

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Electricidad y Computación

**“DISEÑO DEL CONTROLADOR PREDICTIVO MULTIVARIABLE
PARA EL CONTROL DE UN EVAPORADOR DE MÚLTIPLES
EFECTOS”**

TRABAJO DE TITULACIÓN

PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE:

MAGISTER EN AUTOMATIZACIÓN Y CONTROL INDUSTRIAL

ING. MAURICIO FLORES

ING. JORGE REDROBAN

GUAYAQUIL – ECUADOR

AÑO: 2021

AGRADECIMIENTOS

Al concluir una meta más de nuestras vidas, queremos extender un profundo agradecimiento a quienes hicieron posible este sueño, aquellos que junto a nosotros caminaron en todo momento y siempre fueron inspiración, apoyo y fortaleza. En especial para Dios, nuestros padres, hermanos, esposa, hijos, profesores y amigos, muchas gracias a ustedes por demostrarnos que “El éxito no es otra cosa que el deseo inevitable de ayudar al otro para que este se supere”.

Nuestra gratitud también a la ESPOL y a todos sus docentes, quienes con su apoyo y enseñanza constituyeron la base fundamental de nuestra vida profesional.

DEDICATORIA

Nuestras tesis la dedicamos con todo el amor, respeto y gratitud a todas nuestras familias, amigos y compañeros, que formaron y forman parte de nosotros en cada camino de nuestras vidas con su apoyo, sacrificio, tiempo, consejos, experiencias, alegrías, comprensión, cariño, motivación, inspiración para poder superarnos cada día y así lograr que nuestros éxitos y metas se hagan realidad.

TRIBUNAL DE EVALUACIÓN

.....

Ph. D.

SUBDECANO DE LA FIEC



.....

Arístides Reyes Bacardí, MSc.

DIRECTOR



.....

MSc. Geovanny Arguello

PROFESOR EVALUADOR

DECLARACIÓN EXPRESA

"La responsabilidad y la autoría del contenido de este Trabajo de Titulación, me(nos) corresponde exclusivamente; y doy(damos) mi(nuestro) consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"



Jorge Fernando Redrobán Carey



Firmado electrónicamente por:
HECTOR MAURICIO
FLORES NICOLALDE

Héctor Mauricio Flores Nicolalde

RESUMEN

En el presente Trabajo de Titulación se desarrolla el diseño del controlador mpc para un evaporador de dos efectos.

Durante el mencionado desarrollo, se diseña y prueba, por simulación, un controlador LQR y se le adiciona la compensación del error de establecimiento (mediante integración) al valor de referencia de las variables controladas.

El diseño del controlador mpc se efectúa con el ayudante que proporciona MATLAB® o sea el mpcDesigner, mismo que permite seleccionar todos los parámetros de diseño del mencionado controlador y verificar la estabilidad del controlador diseñado.

Se realiza la comparación de los resultados considerando como principal perturbación del buen funcionamiento del evaporador la interacción propia entre los niveles de los dos efectos de evaporación y la concentración del producto final, puesta de manifiesto en el funcionamiento del sistema controlado con un controlador LQR integral.

Se concluye verificando las bondades del controlador mpc ante las falencias del controlador LQR mediante nueve pruebas que proporcionaron 54 valores como base de datos para efectuar la selección de los valores de los parámetros horizonte de predicción y horizonte de control.

Se hace la propuesta de un método de selección del mejor ajuste, fundamentado en el cálculo de las normas de Frobenius.

Se plantean las conclusiones, favorables al controlador mpc y se proporcionan las proposiciones pertinentes.

DEDICATORIA	III
TRIBUNAL DE EVALUACIÓN	IV
DECLARACIÓN EXPRESA	V
RESUMEN	VI
CAPÍTULO 1	9
ANTECEDENTES.....	9
1.1 Descripción del problema	9
1.2 Solución propuesta.....	11
1.3 Objetivo General.....	12
1.4 Objetivos Específicos	12
1.5 Metodología.....	12
1.6 Alcance del trabajo	19
CAPÍTULO 2.....	20
ESTADO DEL ARTE DEL CONTROL DE EVAPORADORES	20
2.1 Funcionamiento de los Evaporadores	20
2.1.1 Breve descripción del funcionamiento de los Evaporadores.....	20
2.1.2 Variables del proceso de evaporación	21
2.2 Modelos matemáticos del proceso de evaporación	22
2.3 Estado del Arte en el Control Multivariable de Evaporadores	28
CAPÍTULO 3.....	38
3.1 Determinación de los Requerimientos de Control para un Evaporador Simple.....	38
3.2 Diseño del controlador multivariable para el modelo matemático del evaporador de múltiples efectos	39
3.2.1 Diseño del controlador LQR para el control de las variables composición del producto y los niveles de los líquidos en los efectos del evaporador	41
3.3 Diseño del controlador predictivo generalizado para el modelo matemático del evaporador de múltiples efectos.....	47
CAPÍTULO 4.....	58

COMPARACIÓN DE LOS RENDIMIENTOS DE LOS CONTROLADORES DISEÑADOS.....	58
4.1 Perturbaciones en el set point de los sistemas de control del evaporador de múltiples efectos.....	58
4.2 Comparación del rendimiento de los controladores diseñados ante las perturbaciones.....	58
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	82
BIBLIOGRAFÍA.....	87

CAPÍTULO 1

ANTECEDENTES

1.1 Descripción del problema

Según Singh [1], la evaporación es una operación unitaria empleada para remover agua en forma de vapor de los alimentos líquidos diluidos para obtener un producto líquido concentrado por aumento de sus grados Brix. Esta operación requiere de un evaporador o varios evaporadores disponibles en un arreglo específico, el cual está limitado por las características fisicoquímicas de la materia prima y del producto terminado requerido [2].

El interés en desarrollar modelos matemáticos para evaporadores de múltiples efectos se centró [3] en la posibilidad de incorporar simulaciones de lazo abierto para fines de control convencional. Sin embargo, en la última década, la mayoría de los estudios han enfatizado el desarrollo de modelos en espacio de estados para incorporar el uso de controladores multivariables y los estimadores de estados.

Los evaporadores de múltiples efectos son ampliamente utilizados en la industria de alimentos para concentrar los fluidos. Cuando son controladas las múltiples salidas, los evaporadores se ven como sistemas con gran interacción.

Los evaporadores son equipos que se utilizan habitualmente en la industria alimenticia, y se destinan para aumentar la concentración de los fluidos mediante la evaporación del agua contenida en ellos. Constituyen procesos relativamente complejos.

El objetivo de este equipo en un ingenio es concentrar el jugo de la caña o guarapo extraído y diluido en los molinos, desde una concentración inicial de un 10-15% de sólidos hasta la concentración final de alrededor de un 60 %. Un evaporador simple con sus lazos de control numerados se muestra en la figura 1.1

longitud de los tubos de la calandria. La presión del vapor que se alimenta al primer efecto determina la intensidad de la evaporación y debe regularse a un valor aproximado de 10 psi.

Finalmente la regulación de la concentración de salida en valores de alrededor de 60° brix (60% de sólidos) es el objetivo fundamental del control de los evaporadores.

Los evaporadores son los mayores usuarios de la energía calórica y los que más contribuyen a las pérdidas en las fábricas de azúcar de caña. Estos factores exigen que el control del evaporador sea efectivo, lo cual es crucial para la eficiencia general del ingenio azucarero.

1.2 Solución propuesta

La evaporación de efectos múltiples es un procedimiento importante adoptado para economizar el consumo de energía. El factor principal que influye en la economía de un sistema evaporador es el número de efectos. Al aumentar el número de efectos, se aumenta la economía del sistema evaporador.

El primer efecto de un evaporador de efectos múltiples es el efecto al que se alimenta el vapor crudo. Los vapores obtenidos del primer efecto actúan como un medio de calentamiento para otro efecto. La temperatura de ebullición a la que opera el primer efecto es lo suficientemente alta como para que el agua evaporada pueda servir como medio de calentamiento para el segundo efecto. Si se trata de un evaporador de doble efecto los vapores formados se envían a un condensador.

La alimentación para el evaporador de múltiples efectos generalmente se transfiere de un efecto a otro. Esto lleva a la máxima concentración del producto, alcanzada mediante el efecto de evaporación.

Se describe someramente la propuesta de control del evaporador y su justificación dando evidencias de porque se requiere probar nuevos controladores del tipo MIMO para los evaporadores, en general y para el evaporador de dos efectos.

1.3 Objetivo General

Diseñar un controlador predictivo MPC multivariable para el control del evaporador de dos efectos que mejore el comportamiento del sistema ante cambios en la referencia y perturbaciones en la carga a partir del análisis de un proceso de evaporación típicamente multivariable y el diseño del regulador considerando restricciones en el control.

1.4 Objetivos Específicos

1. Analizar los modelos existentes en la bibliografía sobre el proceso de evaporación en las industrias alimenticias para seleccionar aquel que tenga mayor información disponible mediante las técnicas de análisis de modelos multivariables.
2. Obtener la formulación analítica de las restricciones (saturaciones) en los actuadores del evaporador para considerarlas en la formulación del control mpc en presencia de saturación a la entrada del proceso de evaporación,
3. Diseñar el control multivariable simple del evaporador para posteriormente comparar su desempeño mediante los resultados obtenidos por simulación con las técnicas del Regulador Lineal Cuadrático (LQR por sus siglas en inglés),
4. Diseñar el Controlador Predictivo para comparar su rendimiento con el LQR mediante el empleo del ayudante mpcDesign.
5. Comparar los resultados por simulación para proponer el empleo del controlador más efectivo en el control de la evaporación.

1.5 Metodología

El modelado y el control en línea son muy relevantes para la concentración de alimentos, principalmente por su influencia en la calidad y también en el consumo de energía.

La complejidad y la gran cantidad de interacciones hacen que el control PID de un solo lazo de control (control proporcional, integral y derivado convencional) sea difícil y, a menudo, sub óptimo.

El algoritmo de control predictivo en base al modelo (MBPC o MPC) se presenta como un enfoque diferente para resolver el problema del control de procesos [5] modelados como sistemas de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO).

El objetivo general del presente estudio es aplicar y evaluar el control MPC para un sistema evaporador industrial de varios efectos. El proceso de evaporación continua es importante en varias industrias químicas y de procesamiento de alimentos.

Como caso de estudio se considera el control de la planta piloto evaporador de múltiples efectos mostrado en la figura 1.2. El estudio de este evaporador se llevó a cabo en la Universidad de Alberta, Edmonton, Canadá [6]. Las variables relevantes y los valores en estado estacionario se dan en la Tabla 1.

El tema propuesto se dirige a diseñar el controlador predictivo (MBPC) multivariable con restricciones al control, en presencia de cambios en las referencias de las retenciones de líquidos en los efectos W1, W2 y en la concentración de salida C2 y con perturbaciones de carga, o sea en el flujo de alimentación o en la concentración de soluto.

Tabla 1.1 Variables y valores en estado estacionario del evaporador

Variables	Alimentación	1º efecto	2º efecto
B ₁ , B ₂ razón de flujo del fondo (lb/min)	-	3.3	1.7
C _f , C ₁ , C ₂ concentración del soluto (wt%)	3.2	4.85	9.64
F razón de flujo de alimentación (lb/min)	5.0	-	-
h _f , h ₁ – entalpía del líquido (Btu/lb)	1.62	194	-
S _f razón de flujo de vapor (lb/min)	1.9	-	-
W1, W2 soluto holdup (lb)	-	30	35
O1, O2 vapor de sobre calentamiento (lb/min)	-	1.7	1.6
T _f , T1, T2 temperatura (F)	190	225	160
P1, P2, presión (psia)	-	<25	7.5

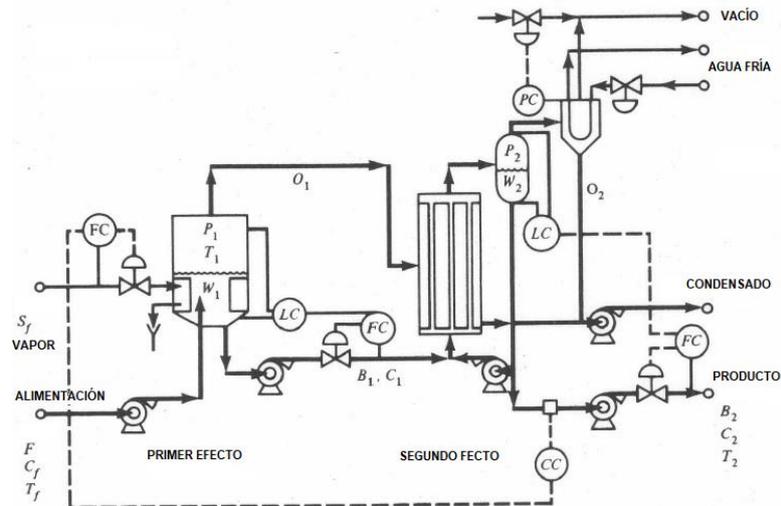


Figura 1.2 Composición del evaporador de dos efectos [6].

Las técnicas clásicas de diseño de controladores para procesos, que pueden ser modelados como matrices de funciones de transferencia, están descritas en varias monografías tales como [7], [8], [9], y otros. En este epígrafe sólo presentamos un breve resumen de esas técnicas.

Un enfoque conceptual simple para el control multivariable viene dado por un procedimiento de dos pasos en el que primero se diseña un "compensador" para tratar las interacciones en la matriz de funciones de transferencia y luego se diseña un controlador diagonal usando métodos similares a los de los sistemas SISO.

El enfoque más común es usar un pre compensador, $W_1(s)$, que contrarresta las interacciones en la planta y da como resultado una planta con una forma "nueva":

$G_s(s) = G(s) W_1(s)$ que es diagonal y más fácil de controlar que la planta original $G(s)$.

Después de encontrar una matriz de funciones de transferencia $W_1(s)$ adecuado, se puede diseñar un controlador diagonal $K_s(s)$ para la "nueva" planta conformada $G_s(s)$.

El controlador general es entonces: $K(s) = W_1(s) K_s(s)$.

En muchos casos [9], los compensadores efectivos pueden derivarse por motivos físicos y pueden incluir elementos no lineales.

Las técnicas de diseño de los controladores predictivos se encuentran bien desarrolladas, de manera tal que se tienen, desde explicaciones precisas del funcionamiento y su concepción heurística hasta ayudantes informáticos para diseñar y verificar el desempeño del controlador predictivo.

Una explicación simple de: ¿qué es el control predictivo con base al modelo? se puede encontrar en las monografías tales como [10], [11] y [12].

Para una comprensión amigable emplearemos la figura 1.3 tomada de [8]. En ella se muestran la secuencia de control en dos instantes de tiempo consecutivos, de manera que se puedan comprender no solo los procesos que ocurren en el controlador, sino que además queden claros los conceptos de horizonte de control, horizonte de predicción, secuencia de control, referencia interna y punto de consigna o set point.

La idea básica detrás del MPC se muestra en la Figura 1.3. En cada paso de tiempo, k , se resuelve un problema de optimización, como se ilustra en la mitad superior de dicha figura. Se minimiza una función objetivo (generalmente cuadrática) basado en predicciones de la salida sobre un horizonte de predicción de P pasos de tiempo mediante una selección de movimientos de la variable manipulada (control) sobre un horizonte de control de M movimientos de control.

Aunque se optimizan los M primeros movimientos, solo se implementa (se aplica) el primer movimiento. Después de implementar $u(k)$, se obtiene la medición en el siguiente paso de tiempo, $y(k+1)$, como se muestra en la mitad inferior de la figura.

Se realiza una corrección del error del modelo respecto de la trayectoria de referencia interna, ya que la salida medida $y(k+1)$, en general, no será igual al valor predicho por el modelo con respecto de la trayectoria deseada para alcanzar el punto de consigna o set point.

En este intervalo, además, se resuelve nuevamente un problema de optimización, sobre un horizonte de predicción de P pasos ajustando M movimientos de control. Este enfoque también se conoce como control de horizonte móvil.

En lo adelante se desarrolla un procedimiento basado en modelos, donde un modelo del proceso está "embebido" en el controlador. Al utilizar explícitamente el conocimiento del proceso, en virtud del modelo del proceso, se puede obtener un desempeño mejorado.

Las técnicas de diseño de controladores LQR dadas en [9] buscan obtener una estructura de un regulador óptimo para un sistema lineal y continuo descrito en el

espacio de estados con respecto a un funcional del tipo integral-cuadrático, problema con una gran importancia pues un gran número de sistemas tecnológicos pueden ser tratados con esta formulación matemática.

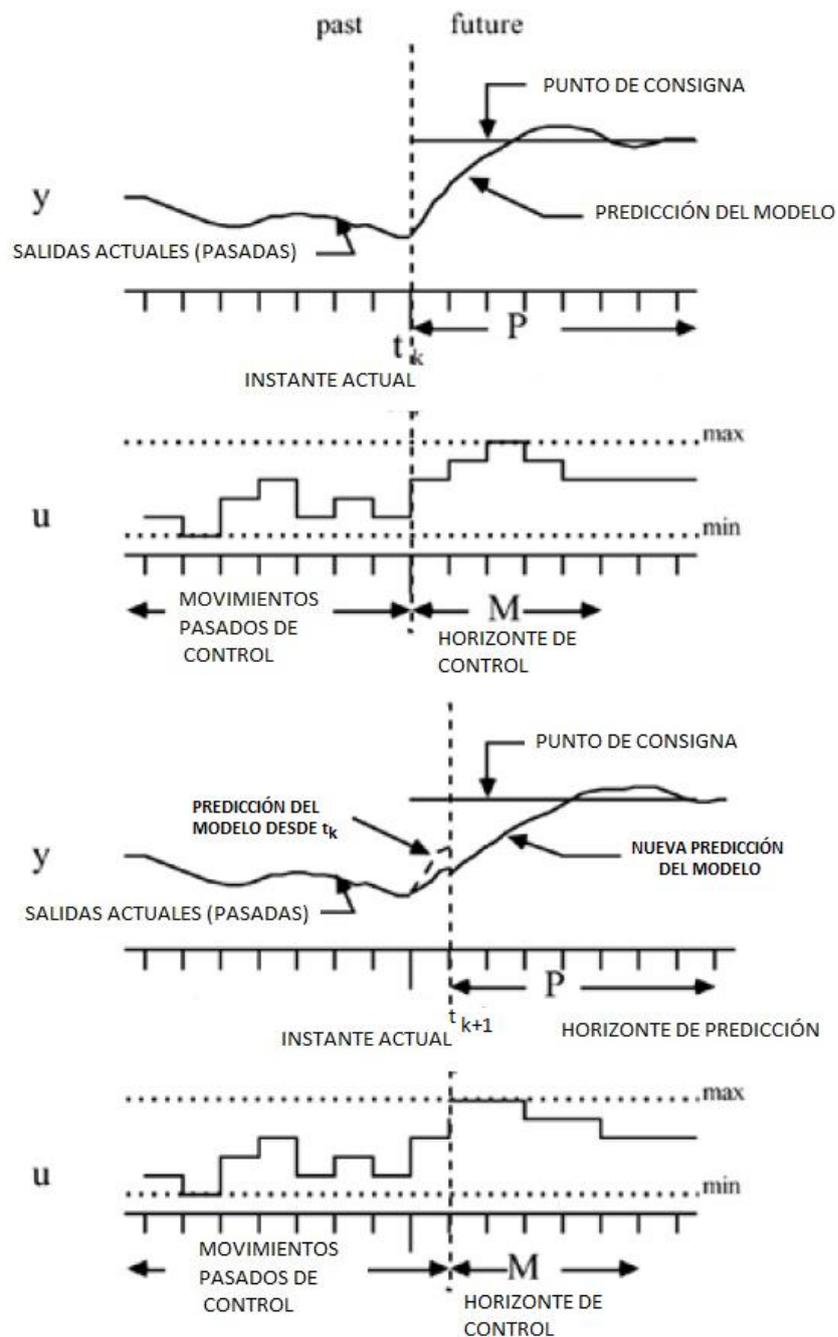


Figura 1.3 Secuencia de control predictivo en dos instantes de tiempo consecutivos.

Para el sistema descrito en la formulación de ecuación vectorial matricial:

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) \quad (1.1)$$

Donde se denotan los estados del sistema en función del tiempo por

$x(t)$ – vector de estados de dimensión n

Y la variación del vector de estados en el tiempo continuo por

$\dot{x}(t)$ – tasa de variación del vector de estados con el tiempo

La matriz de los estados, que suponemos invariable con el tiempo, o sea de entradas constantes se denota por

$$A \in M_{n \times n} - \{a_{ij}\} \in \mathbb{R}$$

$u(t)$ – vector de control de dimensión m

$$B \in M_{n \times m} - \{b_{ij}\} \in \mathbb{R}$$

Con condiciones iniciales y finales

$x(0) = x_0$ – vector de condiciones iniciales

$x(t_f) = 0$ – vector de condiciones finales

Finalmente agregaremos las siguientes condiciones para el sistema:

- a) El par (A, B) debe ser totalmente estabilizable, lo cual requiere que sean totalmente controlables
- b) Las variables de control deben ser observables, aunque esta exigencia se garantiza por la existencia de los sensores de nivel de líquido en los vasos del evaporador.

Sintetizar un regulador lineal cuadrático presupone encontrar una función vectorial $u(t)$ tal que minimice el funcional

$$J = \int_0^{\infty} V dt$$

Siendo

$$V = x^T(t)Qx(t) + u^T(t)Ru(t)$$

Donde Q y R son matrices de dimensiones adecuadas siendo la primera simétrica y semidefinida positiva y la segunda también es simétrica pero definida positiva. En casos prácticos es conveniente utilizar matrices diagonales Q y R por simplicidad,

El significado de los valores de las entradas en las diagonales de la matriz Q , dígame q_{ii} , es como sigue: si q_{kk} es un valor grande serán penalizadas fuertemente las desviaciones de la variable de estado x_k de su valor deseado, enfatizándose por el sistema la disminución de las desviaciones de esta variable. Igual significado tendrá el coeficiente r_{hh} para la variable de control u_h entonces, buscando el mínimo del funcional J , tendremos:

$$\min_u J = \int_0^{\infty} [x^T(t)Qx(t) + u^T(t)Ru(t)] dt$$

Encontrando el Hamiltoniano

$$H = x^T(t)Qx(t) + u^T(t)Ru(t) + \lambda[Ax(t) + Bu(t)] \quad (1.2)$$

Utilizado a λ como el equivalente a los multiplicadores de Lagrange, se completa el Hamiltoniano al multiplicar el multiplicador por las restricciones de igualdad dadas por (1.1).

