULACIÓN FORZADA		39
4.1	Modelo no lineal del evaporador	39
4.4	Modelo lineal del evaporador	40
4.6	Simulación del modelo no lineal del evaporador en lazo abierto.....	41
CAPÍTULO V. SIMULACIÓN MEDIANTE LAZOS DE CONTROL INDEPENDIENTES		47
CAPÍTULO VI. DISEÑO DEL CONTROLADOR MULTIVARIABLE.....		51
6.1	Controlabilidad y observabilidad del proceso	51
6.2	Diseño del esquema de control multivariable.....	52
6.2	Simulación del proceso con el controlador diseñado	54
CAPÍTULO VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....		58
7.1	Conclusiones.....	58
7.2	Recomendaciones	59
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS Y ELECTRÓNICAS		60
APÉNDICES		61

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Sistema del Evaporador.	9
Figura 2. Evaporador de circulación forzada.....	16
Figura 3. Planta de evaporación de dos efectos con evaporador de recirculación forzada para agua de desecho.	17
Figura 4. Balance de masa del líquido en el intercambiador y separador.	19
Figura 5. Balance de masa del soluto en el sistema del evaporador.....	20
Figura 6. Balance de masa del vapor en el condensador.	20
Figura 7. Regulador con realimentación del vector de estado.....	28
Figura 8. Esquema de control mediante la realimentación del estado observado.	30
Figura 9. Esquema de control lineal por realimentación del vector de estado para sistemas no lineales.	35
Figura 10. Subsistema del modelo no lineal del evaporador.....	39
Figura 11. Detalle del subsistema del modelo no lineal del evaporador.	40
Figura 12. .Esquema de simulación en lazo abierto del modelo no lineal.	42
Figura 13. .Respuesta del proceso al aumentar la carga $F_2(t)$ en 10%.....	43
Figura 14. Respuesta del proceso al aumentar 10% el flujo $F_{200}(t)$ de agua de enfriamiento.	44
Figura 15. Respuesta del proceso al disminuir 10% la presión del vapor $P_{100}(t)$	45
Figura 16. Evaporador controlado por lazos independientes.	47
Figura 17. Esquema de control con lazos independientes en Simulink.....	48
Figura 18. Respuesta del proceso al incrementar 10% F_1	50
Figura 19. Esquema de control Multivariable diseñado.....	52
Figura 20. Respuesta comparativa del proceso al aumentar 10% F_1	55

Figura 21. Respuesta comparativa al disminuir 10% el punto de ajuste (PA) de X2..... 56

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Variables del evaporador.....	18
Tabla 2. Parámetros de sintonía de los lazos independientes PI.	49

RESUMEN

El presente trabajo de investigación consiste en el diseño de un controlador multivariable mediante realimentación del vector de estado para un proceso de evaporación de recirculación forzada, el cual es utilizado típicamente en los centrales azucareros, producción de alúmina e industria papelera. Este proceso posee comportamiento no lineal y elevada interacción entre sus variables controladas y manipuladas requiriendo la aplicación de algoritmos de control avanzado para lograr un adecuado control del proceso. Para realizar el diseño del controlador, se obtuvo el modelo no lineal y modelo linealizado del evaporador, luego se diseñó el controlador multivariable a través del método de control no lineal mediante linealización aproximada; finalmente se realizó la simulación del proceso con el controlador y se comparó su desempeño con el esquema de control convencional por realimentación. Al comparar ambos esquemas de control, se observó que los mismos permitieron controlar las variables en los puntos operativos de referencia, tanto en las perturbaciones como en los cambios de los puntos de ajuste; sin embargo, el control multivariable funcionó de manera más eficiente reduciendo la interacción considerablemente y controlando las variables más rápido y de forma estable en comparación con el esquema de lazos independientes por realimentación. Los resultados obtenidos son completamente satisfactorios marcando una importante mejora al aplicar el control multivariable, ya que existe un potencial beneficio económico asociado al control de composición de la producción, evitando el reproceso, manteniendo la estabilidad del proceso y las especificaciones de calidad del producto final.

Este trabajo esta enmarcado en la línea de investigación: “*Control Avanzado de Procesos Industriales*”

LISTA DE PALABRAS CLAVES

Evaporador, multivariable, estado, no lineal.

INTRODUCCIÓN

Los procesos industriales modernos de producción masiva requieren el uso de tecnologías que permitan optimizar su funcionamiento, permitiendo obtener mayor estabilidad operacional y logrando el ajuste fino de los parámetros de calidad de sus productos. El sistema de evaporación por circulación forzada es un proceso utilizado en centrales azucareros, industria papelera y producción de alúmina; este proceso se caracteriza por ser no lineal y presenta alta interacción entre sus variables controladas y manipuladas; lo cual dificulta su control con estrategias de control básicas convencionales como retroalimentación. En este sentido, existen varios procedimientos o estrategias para obtener un buen control de este tipo de proceso, siendo una de ellas el control avanzado multivariable, el cual permite afinar de manera óptima y precisa los parámetros de calidad de los productos disminuyendo, el error humano y maximizando los beneficios económicos del proceso.

La presente propuesta de investigación, consiste en el diseño de un esquema de control multivariable mediante realimentación del vector de estado, empleando el programa Matlab. El desarrollo de este trabajo se ha estructurado en siete capítulos, en los cuales se presenta la formulación del problema, el marco teórico y metodológico, el modelo matemático del evaporador, la simulación mediante lazos de control, el diseño del controlador multivariable, las conclusiones y recomendaciones.

CAPÍTULO I. EL PROBLEMA

1.1 Planteamiento del problema

El sistema de evaporación por circulación forzada es un importante proceso típicamente utilizado en centrales azucareros, industria papelera y producción de alúmina; se basa en un sistema como el mostrado en la Figura 1. Como se observa en dicha figura, la carga del proceso (F1) es mezclada con un flujo recirculante (F3) y es bombeada hacia un intercambiador de calor vertical de tubo y coraza, en el cual se hace circular vapor (F100) por su coraza para producir el calentamiento del producto. La mezcla (F1 con F3) atraviesa los tubos verticales del equipo convirtiéndose en vapor, para posteriormente pasar al separador, en el que se separa el líquido del vapor con algunos componentes extraídos, siendo éste líquido el producto final (F2); el vapor que sale del separador es condensado y generalmente utilizado como medio refrigerante. Las principales variables de control para lograr el buen funcionamiento del proceso son: el nivel del separador, la composición del producto y la presión de operación. [1]

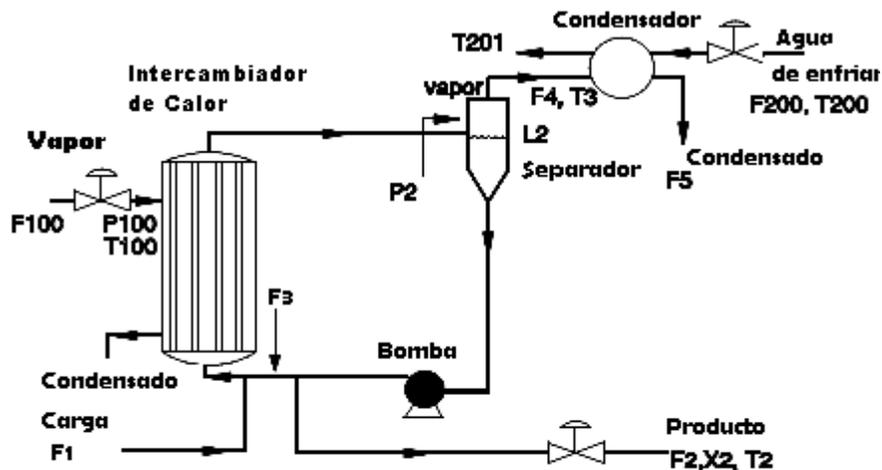


Figura 1. Sistema del Evaporador. [1]

El proceso del evaporador es un sistema de múltiples variables controladas y manipuladas, altamente interactuantes y de características no lineales; lo cual hace complejo su control con estrategias básicas convencionales como retroalimentación. Debido a que este proceso es empleado en la producción masiva de azúcar e industria papelera, se requiere la incorporación de tecnologías que permitan la optimización de este proceso, con el propósito de incrementar la producción y disminuir los costos operativos. En tal sentido, la aplicación de técnicas de control avanzado representa herramientas potenciales para lograr un control adecuado de las variables a controlar en este proceso, ya que las mismas hacen posible el ajuste fino de las variables de control, empleando algoritmos de matemáticos con criterios de optimización, adicionalmente, los esquemas de control avanzado reducen las interacciones en los procesos multivariables.

El presente trabajo de investigación propone desarrollar un controlador multivariable mediante realimentación del vector de estado, con el objeto de estudiar el comportamiento del proceso de evaporación por recirculación forzada, al aplicar esta técnica de control avanzado, haciendo la comparación con la aplicación de los esquemas convencionales a través de lazos de control mediante retroalimentación independientes. Del mismo modo, se pretende resaltar la importancia de las teorías de control moderno tomando como ilustración el proceso en estudio.

1.2 Justificación de la investigación

En los procesos industriales modernos de producción masiva se requiere el uso de tecnologías que permitan optimizar su funcionamiento con el fin de obtener mayor estabilidad operacional y lograr el ajuste fino de los parámetros de calidad de sus productos. En este sentido, existen varios procedimientos o estrategias para lograrlo, siendo una de ellas el control avanzado multivariable, el cual permite afinar de manera óptima, precisa y automatizada los parámetros de calidad de los productos disminuyendo el error humano y maximizando los beneficios económicos del proceso.

Debido a los importantes aportes que suministran las aplicaciones de control avanzado, la presente investigación se fundamentó en un diseño a través de la teoría de control moderno con el propósito de mejorar el control del proceso de un evaporador de circulación forzada en comparación con las técnicas de control convencionales.

1.3 Objetivo general

Diseñar un controlador multivariable para un evaporador de circulación forzada mediante realimentación del vector estado.

1.4 Objetivos específicos

- Determinar el modelo matemático del proceso de evaporación por circulación forzada para plantear las variables de entrada y salida.
- Simular el proceso en lazo abierto, con el objeto de conocer el grado de interacción entre las variables de entrada y salida.
- Realizar la simulación del proceso usando lazos de control por retroalimentación independientes.
- Evaluar la controlabilidad y observabilidad del proceso, con el fin de determinar si es viable hallar una ley de control para el proceso y realizar estimaciones de las variables de estado del mismo.
- Diseñar el esquema de control mediante realimentación del vector de estado, que permita controlar el nivel del separador, la composición del producto y la presión de operación.

- Realizar la simulación del proceso, bajo las estrategias de control multivariable con el propósito de comparar el funcionamiento del controlador multivariable mediante realimentación del vector de estado, respecto al control mediante lazos de control por retroalimentación independientes.

1.5 Alcance

El alcance de la presente propuesta consistirá en realizar el modelado matemático del proceso, analizar su respuesta en lazo abierto; determinar la estabilidad del sistema y desarrollar el control por retroalimentación con el objeto de comparar el comportamiento del proceso al implementar un controlador multivariable por realimentación del vector de estado. Finalmente se hará el diseño del controlador por realimentación del vector de estado para observar el desempeño del esquema de control propuesto.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

- G. Lanza, año 2008, “*Control multivariable para una planta de destilación al vacío de hidrocarburos*”. Este trabajo de investigación consistió en el diseño de un controlador multivariable de una planta de destilación al vacío de hidrocarburo, donde se estudiaron las condiciones operacionales para determinar las variables de controladas, manipuladas y de perturbación; posteriormente se obtuvo el modelo matemático del proceso empleando técnicas de identificación. Una vez planteado dicho modelo, se construyó mediante un software especializado de control de procesos un controlador por modelo predictivo (MPC) multivariable [2].
- V. Miranda y C. Prada, año 2006, “*Controlador predictivo implícito de un evaporador*”. Este trabajo de investigación consistió en la aplicación de un esquema de control predictivo explícito basado en programación multiparamétrica aplicado al simulador de un evaporador usado en la industria azucarera, con el objetivo de evaluar la viabilidad de su implementación en un proceso industrial. El simulador del evaporador fue desarrollado en EcosimPro, con uso de Ecodiagram. Para diseñar el *controlador* se desarrolló una librería de programación multiparamétrica en EcosimPro, EcoMPT. Finalmente, con el controlador explícito desarrollado se analizó, la eficiencia, complejidad computacional y rechazo de perturbaciones [3].
- V. Echeverri, año 2005, “*Control de los evaporadores de los laboratorios de procesos productivos de la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales*”. Este trabajo consistió en presentar varios conjuntos de ecuaciones diferenciales como modelo de los evaporadores presentes en los Laboratorios de Procesos Productivos. Estos modelos fueron desarrollados para una solución salina, una solución azucarada y agua pura, en la operación en un efecto simple, en un efecto

con circulación forzada y en múltiples efectos con alimentación en paralelo y en contracorriente. Los modelos fueron validados y ajustados con datos experimentales. Se diseñaron y simularon dos sistemas de control para la operación del tren de evaporadores de los laboratorios de procesos productivos [4].

2.2 Marco conceptual

2.2.1 Principios de evaporación

La evaporación es una operación unitaria empleada para remover un líquido de una solución, suspensión o emulsión, hirviendo una parte de la porción del líquido. Es un proceso de separación térmica o de concentración térmica [5]. El proceso de evaporación es posible definirlo como aquel que comienza con un producto líquido y termina con uno más concentrado, pero aun líquido, siendo el concentrado el producto principal del proceso. Existen algunos casos donde el componente evaporado, volátil es el producto principal.

En muchos casos es esencial que el producto sea sujeto a una mínima degradación térmica durante el proceso de evaporación, requiriendo que la temperatura y el tiempo de exposición sean minimizados. Esto y otros requisitos determinados por las características físicas del producto procesado han dado lugar al desarrollo de un amplio y diverso rango de tipos de evaporadores. Adicional a ello, la solicitud de un uso eficiente de la energía y la reducción del impacto ambiental, ha motivado a compañías fabricantes de equipos de proceso a desarrollar configuraciones de plantas y diseño de equipos innovadores. Entre algunas aplicaciones del proceso de evaporación se encuentran:

- Concentración de producto.
- Pre-concentración de la alimentación al secador
- Reducción de volumen.

- Recuperación de agua o solvente.
- Cristalización.

Estas aplicaciones permiten que los evaporadores sean utilizados en la industria de alimentos (centrales azucareros, industria lechera e industria de jugos de fruta, entre otros), procesos de producción de alúmina e industria papelera. En función de satisfacer estos requerimientos, se han diseñado diferentes tipos de evaporadores; a continuación se mencionan los tipos de evaporadores:

- Evaporadores de película descendientes.
- Evaporadores de película ascendente.
- Evaporadores de circulación forzada.
- Evaporadores de placa.
- Evaporadores compactos.