Derivando la expresión obtenida (1.2) tendremos:

$$\dot{x} = \frac{dH}{d\lambda} = Ax(t) + Bu(t) \quad (1.3)$$

$$\dot{\lambda} = -\frac{dH}{dx} = -Qx(t) - A^T\lambda \quad (1.4)$$

Y como queremos minimizar por la variable de control, tendremos que:

$$0 = \frac{dH}{du} = Ru(t) + B^T\lambda \quad (1.5)$$

El sistema formado entonces se puede reescribir como (1.6):

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax(t) + Bu(t) \\ \dot{\lambda} &= -Qx(t) - A^T\lambda \\ 0 &= Ru(t) + B^T\lambda \end{aligned} \quad (1.6)$$

Las dos primeras forman un sistema de variables (x, λ) y la última ecuación nos proporciona un valor para el control dado por:

$$u(t) = -R^{-1}B^T\lambda \quad (1.7)$$

En este punto se compara esta dependencia con el resultado de la realimentación de estados misma que se conoce como una función de los estados multiplicada por la matriz de ganancias. Entonces se supone que $\lambda = Px$ o sea que los multiplicadores de Lagrange dependen de los estados, así:

$$\begin{aligned} \dot{\lambda} &= P\dot{x} \\ u(t) &= -R^{-1}B^TPx \end{aligned} \quad (1.8)$$

La nueva matriz P es ahora la incógnita. Sustituyendo (1.8) en (1.1) tendremos:

$$\dot{x} = Ax(t) - BR^{-1}B^TPx(t) \quad (1.9)$$

Premultiplicando (1.9) por P ;

$$P\dot{x} = PAx(t) - PBR^{-1}B^TPx(t)$$

Y de (1.6) tendremos

$$P\dot{x} = PAx(t) - PBR^{-1}B^TPx(t) = -Qx(t) - A^TPx(t)$$

Agrupando de un lado y sacando factor común tendremos:

$$(PA - PBR^{-1}B^T P + Q + A^T P)x(t) = 0 \quad (1.10)$$

Ya que buscamos el valor del control que minimiza la función de costo la matriz que premultiplica a los estados debe ser cero para que se verifique (1.10)

$$PA - PBR^{-1}B^T P + Q + A^T P = 0 \quad (1.11)$$

La ecuación encontrada (1.11) es la Ecuación Algebraica de Riccati. La función de MATLAB *care(A,B,Q,R)* proporciona rápidamente la respuesta de la ecuación de Riccati.

Entonces como hemos expuesto existen las herramientas teóricas para poder desarrollar técnicas de síntesis generales para sistemas de control multivariables.

En lo adelante se aplicarán las técnicas de análisis de los sistemas multivariables expuestas en [7], [8] y [9], se revisan los controladores predictivos dados en [10], [11], [12] y las técnicas de análisis explicadas en [9].

Además, se comparan los resultados del rendimiento de controladores diseñados por las técnicas de control por realimentación de la familia de reguladores PID, LQR en presencia de saturación en el actuador y el Controlador Predictivo multivariable con su posterior análisis de resultados.

1.6 Alcance del trabajo

El rango funcional para el control de las variables “retenciones de líquidos” en los efectos W_1 , W_2 y la concentración del producto final C_2 se muestran en la Tabla de valores

En el contexto del Trabajo de Titulación se demostrará la validez del control multivariable para procesos multivariables, en presencia de perturbaciones entre los lazos de control utilizando el modelo de un evaporador de dos efectos con dimensión 3x3.

Se presentarán los resultados obtenidos de las pruebas por simulación y el análisis comparativo de los controladores.

CAPÍTULO 2.

ESTADO DEL ARTE DEL CONTROL DE EVAPORADORES

2.1 Funcionamiento de los Evaporadores

El funcionamiento de un evaporador de dos efectos se explica tomando como referencia la figura 1.2 dada en el capítulo anterior.

De ella se ve que la solución a concentrar entra al primer efecto con un caudal de alimentación F , una concentración del soluto C_1 y a una temperatura T_1 .

En los experimentos realizados la solución alimentada fue Tri Ethilenglicol en agua. Se inyecta vapor saturado con un caudal S_j al primer efecto para evaporar el agua por lo cual se produce una corriente de vapor O_1 .

El efluente líquido del primer efecto B_1 con una concentración C_1 sale por la tubería lateral hacia el segundo efecto y es evaporado a una presión reducida más baja en la carcasa por condensación de la corriente de vapor del primer efecto.

El líquido concentrado del segundo efecto B_2 es el producto el cual sale con una concentración C_2 . Las cantidades W_1 y W_2 son las retenciones de líquidos en cada efecto.

2.1.1 Breve descripción del funcionamiento de los Evaporadores

Ejemplos de estos evaporadores se tienen en la industria azucarera, donde en el primer efecto se introducen tanto vapor saturado como una solución de alimentación acuosa que contiene aproximadamente un 3% en peso de azúcar mientras se extrae el producto concentrado que contiene aproximadamente un 9% en peso de azúcar de la solución que circula en el segundo efecto.

El funcionamiento de un evaporador de manera breve se puede describir con ayuda de la figura 2.1. dada la composición del mismo, evaporador de dos efectos, se requiere alimentar con una solución acuosa donde se encuentra diluido el componente principal llamado finalmente producto o producto del fondo, según los diferentes autores y monografías.

Al primer efecto, además, se aplica un fluido con alta temperatura, mismo que efectuará el calentamiento de la solución acuosa hasta que la misma hierve.

Los vapores obtenidos en el primer efecto, en la industria azucarera se le llama vapor dulce, se alimentan al segundo efecto para continuar elevando la temperatura del contenido del segundo efecto. El producto del primer efecto se aplica como alimentación al segundo efecto mediante la bomba del flujo del primer efecto.

A pesar de que, al segundo efecto se aplica un vapor con menor temperatura que el flujo de vapor vivo del primer efecto, en el segundo efecto el líquido alimentado también hierve.

Esto se logra ya que en el tope del segundo efecto se conecta el condensador, mismo que es enfriado con un refrigerante y que proporciona la disminución de la presión en el tope del segundo efecto, y a presión disminuida el punto de ebullición de la mezcla disminuye, por lo que el producto hierve a una temperatura menor que la temperatura en el primer efecto.

El correcto funcionamiento del evaporador en su conjunto se logra si se mantienen bajo control varias variables que definen el funcionamiento eficiente del evaporador en general y de dos efectos en particular.

Finalmente, el producto del evaporador de dos efectos se saca con ayuda de la bomba del producto, o del segundo efecto, como se muestra en la figura 2.1

2.1.2 Variables del proceso de evaporación

Las variables que generalmente se consideran en el control de los evaporadores son las siguientes [6] y [13]:

- 1) Flujo de vapor primario (generalmente es una variable manipulada);
- 2) Flujo de alimentación (generalmente se considera constante);
- 3) Concentración de la alimentación (perturbación o carga);
- 4) Masas de solución en los efectos 1 y 2 (se consideran constantes);
- 5) Concentraciones de las soluciones en los efectos (la concentración del producto es la variable controlada);

- 6) Concentración de la solución a la entrada del segundo efecto (se considera desigual a ccc en cada instante de tiempo sólo en el caso en que exista un retardo de transporte apreciable en el conducto de la solución desde el vaso 1 hasta el vaso2);
- 7) Flujo de los vapores secundarios (se consideran variables dependientes);
- 8) Flujos de salida de las soluciones concentradas en los efectos 1 y 2 (se consideran variables dependientes)

2.2 Modelos matemáticos del proceso de evaporación

La dinámica de los evaporadores se construye aplicando los balances de masa y de energía en el estado transitorio de un estado estacionario a otro [13].

Típicamente se construye el modelo matemático de cada vaso teniendo en cuenta los procesos que ocurren en la calandria, en la superficie metálica de transferencia de calor y en la parte interna del cuerpo del evaporador.

De manera aproximada simplificando el modelo matemático a determinar se supone [13] que la concentración de la solución en el interior del cuerpo es un parámetro concentrado que en cada instante de tiempo es igual a la concentración de la solución a la salida del vaso.

En el estudio dado en [6], lo primero que se realizó fue la obtención del modelo matemático del proceso.

En este estudio, se desarrolló un modelo no lineal de quinto orden del evaporador bajo los siguientes supuestos.

1. Las capacidades calóricas de las paredes de los tubos, etc., son lo suficientemente pequeñas como para que no se tengan en cuenta.
2. El controlador de presión en el segundo efecto es lo suficientemente poderoso como para mantener la temperatura en el segundo efecto T_2 en estado estacionario con variaciones dinámicas despreciables.
3. La concentración de soluto en el vapor que sale de cada efecto del evaporador es muy pequeña en comparación con la cantidad de soluto que queda en el líquido.

Bajo estas condiciones el material total, el soluto y los balances de calor en el primer efecto pueden ser descritos por el sistema de ecuaciones diferenciales siguiente:

$$\frac{dW_1}{dt} = F - B_1 - O_1 \quad (2.1)$$

$$W_1 \frac{dC_1}{dt} = F(C_f - C_1) + O_1 C_1 \quad (2.2)$$

$$W_1 \frac{dh_1}{dt} = F(h_f - h_1) + O_1(H_{1v} - h_1) + Q_1 - L_1 \quad (2.3)$$

De manera similar para el segundo efecto, se tiene el balance de materiales:

$$\frac{dW_2}{dt} = B_1 - B_2 - O_2 \quad (2.4)$$

$$W_2 \frac{dC_2}{dt} = B_1(C_1 - C_2) + O_2 C_2 \quad (2.5)$$

Mientras que el balance calórico en estado estacionario del segundo efecto es:

$$O_2 \left(H_{2v} - h_2 + \frac{\partial h_2}{\partial C_2} C_2 \right) = Q_2 - L_2 + B_1(h_1 - h_2) + \frac{\partial h_2}{\partial C_2} B_1(C_2 - C_1) \quad (2.6)$$

Acá Q_1 y Q_2 son las entradas de calor

$$Q_1 = u_1 A_1 (T_s - T_1) = \lambda_s S_f \quad (2.7)$$

$$Q_2 = u_2 A_2 (T_1 - T_2) \quad (2.8)$$

Las cantidades L_1 y L_2 son las pérdidas de calor en el medio ambiente por cada efecto; h_f , h_1 y h_2 son las entalpías de los líquidos, H_{1c} y H_{2c} son las entalpías del vapor y λ_s representa el calor de vaporización de la corriente de entrada a la temperatura T_s .

Estos conjuntos de ecuaciones constituyen un modelo no lineal de quinto orden del proceso.

Siempre que las perturbaciones sean pequeñas, el modelo lineal debe describir adecuadamente la respuesta del sistema.

Linealizando estas ecuaciones alrededor del punto de operación, mostrado en la Tabla 1.1, se puede obtener un modelo linealizado de quinto orden en la forma:

$$\dot{x} = Ax + Bu + Gd \quad (2.9)$$

$$y = Cx \quad (2.10)$$

Donde

x – Vector de estados

u – Vector de control

d – Vector de perturbaciones

y – Vector de salida

$$x = \begin{pmatrix} W_1 \\ C_1 \\ h_1 \\ W_2 \\ C_2 \end{pmatrix}, u = \begin{pmatrix} S_f \\ B_1 \\ B_2 \end{pmatrix}, d = \begin{pmatrix} F \\ C_f \\ h_f \end{pmatrix}, y = \begin{pmatrix} W_1 \\ W_2 \\ C_2 \end{pmatrix}, \quad (2.11)$$

$$A = \begin{pmatrix} 0 & -0.00156 & -0.1711 & 0 & 0 \\ 0 & -0.1419 & 0.1711 & 0 & 0 \\ 0 & -0.00875 & -1.102 & 0 & 0 \\ 0 & -0.00128 & -0.1489 & 0 & 0.00013 \\ 0 & 0.0605 & 0.1489 & 0 & -0.0591 \end{pmatrix} \quad (2.12)$$

$$B = \begin{pmatrix} 0 & -0.143 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0.392 & 0 & 0 \\ 0 & 0.108 & -0.0592 \\ 0 & -0.0486 & 0 \end{pmatrix} \quad (2.13)$$

$$C = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{pmatrix} \quad (2.14)$$

$$G = \begin{pmatrix} 0.2174 & 0 & 0 \\ -0.074 & 0.1434 & 0 \\ -0.036 & 0 & 0.1814 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{pmatrix} \quad (2.15)$$

Para efectos de experimentos y análisis, todos los caudales y niveles pertinentes y la composición de los productos de cada efecto son monitoreados continuamente.

Los evaporadores se caracterizan por una dinámica lenta. La composición del producto del último efecto se controla manipulando el vapor hasta el primer efecto.

Tabla 1.2 Denominación de las variables del evaporador de dos efectos

Sigla	Denominación de la variable	Unidades
S _j	Caudal de vapor saturado	1.9 [lb/min]
F	Caudal de alimentación	5 [lb/min]
O ₁	Corriente de vapor	1.7 [lb/min]
B ₁	Efluente líquido del primer efecto	3,3 [lb/min]
C ₁	Concentración de B ₁	4.85 [wt%]
B ₂	Efluente líquido del segundo efecto	1.7 [lb/min]
C ₂	Concentración de B ₂	9.64 [wt%]

W_1	Retención de líquido en el primer efecto	30 [lb]
W_2	Retención de líquido en el segundo efecto	35 [lb]

Un controlador de nivel en un evaporador tipo calandria necesita estar muy ajustado, porque el funcionamiento del mismo es muy sensible al nivel.

Para cada vaso de evaporación hay un nivel considerado como óptimo, mismo que no debe sobrepasarse, un nivel alto disminuye la recirculación del líquido dentro del vaso y como resultado, un aumento en el punto de ebullición en las capas inferiores del líquido debido a la presión hidrostática del fluido, mientras que un nivel bajo da como resultado la formación de una lámina de sólidos secos en la parte superior de los tubos calientes de la calandria [13].

Debido a esto, la mayoría de los niveles del evaporador se controlan manipulando el flujo de alimentación al evaporador, que es el flujo más grande. Por otro lado, este aumento del nivel del líquido provocaría grandes pérdidas del mismo con la evaporación.

Si por el contrario el nivel del líquido dentro del vaso es muy bajo entonces hay una disminución de la eficiencia, ya que gran parte de la calandria no estaría empleándose en el proceso de evaporación pudiendo secarse el producto en esa zona, aparecer incrustaciones y la descomposición indeseable de sustancias termolábiles [13].

Como se sabe, todo esquema de control que involucre la manipulación del flujo de alimentación al evaporador requiere tener un elemento de almacenamiento en la corriente de alimentación.

El retraso adicional asociado con este elemento simplemente deteriora las características de respuesta dinámica del sistema. Además, este elemento debe estar provisto de alguna forma de control de inventario. Por tanto, es razonable suponer que el flujo de alimentación no constituye una variable manipulada adecuada para fines de control y debe tolerarse como una fuente de perturbaciones de carga no controladas en el sistema.

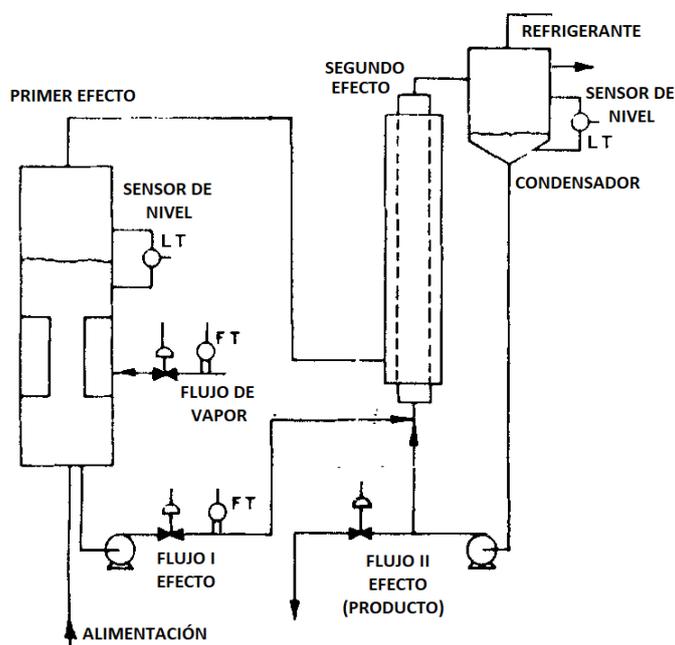
La cantidad de combinaciones posibles de controlar las variables de interés en un evaporador de dos efectos son seis combinaciones y dos de ellas son inaceptables [14], ya que requieren combinaciones de variables controladas y manipuladas totalmente no

relacionadas. Por lo tanto, solo es necesario considerar las cuatro combinaciones que se exponen a continuación.

La *composición del producto del segundo efecto* se controla mediante la manipulación del *caudal del flujo del producto del primer efecto*, mientras que *los niveles* en el primer efecto y el segundo efecto se controlan mediante la manipulación del *flujo de vapor* y el *flujo del segundo efecto o producto del segundo efecto* respectivamente, variables que pueden observarse en la figura 2.1.

Figura 2.1. Composición simplificada del evaporador de dos efectos y variables controladas y manipuladas.

Un esquema de control identificado en [14] como el "primer intento de control" del evaporador, regula la *composición del producto del segundo efecto* mediante la manipulación del *caudal del producto del segundo efecto*, mientras que *los niveles del primer y segundo efectos* se controlan mediante la manipulación del *caudal del producto del primer efecto* y del *caudal del vapor*, respectivamente.



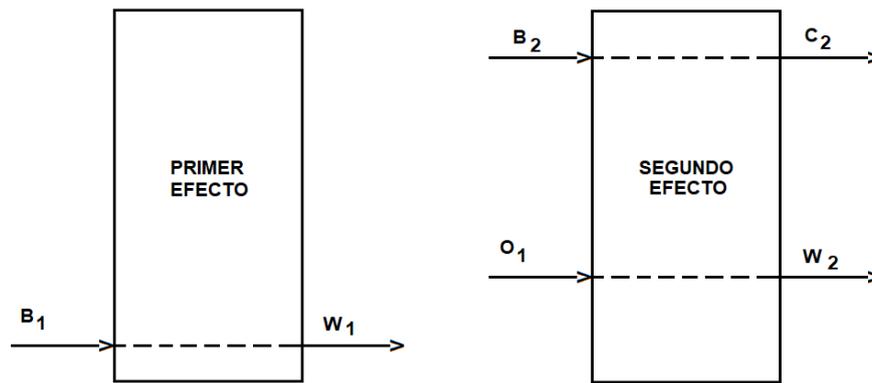


Figura 2.2 Esquema de control del "primer intento"

Para controlar *la composición del producto del segundo efecto* se usa la manipulación del *caudal del producto del segundo efecto* mientras que *los niveles del primer y segundo efecto* se controlan mediante la manipulación del *caudal de vapor* y el *caudal del producto del primer efecto*, respectivamente. Este esquema de control se identifica como el "segundo intento" en [14].

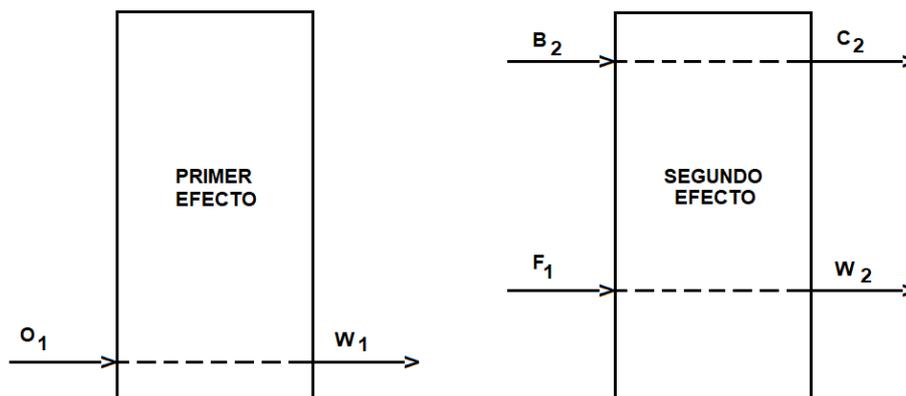


Figura 2.3 Esquema de control del "segundo intento"

Si *la composición del producto del segundo efecto* se controla mediante la manipulación del *caudal de vapor*, mientras que *los niveles del primer y segundo efecto* se controlan mediante la manipulación de los *caudales del producto del primer efecto y del segundo efecto*, respectivamente el esquema de control se identifica como el "esquema de control final" en [14].

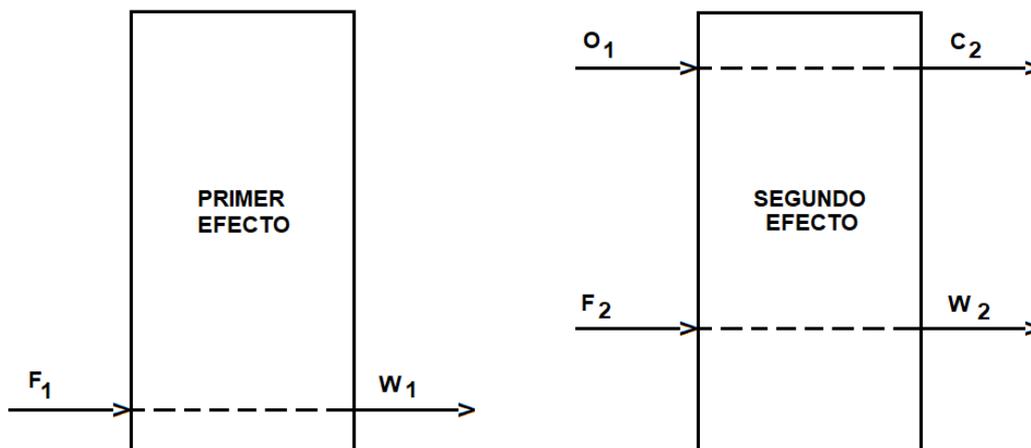


Figura 2.3 Esquema de control del “esquema de control final”

Finalmente, estas variantes son las variantes que más se encuentran en la práctica de control de los evaporadores.