2.2.2 Evaporador de circulación forzada

Los evaporadores de circulación forzada son empleados en procesos donde se desea evitar la evaporación del producto sobre la superficie de calentamiento, debido a las características de ensuciamiento del producto o para evitar la cristalización, tal es el caso de los procesos de producción de azúcar y papel. La velocidad de flujo en los tubos debe ser alta y se requieren bombas de alta capacidad. La circulación de producto es calentada cuando fluye a través del intercambiador de calor y entonces es parcialmente evaporada cuando la presión es reducida en la cámara flash o separador. El líquido producido es calentado solo unos grados por cada pasada a través del intercambiador de calor. Para mantener una buena transferencia de calor dentro del intercambiador es necesario asegurar

un alto flujo de recirculación. En la Figura 2, se muestra un sistema de evaporador de circulación forzada y los elementos que lo integran.

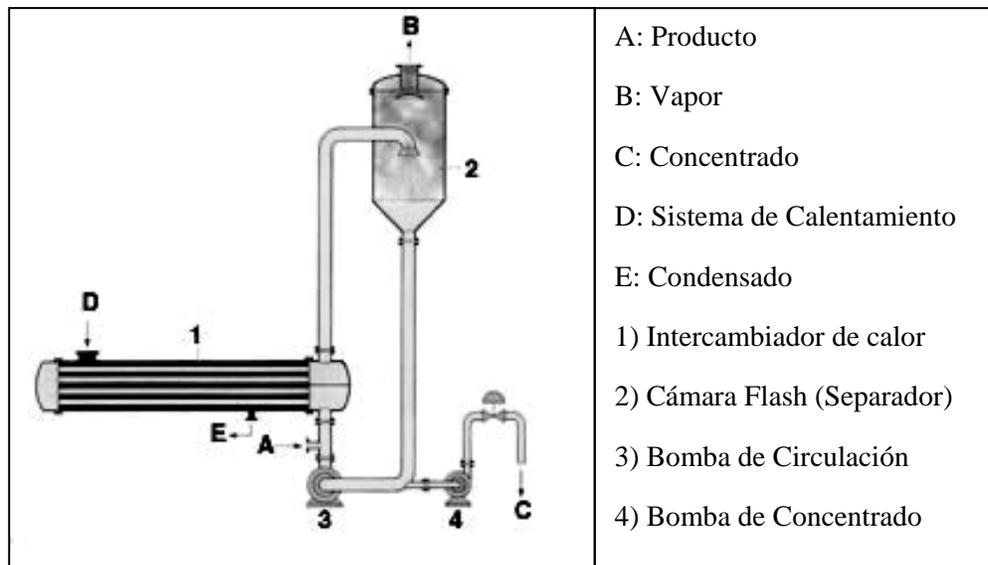


Figura 2. Evaporador de circulación forzada. [5]

Este tipo de evaporador es también usado en aplicaciones de cristalización debido a que la evaporación e incremento de concentración, no ocurre en la superficie de transferencia de calor. La evaporación ocurre cuando el líquido es evaporado por flasheo en la cámara de flash o separador. En las aplicaciones de cristalización, se forman los cristales y es empleado un diseño especial del separador para separar los cristales del licor de recirculación. El intercambiador de calor puede ser colocado horizontal o verticalmente dependiendo de los requerimientos específicos para cada caso. En la Figura 3, se muestra una aplicación real de un proceso de evaporación de dos efectos con un evaporador de circulación forzada para reducir el agua de desecho. Este tipo de evaporador también es utilizado en las industrias alimenticia y láctea para el tratamiento de efluentes.



Figura 3. Planta de evaporación de dos efectos con evaporador de recirculación forzada para agua de desecho.[5]

2.3 Ecuaciones del balance de masa y energía del evaporador de circulación forzada

En este punto se presentan las ecuaciones de balance de masa y energía del proceso de evaporación de circulación forzada estudiado en el presente trabajo; las mismas, se encuentran descritas en el libro de Control Aplicado de Procesos de Newell y Lee [1]. A continuación, en la tabla 1 se muestran las variables que intervienen en el proceso, su descripción, sus valores en estado estacionario y sus unidades de ingeniería, según las características de diseño del evaporador. El solvente utilizado es el agua y el soluto no volátil.

Tabla 1. Variables del evaporador. [1]

Variable	Descripción	Valor ^(*)	Unidad
F_1	Flujo de carga	10,0	Kg/min
F_2	Flujo de producción	2,0	Kg/min
F_3	Flujo de recirculación	50,0	Kg/min
F_4	Flujo de vapor	8,0	Kg/min
F_5	Flujo de condensado	8,0	Kg/min
X_1	Composición de la carga	5,0	%
X_2	Composición del producto	25,0	%
T_1	Temperatura de carga	40,0	°C
T_2	Temperatura del producto	84,6	°C
T_3	Temperatura del vapor	80,6	°C
L_2	Nivel del separador	1,0	m
P_2	Presión de operación	50,5	kPa
F_{100}	Flujo vapor al intercambiador	9,3	Kg/min
T_{100}	Temp. vapor intercambiador	119,9	°C
P_{100}	Presión del vapor	194,7	kPa
Q_{100}	Calor suministrado	339,9	kW
F_{200}	Flujo de agua enfriamiento	208,0	Kg/min
T_{200}	Temp entrada agua enfriamiento	25,0	°C
T_{201}	Temp salida agua enfriamiento	46,1	°C
Q_{200}	Calor absorbido condensador	307,9	kW

^(*): Se asume que estos valores se encuentran al 50% de escala de los instrumentos

2.3.1 Balance de masa

Balance de masa del líquido en el conjunto intercambiador – separador.

En la Figura 4, se muestra el volumen de control donde se realizará el balance de masa del líquido.

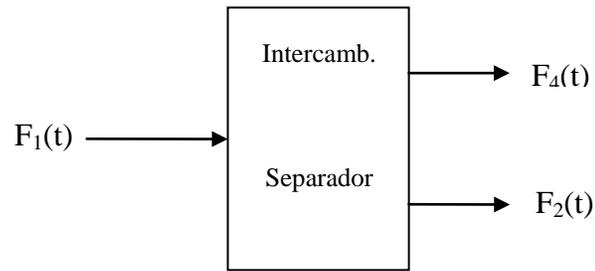


Figura 4. Balance de masa del líquido en el intercambiador y separador.

Fuente: Elaboración propia

En la ecuación (1) se presenta el balance de masa del líquido:

$$\rho A \frac{dL_2(t)}{dt} = F_1(t) - F_4(t) - F_2(t) \quad (1)$$

Donde ρ es la densidad del líquido y A es el área transversal del separador; el producto ρA es un valor constante de 20Kg/m.

Balance de masa del soluto.

En la Figura 5, se muestra el volumen de control donde se realizará el balance de masa del soluto. En la ecuación (2) se presenta el balance de masa del soluto, donde m es la cantidad de líquido en el evaporador y tiene un valor de 20Kg.

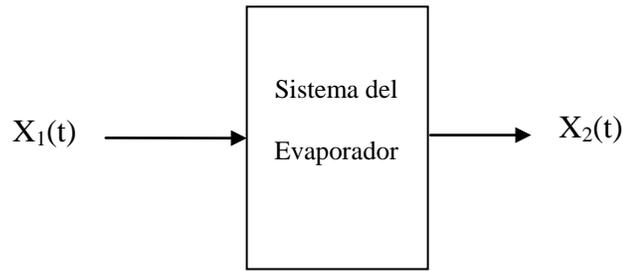


Figura 5. Balance de masa del soluto en el sistema del evaporador.

Fuente: Elaboración propia

En la ecuación (2), balance de masa del soluto:

$$m \frac{dX_2(t)}{dt} = F_1(t)X_1(t) - F_2(t)X_2(t) \quad (2)$$

Balance de masa del Vapor.

En la Figura 6, se muestra el volumen de control donde se realizará el balance de masa del vapor.

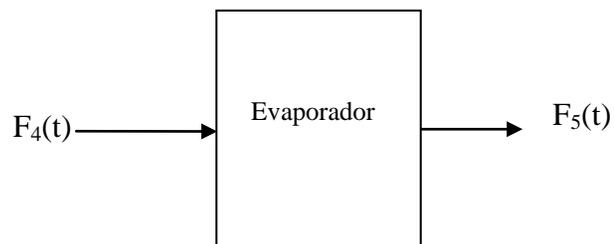


Figura 6. Balance de masa del vapor en el condensador.

Fuente: Elaboración propia

En la ecuación (3) se presenta el balance de masa del vapor:

$$C \frac{dP_2(t)}{dt} = F_4(t) - F_5(t) \quad (3)$$

Donde C: constante de conversión de masa de vapor en su equivalente de presión con un valor 4 Kg/kPa.

2.3.2 Balance de energía

Balance de energía del líquido.

Se asume que el líquido siempre se encuentra en condiciones de ebullición y perfectamente mezclado; entonces, la ecuación (4) representaría la temperatura del producto (T_2), la cual es una linealización de la curva del líquido saturado del agua respecto al valor de estado estacionario, además se incluye un término para aproximar la elevación del punto de ebullición debido a la presencia del soluto.

$$T_2(t) = 0,5616P_2(t) + 0,3126X_2(t) + 48,43 \quad (4)$$

En la ecuación (5) se muestra la temperatura del vapor (T_3), obtenida también de la linealización de la línea del líquido saturado del agua respecto a su valor de estado estacionario.

$$T_3(t) = 0,507.P_2(t) + 55,5 \quad (5)$$

La siguiente ecuación (6) representa el flujo de vapor (F_4):

$$F_4(t) = \frac{Q_{100}(t) - F_1(t)Cp[T_2(t) - T_1(t)]}{\lambda} \quad (6)$$

Donde: Cp representa el poder calorífico con un valor de 0,07 kW/(Kg/min) y λ es el calor latente con un valor de 38,5 kW/(Kg/min).

Balance de energía del vapor en la coraza del intercambiador.

La presión de vapor (P_{100}) es una variable manipulada utilizada para controlar la temperatura del vapor, asumiendo condiciones de saturación del vapor. A continuación se presenta la ecuación (7), la cual permite relacionar la temperatura del vapor (T_{100}) con la presión del vapor (P_{100}), esta relación se obtiene mediante una aproximación de la curva temperatura versus presión haciendo una linealización de la curva alrededor del valor de temperatura en estado estacionario.

$$T_{100}(t) = 0,1538P_{100}(t) + 90,0 \quad (7)$$

En la siguiente ecuación (8) se muestra la rata de transferencia de calor suministrado al evaporador.

$$Q_{100}(t) = UAI[T_{100}(t) - T_2(t)] \quad (8)$$

Donde UAI es el coeficiente global de transferencia de calor incluyendo su área de transferencia, el cual es una función del flujo total que atraviesa los tubos del evaporador, como se muestra en la ecuación (9).

$$UAI = 0,16[F_1(t) + F_3(t)] \quad (9)$$

El flujo de vapor (F_{100}) es posible calcularlo mediante la siguiente ecuación (10):

$$F_{100}(t) = \frac{Q_{100}(t)}{\lambda_s} \quad (10)$$

Donde λ_s es el calor latente del vapor con un valor constante de 36,6 kW/(Kg/min).

Balance de energía en el condensador.

El flujo de agua de enfriamiento (F_{200}) corresponde a una variable manipulada y la temperatura del agua de enfriamiento (T_{200}) a una variable de perturbación.

El balance de energía del sistema de agua de enfriamiento sería el presentado en la siguiente ecuación (11).

$$Q_{200}(t) = F_{200} C_p [T_{201}(t) - T_{200}(t)] \quad (11)$$

Donde Q_{200} corresponde a la rata de transferencia de calor absorbido por el condensador y C_p es la capacidad calorífica del agua de enfriamiento con un valor de 0,07 kW/(Kg/min).

La rata de transferencia de calor Q_{200} se puede aproximar según la siguiente ecuación (12):

$$Q_{200}(t) = UA2 [T_3(t) - 0,5 [T_{200}(t) + T_{201}(t)]] \quad (12)$$

Donde el valor global de transferencia de calor $UA2$ es un valor constante de 6.84kW/(Kg/min)

Combinando las ecuaciones (11) y (12) para eliminar T_{201} , se obtiene explícitamente la ecuación (13):

$$Q_{200}(t) = \frac{UA2[T_3(t) - T_{200}(t)]}{1 + \frac{UA2}{2CpF_{200}(t)}} \quad (13)$$

Despejando T_{201} de la ecuación (12) se deduce la siguiente ecuación (14):

$$T_{201}(t) = T_{200}(t) + \frac{Q_{200}(t)}{F_{200}(t).Cp} \quad (14)$$

El flujo de condensado se puede determinar mediante la siguiente ecuación (15):

$$F_5(t) = \frac{Q_{200}(t)}{\lambda} \quad (15)$$

Donde λ es el calor latente de vaporización del agua, con un valor constante de 38,5 kW/(Kg/min).

2.4 Representación del evaporador en el espacio de estado

Con la información sobre el proceso descrita mediante las ecuaciones mostradas en el punto anterior, específicamente las ecuaciones (1), (2), (3) y el conjunto restante de ecuaciones, es posible representar matemáticamente el modelo del evaporador en el espacio

de estado, para lo cual se han definido las siguientes variables de estado asociadas a las variables físicas del proceso:

$$x_1(t) = L_2(t) \text{ (nivel del separador)}$$

$$x_2(t) = X_2(t) \text{ (composición del producto)}$$

$$x_3(t) = P_2(t) \text{ (presión de operación)}$$

El vector de estado $\underline{x}(t)$ se define según la siguiente ecuación (16):

$$\underline{x}(t) = \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \\ x_3(t) \end{bmatrix} \quad (16)$$

En cuanto a las variables de entrada, las mismas se han definido de la siguiente manera:

$$u_1(t) = F_2(t) \text{ (flujo de producción)}$$

$$u_2(t) = P_{100}(t) \text{ (presión del vapor)}$$

$$u_3(t) = F_{200}(t) \text{ (flujo de agua de enfriamiento)}$$

El vector de entrada $\underline{u}(t)$ se define según la siguiente ecuación (17):

$$\underline{u}(t) = \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \\ u_3(t) \end{bmatrix} \quad (17)$$

A continuación definen las variables de perturbación:

$$d_1(t) = F_3(t) \text{ (flujo de recirculación)}$$

$$d_2(t) = F_1(t) \text{ (flujo de carga)}$$

$$d_3(t) = X_1(t) \text{ (composición de la carga)}$$

$$d_4(t) = T_1(t) \text{ (Temperatura del producto de carga)}$$

$$d_5(t) = T_{200}(t) \text{ (Temperatura del agua de enfriamiento)}$$

El vector de perturbación $\underline{d}(t)$ se define según la siguiente ecuación (18):

$$\underline{d}(t) = \begin{bmatrix} d_1(t) \\ d_2(t) \\ d_3(t) \\ d_4(t) \\ d_5(t) \end{bmatrix} \quad (18)$$

Los vectores de estado, entrada y perturbación mostrados en las ecuaciones (16), (17) y (18) se han definido según la información de diseño y operación del evaporador. [1]

Al reescribir las ecuaciones diferenciales obtenidas del balance de materia y energía del evaporador presentadas en el punto anterior, es posible representar en el espacio de estado el modelo del proceso a través de las ecuaciones (19), (20) y (21) mostradas a continuación.

$$\dot{x}_1(t) = -\frac{u_1(t)}{\rho A} + \frac{d_2(t)}{\lambda \rho A} [1 + Cp[0,31x_2(t) - d_4(t) + 0,56x_3(t) + 48,43]] - \frac{UA1}{\lambda \rho A} [0,15u_2(t) - 0,31x_2(t) + d_4(t) - 0,56x_3(t) + 41,57] \quad (19)$$

$$\dot{x}_2(t) = \frac{1}{m} d_1(t)d_3(t) - \frac{1}{m} u_1(t)x_2(t) \quad (20)$$

$$\dot{x}_3(t) = \frac{d_2(t)}{C\lambda} Cp[0,31x_2(t) - d_4(t) + 0,56x_3(t) + 48,43] - \frac{UA1}{C\lambda} [0,15u_2(t) - 0,31x_2(t) + d_4(t) - 0,56x_3(t) + 41,57] \quad (21)$$

$$-\frac{UA2[0,51x_3 - d_5(t) + 55,5]}{\lambda \left[1 + \frac{UA2}{2Cpu_3(t)} \right]}$$

La ecuación de la salida del sistema esta definida según la ecuación (22):

$$\underline{y}(t) = \underline{x}(t) \quad (22)$$

2.5 Sistemas de control en espacio de estado

En este punto se describen los esquemas de control en espacio de estado empleados en sistemas lineales y no lineales y los aspectos de diseño más importantes. Del mismo modo se presentan algunas alternativas de diseño utilizando las herramientas del programa Matlab.

2.5.1 Diseño de sistemas de control lineal en espacio de estado

Regulador con realimentación del vector de estado

En la Figura 7, se muestra la representación de un sistema regulador con realimentación del vector de estado para un proceso lineal. El método de diseño de un sistema de control en espacio de estado consiste en realizar la asignación o ubicación de los polos del sistema en lazo cerrado mediante la realimentación de los estados, a través de la matriz de ganancias de realimentación K ; si el sistema es de estado completamente controlable, será posible ubicar los polos en lazo cerrado en cualquier posición. Las ecuaciones (23) y (24) permiten describir el sistema de control mencionado.

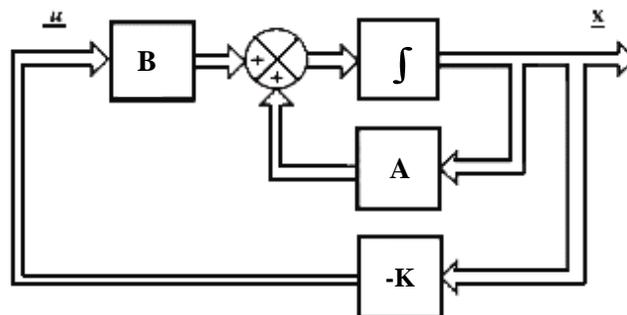


Figura 7. Regulador con realimentación del vector de estado. [6]

$$\dot{\underline{x}}(t) = A\underline{x}(t) + B\underline{u}(t) \quad (23)$$

$$\underline{u}(t) = -K\underline{x}(t) \quad (24)$$

Donde:

$\underline{x}(t)$ = vector de estado

$\underline{u}(t)$ = señal de control

A= matriz de coeficientes constantes de nxn

B= matriz de coeficientes constantes de nxr

K= matriz de ganancias de realimentación rxn

Como se mencionó, para poder asignar los polos del sistema en lazo cerrado es indispensable comprobar la controlabilidad. La siguiente ecuación (25) permite determinar la matriz M de controlabilidad. Donde A es una matriz de nxn y B de nxr . El proceso es completamente controlable si el rango de la matriz es igual a n . [6]

$$M = \begin{bmatrix} B & AB & \dots & A^{n-1}B \end{bmatrix}_{nxn} \quad (25)$$

Una vez verificada esta condición, es factible proseguir con el diseño del sistema de control. En ese sentido será necesario seleccionar los polos del sistema que cumplan con los requerimientos de desempeño deseados para luego hallar la matriz de ganancias K . Cabe destacar que existen comandos en Matlab® como el PLACE que facilitan en gran manera el cálculo de K , en el apéndice A, se encuentra las sintaxis del este comando y un ejemplo detallado sobre la aplicación de mismo. [7]

Observador de estado

En la Figura 8, se muestra el esquema de control mediante realimentación del estado observado, el cual es utilizado en casos donde no se tiene acceso o es difícil obtener la

medición de las variables de estado. Las ecuaciones (25), (26) y (27) permiten describir el sistema mencionado.

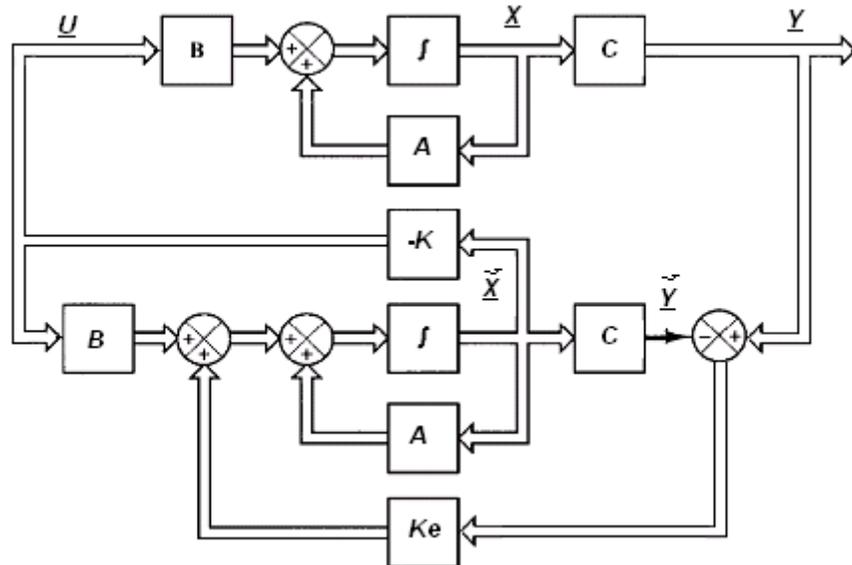


Figura 8. Esquema de control mediante la realimentación del estado observado. [6]

$$\dot{\underline{x}}(t) = A\underline{x}(t) + B\underline{u}(t) \quad (25)$$

$$\underline{y}(t) = C\underline{x}(t) \quad (26)$$

$$\underline{u}(t) = -K\underline{\tilde{x}}(t) \quad (27)$$

Donde:

$\underline{\tilde{x}}(t)$ = vector de estado observado

C = matriz de coeficientes constantes de $m \times n$

K_e = matriz de ganancias del observador

$\underline{y}(t)$ = vector salida

Para diseñar el observador, es necesario determinar la observabilidad del sistema; en la ecuación (28) se muestra la matriz N de observabilidad que permite comprobar esta condición. El sistema es completamente observable si el rango de la matriz N es n .

$$N = \begin{bmatrix} C \\ CA \\ \cdot \\ \cdot \\ CA^{n-1} \end{bmatrix} \quad n \times n \quad (28)$$

El cálculo de la matriz K_e del observador es similar al del regulador, sin embargo, la ubicación de los polos del observador debe hacerse de forma tal que su respuesta sea bastante rápida, por lo general de 2 a 5 veces más rápida que la respuesta del sistema. [6]

2.5.2 Control óptimo cuadrático

En este punto se resumen el diseño del sistema de control lineal basados en los índices de desempeño cuadráticos, considerando un sistema de control descrito según la ecuación (29). El fundamento de esta técnica consiste en seleccionar el vector de control $u(t)$ tal que un índice de desempeño determinado se minimice [6] [8]. Es posible demostrar que un índice de desempeño cuadrático J cuyos límites de integración son 0 e ∞ , como se muestra en la ecuación (30), donde $L(x,u)$ es una función cuadrática de x y u , producirá las leyes de control lineal según se describe en la ecuación (31).

$$\dot{\underline{x}} = A\underline{x}(t) + B\underline{u}(t) \quad (29)$$

$$J = \int_0^{\infty} L(x,u) dt \quad (30)$$

$$\underline{u}(t) = -K\underline{x}(t) \quad (31)$$

Donde K es la matriz rxn de ganancias de realimentación óptima que permite lograr estas características de desempeño. Será posible calcular la matriz K si se cumple la condición de controlabilidad del sistema. Al diseñar los sistemas de control con base en la minimización de los índices de desempeño cuadráticos, es necesario resolver la ecuación de Riccati. El programa Matlab, posee un comando *lqr* que proporciona la solución de la ecuación de Riccati en tiempo continuo y determina la matriz de ganancias de realimentación óptima [7].

La sintaxis del comando *lqr* de Matlab se escribe de la siguiente manera:

$$\text{lqr}(A,B,Q,R)$$

El comando calcula la matriz de ganancias de realimentación óptima K que minimiza el índice de desempeño J mostrado en la siguiente ecuación (32).

$$J = \int_0^{\infty} (x^T Q x + u^T R u) dt \quad (32)$$

Donde:

Q : matriz simétrica de coeficientes constantes definida positiva.

R : matriz simétrica de coeficientes constantes definida positiva.

Los valores de las matrices Q y R , generalmente se definen cómo matrices identidad; sin embargo, sus valores pueden ser fijados según el criterio del diseñador considerando el error y el gasto asociado al índice de desempeño.

Adicionalmente, al cálculo de la ganancia de estado realimentado K , el comando suministra la solución S de la ecuación matricial de Riccati (33). Donde S , es una matriz definida positiva que permite la solución de esta ecuación.

$$A^T S + SA - SBR^{-1}B^T S + Q = 0 \quad (33)$$

Los autovalores en lazo cerrado serían $e = eig(A - B.K)$, los valores de K provienen de la matriz S como se muestra en la ecuación (34):

$$K = R^{-1} . B^T . S \quad (34)$$

Si la matriz $(A-BK)$ es estable, siempre existirá una solución de la matriz S definida positiva. Los polos en lazo cerrado se obtienen mediante el comando `lqr`; en caso de no cumplirse esta condición el comando no produciría la solución. [7]

2.5.3 Control lineal de sistemas no lineales

En este punto se describe la metodología de diseño de leyes de control lineales para controlar procesos de naturaleza no lineal. Para lo cual, se obtiene el modelo linealizado realizando una aproximación de primer orden de la expansión en serie de Taylor del modelo original. Posteriormente, se presentará el diseño de los esquemas de control realimentado para sistemas no lineales utilizando la aproximación obtenida [9]. Las siguientes ecuaciones (35) y (36), representan matemáticamente a un sistema no lineal.

$$\dot{x}(t) = f(x(t), u(t)) \quad (35)$$

$$y(t) = h(x(t)) \quad (36)$$

Las ecuaciones (37) hasta la (41), permiten representar el modelo linealizado de un proceso con características no lineales.

$$\dot{x}_\delta(t) = Ax_\delta(t) + Bu_\delta(t) \quad (37)$$

$$\dot{y}(t) = Cx_\delta \quad (38)$$

Definiendo las siguientes variables incrementales:

$$x_\delta(t) = x(t) - X \quad (39)$$

$$u_\delta(t) = u(t) - U \quad (40)$$

$$y_\delta(t) = y(t) - Y \quad (41)$$

Donde:

U , X y Y corresponden a los puntos de equilibrio constantes asociados los vectores de entrada, de estado y salida respectivamente.

Las matrices A , B y C , son llamadas matrices jacobianas, que definen a esta aproximación lineal y se obtienen mediante las siguientes ecuaciones (41), (42) y (43).

$$A = \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{(X,U)} \quad (41)$$

$$B = \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{(x,u)} \quad (42)$$

$$C = \left. \frac{\partial f}{\partial y} \right|_{(x,u)} \quad (43)$$

En la Figura 9 se muestra el esquema de control lineal mediante realimentación del vector de estado aplicado a un proceso no lineal. Como se ha mencionado, una vez obtenido modelo linealizado representado por las matrices A , B y C , se procede a efectuar el diseño, utilizando los fundamentos teóricos sobre control lineal en espacio de estado descritos en los puntos anteriores.

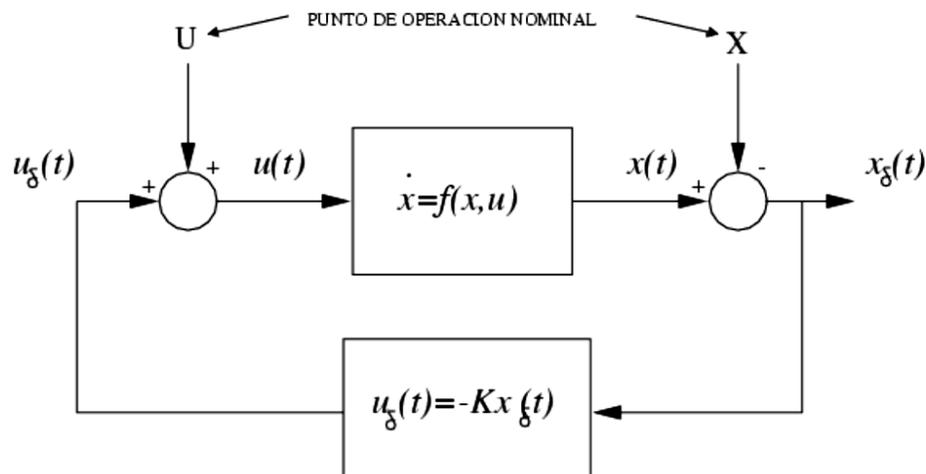


Figura 9. Esquema de control lineal por realimentación del vector de estado para sistemas no lineales. [9]

CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO

3.1 Tipo de investigación

La metodología utilizada en el presente trabajo de investigación, se encuentra ubicada en la modalidad de proyecto factible, la cual se llevó a cabo en tres etapas: diagnóstico, estudio de factibilidad y diseño. En este punto se describirá en qué consiste cada etapa y cómo se desarrolló cada objetivo específico hasta llegar al resultado final de la investigación. Los pasos que empleados en la etapa de diseño son similares a los descritos en el punto 2.5 (Diseño de sistemas de control en espacio de estado) del marco conceptual.