2.3 Estado del Arte en el Control Multivariable de Evaporadores

Tan temprano como en 1970, [14], se informa a la comunidad científica que se logró fácilmente el diseño de una configuración de control convencional adecuada para un evaporador de doble efecto empleando el modelo dinámico linealizado del evaporador. No obstante, se identificaron los posibles esquemas de control y luego se evaluaron con referencia al modelo. Se seleccionó el esquema de control más satisfactorio, tanto desde el punto de vista de la estabilidad como de la calidad de la respuesta.

Más tarde, en 1993, en [15] se presenta un simulador basado en el computador personal (PC) el comportamiento en estado estacionario de los evaporadores con calandrias (o equivalentes) de múltiples efectos. Se menciona que el paquete 'MULTEVA' puede aplicarse en estudios termodinámicos, analizando formas alternativas de funcionamiento y eficiencia del evaporador, estimando los coeficientes de transferencia de calor por datos de operación dados.

En el mismo se analizan evaporadores con hasta 20 efectos para su análisis en cada configuración. Se ha creado una base de datos sobre las propiedades termodinámicas y físicas relevantes del soluto, el solvente y la solución con capacidades de lectura y escritura. El simulador obtiene de la base de datos toda la información necesaria para realizar los cálculos. El modelo general empleado se basa en balances de masa y calor

teóricos y en las consideraciones de equilibrio y ha demostrado su eficacia en aplicaciones industriales de evaporación del guarapo.

En 1972 en [16] se presenta un enfoque generalizado para el modelado de evaporadores de múltiples efectos. El resultado es un enfoque modular que es eficaz y cómodo de usar. Se obtuvo un modelo dinámico no lineal de orden 10, de un evaporador de doble efecto de una planta piloto. Este modelo se presenta linealizado en el espacio de estados con un orden reducido (de 5to orden) cuya respuesta en el tiempo, a lazo abierto, fue comparada con las respuestas reales evidenciando buenas coincidencias.

en aplicaciones específicas los modelos lineales de orden inferior, dieron resultados satisfactorios. Una parte del artículo se dedica a informar sobre los resultados en el control óptimo de tales modelos y la coincidencia con los resultados experimentales.

Siete años más tarde, en 1979, en [17] se informa sobre la bondad de los métodos de control 'clásico' para controlar sistemas de múltiples lazos, tales como el enfoque para el control regulatorio multivariable. En los diseños teóricos se utiliza un modelo de espacio de estados de quinto orden. Los criterios utilizados para evaluar la bondad del método de control son la solidez de sus principios, su poder de síntesis y las exigencias de sofisticación en la implementación real.

En [18], tan temprano como en 1981, Buchholt y Kommel en su artículo, informan que aplicaron un controlador multivariable autoajuste en el control de un evaporador de doble efecto de una planta piloto. Este regulador de autoajuste emplea un algoritmo recursivo de mínimos cuadrados combinado con una estrategia de control óptimo de un solo paso que minimiza un criterio cuadrático. Resumen que el algoritmo es muy rápido y puede ser ajustado por un operador externo para obtener un desempeño satisfactorio del regulador estacionario.

En el artículo [19], se ha diseñado una estructura de retroalimentación multivariable robusta con una matriz de dos grados de libertad, para un evaporador. El evaporador se describe mediante una matriz de transferencia de 2×2 que tiene retrasos y ganancias con valores con incertidumbre. Las propiedades de seguimiento deseadas del sistema en lazo cerrado se dan a priori. y estos deben lograrse a pesar de la gran incertidumbre paramétrica. Además, para diseñar se utiliza una tercera técnica de realimentación negativa cuantitativa MIMO (QFT) de Horowitz. Los resultados obtenidos se verifican

tanto en el dominio de frecuencia como en el de tiempo mediante simulaciones y fueron considerados por los autores como aceptable en el rango de incertidumbre considerado.

El control del evaporador de múltiple efecto es un problema que también se encuentra en las industrias de la pulpa y del azúcar [20]. Los evaporadores son los mayores consumidores de calor y además, los que más contribuyen a las pérdidas en las fábricas de azúcar de caña.

En el mismo artículo los autores indican la importancia del control efectivo de los evaporadores para lograr una mejor eficiencia de la planta. Subrayan que en los evaporadores el control PID es difícil y que generalmente es sub óptimo debido a la complejidad y a la gran cantidad de interacciones en el proceso de evaporación. Los autores proponen un algoritmo de control predictivo de modelos (MPC) como un enfoque diferente para resolver el problema de múltiples entradas y múltiples salidas.

Desarrollaron un modelo dinámico de la estación de evaporación de cinco efectos a partir del cual obtuvieron el modelo interno que emplea el MPC para la predicción del comportamiento ante un paso escalón. Emplearon como entradas disponibles para control (variables manipuladas) el caudal de jugo y la presión del vapor en la calandria del tercer evaporador, la formulación de la función objetivo combinó un estricto control de Brix con el funcionamiento general.

Los evaporadores de película descendente de múltiples efectos se utilizan ampliamente en las industrias lácteas. Lograr un control estricto de la concentración de producto en los evaporadores [21] es difícil debido a perturbaciones, grandes retrasos y otras limitaciones de la planta. La experiencia ha demostrado que el uso de un solo controlador PI de realimentación negativa no es suficiente para esta aplicación. Este artículo analiza la aplicación y el diseño de un controlador en cascada para controlar la concentración de producto en un evaporador de película descendente de dos efectos en Fonterra Ingredients-Whareroa, Fonterra Co-op. Group Ltd.

Se ha demostrado que las propiedades de rechazo de perturbaciones pueden mejorarse significativamente con el control en cascada mientras se mantienen las propiedades de seguimiento. Esta tesis explora un nuevo método de descentralizar el control de la capacidad de un sistema de evaporadores múltiples para cumplir con los requisitos de temperatura separados de dos zonas de enfriamiento. El sistema experimental utilizado para la evaluación del controlador es un enfriador de agua a pequeña escala construido

a medida con dos evaporadores; cada evaporador da servicio a un cuerpo de agua separado, denominado zona de enfriamiento. Los dos evaporadores están conectados a un solo condensador y compresor de velocidad variable, y cuentan con flujo de agua variable y válvulas de expansión electrónicas.

El problema de control radica en el desarrollo de una arquitectura de control que enfriará el agua en los dos tanques (denominados zonas de enfriamiento) hasta un punto de ajuste de temperatura deseado mientras se minimiza el consumo de energía del sistema. Se desarrolla una nueva arquitectura de control que depende del tiempo separación de escalas de las diversas dinámicas del sistema; cada evaporador se controla de forma independiente con un paquete de controlador basado en control predictivo de modelo (MPC), mientras que el compresor reacciona a las condiciones del sistema para suministrar el enfriamiento total requerido por el sistema como un todo.

En [21] los autores muestran sus resultados para los evaporadores de múltiples efectos presentes en la industria láctea. Informan las dificultades para el control estricto de la concentración del producto debido principalmente a las perturbaciones y a los grandes retardos de transporte. Por la experiencia en el empleo de tales equipos en la industria láctea se sabe que usar un solo controlador PI de realimentación negativa no es suficiente para esta aplicación.

Entonces la propuesta de los autores es analizar y aplicar el diseño de un controlador en cascada para controlar la concentración del producto en un evaporador dos efectos de película descendente en Fonterra Ingredients-Whareroa, Fonterra Co-op. Group Ltd. Informan que sus resultados demuestran que las propiedades de rechazo a las perturbaciones pueden mejorarse significativamente con el control en cascada mientras se mantienen las propiedades de seguimiento.

En la tesis de grado de Matthew, [22], se investiga un nuevo método de descentralizar el control de la capacidad de un sistema de evaporadores múltiples para cumplir con los requisitos de temperatura de dos zonas de enfriamiento separadas. Para la evaluación del desempeño del controlador en la tesis se empleó un enfriador de agua a pequeña escala construido ad hoc con dos evaporadores. El problema de control radica en el desarrollo de una arquitectura de control que enfrié el agua en los dos tanques (denominados zonas de enfriamiento) hasta el punto de ajuste de temperatura deseado, minimizando el consumo de energía del sistema. Cada evaporador se controla de forma independiente con un paquete de controlador basado en control predictivo de modelo

(MPC), mientras que el compresor reacciona a las condiciones del sistema para suministrar el enfriamiento total requerido por el sistema como un todo.

Una amplia gama de modelos matemáticos para Evaporadores de Efecto Múltiple (EEM) en la industria de procesos, incluida la industria del papel, están bien descritos en la literatura, pero no se dispone de un trabajo tan extenso sobre el comportamiento dinámico del sistema EEM [23]. En el estudio realizado por Kumar y otros, el comportamiento dinámico de un sistema evaporador de efectos múltiples de una industria papelera se obtiene alterando el caudal de alimentación, la concentración de alimentación, la temperatura del vapor vivo y la temperatura de alimentación. Para ello, se desarrolla un modelo dinámico para el sistema EEM.

Cada efecto en el proceso está representado por una serie de variables relacionadas por las ecuaciones de balance de energía y de masa para la alimentación, el producto y el flujo de vapor. Se obtuvo un modelo matemático generalizado que podría aplicarse a cualquier número de efectos y todo tipo de arreglos de alimentación como son la alimentación feedforward, feedback, alimentación mixta en el sistema EEM con modificaciones simples. Finalmente, se resolvió el modelo para el sistema de evaporadores de película descendente de seis efectos de alimentación mixta utilizando MATLAB. Para la simulación dinámica y en estado estacionario se utilizan los solucionadores "ode45" y "fsolve" en el código fuente de MATLAB, respectivamente.

Shah y Bhagchandani en [24] tratan al proceso de evaporación como la eliminación del disolvente en forma de vapor de una solución empleándose para la concentración de la solución. Con la adición de cada efecto aumenta la economía de vapor del sistema. Indican que los evaporadores son parte integral de una serie de industrias de proceso como pulpa y papel, azúcar, soda cáustica, productos farmacéuticos, desalinización, procesamiento de productos lácteos y alimentos, etc. Obtienen el modelo para el sistema con cuatro efectos del evaporador de película descendente en cada efecto con flujo de alimentación hacia adelante, mismo que simulan mediante el código desarrollado usando SCILAB. Los resultados del enfoque se validan con datos industriales.

El objetivo de este estudio, [25], es encontrar el evaporador mínimo a utilizar y el control del mismo. Se estudió el sistema evaporador de seis efectos para la concentración de sosa cáustica. Aunque el costo de capital aumenta a medida que aumenta el número de evaporadores, se encontró que el sistema de evaporadores de tres efectos es el más

óptimo y más económico. Se realizó la configuración del control, se determinaron las funciones de transferencia y también las ecuaciones características. El análisis de estabilidad y la sintonización se calcularon usando el Método de Routh, la sustitución directa, el Lugar de las Raíces y el Diagrama de Bode. La comparación entre estos métodos mostró que el lugar de las raíces es el adecuado para el sistema. Recomendó que se utilizara el sistema de evaporadores de tres efectos porque resultó ser el más óptimo y económico.

En [26] Sorour señala que el elemento de costo de funcionamiento más importante en la evaporación es la energía y destaca la reducción del consumo de energía por unidad de producción mediante el uso de la evaporación por múltiples efectos. Así, Sorour estudia y analiza económicamente un esquema de evaporación de múltiples efectos. Se estimaron y analizaron diferentes rubros económicos, incluido el costo del vapor y el costo del evaporador, además del costo total anual de los efectos simples, dobles, tres, cuatro, cinco y seis de los evaporadores. Los resultados indicaron que el costo total anual mínimo se obtiene utilizando un evaporador de doble efecto.

El objetivo de los autores de [27] es desarrollar un modelo matemático y un algoritmo para diseñar un sistema de evaporación de múltiples efectos. Además, se requiere hacer para evaluar la cantidad de vapor ahorrada por el uso de compresión de vapor. El uso de la compresión de vapor nos permite utilizar la energía en el vapor dejando el último efecto. Dado que los evaporadores son sistemas que consumen mucha energía, el uso de la compresión de vapor puede reducir considerablemente el consumo de vapor, pero a costa de la energía eléctrica necesaria para hacer funcionar el compresor. Para lograr los objetivos anteriores, se desarrolla un modelo matemático basado en ecuaciones no lineales para diseñar el sistema evaporador de múltiples efectos con siete efectos para concentrar el licor negro. Indican que han estudiado el efecto de la relación masa/licor igual a 1,6 sobre los parámetros de respuesta para diversas actividades temporales.

En el artículo [28], un evaporador de dos efectos en un enfoque de alimentación anticipada fue controlado por diferentes estrategias adaptativas de control regulatorio. Se desarrolló lazos de control de realimentación negativa y feedforward-feedback en los que se modificaron sus parámetros de control PID y lead-lag de acuerdo con una estrategia de ganancia programada basada en el valor de la variable del proceso. Se demostró que la estrategia adaptativa utilizada en el control de realimentación condujo a un mejor desempeño frente al control no adaptativo, reduciendo los criterios de Integral de la señal de error (ISE), Integral del error absoluto (IAE) e Integral del producto tiempo

valor absoluto (ITAE) en 12,60%, 7,86% y 13,98% respectivamente, pero también el tiempo de asentamiento. Sin embargo, el elemento de control final se vio afectado, lo que provocó un aumento del esfuerzo de control (ISU) del 59,77%. Por otro lado, la retroalimentación anticipada proporcionó mayor rechazo de las perturbaciones que la realimentación adaptativa. Por ejemplo, indican que los valores de la integral del valor absoluto del error (IAE) se redujo en un 29,96% y el 48,17% para la realimentación anticipada utilizando el control de adelanto-retraso no adaptativo y adaptativo, respectivamente. A pesar de su mejor rendimiento, ambos lazos de control aumentaron el esfuerzo de control (ISU), alcanzando incluso 70 veces el valor ISU de realimentación.

En [29] de Nunis da Silva y otros encontramos la aplicación de un controlador predictivo con base al modelo de horizonte infinito (IH MPC por sus siglas en inglés) con control de zona en un cristizador de cloruro de sodio donde se emplea un evaporador continuo de cinco efectos. Se desarrolla un modelo dinámico fenomenológico del proceso considerando los balances de masa, de energía y al momento acoplados a la cinética de cristalización. El modelo desarrollado juega el papel del sistema real para estudiar la estrategia de optimización/control propuesta. El enfoque propuesto se compara con un sistema de control PID clásico. La estrategia de control basada en la predicción del estado futuro de la planta proporciona una respuesta más rápida, una mejor estabilidad del proceso y una reducción del consumo energético.

Encontramos en otra tesis pública [30] información sobre los evaporadores empleados en aviones militares. El autor indica que los aviones militares de la próxima generación deben poder manejar cargas térmicas altamente transitorias que superen la capacidad de los subsistemas térmicos de los aviones actuales. La tesis se centra en abordar el desafío de controlar los ciclos de vapor en presencia de cargas de calor de evaporador altamente transitorias. Específicamente, se ha diseñado un regulador lineal cuadrático (LQR) para un sistema de ciclo de vapor simple, y el desempeño a lazo cerrado se compara con el desempeño de un conjunto de controladores proporcionales-integrales (PI). Los resultados de la simulación muestran ventajas significativas al usar el método LQR para el diseño del controlador óptimo y el mismo enfoque se repite para un sistema de ciclo de vapor del evaporador de dos efectos. El método LQR conserva algunos de sus beneficios, pero se identifican varios problemas asociados con la dependencia de un único modelo lineal para el sistema no lineal completo, y al final se hacen recomendaciones para trabajos futuros.

En [31] los autores emplean un diseño de dos sub controladores basados en el regulador cuadrático lineal (LQR) para el sistema aerodinámico de dos rotores (TRAS) en movimiento de dos grados de libertad (2-DOF). TRAS es un sistema no lineal de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO) que se asemeja al comportamiento de un helicóptero en ciertos aspectos. El enfoque principal del trabajo de investigación es controlar y estabilizar el sistema TRAS en 2-DOF para que la trayectoria deseada sea rastreada de manera rápida y precisa incluso en presencia de perturbaciones.

Se diseña y ajusta un controlador LQR óptimo mediante el algoritmo de optimización de enjambre de partículas (PSO) para cada subsistema. Para obtener información de estado completa, proporcionar seguimiento asintótico para la señal de referencia y aliviar los fenómenos de cuerda integral, cada controlador sub-LQR se ha combinado con observador de estado completo, ganancia de acción integral y compensador anti-cuerda basado en la técnica de cálculo inverso, respectivamente, para garantizar una rapidez y control confiable del sistema TRAS sin degradar la respuesta transitoria. Los resultados de experimentos muestran que el controlador LQR integral desacoplado (DILQRC) exhibe un mejor desempeño en términos de respuestas transitorias y de estado estacionario con una reducción significativa del tiempo de estabilización, del porcentaje de sobre impulso e índice de error; también produce señales de control menos agresivas y suaves en comparación con el controlador PID acoplado (CCPIDC) y ajustado por el fabricante.

En [32] los autores analizan la eliminación de efluentes farmacéuticos por considerarlo un problema grave en la actualidad. El proceso de fabricación de productos farmacéuticos implica el uso de compuestos orgánicos e inorgánicos, que contribuyen a una alta demanda química de oxígeno y sólidos disueltos. Las técnicas comunes utilizadas para extraer las sales disponibles y producir aguas reutilizables son la evaporación y el enfriamiento. Los evaporadores de efectos múltiples en muchas industrias se utilizan para reducir el volumen y reducir el costo del manejo de desechos. Así, este artículo se centra en el estudio de la eficiencia de los evaporadores de múltiples efectos en la industria farmacéutica para el tratamiento de corrientes residuales de alto contenido de sólidos disueltos totales (HTDS) y demuestra lo actual del tema para una industria diferente a las hasta ahora expuestas en nuestro resumen de la bibliografía recomendada.

En la búsqueda realizada de información se encontraron aplicaciones de los evaporadores en las industrias de pulpa y papel, azucarera con base en la caña de

azúcar, en la industria láctea, en aviones militares y en laboratorios para investigación del comportamiento de los controladores.

Fueron revisados 19 artículos, de ellos 18 dedicados a los evaporadores de múltiples efectos (de 2, 3 y más efectos). Una cantidad de 6 artículos se dedican al modelado mediante sistemas de 5 ó 6 ecuaciones diferenciales ordinarias, uno empleando matrices de funciones de transferencia con retardos y tres mediante modelos no lineales. Todos presentaban múltiples entradas y múltiples salidas.

El análisis de los modelos generalmente se lleva a cabo mediante MATLAB® una excepción encontrada fue la realización del análisis con SCILAB.

Los análisis de los modelos se dedicaban a la estabilidad, empleo del Método de Ruth y Lugar de las Raíces. Los criterios más frecuentes empleados en la bibliografía fueron: ISE, IAE, ITAE, ISU. Los controladores que con más frecuencia se diseñan en los artículos revisados se muestran en la Tabla 2.1

Tabla 2.1 Controladores encontrados con frecuencia en la bibliografía

TIPO	ARTÍCULOS
PID	7
LQR	4
MPC	3
CASCADA	1
ADAPTATIVO	1

En la siguiente Tabla 2.2 se muestra la clasificación por año de publicación de artículos y tesis de grados.

Tabla 2.2 Clasificación de artículos por año de publicación

Años de publicación.	Cantidad
Siglo pasado reciente	6
2000-2014	6
2015-2020	7

El estudio realizado muestra que el control de los evaporadores es aun de actualidad precisamente porque los mismos representan el mayor consumo de energía calórica en las diferentes esferas del quehacer industrial, donde se requiere concentrar algún producto diluido mediante la evaporación. Los evaporadores más empleados en la

industria han resultado ser los de dos y tres efectos, es por eso que el presente trabajo de titulación encara el control de un evaporador de dos efectos.

Se analizan tres diseños de controladores para su comparación, a saber, el controlador PID, el control LQR y el controlador predictivo.

CAPÍTULO 3

DISEÑO DE LOS CONTROLADORES MULTIVARIABLES DE EVAPORADORES COMPLEJOS

3.1 Determinación de los Requerimientos de Control para un Evaporador Simple

El modo de operación del proceso de evaporación que logra obtener una concentración y calidad deseadas se consigue mediante el control automático de las variables siguientes [13]:

- a) Concentración de la solución producto
- b) Vacío en el cuerpo del vaso acoplado al condensador
- c) Nivel de la solución en cada vaso evaporador,
- d) Presión del vapor primario en la cámara de calentamiento del primer vaso.

Las variables que generalmente se manipulan son [13]:

- a) El flujo de salida de la solución producto,
- b) Los flujos de entrada de la solución a cada uno de los vasos,
- c) El flujo de vapor primario,
- d) El flujo de agua de enfriamiento hacia el condensador.

En la práctica generalmente se establece un lazo principal en el cual se capta la concentración a través de la densidad o por algún método indirecto, estos lazos pueden ser [13]:

- Lazo en el que se manipula el flujo de salida de la solución producto,
- Lazo en el que se manipula el flujo del alimentado,
- Lazo en el que se manipula el flujo de vapor primario.

Como perturbaciones en el proceso de evaporación se pueden mencionar las siguientes variaciones [13]:

- Variación en la concentración del alimentado,
- Variación en el flujo del alimentado,
- Variación en el flujo del vapor primario,
- Variación de los flujos de vapor de extracción.