3.2 Diagnóstico

En la etapa de diagnóstico se recopiló información bibliográfica y antecedentes relacionados con la investigación. Con esta información fue posible determinar en qué consiste el proceso del evaporador de circulación forzada, sus condiciones operacionales, variables controladas y manipuladas. Con esta información, se obtuvieron las ecuaciones matemáticas que permitieron modelar el proceso del evaporador, tanto de manera lineal como no lineal.

3.3 Estudio de factibilidad

Siguiendo la metodología de proyecto factible, en este punto se consideraron tres aspectos: técnico, operativo y económico, con lo cual se definió la viabilidad del proyecto. A continuación se describen los aspectos considerados.

Técnico

Desde el punto de vista técnico, se dispone de la información bibliográfica necesaria, tales como libros, artículos y manuales. De igual manera, se dispone de las herramientas tecnológicas a nivel de software para realizar el diseño del controlador multivariable.

Operativo

En cuanto a la factibilidad operativa, el software seleccionado para realizar el diseño y simulación del controlador multivariable, fue el Matlab, el cual es manejable y se tiene la familiarización con el mismo. Lo cual permitió realizar el diseño del controlador de forma asistida y comprobar mediante la simulación el funcionamiento del proceso con el controlador multivariable.

Económico

Respecto a la factibilidad económica, no fue requerido realizar inversiones en la compra de software y en sistemas de instrumentación y control para la realización del proyecto, ya que dichos recursos se encuentran disponibles. Por tal motivo desde el punto de vista económico es posible desarrollar el proyecto.

Por lo mencionado en los párrafos anteriores se concluye que fue posible desde el punto de vista técnico, operativo y económico el desarrollo del trabajo de grado.

3.4 Diseño

El diseño se llevó a cabo en tres etapas; la primera, consistió en realizar la modelación matemática del evaporador de forma no lineal y lineal mediante el programa Matlab, luego

se diseñó el controlador a través método de control no lineal mediante linealización aproximada incorporando al esquema de realimentación de estado un integrador para eliminar el error en régimen permanente, del mismo modo se empleó el comando *lqr* para determinar la matriz de ganancias de realimentación con criterios de optimización. También se diseñó el esquema de control mediante lazos de control independientes PID empleando las técnicas convencionales. Finalmente se realizó la simulación del proceso con el controlador multivariable y se comparó su desempeño con el esquema de control convencional por realimentación.

CAPÍTULO IV. MODELO MATEMÁTICO DEL EVAPORADOR DE CIRCULACIÓN FORZADA

4.1 Modelo no lineal del evaporador

Como se observó en el punto 2.4 del capítulo 2, específicamente en las ecuaciones (19), (20) y (21), las cuales representan al modelo matemático del evaporador, corresponden a un modelo no lineal, estas ecuaciones permiten modelar de manera bastante aproximada el proceso del evaporador. En ese sentido, para lograr la mayor similitud con el proceso real, se procedió a construir las ecuaciones no lineales con el software Matlab colocándolas en un subsistema que contiene el modelo del proceso según lo mostrado en las Figuras 10 y 11; posteriormente, sobre este modelo se realizó la implementación de los esquemas de control planteados.

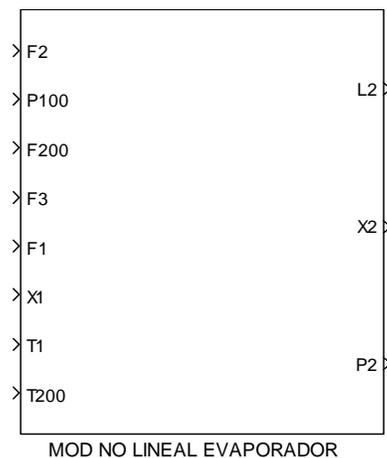


Figura 10. Subsistema del modelo no lineal del evaporador.

Fuente: Elaboración propia

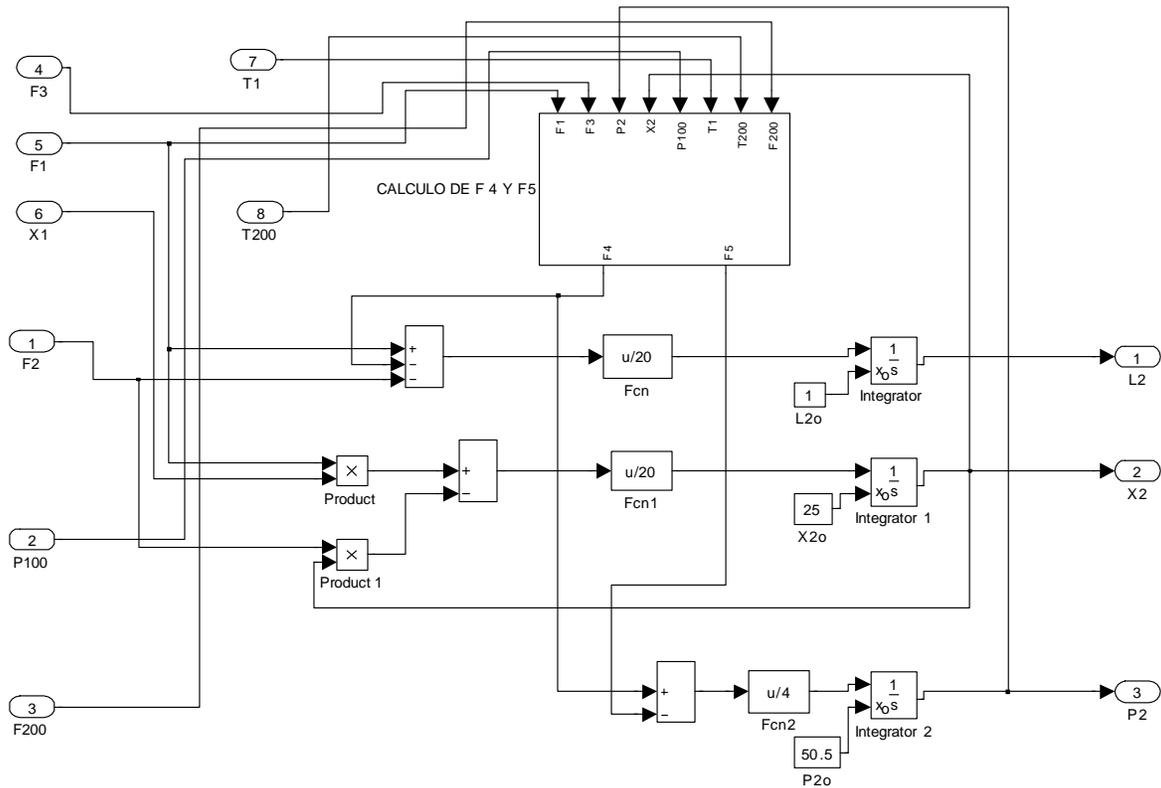


Figura 11. Detalle del subsistema del modelo no lineal del evaporador.

Fuente: Elaboración propia

En el apéndice B se muestra el detalle de las ecuaciones restantes del subsistema que permiten calcular de los flujos $F_4(t)$ y $F_5(t)$ mostrados en la Figura 6, así como, todas las ecuaciones que conforman el modelo del evaporador de forma no lineal.

4.4 Modelo lineal del evaporador

En este punto se presenta el modelo matemático linealizado alrededor de los puntos operativos del evaporador, definidos en la Tabla 1 descrita en el punto 2.3. Como se ha mencionado, el modelo matemático del evaporador corresponde a un proceso no lineal, el

cual necesita ser linealizado para hacer el diseño del controlador multivariable mediante la técnica de control no lineal por linealización aproximada, presentada en el punto 2.5.3 del marco conceptual. La linealización del modelo se hizo a través del software Matlab y se muestra en apéndice C. Para hallar el modelo linealizado, se utilizó la ecuación (37) presentada en el punto 2.5.3 del marco conceptual, añadiendo el vector de perturbación. Una vez linealizado el modelo, se obtuvo las matrices jacobianas A , B y D que conforman el sistema mostrado en la ecuación (44). Los resultados obtenidos se muestran en las ecuaciones (45), (46) y (47).

$$\dot{x}_\delta(t) = A \cdot x_\delta(t) + B \cdot u_\delta(t) + D d_d(t) \quad (44)$$

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 0.1045 & 0.3794 \\ 0 & -0.1000 & 0 \\ 0 & -0.0104 & -0.0558 \end{bmatrix} \quad (45)$$

$$B = \begin{bmatrix} -0.1000 & -0.3733 & 0 \\ -0.1000 & 0 & 0 \\ 0 & -0.0370 & -0.0075 \end{bmatrix} \quad (46)$$

$$D = \begin{bmatrix} -0.3672 & 0.4671 & 0 & -0.0364 & 0 \\ 0 & 0.1000 & 0.1000 & 0 & 0 \\ 0.0364 & 0.0033 & 0 & 0.0036 & 0.0178 \end{bmatrix} \quad (47)$$

4.6 Simulación del modelo no lineal del evaporador en lazo abierto

Para realizar la simulación en lazo abierto del evaporador de circulación forzada, se empleó el esquema mostrado en la Figura 12, utilizando el subsistema del modelo no lineal mostrado en la Figura 11.

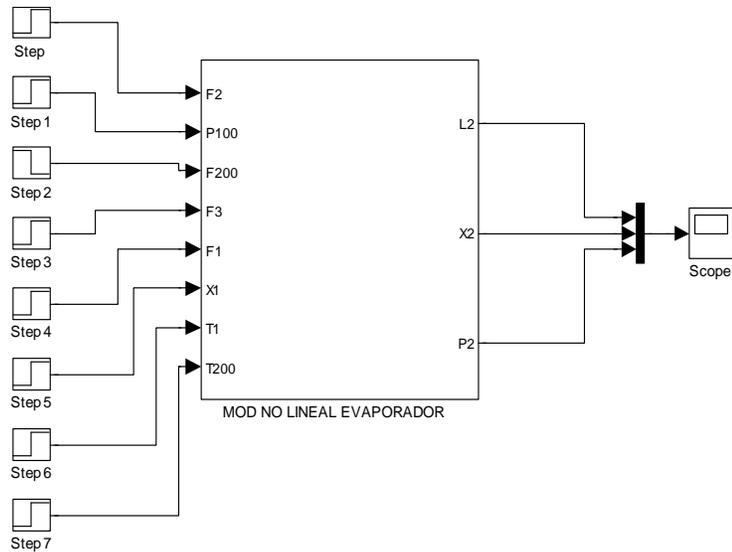


Figura 12. .Esquema de simulación en lazo abierto del modelo no lineal.

Fuente: Elaboración propia

Para evaluar el grado de interacción entre las variables controladas y manipuladas, se procedió a realizar la variación en lazo abierto de las variables manipuladas $F_2(t)$, $F_{200}(t)$ y $P_{100}(t)$ alrededor de un 10% de sus puntos de operación en estado estacionario. A continuación se muestran las respuestas del proceso al realizar variaciones en el flujo de producción $F_2(t)$, flujo de agua de enfriamiento $F_{200}(t)$ y presión del vapor $P_{100}(t)$. En la Figura 13, se muestra la respuesta del proceso al realizar un incremento del 10% en la producción del proceso $F_2(t)$.

En la Figura 14, se muestra la respuesta del proceso al aumentar en un 10% el flujo de agua de enfriamiento $F_{200}(t)$ y en la figura 15 se muestra la respuesta del proceso al disminuir en 10% la presión de vapor $P_{100}(t)$.

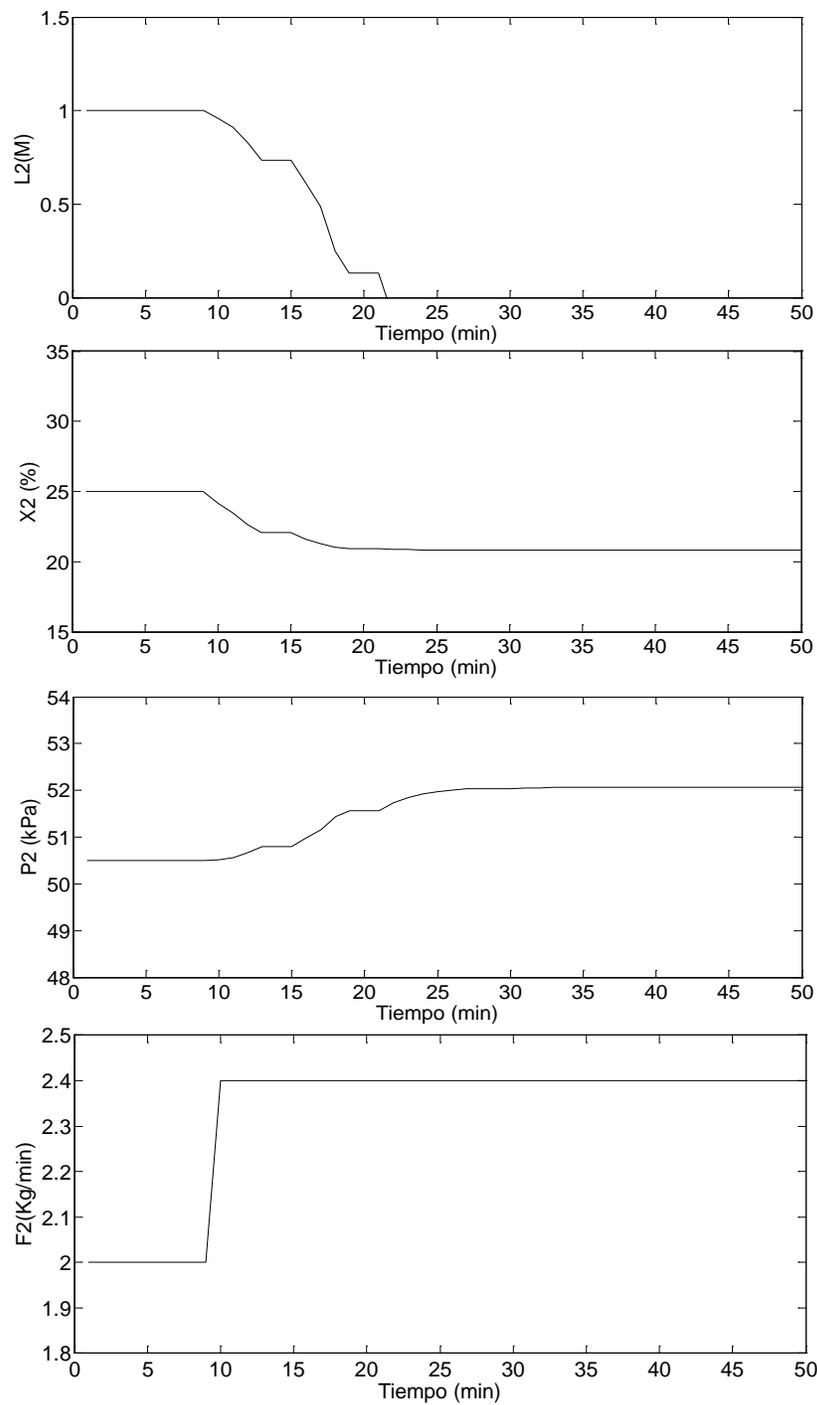


Figura 13. .Respuesta del proceso al aumentar la carga $F2(t)$ en 10%.

Fuente: Elaboración propia

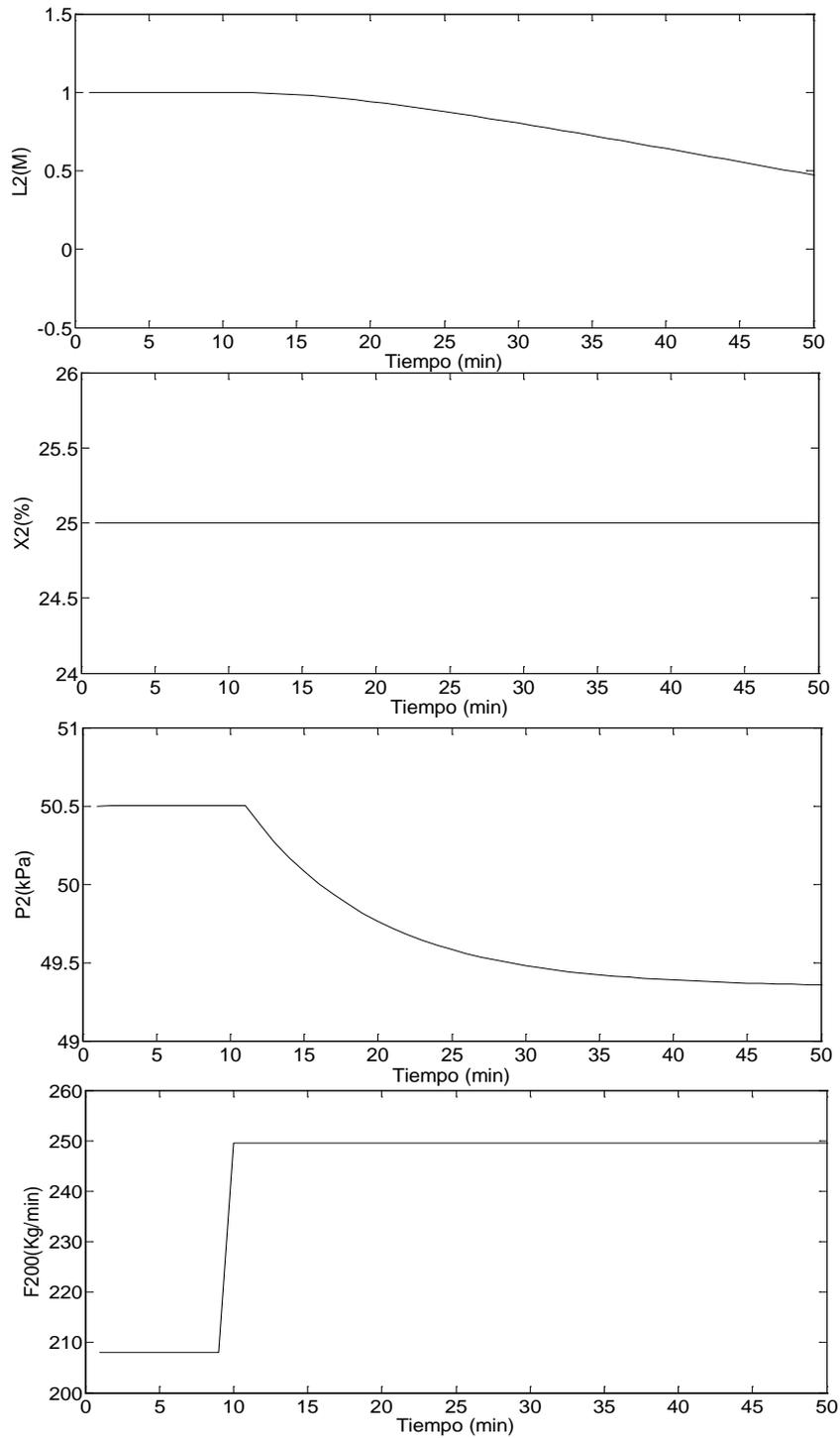


Figura 14. Respuesta del proceso al aumentar 10% el flujo $F_{200}(t)$ de agua de enfriamiento.

Fuente: Elaboración propia

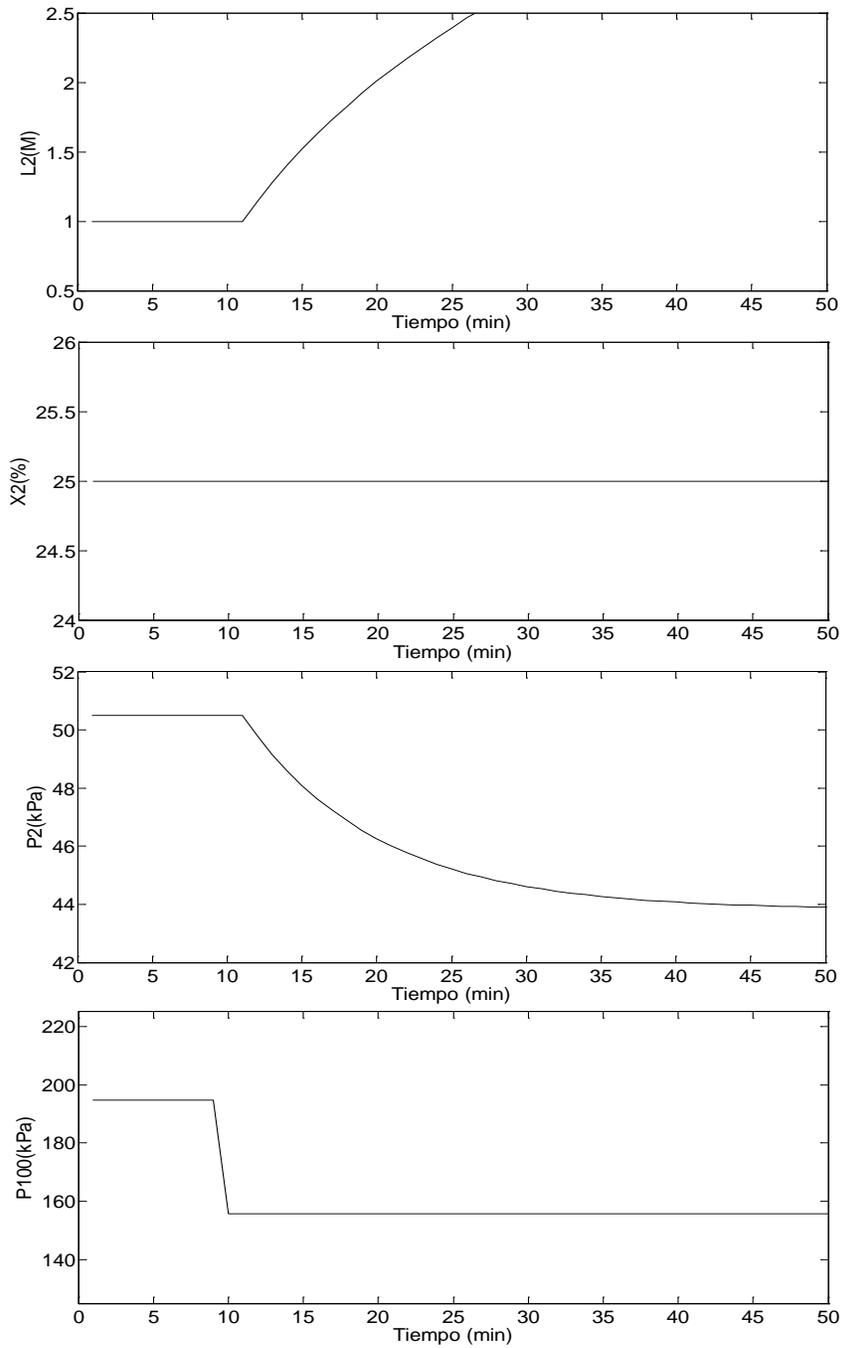


Figura 15. Respuesta del proceso al disminuir 10% la presión del vapor $P100(t)$.

Fuente: Elaboración propia

Como se observa en las figuras 13, 14 y 15, la respuesta en lazo abierto del nivel del separador $L_2(t)$ corresponde a un proceso no autorregulado, apreciándose una influencia significativa de $F_2(t)$ sobre el nivel en comparación con el resto de las variables. Al hacer la variación en el flujo $F_{200}(t)$, no se registró cambios en la concentración de la producción $X_2(t)$. Del mismo modo, no se observó variación en $X_2(t)$ al variar $P_{100}(t)$.

Al observar las repuestas del proceso presentadas, se corroboró la interacción considerada sobre las características del proceso.

CAPÍTULO V. SIMULACIÓN MEDIANTE LAZOS DE CONTROL INDEPENDIENTES

En este capítulo se presenta el desarrollo del sistema de control del evaporador empleando lazos independientes por retroalimentación. La selección de los pares de variables controladas y manipuladas para construir los lazos de control, se hizo considerando las ecuaciones de balance de masa y energía, la información sobre el diseño y operación del evaporador y las simulaciones detalladas en el capítulo anterior. En la Figura 16 se muestran los lazos de control independientes seleccionados.

Los pares de variables controladas y manipuladas que conforman los tres lazos de control seleccionados son:

1. $L_2(t)-F_2(t)$.
2. $P_2(t)-F_{200}(t)$.
3. $X_2(t)-P_{100}(t)$.

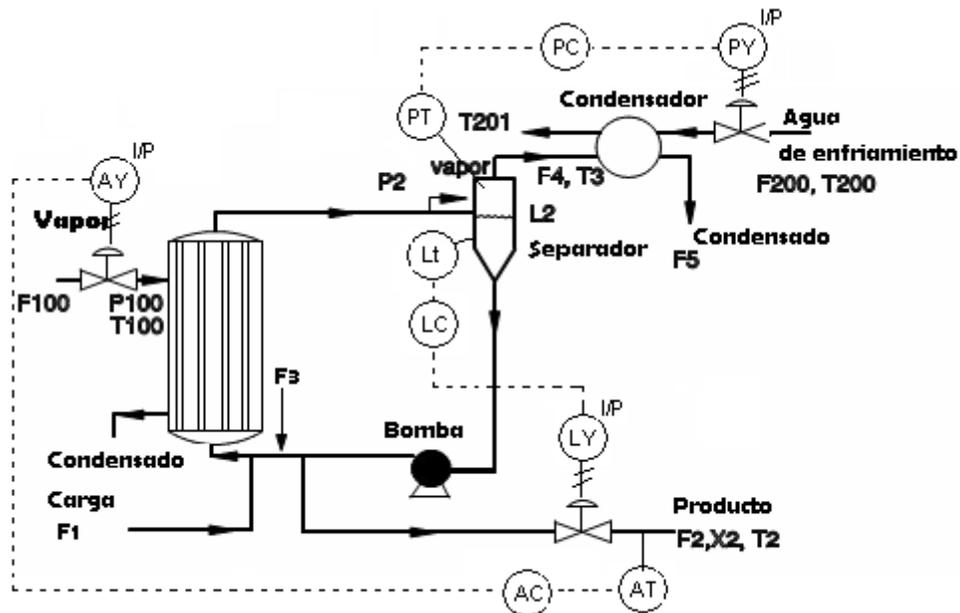


Figura 16. Evaporador controlado por lazos independientes.

Fuente: Elaboración propia

La simulación en lazo cerrado del evaporador de circulación forzada con los tres lazos de control por realimentación independientes, se realizó utilizando el subsistema del modelo no lineal creado en el punto anterior, añadiendo los tres lazos de control PID. En la Figura 17 se muestra el esquema mencionado.

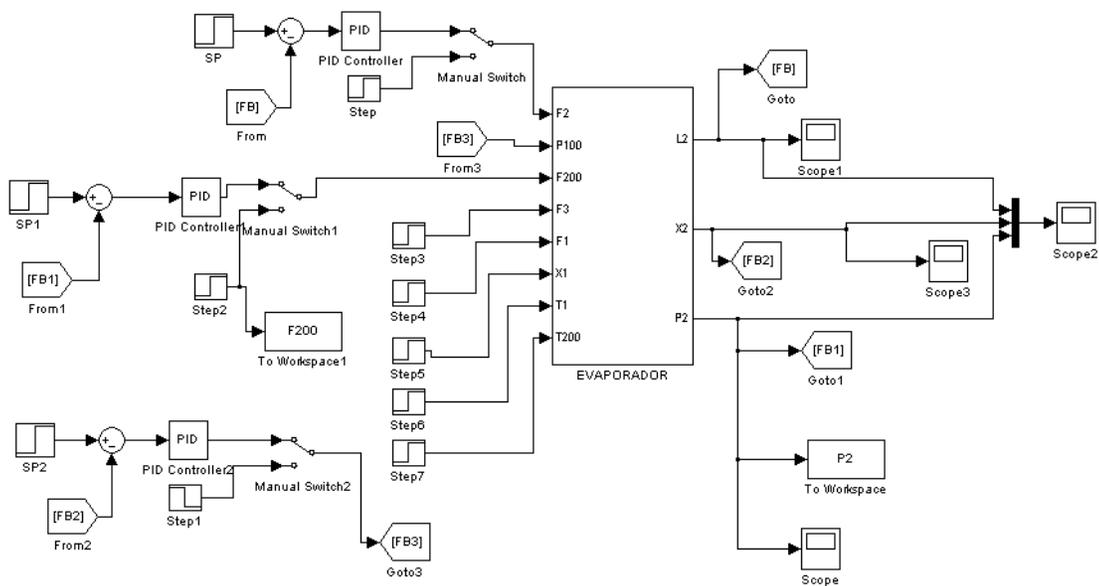


Figura 17. Esquema de control con lazos independientes en Simulink.

Fuente: Elaboración propia

La sintonía de los controladores, se hizo entonando primeramente el lazo $L_2(t)-F_2(t)$; debido a que la variable de nivel $L_2(t)$ presenta un comportamiento no autorregulable, se procedió a realizar la sintonía en lazo cerrado mediante tanteo hasta conseguir una adecuada respuesta del proceso. En cuanto a los lazos $P_2(t)-F_{200}(t)$ y $X_2(t)-P_{100}(t)$, inicialmente se aplicó el método de curva de reacción en lazo abierto empleando las tablas de Ziegler and Nichols, sin embargo, por las características no lineales del evaporador y la

interacción entre sus variables, no se obtuvo valores razonables de los parámetros de sintonía de los controladores PID; en ese sentido, también se utilizó el método de tanteo en lazo cerrado para estos lazos, considerando sólo los parámetros proporcional (K) e integral (I) del controlador PI, despreciando la acción derivativa. En la tabla 2, se muestran los parámetros de sintonía obtenidos.