De estas perturbaciones la de mayor influencia en la concentración del producto es el cambio en la concentración de entrada.

3.2 Diseño del controlador multivariable para el modelo matemático del evaporador de múltiples efectos

Se inicia este punto analizando el comportamiento del evaporador de dos efectos a través de su representación entrada estado. Para ello se analiza la controlabilidad, la observabilidad y la presencia de polos y ceros en el semiplano derecho del plano complejo.

Las matrices introducidas en el capítulo 2 mediante las expresiones (2.12), (2.13), (2.14) y (2.15) fueron programadas en código MATLAB:

```
A=[0 -0.00156 -0.1711 0 0;0 -0.1419 0.1711 0 0;0 -0.00875 -
1.102 0 0;...
0 -0.00128 -0.1489 0 0.00013;0 0.0605 0.1489 0 -0.0591];
B=[0 -0.143 0;0 0 0;0.392 0 0;0 0.108 -0.0592;0 -0.0486 0];
C=[1 0 0 0 0;0 0 0 1 0;0 0 0 0 1];
D=[0 0 0;0 0 0;0 0 0];
```

El resultado de la comprobación de la controlabilidad y la observabilidad se muestra a continuación:

$$aut_val = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ -0.0591 \\ -0.1435 \\ -1.1004 \end{pmatrix}; rang_cont = 5; rang_obs = 3$$

Lo cual indica que el sistema es controlable de rango completo, y tiene una observabilidad de rango 3, lo cual concuerda con los requerimientos de control de tres variables a controlar y por tanto deben ser observables la concentración del producto final del segundo evaporador y los dos niveles de líquido en las dos etapas de evaporación.

Por otro lado, el sistema debe comprobarse a la controlabilidad de la salida, para lo cual se emplea igualmente la verificación del rango de la siguiente matriz:

$$sal = (C * B | C * A * B)$$

$$cont_sal = rang(sal) = rang(C * B | C * A * B)$$

Empleando los códigos de MATLAB, tendremos:

```

clc
Cb=C*B;
Cab=C*A*B;
cont_sal=[Cb,Cab]
Rc_s=rank(cont_sal)

```

En este caso el rango buscado resulta ser: $Rc_s = 3$, lo que indica que el sistema tiene por la salida controlabilidad completa. Si se desea conocer la observabilidad por la salida entonces se procede a calcular la matriz [Ogata,]

$$ob_sal = (C' \mid A' * C')$$

$$obs_sal = rang(ob_sal) = rang(C' \mid A' * C')$$

Que en código MATLAB será expresado como sigue:

```
obs_sal= [C' A'*C']; Rob=rank(obs_sal)
```

y la respuesta es: $Rob = 5$, lo que significa que es totalmente observable por la salida.

Para determinar la estabilidad del sistema dado por las expresiones (2.12), (2.13), (2.14) y (2.15) se recurre al concepto más práctico de BIBO estabilidad, o sea se aplican pasos escalones unitarios como entradas $U = (u_1 \ u_2 \ u_3)^T$, (funciones acotadas) y si las salidas están acotadas $\forall t \geq 0$ entonces se considera que el sistema tiene estabilidad del tipo entrada acotada, salida acotada.

```

% Respuesta a escalón unitario
% Introduzca la matriz de estado, la matriz de control,
% la matriz de salida, y la matriz de transmisión directa
% del sistema diseñado
% Introduzca la orden step y la orden plot
t = 0:0.01:100;
y = step(A,B,C,D,1,t);
plot(t,y)
grid
title('Respuesta escalón unitario')
xlabel('t Seg')
ylabel('Salida y')

```

Al correr este segmento de programa en código MATLAB se observa que hay dos salidas que crecen sistemáticamente lo cual es un indicio del comportamiento con carácter de integración de los niveles en el primer y segundo efectos. Lo antes expresado se corrobora con el gráfico de la figura 3.1

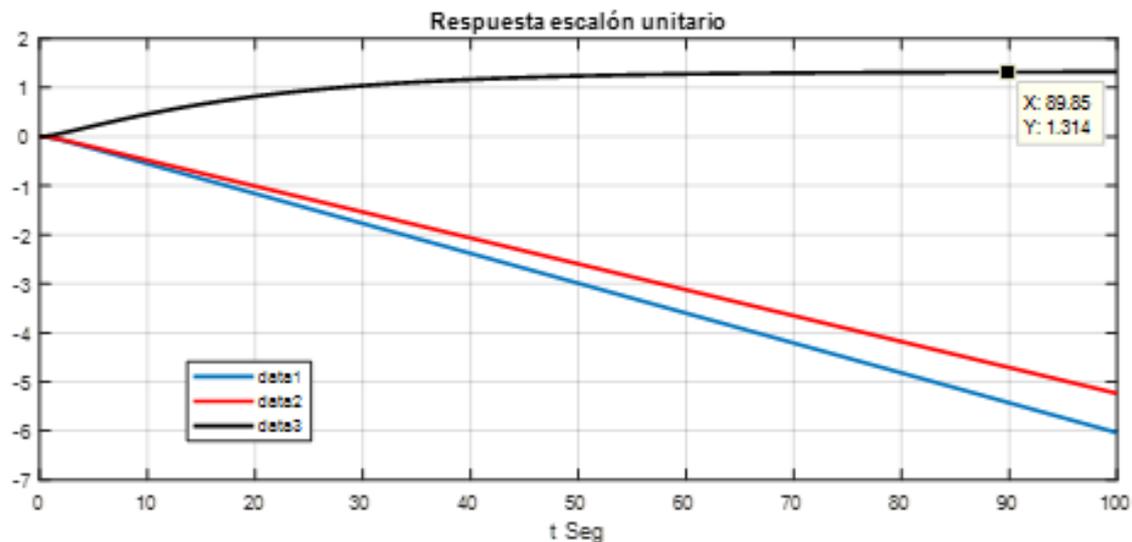


Figura 3.1 Respuestas del evaporador a escalones unitarios en las entradas

Este comportamiento no es un problema, solo indica que los niveles del producto dentro del evaporador deben ser controlados considerando que su comportamiento es de integración, o sea de crecimiento sistemático por lo que deben ser ubicados los polos del sistema de manera tal que los sistemas presenten un carácter o exponencial o de sistemas de segundo orden amortiguados.

La tercera respuesta, en color negro en la figura 3.1, se corresponde con la composición del producto del segundo efecto, que como se observa presenta una variación del tipo exponencial y muy lenta.

3.2.1 Diseño del controlador LQR para el control de las variables composición del producto y los niveles de los líquidos en los efectos del evaporador

Inicialmente se realiza el control por realimentación de estados del control moderno. Como se sabe, este controlador no garantiza la eliminación del off set durante la regulación de las variables de interés.

Debido a esto se comienza el diseño en el espacio de estados utilizando el diseño del controlador con integradores, de manera que se pueda lograr una regulación con el mínimo de error en el estado estacionario.

El diagrama de bloques que representa correctamente este diseño se muestra en la figura 3.2 y está tomado de (Kuo,)

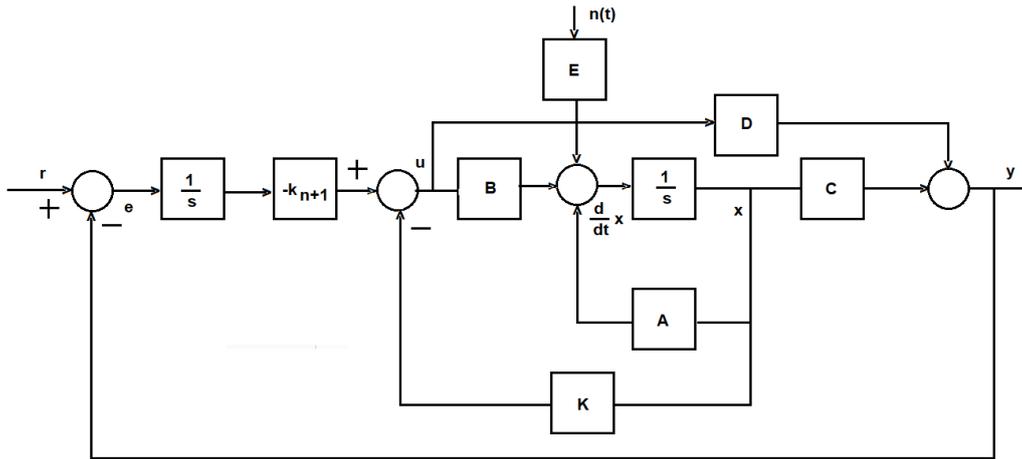


Figura 3.2 Diagrama de bloques del sistema con realimentación de estados e integrador.

En el diagrama se tienen adicionadas k ganancias de realimentación de los estados que han de ser integrados con el fin de eliminar los errores en estado estacionario. Además, se muestra la matriz de transmisión directa D , que generalmente es nula indicando que el control no se tiene presente en la salida y una señal adicional que representa generalmente el ruido $n(t)$.

Las ecuaciones vectorial-matriciales que describen el comportamiento dinámico del sistema a lazo cerrado se desarrollan a continuación:

$$\frac{d\vec{x}}{dt} = \mathbf{A}\vec{x} + \mathbf{B}\vec{u} + \mathbf{E}n(t) \quad (3.1)$$

$$\frac{dx_{n+i}}{dt} = \vec{r} - \vec{y}; \quad i = 1,2,3 \quad (3.2)$$

$$\vec{y} = \mathbf{C}\vec{x} + \mathbf{D}\vec{u} \quad (3.3)$$

Donde

\vec{x} – vector de estados

\vec{u} – vector de control

\vec{y} – vector de salidas controladas

\vec{r} – vector de referencias de la concentración del producto y los niveles de líquido en los evaporadores,

$\mathbf{A}, \mathbf{B}, \mathbf{C}, \mathbf{D}, \mathbf{y} \mathbf{E}$ – matrices con dimensiones adecuadas

La magnitud de control se relaciona con las variables de estado según (3.4)

$$\mathbf{u}(t) = -\mathbf{K}\mathbf{x}(t) - \mathbf{k}_{n+1}\mathbf{x}_{n+1}(t) - \mathbf{k}_{n+2}\mathbf{x}_{n+2}(t) - \mathbf{k}_{n+2}\mathbf{x}_{n+2}(t) \quad (3.4)$$

Donde $x_{n+1}(t), x_{n+2}(t), x_{n+3}(t)$ – representan las nuevas variables correspondientes a los errores en el control de la composición y los niveles de líquido en los evaporadores.

$$x_6(t) = Y_{ref1} - x_1 \quad (3.5)$$

$$x_7(t) = Y_{ref2} - x_2 \quad (3.6)$$

$$x_8(t) = Y_{ref3} - x_3 \quad (3.7)$$

Demostrado que el sistema es controlable se procede al diseño del controlador, para lo cual se amplía el sistema en tres para adicionar tres integradores, ei1, ei2 y ei3 del error de seguimiento de cada salida a su respectiva referencia.

El cálculo del controlador se realiza empleando el siguiente programa en código MATLAB

```

%% Calculo de las ganancias de realimentación de estados
% y de las ganancias de los integradores
% Evaporador tesis Flores/Redroban
clc
% Declaración del espacio de estados
A=[0 -0.00156 -0.1711 0 0;0 -0.1419 0.1711 0 0;0 -0.00875 -1.102 0 0;0
-0.00128 -0.1489 0 0.00013;0 0.0605 0.1489 0 -0.0591];
B=[0 -0.143 0;0 0 0;0.392 0 0;0 0.108 -0.0592;0 -0.0486 0];
C=[1 0 0 0 0;0 0 0 1 0;0 0 0 0 1];
D=[0 0 0;0 0 0;0 0 0];
Q=eye(5);
R=eye(3);
%k=lqr(A,B,Q,R);
% Cálculo de las ganancias de realimentación integral
Aa=[A [0 0 0 0 0]' [0 0 0 0 0]' [0 0 0 0 0]'];-C [0 0 0]' [0 0 0]' [0 0
0]';
Ba=[B;zeros(3)];
Qa=eye(8);
Ra=eye(3);
ka=lqr(Aa,Ba,Qa,Ra);
k=ka(:,1:5)
ki=ka(:,6:8)
% ===== fin del cálculo de las ganancias =====
% Despues de correr este programa se llama
% al diagrama Simulink LQR_MR_evap2

```

Lo que proporciona la matriz de ganancias de realimentación de estados siguientes:

$$k = \begin{pmatrix} -2.6274 & 0.7782 & 1.2026 & -1.3449 & 4.2878 \\ -2.9577 & -0.2060 & 0.0563 & 1.2718 & -1.3172 \\ -1.8485 & -0.8277 & 0.2031 & -4.9241 & -3.9542 \end{pmatrix} \quad (3.8)$$

En esta matriz cada fila proporciona los coeficientes de la suma de los estados para

formar el control $u' = -k \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} u'_1 \\ u'_2 \\ u'_3 \end{pmatrix}$ que logra un control estabilizante. Sin embargo,

este vector de control no proporciona error cero en el estado estacionario.

Para evitar eso, como se indicó, se requiere emplear integradores en cada variable controlada que integren los errores respecto de las referencias de entrada para controlar los valores de las retenciones de niveles en cada vaso evaporador y la concentración del producto final.

Entonces como ley de control integral se adiciona el vector formado por el producto de la matriz de coeficientes de integración por los errores respecto de las referencias de las retenciones de líquidos W_1 y W_2 en cada vaso del evaporador de dos efectos y la concentración del producto final C_2 , o sea:

$$u'' = k_i \begin{pmatrix} W_{ref1} \\ W_{ref2} \\ C_{ref2} \end{pmatrix}; k_i = \begin{pmatrix} 0.5174 & 0.3673 & -0.7729 \\ 0.8134 & -0.4917 & 0.3109 \\ 0.2658 & 0.7895 & 0.5532 \end{pmatrix}; \quad (3.9)$$

Como ley de control dinámica para el controlador LQR se define la siguiente expresión matemática:

$$u = u' + u'' = -k \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \end{pmatrix} - k_i \begin{pmatrix} W_{ref1} \\ W_{ref2} \\ C_{ref2} \end{pmatrix} \quad (3.10)$$

Realizados los cálculos mencionados se diseña el diagrama Simulink que contiene el modelo matemático del evaporador de dos efectos y la corrección requerida para eliminar los errores inherentes de la realimentación de estados.

En la figura 3.3 se muestra el modelo diseñado para verificar el desempeño del controlador del evaporador de dos efectos en base al regulador lineal cuadrático.

En la figura 3.4 se muestran las respuestas en el dominio del tiempo para establecer los valores de establecimiento nominales para las retenciones de líquidos en los vasos del evaporador y la concentración del producto final.

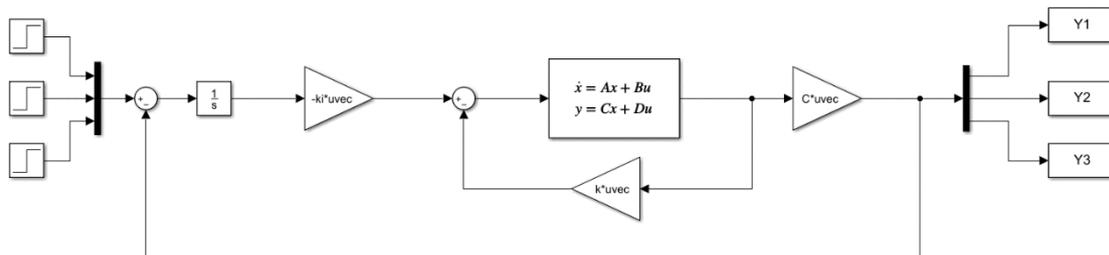


Figura 3.3 Diagrama Simulink del sistema con realimentación de estados e integrador
LQR_MR_evap2

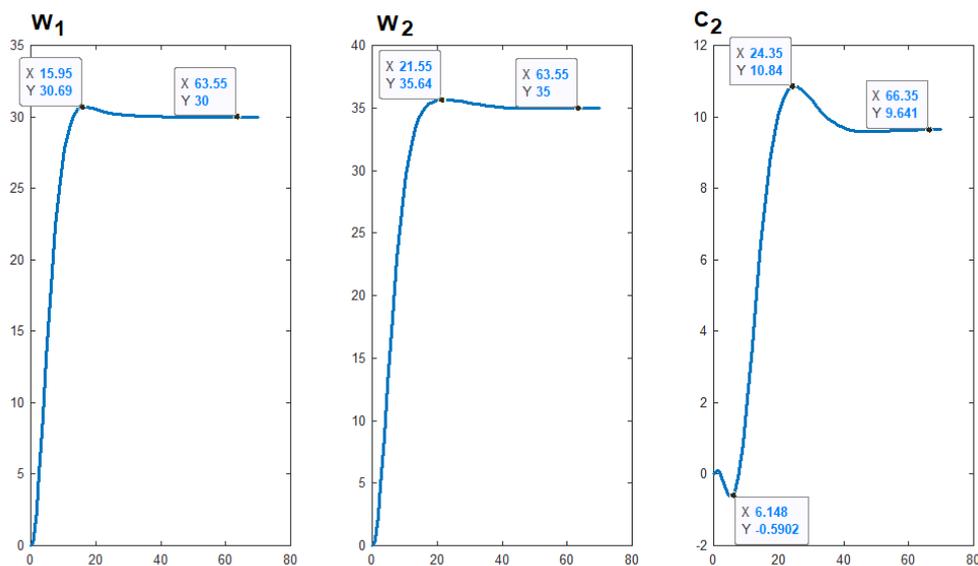


Figura 3.4 Respuestas del modelo de control LQR a los valores de referencia

Como se observa, los dos primeros gráficos representan la dinámica de las retenciones de líquido en los dos vasos del evaporador de múltiples efectos.

Los mismos se establecen a los valores nominales dados en la Tabla 1.2 para las retenciones de líquido y la concentración del producto final. Esta última dinámica presenta un comportamiento de fase no mínima, o sea inicialmente la reacción es en el sentido de disminución y posteriormente crece a buscar el valor final de establecimiento de 9.64.

Es necesario agregar alguna indicación de cómo se ha programado el bloque de espacio de estados mostrado en la figura 3.3.

Las matrices A y B son las dadas en el programa mostrado más arriba. Ya que se requiere realimentar los estados en el campo de la matriz C de la ventana “Block Parameters: State-Space” se ha programado la matriz identidad de orden 5, de manera que concuerde con el orden de la matriz A del sistema.

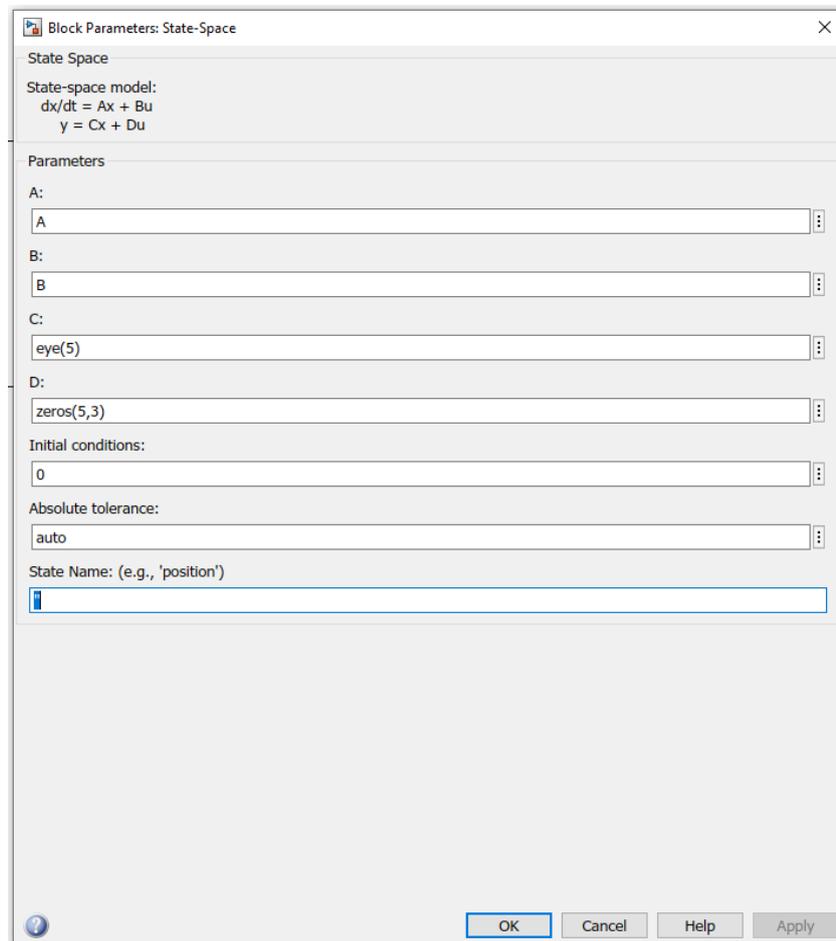


Figura 3.5 Programación del bloque State-space

La matriz C de salida de la representación en el espacio de estados se tiene a continuación del mencionado bloque.

Por otro lado, la matriz D se ha programado como una matriz de cinco filas y tres columnas de manera que esté en correspondencia con el resto de las matrices del modelo.

De igual manera, los bloques de ganancia “Gain” se han programado como bloques que multiplican matrices por los vectores de los estados y los vectores de los errores de control.

3.3 Diseño del controlador predictivo para el modelo matemático del evaporador de múltiples efectos

Para el diseño del controlador predictivo, fundamentado en el capítulo 1 se deben fundamentar los parámetros del controlador predictivo.

El término optimización implica encontrar el mejor valor para algún tipo de criterio de desempeño. Este criterio de desempeño se conoce como función objetivo. Generalmente se emplea la función objetivo, fundamentada en el método del mínimo cuadrado que se representa como la suma de los cuadrados del error de predicción mismo que se declara como la diferencia entre la referencia interna y las salidas predichas por el modelo.