Tabla 2. Parámetros de sintonía de los lazos independientes PI.

PARÁMETROS PI	LAZOS		
	$L_2(t)-F_2(t)$	$P_2(t)-F_{200}(t)$	$X_2(t)-P_{100}(t)$
K	9,09 (kg/min)/m	10,00 (kg/min)/kPa	3,00 (kPa)/%
I	0,588 (min)	0,1666 (min)	2,00 (min)

Cabe destacar que los ensayos efectuados para hacer la sintonía, se hicieron realizando variaciones alrededor del 10 % de las condiciones de operación del evaporador. En la figura 16 se muestra la simulación de las variables controladas del proceso con los lazos de realimentación independientes al introducir una perturbación mediante un incremento del flujo de alimentación $F_1(t)$ en un 10% (2Kg/min, en un rango de 0-20 Kg/min). Como se aprecia en la Figura 18, el sistema de control permitió controlar la perturbación, estabilizándose el proceso nuevamente en sus condiciones de operación.

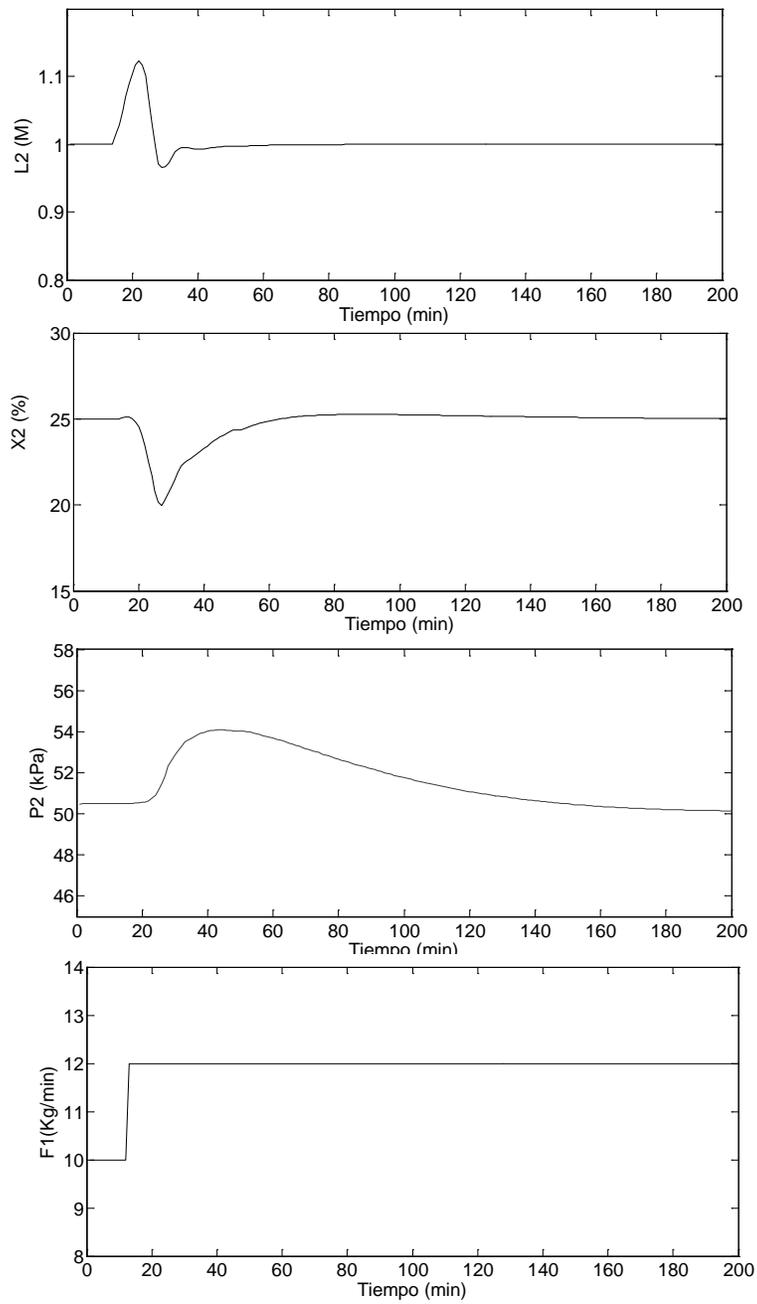


Figura 18. Respuesta del proceso al incrementar 10% F1.

Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO VI. DISEÑO DEL CONTROLADOR MULTIVARIABLE

En este capítulo se describe el diseño del controlador multivariable aplicando el procedimiento descrito en el marco conceptual sobre la técnica de control no lineal mediante linealización aproximada; del mismo modo, se presentan las simulaciones del esquema de control multivariable y se compara su funcionamiento con el esquema convencional mediante lazos independientes PID.

6.1 Controlabilidad y observabilidad del proceso

Para hallar una ley de control que permita controlar las variables del proceso del evaporador de recirculación forzada, es indispensable evaluar la estabilidad del proceso. Por esta razón es necesario determinar la controlabilidad; adicionalmente, es recomendable determinar la observabilidad asociada a la variable $X_2(t)$, con el objeto de estimarla en caso de no disponerse de un analizador de calidad de la producción.

Considerando las bases teóricas descritas en el punto 2.5.1, se determinó la controlabilidad y observabilidad del evaporador utilizando el modelo lineal. Para obtener la controlabilidad y observabilidad se utilizaron las matrices jacobianas A y B referidas en las ecuaciones (45) y (46) asumiendo la matriz C como la matriz identidad.

Se emplearon los comandos del software Matlab $ctrb(A, B)$, $obsv(A, C)$ y $rank$ para determinar las matrices de controlabilidad y observabilidad y sus respectivos rangos; como resultado se obtuvo el rango $n=3$ para ambas matrices; con este resultado se satisface las condiciones de controlabilidad y observabilidad. Con el resultado obtenido se concluye que el sistema es de estado completamente controlable y observable.

6.2 Diseño del esquema de control multivariable

Considerando los fundamentos teóricos sobre sistemas no lineales descritos en el punto 2.5.3, se realizó el diseño del controlador multivariable tomando como referencia el esquema de realimentación del vector de estado mostrado en la Figura 9 incorporando un integrador con el propósito de eliminar el error en régimen permanente, en la Figura 19 se muestra el esquema de control multivariable diseñado. Se supuso que es posible medir en tiempo real la variable de calidad del producto $X_2(t)$.

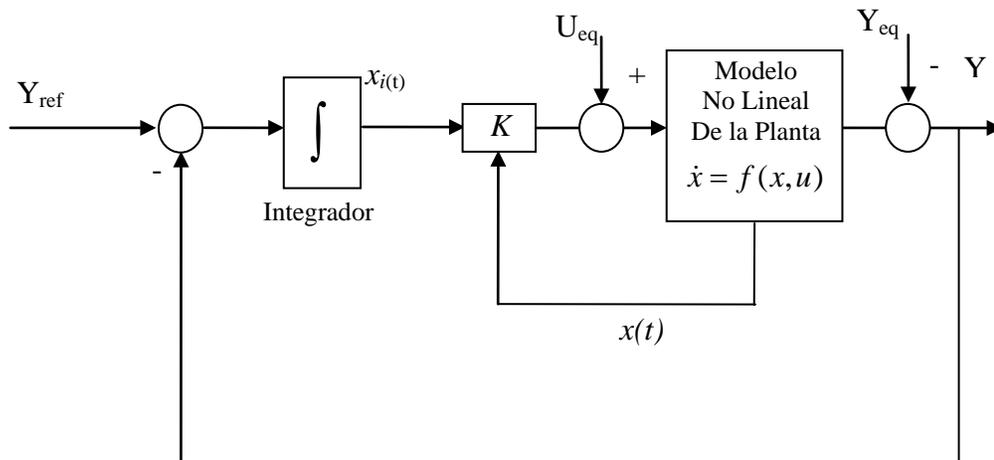


Figura 19. Esquema de control Multivariable diseñado

Fuente: Elaboración propia

Las siguientes ecuaciones (48) y (49) representan el sistema de control multivariable:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}(t) \\ \dot{x}_i(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & 0 \\ -C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x(t) \\ x_i(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix} u(t) + \begin{bmatrix} 0 \\ Y_{ref}(t) \end{bmatrix} \quad (48)$$

$$u(t) = -K \begin{bmatrix} x(t) \\ x_i(t) \end{bmatrix} \quad (49)$$

Definiendo las matrices del sistema expandido \hat{A} y \hat{B} según la ecuaciones (50)

$$\hat{A} = \begin{bmatrix} A & 0 \\ -C & 0 \end{bmatrix} \quad (50)$$

$$\hat{B} = \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix} \quad (51)$$

Donde: Y_{ref} corresponde a la salida de referencia; U_{eq} y Y_{eq} son los vectores de entradas y salidas en condiciones de equilibrio. La variable $x_i(t)$ corresponde al estado adicional del sistema expandido al agregar el integrador. La variable $u(t)$ representa la ley de control del sistema. El cálculo de la matriz K se realizó mediante el comando Matlab® *lqr*, empleando la técnica de control óptimo cuadrático descrita en el punto 2.5.2.

Considerando lo antes descrito, se procedió a calcular el valor de la matriz de ganancias K , utilizando los pares (\hat{A}, \hat{B}) del sistema expandido mostrado en la ecuación (48), definiendo las matrices Q y R como matrices identidad de 6x6 y 3x3 respectivamente. Posteriormente, se utilizó el comando *lqr*(\hat{A}, \hat{B}, Q, R) obteniendo la matriz de ganancias mostrada en la ecuación (52):

$$K = 1 \times 10^3 \cdot \begin{bmatrix} -0,0014 & -0,0027 & 0,0001 & 0,0028 & 0,0041 & -0,0001 \\ -1,0311 & 0,0412 & 0,0001 & 1,0314 & -0,0487 & 1,0314 \\ -5,4984 & 0,2199 & -1,1112 & 5,4985 & 0,2417 & 5,4985 \end{bmatrix} \quad (52)$$

Con este resultado es posible afirmar que el sistema expandido es estable, debido a que el comando lqr produce un resultado si se logra obtener una solución S válida de la ecuación de Riccati.

Posteriormente, se procedió a configurar en el Simulink el esquema de control con los valores de K obtenidos. En el próximo punto se muestran las simulaciones del proceso con el controlador multivariable. En el apéndice D, se encuentra el diagrama configurado en el Simulink. Adicionalmente, en el apéndice E, se presenta la sintaxis del comando LQR y su descripción según la documentación electrónica de Matlab.

6.2 Simulación del proceso con el controlador diseñado

En la Figura 20, se observa la respuesta comparativa del proceso al aplicar los esquemas de control multivariable y PI, introduciendo una perturbación de un 10%, aumentando 2 Kg/min el flujo $F_1(t)$ de alimentación del evaporador. En los resultados de esta simulación, se aprecia claramente que la respuesta del proceso con el esquema de control multivariable en espacio de estado con LQR, permite estabilizar rápidamente el proceso, disminuyendo efectivamente la interacción entre las variables controladas.

En el caso de la solución convencional a través de lazos de control PI independientes, se observa alta interacción entre las variables de control, tomando más tiempo en estabilizar el proceso; adicionalmente, se presentaron sobrepicos mayores sobre los puntos de ajuste en comparación con el control multivariable. Del mismo modo, el esquema de control multivariable, logró mantener la calidad del producto $X_2(t)$ dentro de su punto de ajuste, mientras que el esquema convencional tomó aproximadamente 40 minutos en corregir la desviación (ver Figura 20 entre intervalos 20 y 60 min.).

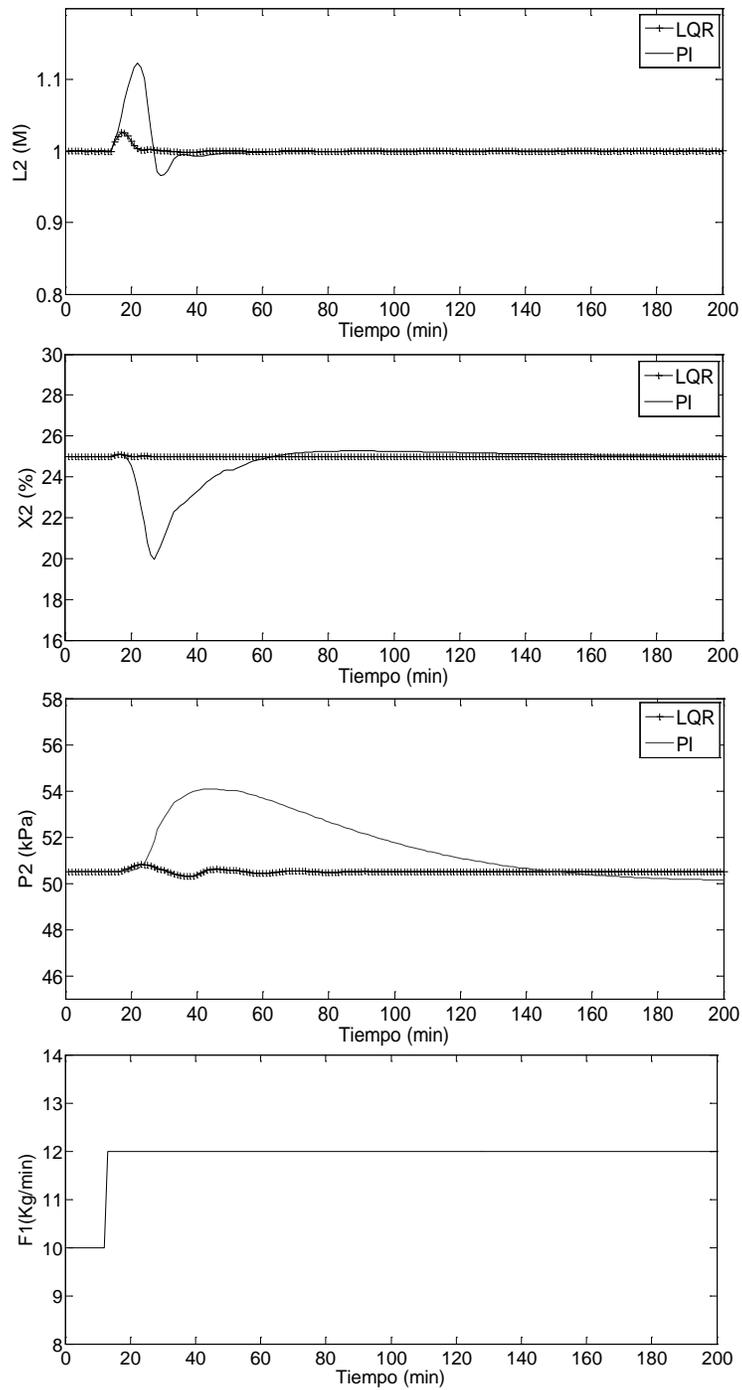


Figura 20. Respuesta comparativa del proceso al aumentar 10% F1.