El criterio además puede incluir los cambios paso a paso en la acción de control que, de manera similar se elevan al cuadrado. La cantidad de términos en la suma de cada especie viene dada por los horizontes de predicción y de control de manera que, analíticamente, quedan expresados por ejemplo para un horizonte de predicción de 4 y de control de 2 como sigue:

$$L = (r_{k+1} - \hat{y}_{k+1})^2 + (r_{k+2} - \hat{y}_{k+2})^2 + (r_{k+3} - \hat{y}_{k+3})^2 + (r_{k+4} - \hat{y}_{k+4})^2 + w\Delta u_k^2 + w\Delta u_{k+1}^2$$

Donde \hat{y} – representa la salida predicha por el modelo,

r – representa la referencia interna o en algunos casos la referencia para la variable controlada,

Δu – representa el cambio en la variable manipulada entre dos instantes sucesivos de tiempo,

k – representa los instantes de muestreo actuales,

w – representa la ponderación de la variación del control

En general, para un horizonte de predicción P y un horizonte de control N la función objetivo puede expresarse como sigue;

$$L = \sum_{i=1}^P (r_{k+i} - \hat{y}_{k+i})^2 + \sum_{i=0}^{N-1} \Delta u_{k+i}^2$$

Hay otras estructuras de la función objetivo, misma que pueden encontrarse en monografías tales como [Bequette,] y [Camacho and Bourdon,].

Para resolver el problema de optimización, generalmente se busca la minimización de la función objetivo, obtenida ajustando los N movimientos de control, sujeto a restricciones de igualdad y restricciones en las entradas y salidas.

Los mínimos cuadrados producen soluciones analíticas para problemas sin restricción y penalizan los grandes errores más que los pequeños.

Por lo general, si el horizonte de predicción es mucho mayor que el horizonte de control, el sistema de control es menos sensible al error del modelo. A menudo, $P = 20$ más o menos, mientras que $N_u = 1-3$.

Si el horizonte de predicción es demasiado corto, dominan los coeficientes iniciales de la respuesta escalonada. Un horizonte de predicción de 7 o menos da como resultado un sistema a lazo cerrado inestable.

En general, el controlador predictivo posee, como mínimo siete parámetros que pueden emplearse para el ajuste del desempeño del sistema controlado: valor mínimo del horizonte de predicción N_1 , el horizonte de predicción P , el horizonte de control N_u , los coeficientes de ponderación α para los estados y w para el cambio en el control Δu , la trayectoria de referencia interna r y el modelo de las perturbaciones (este último puede tener varios parámetros a elegir por el diseñador).

Matlab proporciona un ayudante para el diseño que muestra una interface de diseño, que en adelante se usará para diseñar el controlador predictivo del evaporador de dos efectos.

Antes de llamar al ayudante de diseño del controlador predictivo será necesario ejecutar una serie de comandos, los cuales crearán el modelo en espacio de estados (state space model) del evaporador de dos efectos que se denotará por la estructura **"sys_evap"**

```
% Creación del modelo en espacio de estados
A=[0 -0.00156 -0.1711 0 0;0 -0.1419 0.1711 0 0;0 -0.00875 -1.102 0 0;0
-0.00128 -0.1489 0 0.00013;0 0.0605 0.1489 0 -0.0591];
B=[0 -0.143 0;0 0 0;0.392 0 0;0 0.108 -0.0592;0 -0.0486 0];
C=[1 0 0 0 0;0 0 0 1 0;0 0 0 0 1];
D=[0 0 0;0 0 0;0 0 0];
Ts=0.01;
sys_evap=ss(A,B,C,D,Ts)
```

En la Ventana de Comandos se escribe: “mpcDesigner” y aparece la ventana de diálogo siguiente.

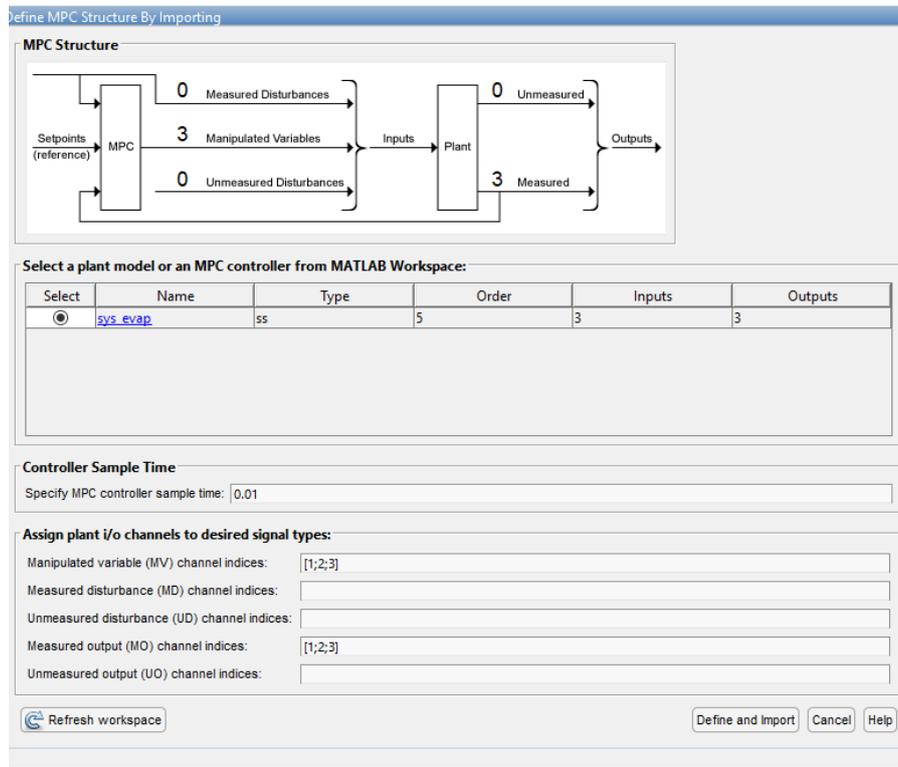


Figura 3.6 Ventana de diálogo Define MPC Structure By Importing

Se describe, a continuación, el ayudante para el diseño del controlador, mostrado en la ventana Define MPC Structure By Importing de la figura 3.6.

Cuando se tiene en el Workspace de MATLAB el modelo y se llama al diseñador aparecen todos los modelos que se tengan en ese momento en el espacio de trabajo de MATLAB.

Los modelos aparecen indicados para su selección en la primera columna denominada Select. Al seleccionarlo, aparecen los datos, tales como el nombre, el tipo de modelo, que en este caso es “ss”, el orden (5), la cantidad de entradas (3), la cantidad de salidas, como se muestra en la tabla de la figura 3.6

En la parte superior de la ventana se muestra un dibujo en el cual se irá reflejando diferentes datos a medida que se programen, por ejemplo, las perturbaciones medibles y no medibles, conformando las entradas a la planta, misma que incorpora el modelo en espacio de estados `sys_evap`, como modelo interno.

A la salida del modelo de la planta, dibujada en la ventana “Define MPC Structure By Importing”, se muestran la cantidad de salidas medidas y las no medidas, según se declaren posteriormente estas últimas.

Esta aplicación importa la planta “evaporador de dos efectos” al Data Browser. Además, se adicionan los siguientes modelos:

- mpc1 — controlador MPC, creado por defecto empleando el modelo declarado sys_evap como modelo interno.
- escenario1 — es el escenario de simulación por defecto del modelo junto con el controlador mpc

En la parte inferior de la ventana se muestra el tiempo de muestreo especificado, 0.01 en este caso, así como los índices de los canales de las variables manipuladas [1;2;3] y de las variables de entrada, que en este caso son también [1;2;3].

Posteriormente hacer click en el botón “Define and Import”. Al hacer esto aparece una nueva ventana de diálogo, misma que informa sobre el escenario de entrada simulado. En la figura 3.7 se muestra el escenario de entrada simulado.

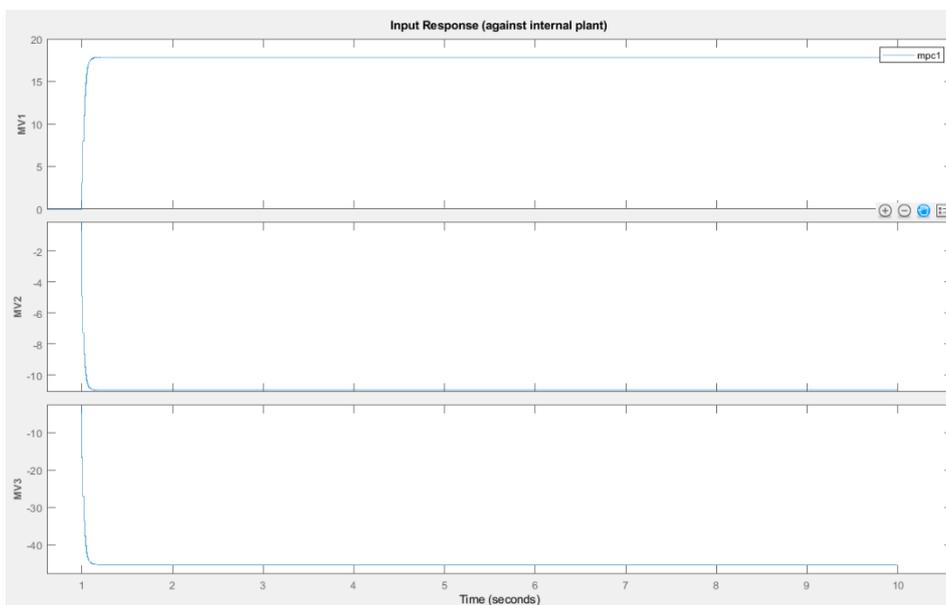


Figura 3.7 Ventana de Input Response (a la entrada de la planta interna)

Se observa que a la primera variable manipulada (W1) se aplicará un escalón positivo y a las restantes variables manipuladas (W2 y C2, en ese orden) se aplicará un escalón descendente.

Para estas variables manipuladas se tienen las respuestas mostradas en la figura 3.8 con un controlador mpc genérico.

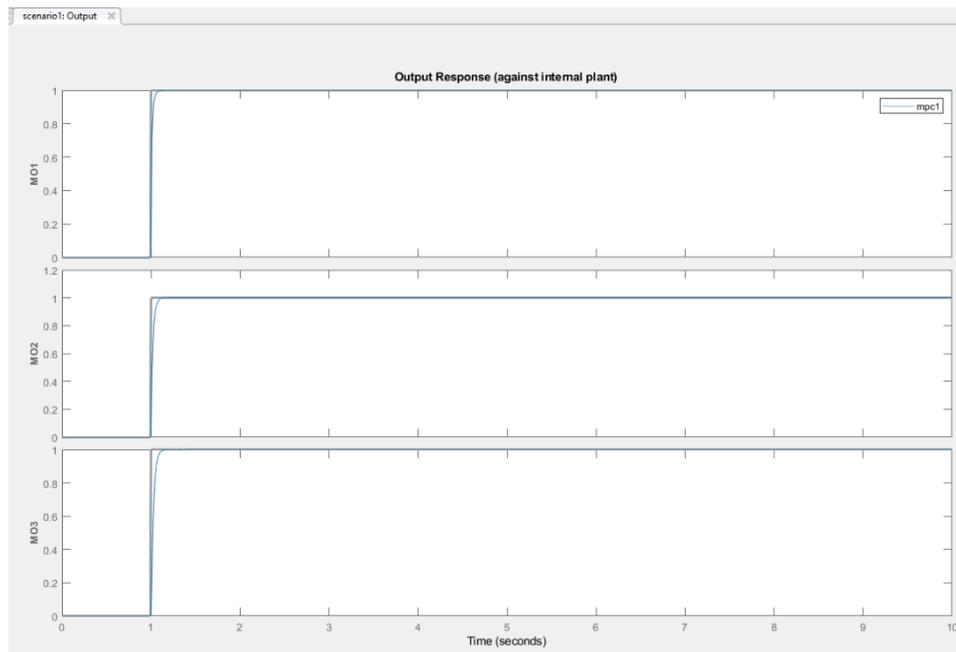


Figura 3.8 Ventana del escenario de salida simulado

Si se desean definir los atributos de las entradas y las salidas en la pestaña MPC Designer, se selecciona "Atributos de E/S", en este caso aparece la ventana Input and Output Channel Specifications, donde se puede dar nombre a las variables manipuladas, establecer las unidades de medida y el factor de escala para las entradas y las salidas de la planta, como se muestra en la figura 3.9.

Plant Inputs

Channel	Type	Name	Unit	Nominal Value	Scale Factor
u(1)	MV	caudal		0	1
u(2)	MV	caudal		0	1
u(3)	MV	caudal		0	1

Plant Outputs

Channel	Type	Name	Unit	Nominal Value	Scale Factor
y(1)	MO	W1	lb	30	1
y(2)	MO	W2	lb	35	1
y(3)	MO	C2	%	9.6	1

OK Apply Cancel Help

Figura 3.9. Ventana Input and Output Channel Specifications

Ya que el modelo se define utilizando desviaciones del punto de funcionamiento nominal, según [Viterbo y Franco, 2020], se establece el valor nominal para cada canal de entrada y salida. De igual manera se recomienda asignar un valor del factor de escala en el valor predeterminado de 1 y se acepta haciendo clic en el botón ok.

Configuración de los escenarios de simulación

En la pestaña Diseñador de MPC, en la sección Escenario, se hace click en Editar escenario (Edit Scenario) --> escenario1. En el cuadro de diálogo Escenario de simulación (Simulation Scenario: escenario), se aumenta la duración de la simulación a 30 segundos.

En la tabla Señales de Referencia, en la primera fila, se ha especificado un Tamaño de paso de 1 y un Tiempo de 1, en la segunda fila el tiempo de aparición se ha programado para 5 y en la tercera fila un tiempo de 15. No se han programado perturbaciones de salida pero si una perturbación de carga de magnitud 1 en el instante 5 para u(1), como se muestra en la figura 3.10

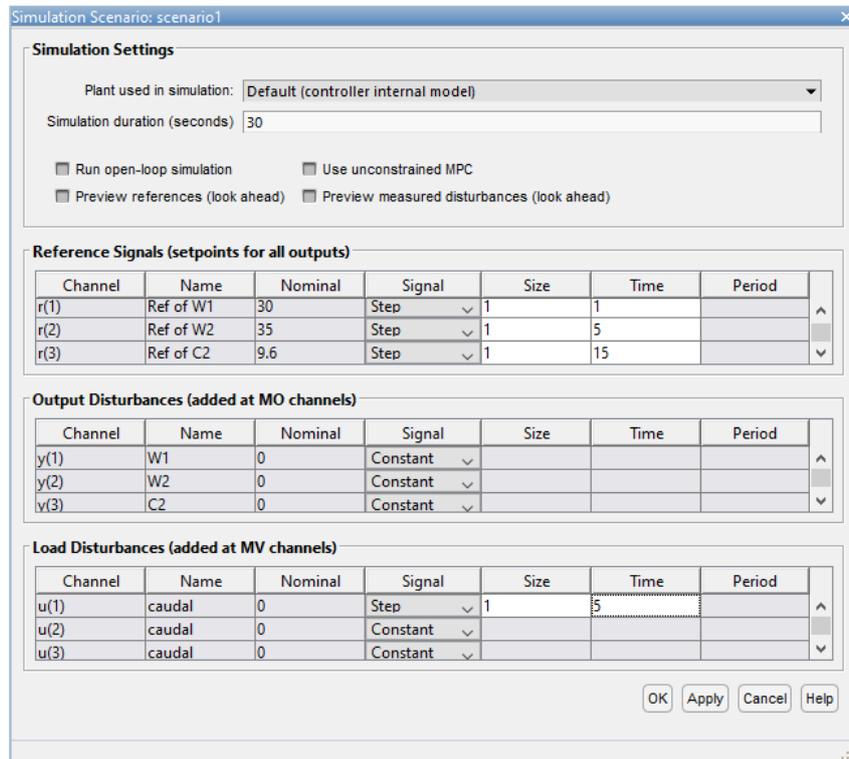


Figura 3.10. Programación de las perturbaciones

En la figura 3.11 se muestran los cambios que se aplican en la simulación del desempeño del controlador predictivo.

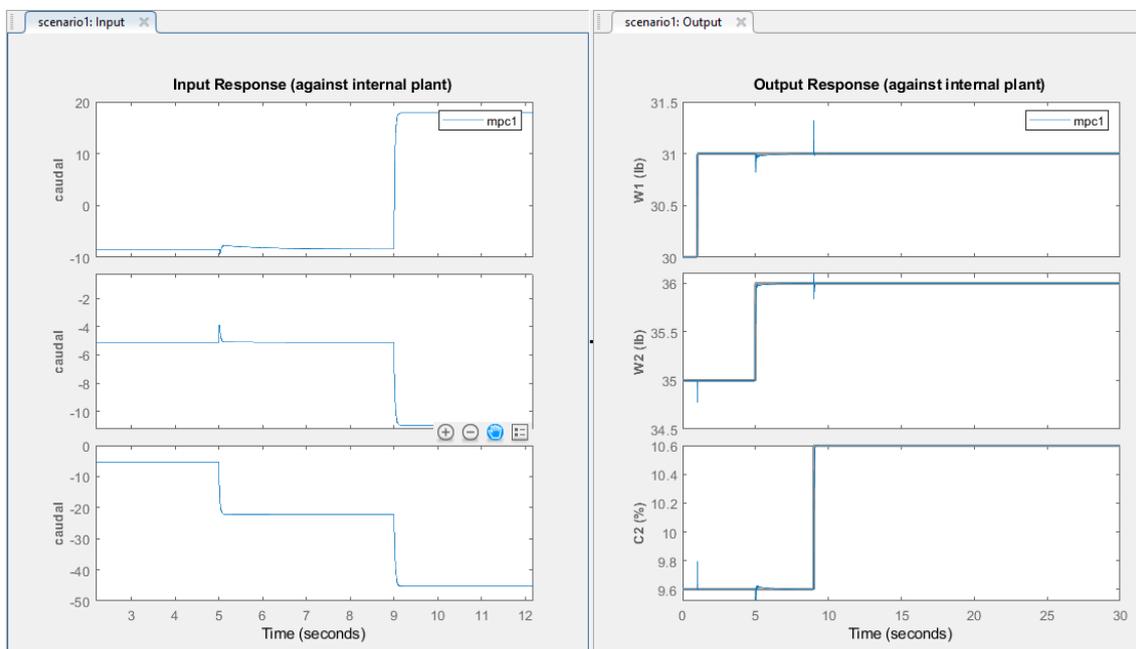


Figura 3.11 Cambios para la simulación del desempeño del mpc

Para configurar los horizontes del controlador, en el Tab Tuning en la sección de horizontes se especifica el horizonte de predicción con un horizonte de Predicción de 20

y el de Control se establecerá inicialmente a 3, siguiendo las recomendaciones dadas en la página 46 del presente trabajo.

Los gráficos de respuesta se actualizan para reflejar los cambios en los nuevos horizontes. Para las restricciones dadas en la figura 3.12 no hay violaciones de los valores establecidos

The screenshot shows a dialog box titled 'Constraints (mpc1)' with two main sections: 'Input Constraints' and 'Output Constraints'. Each section contains a table of constraints and a button for 'Constraint Softening Settings'.

Input Constraints Table:

Channel	Type	Min	Max	RateMin	RateMax
u(1)	MV	-Inf	38	-Inf	Inf
u(2)	MV	-Inf	3.8	-Inf	Inf
u(3)	MV	-Inf	20	-Inf	Inf

Output Constraints Table:

Channel	Type	Min	Max
y(1)	MO	-Inf	40
y(2)	MO	-Inf	40
y(3)	MO	-Inf	11

Buttons at the bottom: OK, Apply, Cancel, Help.

Figura 3.12 Restricciones en las entradas y salidas.

Para especificar las ponderaciones de ajuste en los controladores se establecen los valores en la Tab de ajuste de la sección de Diseño haciendo click en Weights.

En la tabla de ponderaciones de entrada (**Input Weights**), se pueden aumentar o disminuir, las ponderaciones por defecto de las variables manipuladas (MV) en la función de costo de optimización del controlador buscando penalizar los grandes cambios en las variables manipuladas. En primera instancia se mantendrán los valores por defecto de los pesos de salida.

De igual manera es posible hacer lo mismo para las ponderaciones de las salidas en la función de costo para optimizar el desempeño del controlador.

Se realizaron algunas pruebas destacando las bondades de las ponderaciones en la disminución de las interacciones entre los lazos de control de los líquidos retenidos en los vasos del evaporador y de la concentración del producto.

Por ejemplo, en las ponderaciones de los pesos de entrada se mantuvieron los valores cero del peso, sin embargo, al variar la razón (Rate Weight) desde valores pequeños a valores cercanos a la unidad los picos, correspondientes a la influencia entre los lazos de control se vieron aumentados en duración y valor, muestra de esto son las figuras 3.13 y 3.14 dadas a continuación.

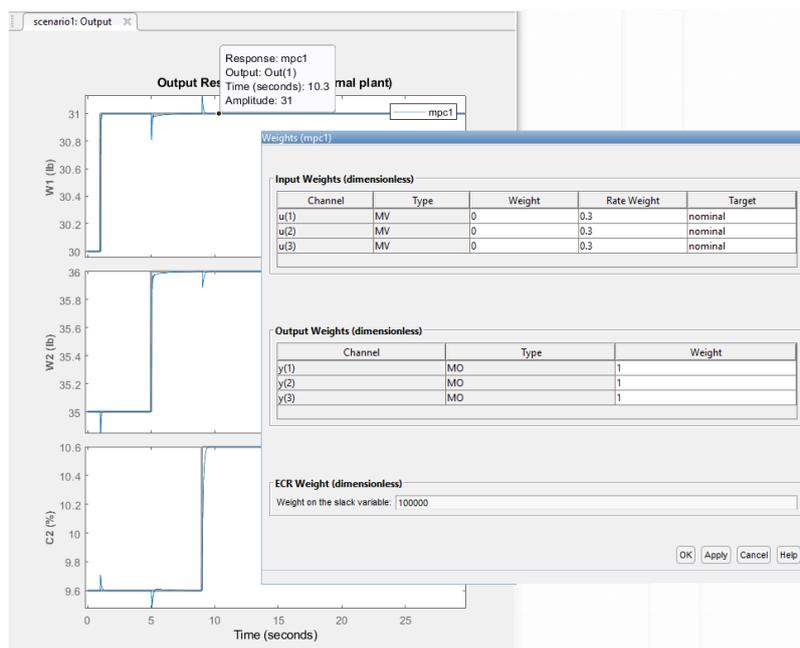


Figura 3.13. Tab de ponderaciones y reacciones del controlador con un Rate Weigth de 0.3

En esta figura 3.13 se observan los picos provocados por la filtración de influencias entre los lazos de control, mismos que tienen una corta duración, o sea ellos afectan instantáneamente lo que no provoca grandes secuelas en los valores de establecimiento o estacionarios de las variables controladas.

Sin embargo, como se puede observar en la figura 3.14, estos picos son de mayor duración y mayor amplitud cuando los pesos se han establecido en valores cercanos a la unidad, por ejemplo en 0.8.

Otros problemas se reflejan en esta figura, a saber, con la razón de cambio (rate) de 0.8 las respuestas se tornan más lentas y las interacciones entre los lazos de control son más fuertes entre las retenciones de líquido en los vasos del evaporador doble.

Vemos además que la influencia entre la composición del producto y la retención de líquido en el segundo vaso del evaporador es mucho más fuerte, de igual manera la respuesta de la composición es mucho más lenta.

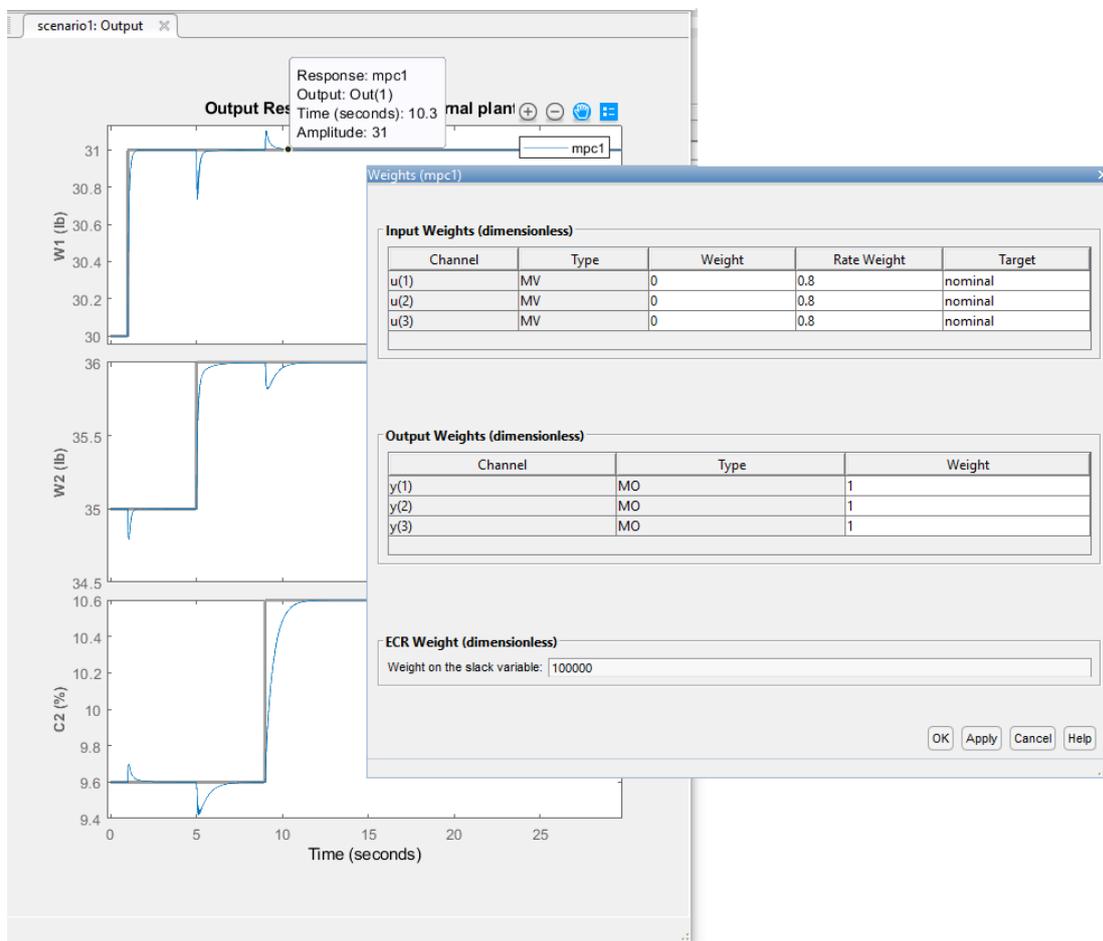


Figura 3.14. Tab de ponderaciones y reacciones del controlador con un Rate Weigth de 0.8

Finalmente se han establecido los valores iniciales de las ponderaciones como se muestra en la figura 3.15, estos valores proporcionan las interacciones mínimas entre los lazos de control, desde los puntos de vista de la amplitud (0.2), y son de muy corta duración.

Se observa además que las respuestas son rápidas y sin sobre picos, lo cual es conveniente en las retenciones de líquido en las calandrias, para evitar pérdidas de líquido al evaporar mediante burbujeo y en la concentración del producto, evitando excesos.

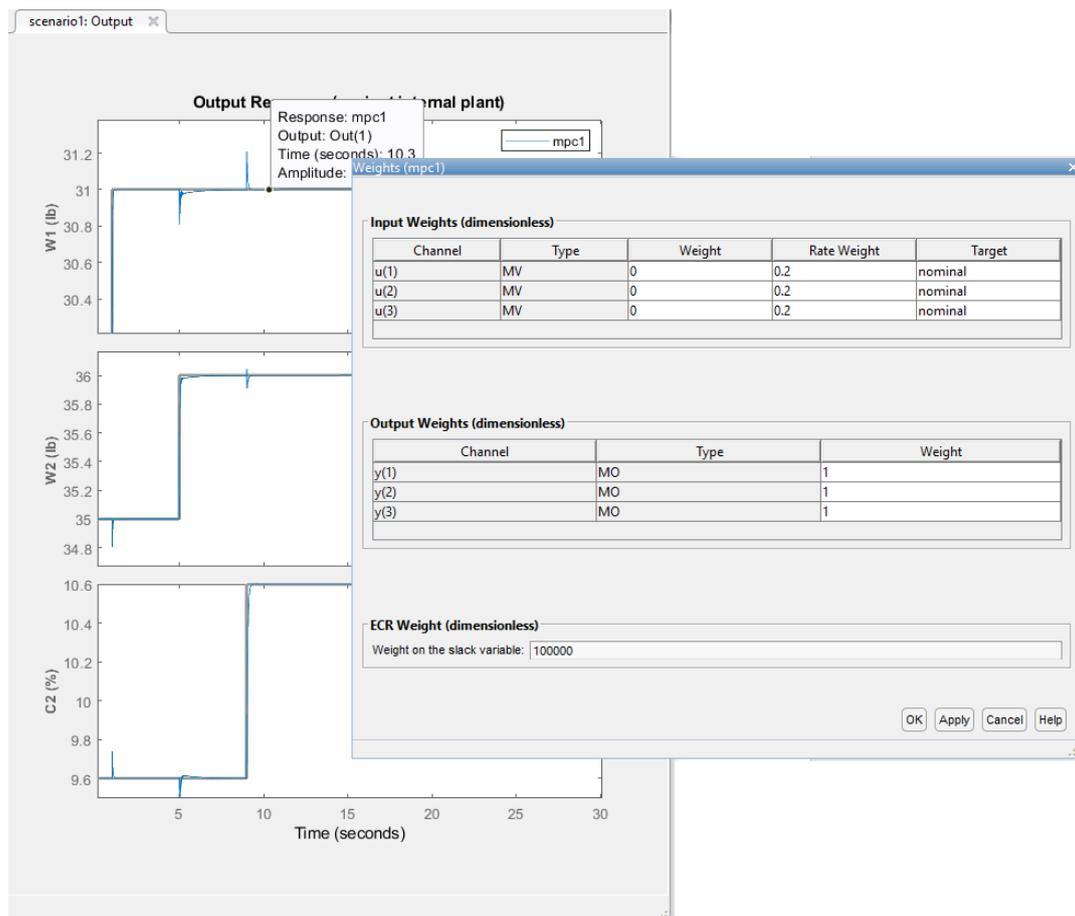


Figura 3.15. Tab de ponderaciones y reacciones del controlador con un Rate Weighth de 0.2

En el caso cuando existen sobre picos, el Ayudante de diseño proporciona la posibilidad de disminuirlos mediante el control deslizante Closed Loop Performance, mismo que puede ubicarse más a la izquierda, proporcionando un comportamiento más robusto (la respuesta de salida no se sobrepasa) o más a la derecha, con un comportamiento más agresivo.

Por otro lado, el movimiento hacia la izquierda provoca, simultáneamente, el aumento de la ponderación de la tasa para la variable manipulada del controlador y disminuye la ponderación de la variable de salida, produciendo un controlador más robusto.

En nuestro caso se ha establecido en el centro de la escala, como indica el ajuste por defecto.

CAPÍTULO 4.

COMPARACIÓN DE LOS RENDIMIENTOS DE LOS CONTROLADORES DISEÑADOS

4.1 Perturbaciones en los sistemas de control del evaporador de múltiples efectos

Como se sabe, los sistemas de múltiples entradas y múltiples salidas son sistemas difíciles de controlar debido a que existen interacciones entre los lazos de control lo cual se convierte en la base fundamental de las interacciones consideradas como perturbaciones al desempeño del sistema.

4.2 Comparación del rendimiento de los controladores diseñados ante las perturbaciones

En lo que sigue se desarrollan pruebas a los controladores LQR y predictivo diseñados para el control de la planta de dos evaporadores, dadas por el modelo matemático desarrollado desde (2.1) hasta (2.15) con los valores nominales dados en la Tabla 1.2

Una referencia obligada es el controlador del tipo PI, mismo que se diseña a continuación empleando un controlador LQR ya que la planta de inicio está dada en el formalismo de espacio de estados como sistema vectorial matricial.

Las perturbaciones principales que se analizan en el análisis del desempeño de este tipo de controlador son la influencia que existe entre los lazos de control de las retenciones de líquidos en las vasijas de los dos efectos del evaporador y la concentración del producto final.

Desempeño del Controlador LQR en el rechazo a las perturbaciones

Las perturbaciones principales que se analizan en este tópico son debido a la influencia que existe entre los lazos de control de las retenciones de líquidos, W_1 , W_2 en las vasijas de los dos efectos del evaporador y sobre la concentración del producto final C_2 .

Para el análisis del desempeño del controlador LQR con integración se ha diseñado el modelo Simulink mostrado en la figura 4.1

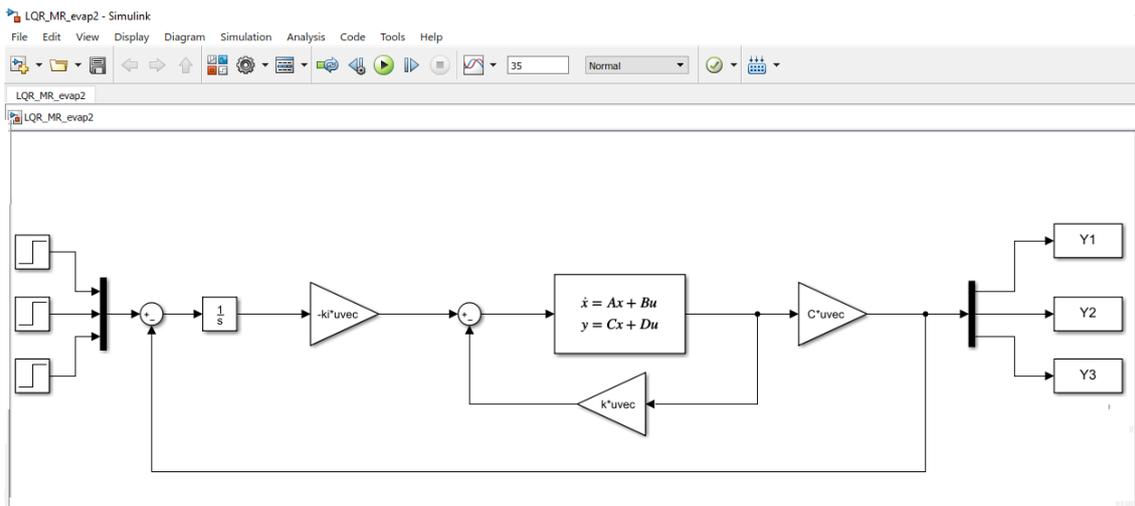


Figura 4.1 Diagrama de bloques del evaporador de doble efecto controlado con LQR integral.

En esta figura se tienen las tres señales de referencia desplazadas de manera que se pueda observar claramente la influencia de cada lazo de control sobre los dos restantes.

En la figura 4.2 se muestra la programación de los bloques Step para verificar el desempeño del control LQR en el sistema MIMO con acoplamiento entre los lazos de control.

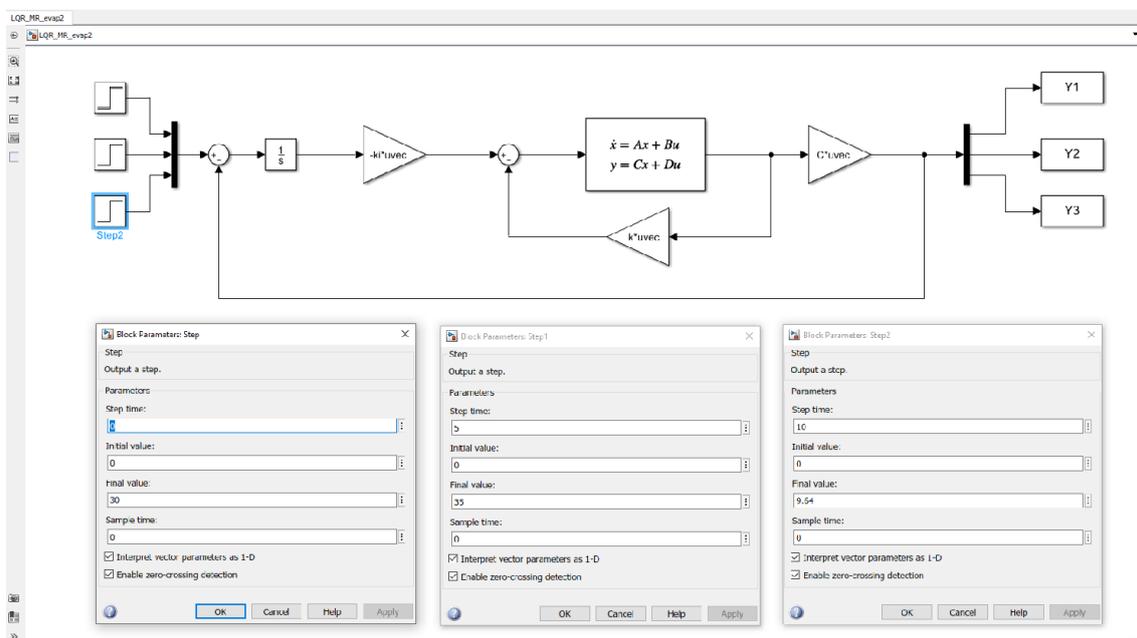


Figura 4.2 Programación de los bloques de Step para la comprobación de la influencia entre los lazos de control.

En la figura 4.3 se muestra la programación de los bloques de ganancia como matrices recibiendo vectores a su entrada.

Por ser empleados los bloques Gain como matrices que multiplican a vectores se selecciona Matrix(K*u)(u vector) en el campo Multiplication de la ventana de dialogo de cada bloque.

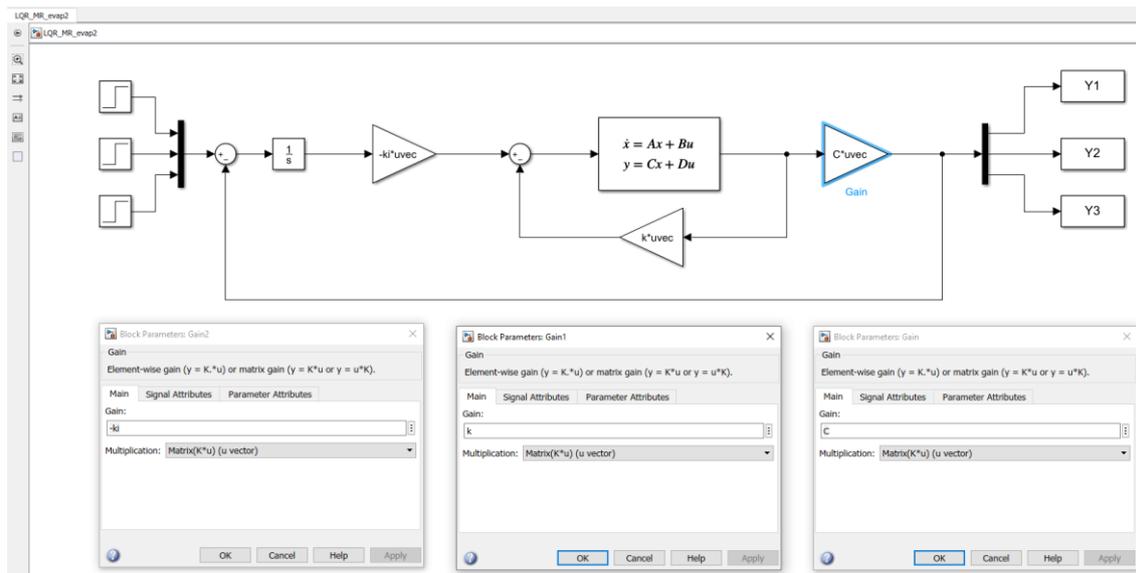


Figura 4.3 Programación de los bloques de ganancia como matrices recibiendo vectores a su entrada.

Es por esto que para que este modelo Simulink pueda funcionar debe correr, inicialmente, el programa punto m denominado “flores_redroban_1.m”, mismo que inserta en el workspace de MATLAB los valores de las matrices del espacio de estados A, B, C, D y los valores de las matrices k (3.8) y ki (3.9) requeridas para la realimentación de los estados y para la realimentación de los estados 1, 4 y 5 requeridos para la integración en el esquema de control LQR.

Las expresiones (4.1) y (4.2) muestran las realimentaciones de los estados la primera y la segunda la realimentación para crear la realimentación mediante la integración para eliminar el error de estado estacionario.

$$\begin{aligned}
 u_{1real} &= -2.6274x_1 + 0.7782x_2 + 1.2026x_3 - 1.3449x_4 + 4.2878x_5 \\
 u_{2real} &= -2.9577x_1 - 0.206x_2 + 0.0563x_3 + 1.2718x_4 - 1.3172x_5 \\
 u_{3real} &= -1.8485x_1 - 0.8277x_2 + 0.2031x_3 - 4.9241x_4 - 3.9542x_5
 \end{aligned} \tag{4.1}$$

$$\begin{aligned}
 u_{1int} &= 0.5174x_1 + 0.3673x_2 - 0.7729x_3 \\
 u_{2int} &= 0.8134x_1 - 0.4917x_2 + 0.3109x_3 \\
 u_{3int} &= 0.2658x_1 + 0.7895x_2 + 0.5532x_3
 \end{aligned}
 \tag{4.2}$$

Las entradas al bloque sumador se dan por separado al bloque Mux. La salida del bloque State Space es un vector columna de dimensión 5x1. Éste se aplica al bloque Gain $k \cdot u_{vec}$ y al bloque Gain $C \cdot u_{vec}$, en el primero se realiza la multiplicación del vector de realimentación de los estados y en el segundo se realiza la multiplicación para la introducción del LQR integrador, mismo que proporciona la señal de error para la disminución de los errores en estado estacionario.

Las magnitudes que sale del bloque Gain $C \cdot u_{vec}$ se separan en el bloque demux para formar una fila de tres columnas de gráficos para su mejor observación.

En la figura 4.4 se muestran las respuestas de dichas variables controladas a las referencias dadas en diferentes instantes de tiempo. Como se observa el control LQR no rechaza lo suficiente las influencias entre los lazos de control de dichas variables.

En la figura 4.4, de izquierda a derecha se tiene la respuesta de la retención de líquido en la primera vasija del evaporador. En esa respuesta se pone de manifiesto la influencia del escalón aplicado con posterioridad en los instantes especificados de 5 unidades de tiempo y de 15 unidades de tiempo de simulación.

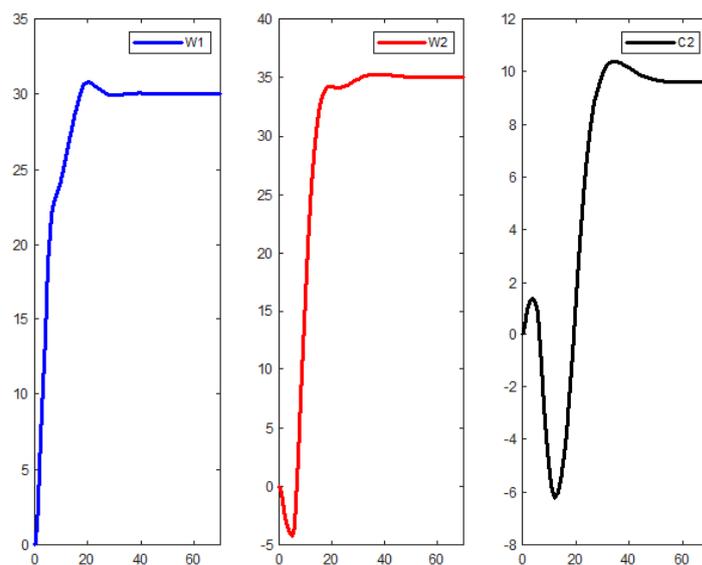


Figura 4.4 Respuesta de la planta, definida en el capítulo 2, a las referencias indicadas en la configuración del LQR.