Fuente: Elaboración propia

En la Figura 21 se muestra el comportamiento del evaporador al disminuir el punto de ajuste (PA) de la calidad $X_2(t)$ en un 10%; como se observa en la figura, el controlador multivariable permitió estabilizar la variable de calidad en 10 minutos aproximadamente, mientras que en el caso del esquema de control convencional demoró aproximadamente 35 minutos en realizar el ajuste. Del mismo modo, el controlador multivariable permitió controlar de forma más adecuada el nivel $L_2(t)$ y la presión $P_2(t)$ en comparación con el esquema de control convencional.

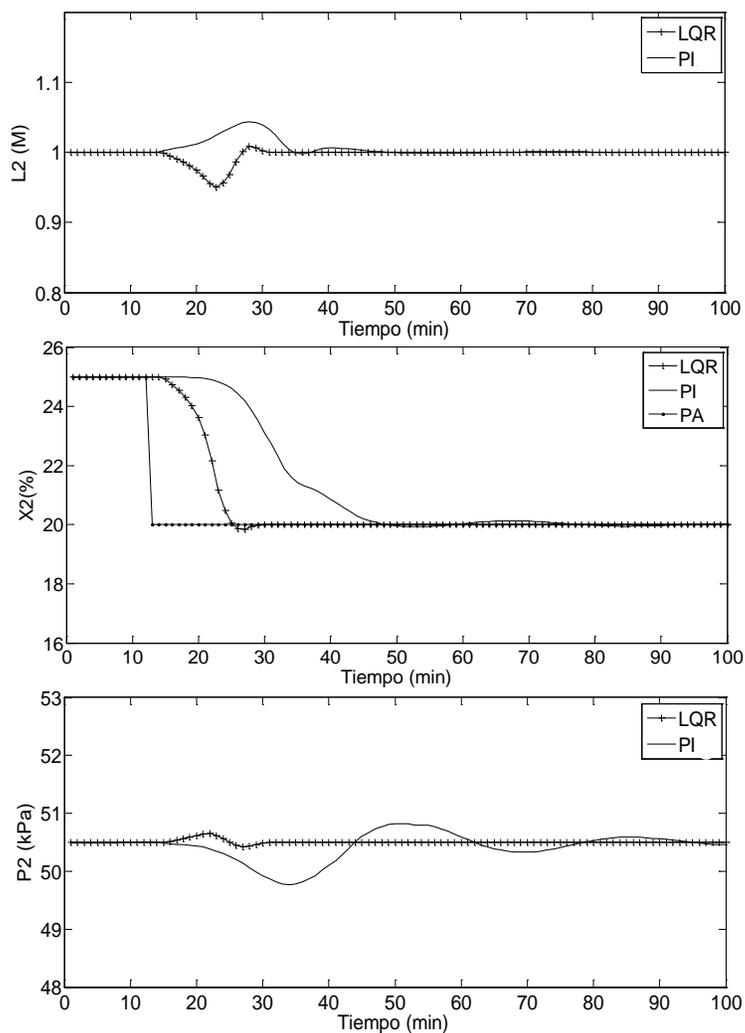


Figura 21. Respuesta comparativa al disminuir 10% el punto de ajuste (PA) de X_2 .

Fuente: Elaboración propia

Cabe destacar que la variable $X_2(t)$ es una de las variables más importantes como objetivo de control, ya que la misma esta asociada a la calidad del producto final del evaporador.

Debido a lo planteado, los resultados señalan una importante mejora al aplicar el control multivariable, ya que existe un potencial beneficio económico asociado al control de calidad del producto, evitando el reproceso y asegurando que el producto final se encuentre el mayor tiempo posible dentro de sus especificaciones. Los resultados demuestran que ambos esquemas permitieron controlar las variables en los puntos operativos de referencia tanto en las perturbaciones como en los cambios de los puntos de ajuste; sin embargo, el control multivariable funcionó de manera más eficiente reduciendo la interacción y controlando las variables rápidamente y de forma estable.

CAPÍTULO VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 Conclusiones

A continuación se presentan las conclusiones del presente trabajo de investigación:

- Se logró determinar el modelo matemático del evaporador de forma no lineal.
- Se obtuvo el modelo matemático lineal del evaporador a través del software Matlab.
- Se determinaron tres variables controladas, tres manipuladas y cinco de perturbación.
- Al simular el proceso en lazo abierto, se observó elevada interacción entre las variables controladas y manipuladas.
- Durante la simulación en lazo abierto se evidenció el comportamiento no lineal del evaporador.
- Al analizar los resultados de la simulación del proceso con los lazos de control independientes, se observó que el sistema de control permitió controlar las perturbaciones y variaciones del punto de ajuste.
- Se determinó que el sistema es controlable y observable.
- El diseño del controlador multivariable se hizo aplicando las técnicas de control de sistemas no lineales empleando el esquema de realimentación del vector de estado, incorporando un integrador con el propósito de eliminar el error en régimen permanente.
- El cálculo de la matriz K de realimentación, se realizó mediante el comando Matlab *lqr*, empleando la técnica de control óptimo cuadrático.

- El control multivariable en espacio de estado funcionó de manera más eficiente que el esquema convencional mediante lazos independientes. Tal como se había previsto, el control multivariable redujo considerablemente la interacción entre las variables controladas, controlando las variables rápidamente y de forma estable en comparación con el esquema de lazos independientes por realimentación.
- Los resultados obtenidos marcan una importante mejora al aplicar el control multivariable, ya que existe un potencial beneficio económico asociado al control fino de la composición de la producción, evitando el reproceso, manteniendo la estabilidad del sistema y las especificaciones de calidad del producto final.

7.2 Recomendaciones

- Estimar la variable $X_2(t)$, mediante un observador de estado y modificar el esquema de control para incorporar el observador.
- Evaluar el comportamiento del proceso con el control multivariable en espacio estado al realizar perturbaciones y cambios en los puntos de ajustes, al alejarse del punto operativo.
- Realizar el diseño del controlador multivariable aplicando técnicas de control predictivo y robusto y comparar los resultados con el esquema de control en espacio de estado diseñado.
- Estimar el beneficio económico por la aplicación del esquema de control multivariable.
- Ubicar una aplicación industrial real en Venezuela, de un proceso de evaporador por recirculación forzada y hacer el estudio de factibilidad para la implementación del controlador multivariable.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS Y ELECTRÓNICAS

- [1] Newell, R., Lee, P. Applied Process, Estados Unidos: Prentice Hall, 1989.
- [2] Lanza, G. Control multivariable para una planta de destilación al vacío de hidrocarburos. Tesis de maestría no publicada, Universidad Nacional Experimental Politécnica Antonio José de Sucre, Barquisimeto, Venezuela, 2008.
- [3] Miranda, V., Prada, C. Controlador predictivo implícito de un evaporador. Modelación y Software Simulación Ecosimpro, Artículo publicado en el año 2006 [Documento en línea]. Disponible: http://www.ecosimpro.com/download/articles/ESC_2006_02_es.pdf. [Consulta: 30 de Julio 2012].
- [4] Echeverri, V. Control de los evaporadores de los laboratorios de procesos productivos de la Universidad Nacional de Colombia Sede Minizales año 2005. Tesis de maestría publicada. Universidad Nacional de Colombia, Manizales, Colombia, 2005. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.bdigital.unal.edu.co/2386/1/valentinaecheverriocampo.2005.Parte1.pdf>. [Consulta: 2012, Julio 30].
- [5] GEA Process Engineering, Suministros, año 2013. Principios de evaporación [Documento en línea]. Disponible: http://www.gea-niro.com.mx/lo-que-suministros/tecnologia_evaporacion.asp [Consulta: 2013, Noviembre 22].
- [6] Ogata, K. Ingeniería de control moderna, México: Prentice Hall tercera edición, 1998.
- [7] Mathworks, Centro de Documentación Electrónica, año 2013. Diseño de Regulador Lineal Cuadrático [Documento en línea]. Disponible: <http://www.Mathworks.com/help/control/ref/lqr.html> [Consulta: 2013, Octubre 21].
- [8] Ogata, K. Sistemas de control en tiempo discreto, México: Prentice Hall segunda edición, 2000.
- [9] Sira, H., Marquez, R., Rivas, F. y Llanes, O. Control de sistemas no lineales, España: Pearson Prentice Hall, 2005.

APÉNDICES

A. SINTAXIS DEL COMANDO PLACE

place
Pole placement design

R2013b
[expand all in page](#)

Syntax

```
K = place(A,B,p)
[K,prec,message] = place(A,B,p)
```

Description

Given the single- or multi-input system

$$\dot{x} = Ax + Bu$$

and a vector p of desired self-conjugate closed-loop pole locations, `place` computes a gain matrix K such that the state feedback $u = -Kx$ places the closed-loop poles at the locations p . In other words, the eigenvalues of $A - BK$ match the entries of p (up to the ordering).

`K = place(A,B,p)` places the desired closed-loop poles p by computing a state-feedback gain matrix K . All the inputs of the plant are assumed to be control inputs. The length of p must match the row size of A . `place` works for multi-input systems and is based on the algorithm from [1]. This algorithm uses the extra degrees of freedom to find a solution that minimizes the sensitivity of the closed-loop poles to perturbations in A or B .

`[K,prec,message] = place(A,B,p)` returns `prec`, an estimate of how closely the eigenvalues of $A - BK$ match the specified locations p (`prec` measures the number of accurate decimal digits in the actual closed-loop poles). If some nonzero closed-loop pole is more than 10% off from the desired location, `message` contains a warning message.

You can also use `place` for estimator gain selection by transposing the A matrix and substituting C' for B .

```
l = place(A',C',p).'
```

Examples

Pole Placement Design

Consider a state-space system (a,b,c,d) with two inputs, three outputs, and three states. You can compute the feedback gain matrix needed to place the closed-loop poles at $p = [-1 \ -1.23 \ -5.0]$ by

```
p = [-1 -1.23 -5.0];
K = place(a,b,p)
```

B. DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LAS ECUACIONES DEL MODELO NO LINEAL DEL EVAPORADOR

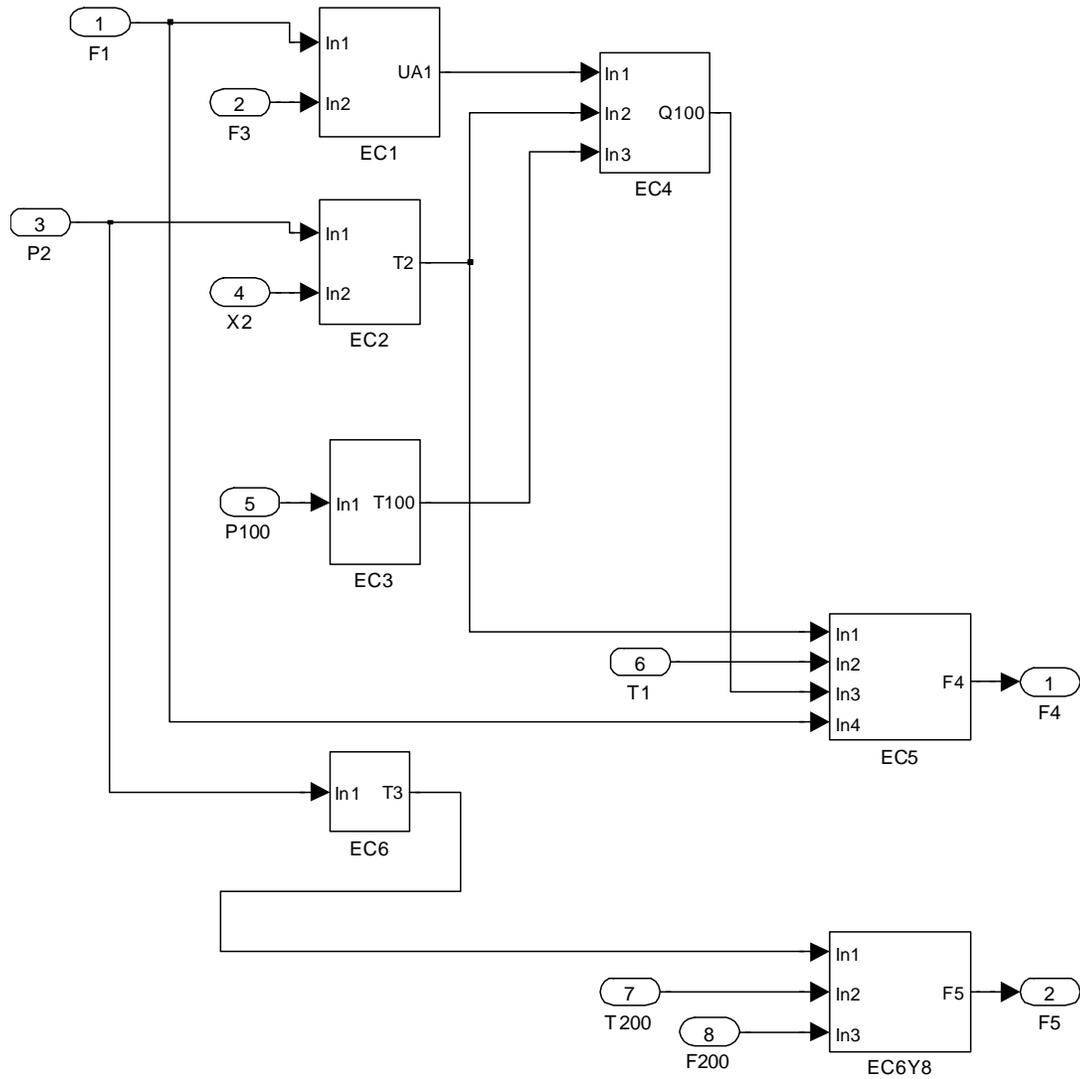


Figura B.1 Contenido del Subsistema del Evaporador

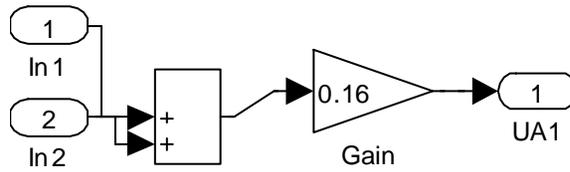


Figura B.2 Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calos UA1

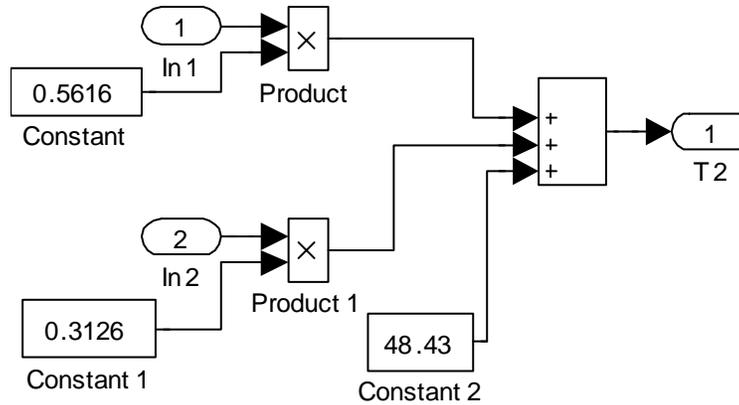


Figura B.3 Cálculo de la Temperatura T2

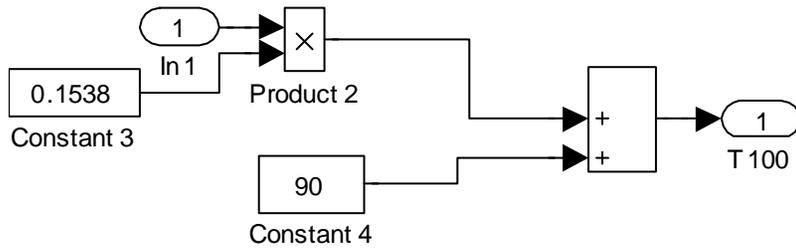


Figura B.4 Cálculo de la Temperatura T100

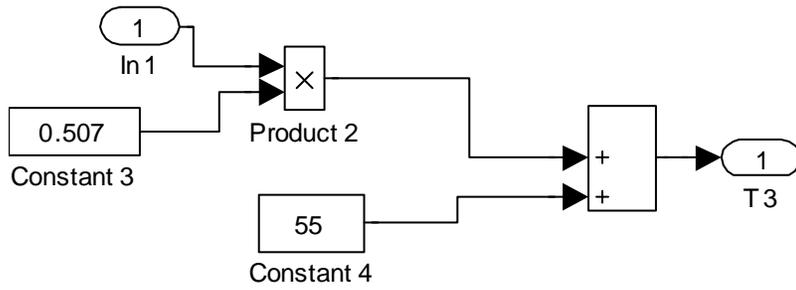


Figura B.5 Cálculo de la Temperatura T3

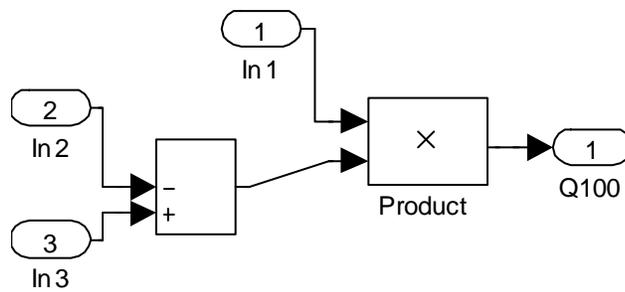


Figura B.6 Cálculo de la Rata de Calor Q100

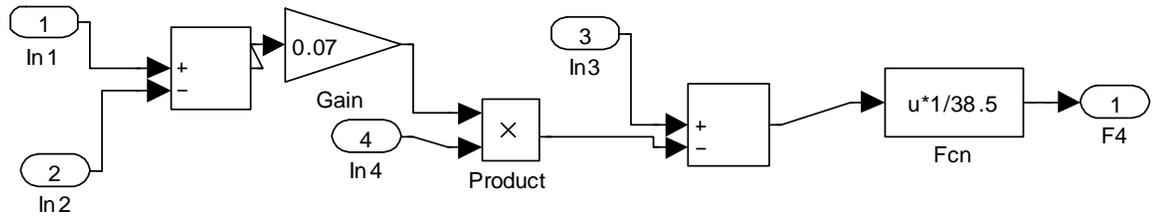


Figura B.7 Cálculo del Flujo F4

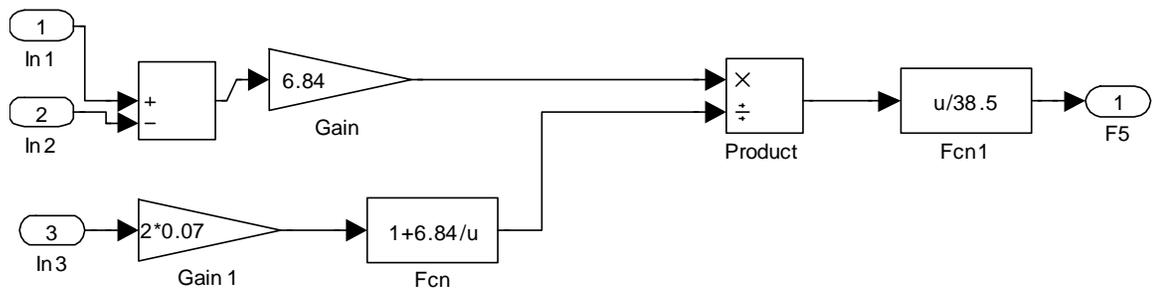


Figura B.8 Cálculo del Flujo F5

C. CÓDIGO MATLAB PARA LINEALIZAR EL MODELO DEL EVAPORADOR

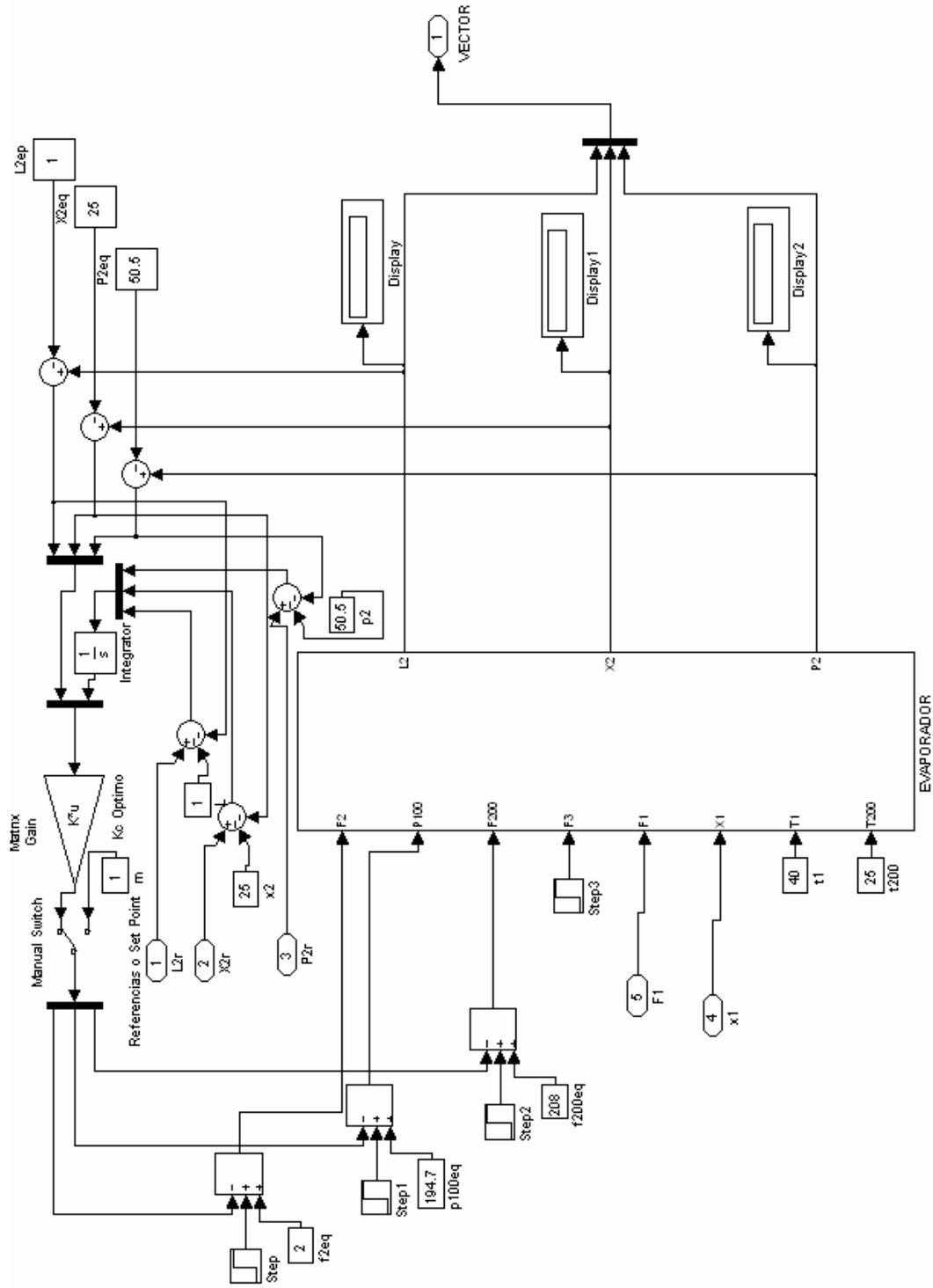
```

%PROGRAMA PARA LINEALIZAR MODELO DEL EVAPORADOR DE LA FORMA
dx/dt=Ax+Bu+Dd
clc
clear all
syms F1 F2 F3 F4 F5 X1 X2 T1 T2 T3 L2 P2 F100 T100 P100 Q100 F200 T200
T201 Q200
UA1=0.16*(F1+F3);
T2=0.5616*P2+0.3126*X2+48.43;
T100=0.1538*P100+90;
Q100=UA1*(T100-T2);
F4=(Q100-F1*.07*(T2-T1))/38.5;
T3=0.507*P2+55;
Q200=(6.84*(T3-T200))/(1+6.84/(2*.07*F200));
F5=Q200/38.5;
DL2=(F1-F4-F2)/20;
DX2=(F1*X1-F2*X2)/20;
DP2=(F4-F5)/4;
%calculo del jacobiano
A1=[ jacobian(DL2,L2) jacobian(DL2,X2) jacobian(DL2,P2)];
A2=[ jacobian(DX2,L2) jacobian(DX2,X2) jacobian(DX2,P2)];
A3=[ jacobian(DP2,L2) jacobian(DP2,X2) jacobian(DP2,P2)];
B1=[ jacobian(DL2,F2) jacobian(DL2,P100) jacobian(DL2,F200)];
B2=[ jacobian(DX2,F2) jacobian(DX2,P100) jacobian(DX2,F200)];
B3=[ jacobian(DP2,F2) jacobian(DP2,P100) jacobian(DP2,F200)];
D1=[ jacobian(DL2,F3) jacobian(DL2,F1) jacobian(DL2,X1) jacobian(DL2,T1)
jacobian(DL2,T200)];
D2=[ jacobian(DX2,F3) jacobian(DX2,F1) jacobian(DX2,X1) jacobian(DX2,T1)
jacobian(DX2,T200)];
D3=[ jacobian(DP2,F3) jacobian(DP2,F1) jacobian(DP2,X1) jacobian(DP2,T1)
jacobian(DP2,T200)];
%Parametros
F1=10; F2=2; F3=50; X1=5; T1=40; P100=194.7; T200=25; F200=208;
X2=25; P2=50.5; L2=1;
%Matriz A
A=[subs((A1(:,1))*L2/L2) subs((A1(:,2))*X2/L2) subs((A1(:,3))*P2/L2);...
subs((A2(:,1))*L2/X2) subs((A2(:,2))*X2/X2) subs((A2(:,3))*P2/X2);...
subs((A3(:,1))*L2/P2) subs((A3(:,2))*X2/P2) subs((A3(:,3))*P2/P2)];
%Matriz B
B=[subs((B1(:,1))*F2/L2) subs((B1(:,2))*P100/L2)
subs((B1(:,3))*F200/L2);...
subs((B2(:,1))*F2/X2) subs((B2(:,2))*P100/X2) subs((B2(:,3))*F200/X2);...
subs((B3(:,1))*F2/P2) subs((B3(:,2))*P100/P2) subs((B3(:,3))*F200/P2)];
%Matriz D
D=[subs((D1(:,1))*F3/L2) subs((D1(:,2))*F1/L2) subs((D1(:,3))*X1/L2)
subs((D1(:,4))*T1/L2) subs((D1(:,5))*T200/L2);...
subs((D2(:,1))*F3/X2) subs((D2(:,2))*F1/X2) subs((D2(:,3))*X1/X2)
subs((D2(:,4))*T1/X2) subs((D2(:,5))*T200/X2);...
subs((D3(:,1))*F3/P2) subs((D3(:,2))*F1/P2) subs((D3(:,3))*X1/P2)
subs((D3(:,4))*T1/P2) subs((D3(:,5))*T200/P2)];

```

```
disp('A:'); A  
disp('B:'); B  
disp('D:'); D
```

D. DIAGRAMA SIMULINK DEL ESQUEMA DE CONTROL MULTIVARIABLE EN ESPACIO DE ESTADO



E. SINTAXIS DEL COMANDO LQR

Control System Toolbox

lqr

Linear-quadratic (LQ) state-feedback regulator for state-space system

Syntax

$[K, S, e] = \text{lqr}(SYS, Q, R, N)$
 $[K, S, e] = \text{LQR}(A, B, Q, R, N)$

Description

$[K, S, e] = \text{lqr}(SYS, Q, R, N)$ calculates the optimal gain matrix K such that:

For a continuous time system, the state-feedback law $u = -Kx$ minimizes the quadratic cost function

$$J(u) = \int_0^{\infty} (x^T Q x + u^T R u + 2x^T N u) dt$$

subject to the system dynamics $\dot{x} = Ax + Bu$.

In addition to the state-feedback gain K , **lqr** returns the solution S of the associated Riccati equation

$$A^T S + SA - (SB + N)R^{-1}(B^T S + N^T) + Q = 0$$

and the closed-loop eigenvalues $e = \text{eig}(A - B * K)$. Note that K is derived from S by

$$K = R^{-1}(B^T S + N^T)$$

For a discrete-time state-space model, $u[n] = -Kx[n]$ minimizes

$$J = \sum \{x^T Q x + u^T R u + 2x^T N u\}$$

subject to $x[n+1] = Ax[n] + Bu[n]$.

$[K, S, e] = \text{LQR}(A, B, Q, R, N)$ is an equivalent syntax for continuous-time models with dynamics $dx/dt = Ax + Bu$.

In all cases, the default value $N=0$ is assumed when N is omitted.

Limitations

The problem data must satisfy:

- The pair (A, B) is stabilizable.
- $R > 0$ and $Q - NR^{-1}N^T \geq 0$.
- $(Q - NR^{-1}N^T, A - BR^{-1}N^T)$ has no unobservable mode on the imaginary axis.