Es evidente que la influencia de tales referencias distorsiona las respuestas del sistema controlado mediante un regulador lineal cuadrático.

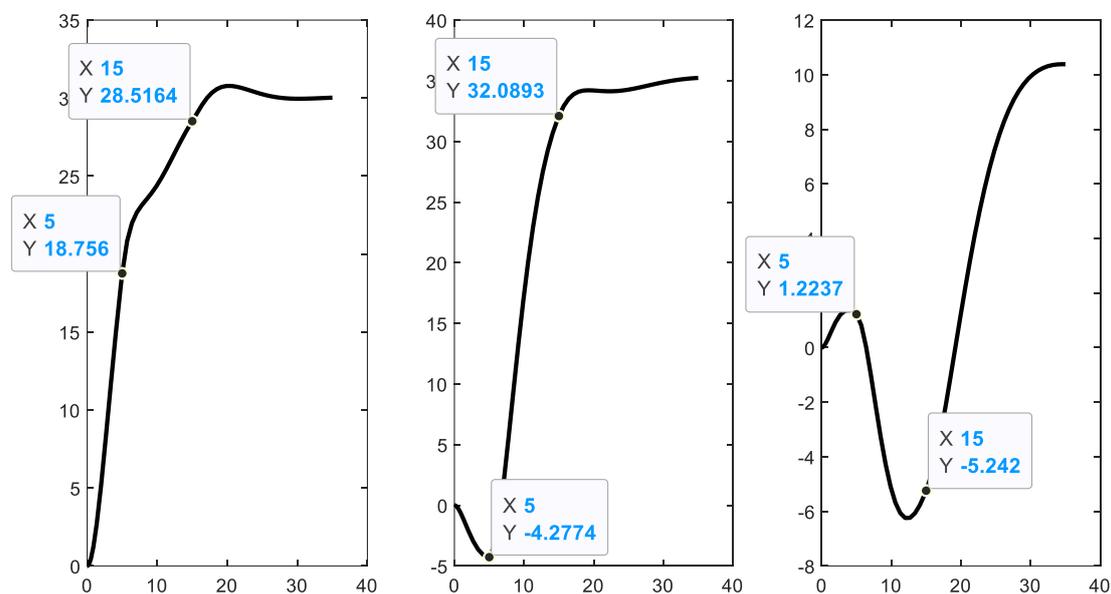


Figura 4.5 Influencia de los puntos de operación sobre la regulación de las variables controladas.

Por ejemplo, para la respuesta de la retención en el primer efecto la entrada desplazada en 5 unidades de tiempo ocasiona una respuesta más lenta después del instante 5 unidades, lo cual se reafirma en el instante 15 unidades de tiempo posterior a la aplicación del primer escalón.

De igual manera podemos observar la influencia de los escalones primero y tercero sobre la variable de salida W_2 . El gráfico que refleja este desempeño es el segundo de izquierda a derecha de la figura 4.5.

Esta reacción es una reacción inversa, o sea, esta influencia se verá marcada porque para la segunda retención de líquido, en la segunda vasija del evaporador, la respuesta es de fase no mínima, o sea la reacción inicial es contraria a la reacción esperada, ya que inicialmente la magnitud de la variable controlada disminuye y posteriormente aumenta siguiendo la variación de aumento de la magnitud de control. En general esta influencia también retrasa el desempeño dinámico de esta variable.

Por último, en la concentración del producto se observa que la reacción inversa de la segunda variable influye, como antes decisivamente, sobre la tercera variable del evaporador de múltiples efectos, ya que presenta una reacción inversa muy similar a la existente sin desplazamientos de los puntos de operación.

Sin embargo, hay un retardo adicional en la respuesta de la concentración del producto cuando no hay coincidencia de los instantes de aplicación los cambios en las señales del punto de operación.

Desempeño del Controlador Predictivo ante perturbaciones entre los lazos de control

De igual manera que en el caso anterior, las perturbaciones que se analizan son aquellas debidas a la influencia entre los lazos de control de las retenciones de líquidos en las vasijas de los dos efectos del evaporador y la concentración del producto final.

Para la comparación de los resultados se ha cambiado la configuración de la tabla de "Simulation Scenario: escenario1", mostrada en la figura 3.10 a los valores mostrados en la figura 4.6

En la columna Time se han establecido los mismos valores que fueron programados para la simulación del comportamiento del controlador LQR ante la interacción de los lazos de control, o sea el primer escalón se ha programado que se aplique en el instante inicial, el segundo en el instante 5 unidades de tiempo y el último escalón en el instante 15 unidades de tiempo. La magnitud del set point o señal de referencia se ha mantenido igual a la unidad.

No se han agregado perturbaciones de salida, pero si se ha agregado una perturbación de carga en el caudal u_1 , misma que afecta a la magnitud de fluido retenido en el primer evaporador, de magnitud 0.1 unidades en el instante 20 unidades de tiempo, con el objetivo de observar su influencia sobre las demás variables a controlar y el rechazo que proporciona el controlador predictivo a esta perturbación.

En la figura 4.7 se observan las respuestas del control predictivo ante tales desplazamientos de las referencias.

Debido a la escala seleccionada para la simulación del Designer las influencias son observadas como picos de muy corta duración por lo que deben ser investigadas.

Como se observa, a diferencia del control mediante controladores del tipo PI LQR, no se observan las irregularidades en los primeros instantes de las respuestas a los pasos escalones lo que igual manera se analizará con posterioridad.

Simulation Settings

Plant used in simulation: sys_evap

Simulation duration (seconds) 70

Run open-loop simulation Use unconstrained MPC

Preview references (look ahead) Preview measured disturbances (look ahead)

Reference Signals (setpoints for all outputs)

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
r(1)	Ref of W1	30	Step	1	0	
r(2)	Ref of W2	35	Step	1	5	
r(3)	Ref of C2	9.6	Step	1	9	

Output Disturbances (added at MO channels)

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
y(1)	W1	0	Constant			
y(2)	W2	0	Constant			
y(3)	C2	0	Constant			

Load Disturbances (added at MV channels)

Channel	Name	Nominal	Signal	Size	Time	Period
u(1)	caudal1	0	Step	0.1	20	
u(2)	caudal2	0	Constant			
u(3)	caudal3	0	Constant			

OK Apply Cancel Help

Figura 4.6 Configuración del escenario1 para las señales de referencia y perturbaciones.

En lo que sigue se presentan gráficos que muestran la influencia de los parámetros del controlador predictivo sobre el desempeño del evaporador controlado empleando las respuestas simuladas por el mpcDesigner de MATLAB.

Análisis del comportamiento del controlador diseñado variando los parámetros de diseño del mpc

Como se indicó con anterioridad, los parámetros del controlador predictivo involucrados son aquellos que definen los horizontes de predicción y de control, así como los pesos para cada elemento de las sumatorias involucradas en el criterio de optimización (para

lo errores y para el control o variación el control), la trayectoria de referencia interna, las restricciones, etc.

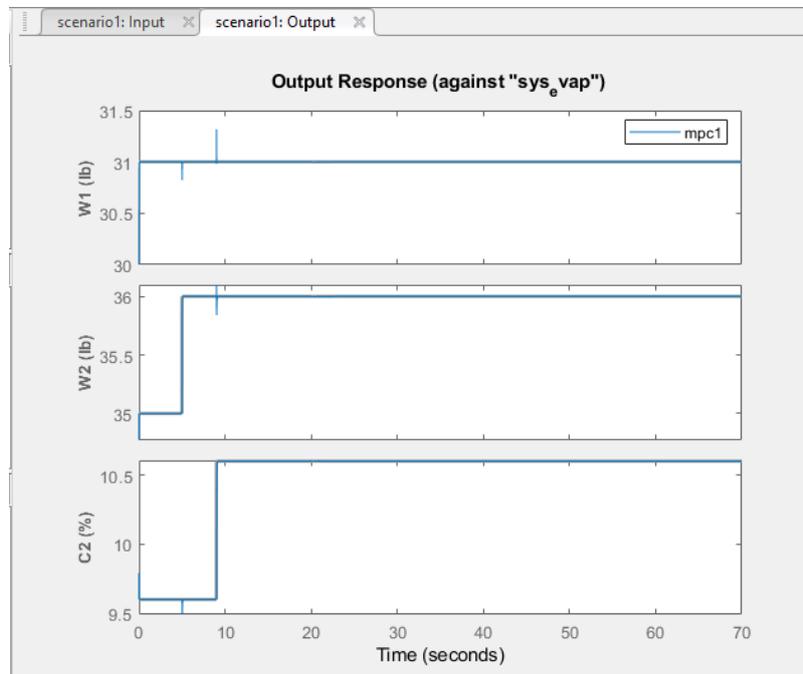


Figura 4.7 Escenarios de salida para la simulación del controlador mpc por el diseñador mpcDesigner.

En lo que sigue se valora el desempeño del controlador al variar los horizontes de predicción y de control.

Prueba de desempeño con asignación de horizontes de predicción y de control en los límites de $P=20, 15$ y 10 , con $N=1, 2$ y 3

Se comienzan las pruebas asignando los valores para el horizonte de predicción de 20 con un horizonte de control de 1. Los resultados simulados se muestran en la figura 4.8

Como se puede observar, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la pequeña magnitud del pico inducido y en la duración del rechazo. Esta influencia es la mayor de todas.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = \frac{|9.31-9.02|}{T_1} 100\% = \frac{29}{T_1}\%$ siendo T_1 – la constante de tiempo medida del tránsito de un estado a otro de establecimiento en el primer evaporador. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

A) Primera prueba con horizonte de predicción de 20 y de control igual a 1

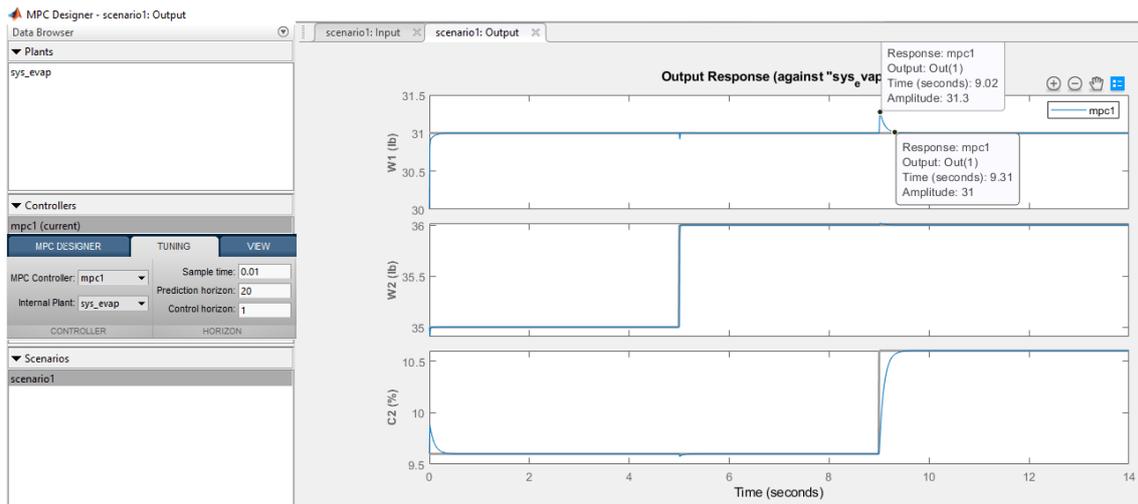


Figura 4.8 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando P=20 y n=1

B) Segunda prueba con horizonte de predicción de 20 y de control de 2

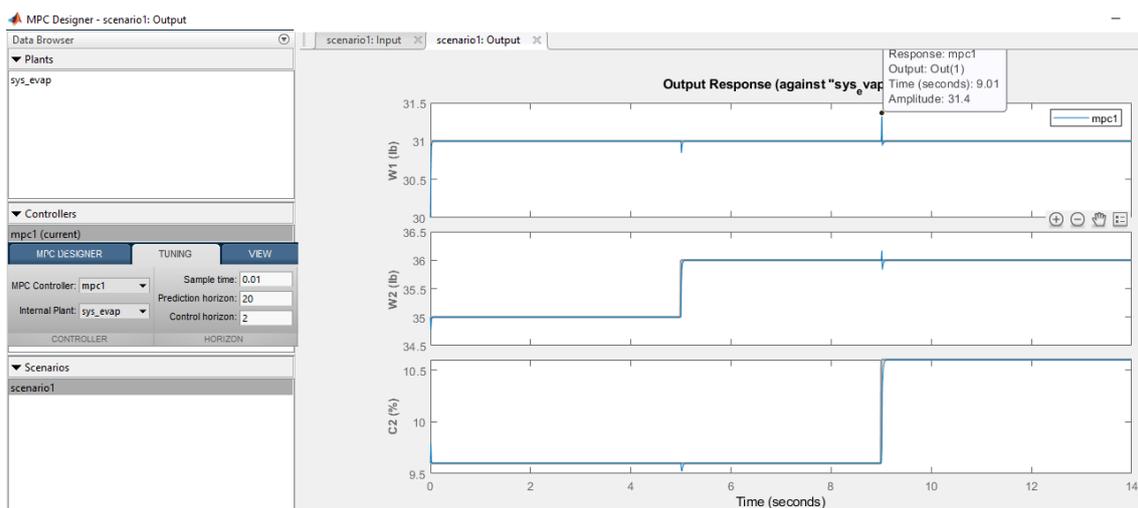


Figura 4.9 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando P=20 y n=2

Como se puede observar de la figura 4.9, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso

escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y en la brevísima duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.4-31|}{31} 100\% = 1.29\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = 0$ por duración del rechazo a la perturbación. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

C) Tercera prueba con horizonte de predicción de 20 y de control de 3

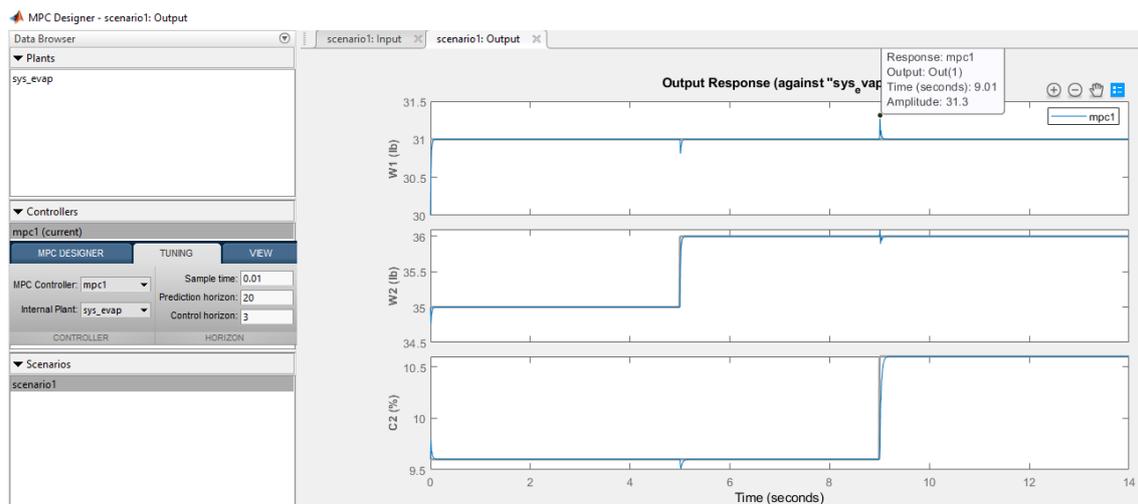


Figura 4.10 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando $P=20$ y $n=3$

Como se puede observar de la figura 4.10, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y también en la brevísima duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = 0$ por duración del rechazo a la perturbación. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

D) Primera prueba con horizonte de predicción de 15 y de control de 1

Como se puede observar de la figura 4.11, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y en la brevísima duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1.29\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = \frac{|9.23-9.01|}{T_1} 100\% = \frac{22}{T_1} \%$ por duración del rechazo a la perturbación. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

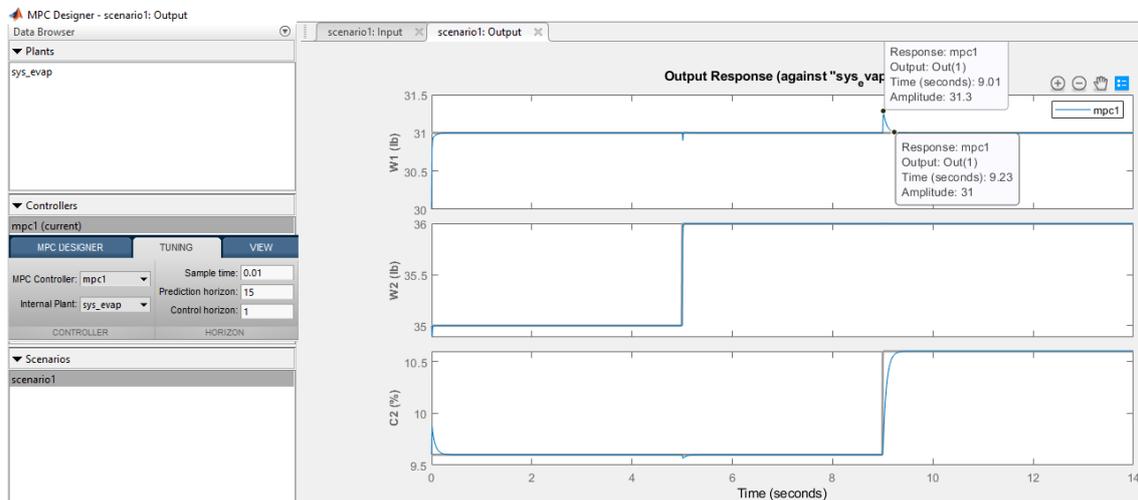


Figura 4.11 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando $P=15$ y $n=1$

E) Segunda prueba con $P=15$ y $n=2$

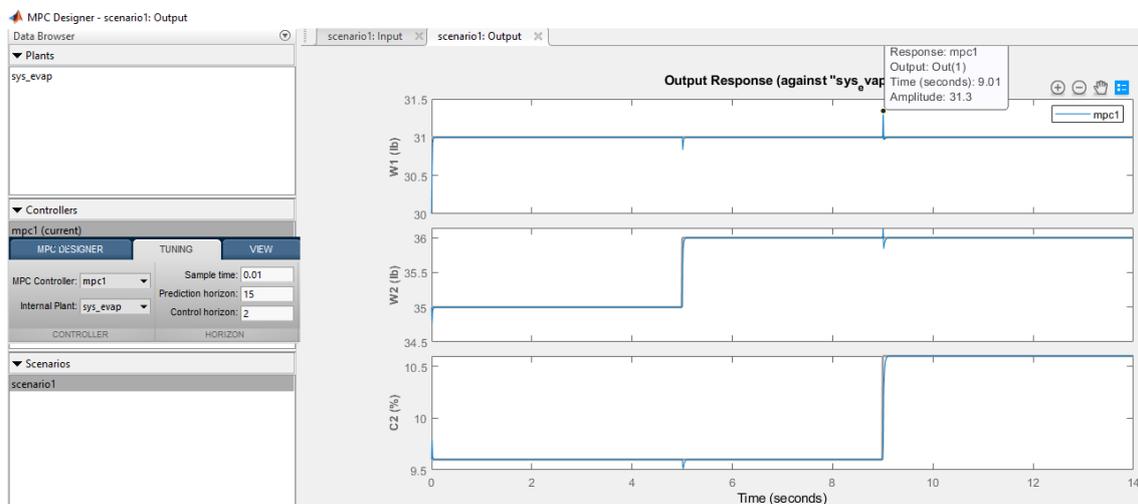


Figura 4.12 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando $P=15$ y $n=2$

Como se puede observar de la figura 4.12, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador nuevamente existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y también en la brevísima duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = 0$ por duración del rechazo a la perturbación. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

F) Tercera prueba con P=15 y N=3

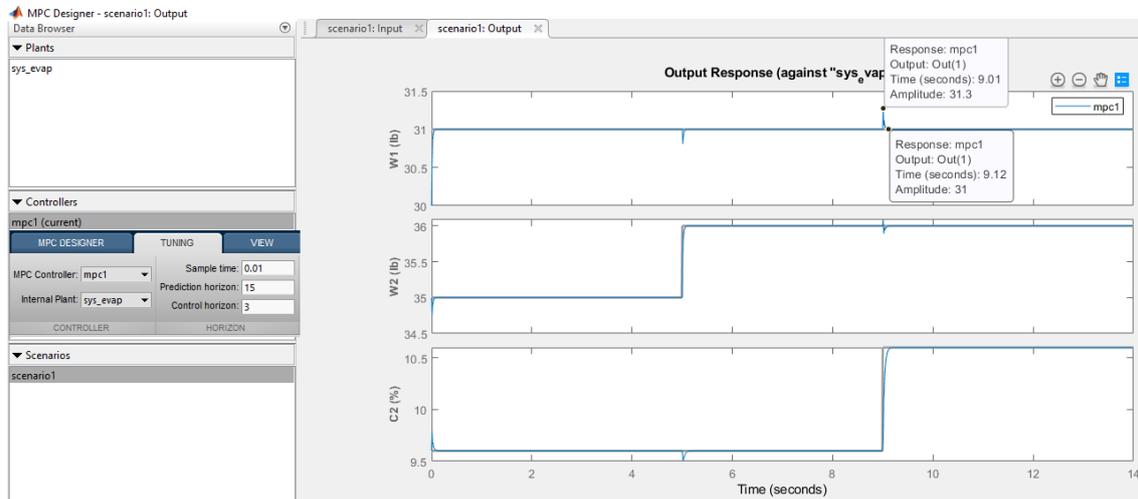


Figura 4.13 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando P=15 y n=3

Como se puede observar de la figura 4.13, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y en la breve duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1.29\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = \frac{|9.12-9.01|}{T_1} 100\% = \frac{11}{T_1}\%$ por duración del rechazo a la perturbación.

Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

G) Primera prueba con P=10 y n=1

Como se puede observar de la figura 4.14, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y en la breve duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1.29\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = \frac{|9.16-9.01|}{T_1} 100\% = \frac{15}{T_1}\%$ por duración del rechazo a la perturbación.

Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

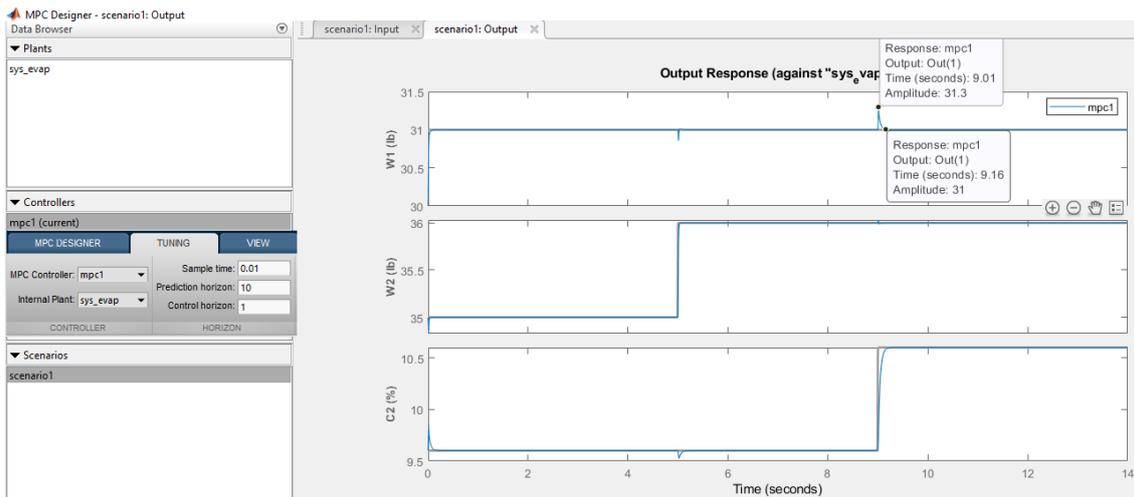


Figura 4.14 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando $P=10$ y $n=1$

H) Segunda prueba con $P=10$ y $n=2$

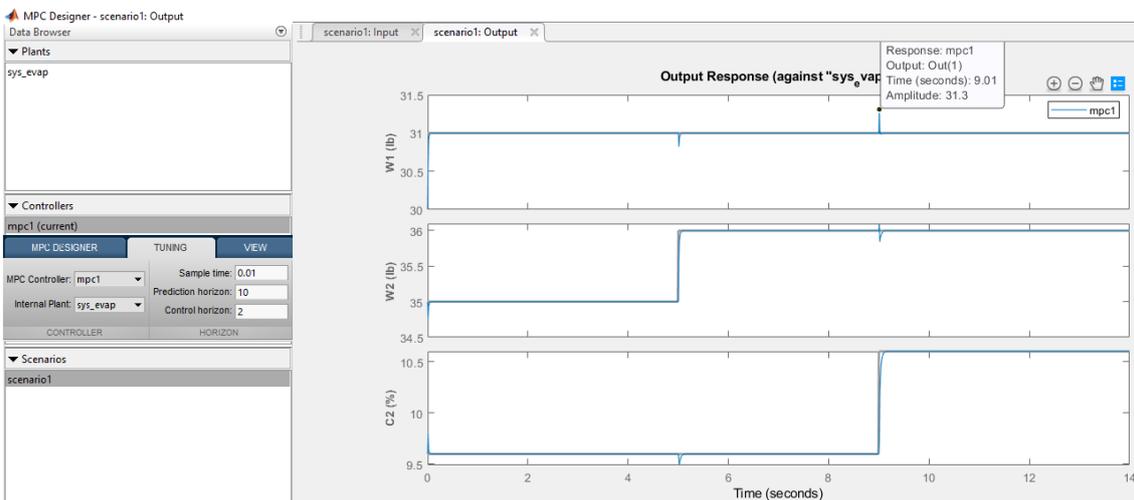


Figura 4.15 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando $P=10$ y $n=2$

Como se puede observar de la figura 4.15, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y en la breve duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1.29\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = 0$ por duración del rechazo a la perturbación. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

I) Tercera prueba con $P=10$ y $n=3$

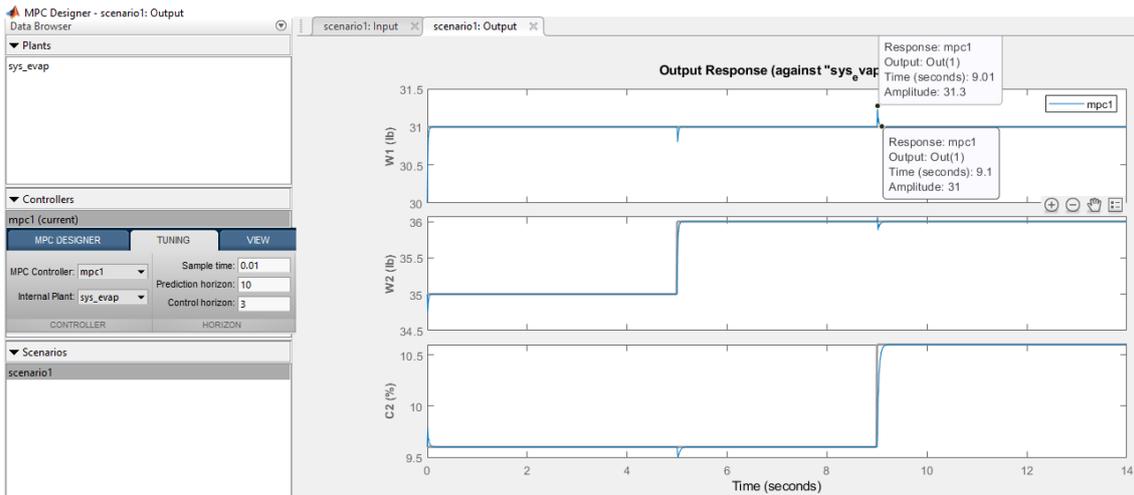


Figura 4.16 Resultados del desempeño del controlador mpc cuando $P=10$ y $n=3$

Como se puede observar de la figura 4.16, en el lazo de control de la retención de líquido en el primer evaporador existe el rechazo a la perturbación ocasionada por el paso escalón aplicado en la referencia de la composición. Este rechazo se manifiesta en la magnitud del pico inducido y en la breve duración del rechazo.

Estos valores son de $\Delta_{p1} = \frac{|31.3-31|}{31} 100\% = 1.29\%$ del valor de establecimiento por amplitud y de $\Delta_{\tau1} = \frac{|9.1-9.01|}{T_1} 100\% = \frac{9}{T_1}\%$ por duración del rechazo a la perturbación. Esta influencia es la mayor de todas para estos valores de los parámetros.

En lo adelante se evalúan los desempeños del rechazo a la perturbación para diferentes valores del horizonte de predicción y del horizonte de control. La evaluación se realiza mediante la amplitud de los picos y el tiempo de existencia de las perturbaciones en las salidas de la planta. Estas mediciones se muestran en la Tabla 4.1

Tabla 4.1 Tabla para la evaluación del rechazo a las perturbaciones

$P20/N3$	$P20/N2$	$P20/N1$
$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{203}/\Delta \tau_{203} = -0.2/0.69$	$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{202}/\Delta \tau_{202} = -0.1/0.69$	$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{201}/\Delta \tau_{201} = -0.2/0.1$
$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{203}/\Delta \tau_{203} = 1.2/0.2$	$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{202}/\Delta \tau_{202} = 0.2/0.1$	$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{201}/\Delta \tau_{201} = 0.2/0.3$
$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{203}/\Delta \tau_{203} = 0.2/0.11$	$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{202}/\Delta \tau_{202} = -0.2/0.15$	$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{201}/\Delta \tau_{201} = -0.2/0.1$
$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{203}/\Delta \tau_{203} = -0.1/0.2$	$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{202}/\Delta \tau_{202} = -0.1/0.3$	$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{201}/\Delta \tau_{201} = -0.1/0.2$
$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{203}/\Delta \tau_{203} = 0.13/0.22$	$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{202}/\Delta \tau_{202} = 0.14/0.03$	$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{201}/\Delta \tau_{201} = 0.23/0.43$
$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{203}/\Delta \tau_{203} = -0.09/0.52$	$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{202}/\Delta \tau_{202} = -0.12/0.47$	$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{201}/\Delta \tau_{201} = -0.07/1.84$

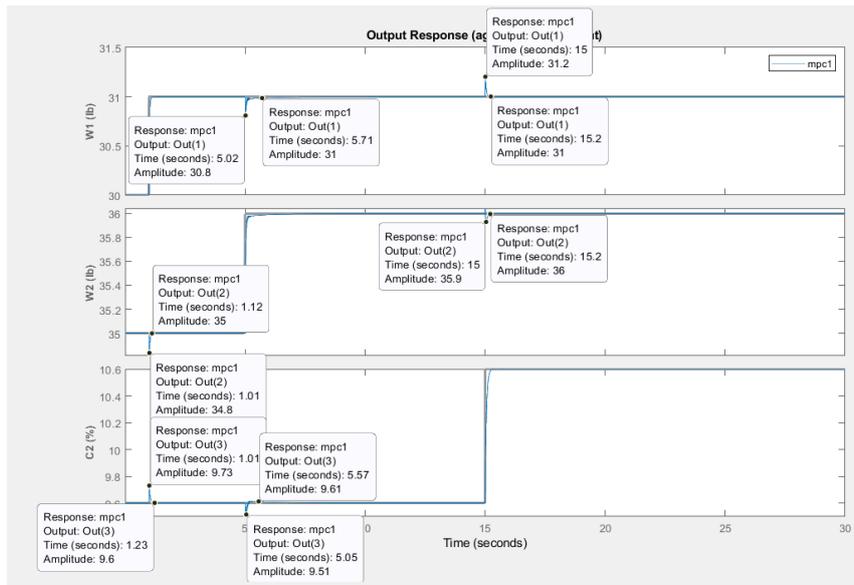


Figura 4.17 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para P=20 y N=3

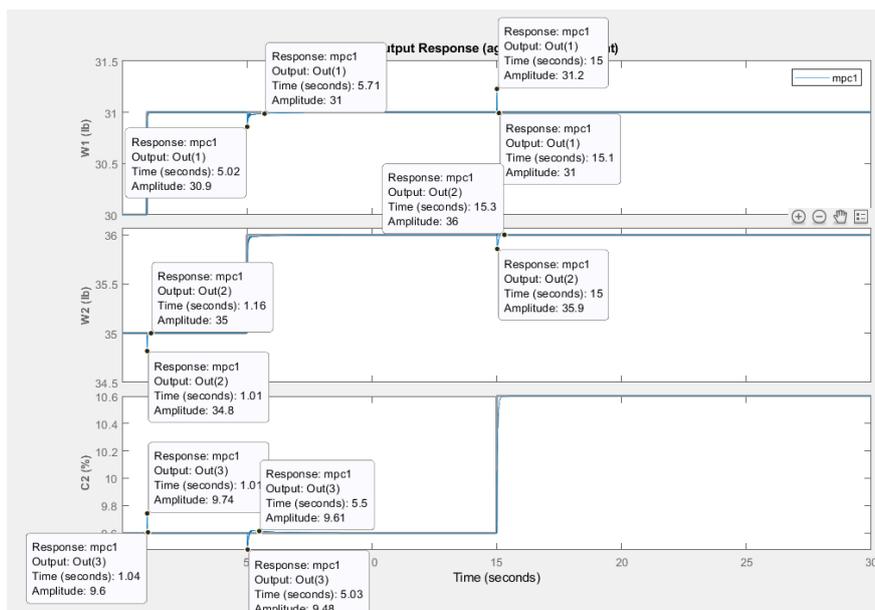


Figura 4.18 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para P=20 y N=2

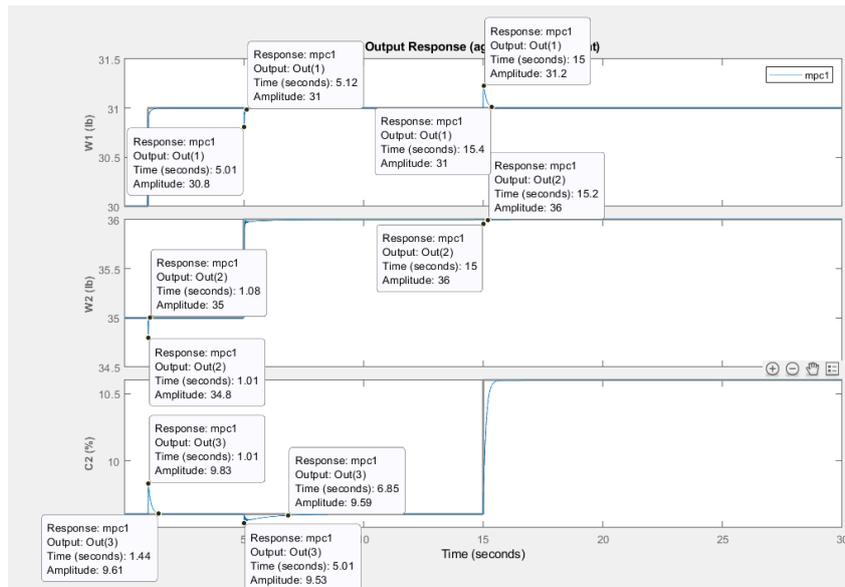


Figura 4.19 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para P=20 y N=1

Tabla 4.2 Tabla para la evaluación del rechazo a las perturbaciones

<i>P15/N3</i>	<i>P15/N2</i>	<i>P15/N1</i>
$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{153}/\Delta \tau_{153} = -0.2/0.77$	$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{152}/\Delta \tau_{152} = -0.1/0.62$	$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{151}/\Delta \tau_{151} = -0.2/0.32$
$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{153}/\Delta \tau_{153} = 0.2/0.4$	$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{152}/\Delta \tau_{152} = 0.2/0.01$	$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{151}/\Delta \tau_{151} = 0.2/0.5$
$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{153}/\Delta \tau_{153} = -0.2/0.25$	$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{152}/\Delta \tau_{152} = -0.2/0.01$	$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{151}/\Delta \tau_{151} = -0.2/0.04$
$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{153}/\Delta \tau_{153} = -0.1/0.2$	$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{152}/\Delta \tau_{152} = -0.2/0.3$	$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{151}/\Delta \tau_{151} = -0.1/0.3$
$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{153}/\Delta \tau_{153} = 0.12/0.20$	$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{152}/\Delta \tau_{152} = 0.13/0.01$	$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{151}/\Delta \tau_{151} = 0.21/0.36$
$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{153}/\Delta \tau_{153} = -0.1/0.92$	$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{152}/\Delta \tau_{152} = -0.12/0.5$	$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{151}/\Delta \tau_{151} = -0.08/1.09$

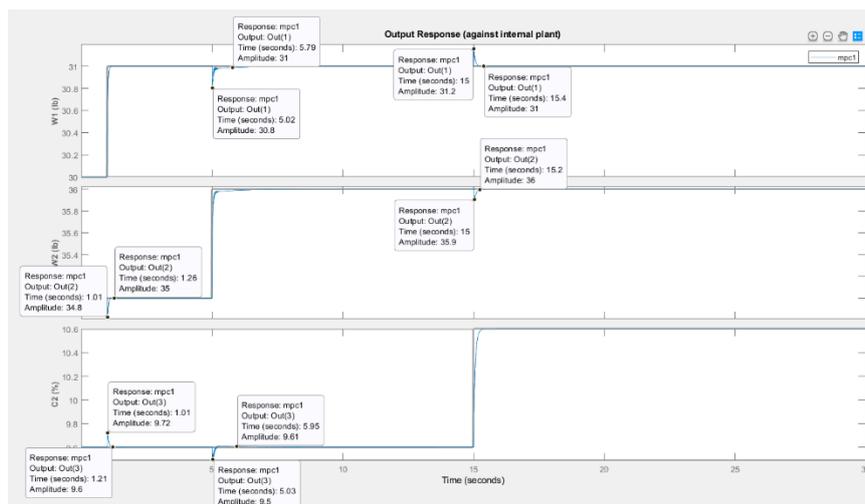


Figura 4.20 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para P=15 y N=3

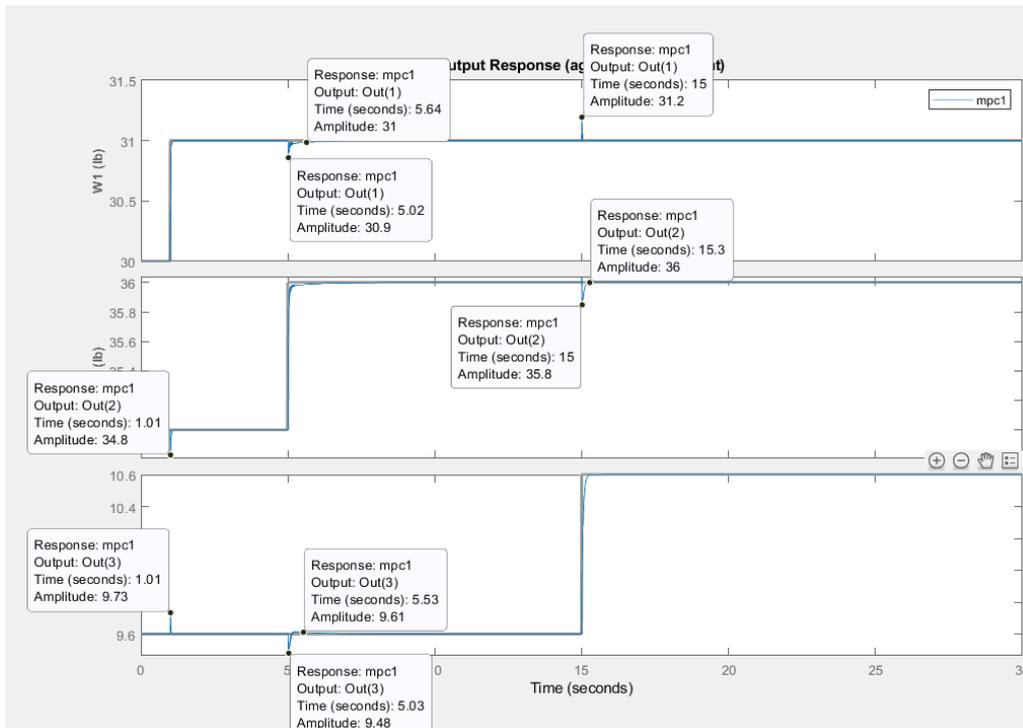


Figura 4.21 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para $P=15$ y $N=2$

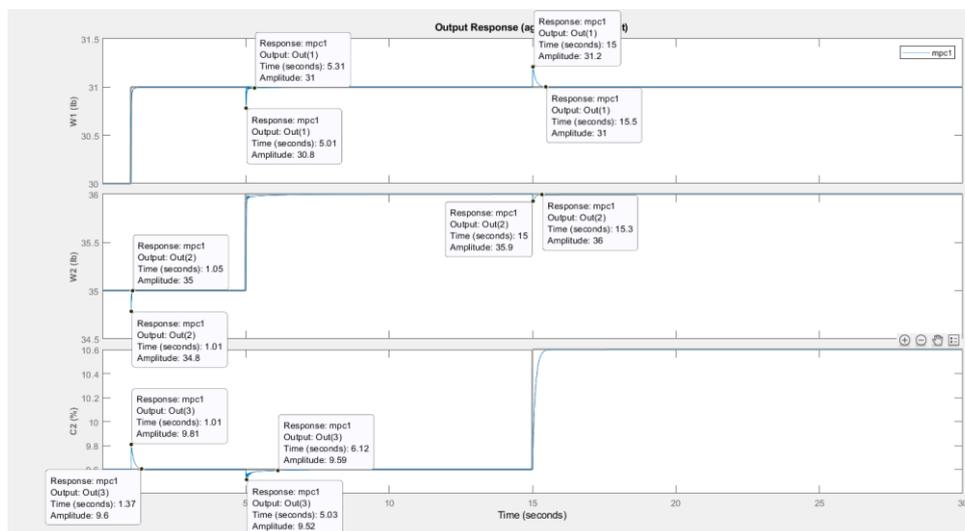


Figura 4.22 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para $P=15$ y $N=1$

Tabla 4.3 Tabla para la evaluación del rechazo a las perturbaciones

P10/N3	P10/N2	P10/N1
$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{103}/\Delta \tau_{103} = -0.8/0.72$	$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{102}/\Delta \tau_{102} = -0.2/0.63$	$W_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{101}/\Delta \tau_{101} = -0.3/0.35$
$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{103}/\Delta \tau_{103} = 0.2/0.3$	$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{102}/\Delta \tau_{102} = 0.2/0.01$	$C_2 \rightarrow W_1, \Delta p_{101}/\Delta \tau_{101} = 0.2/0.2$
$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{103}/\Delta \tau_{103} = -0.2/0.08$	$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{102}/\Delta \tau_{102} = -0.2/0.09$	$W_1 \rightarrow W_2, \Delta p_{101}/\Delta \tau_{101} = -0.3/0.01$
$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{103}/\Delta \tau_{103} = -0.1/0.3$	$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{102}/\Delta \tau_{102} = -0.2/0.3$	$C_2 \rightarrow W_2, \Delta p_{101}/\Delta \tau_{101} = -0.1/0.3$
$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{103}/\Delta \tau_{103} = 0.13/0.18$	$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{102}/\Delta \tau_{102} = 0.12/0.01$	$W_1 \rightarrow C_2, \Delta p_{101}/\Delta \tau_{101} = 0.19/0.21$
$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{103}/\Delta \tau_{103} = -0.11/0.52$	$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{102}/\Delta \tau_{102} = -0.13/0.59$	$W_2 \rightarrow C_2, \Delta p_{101}/\Delta \tau_{101} = -0.13/0.57$

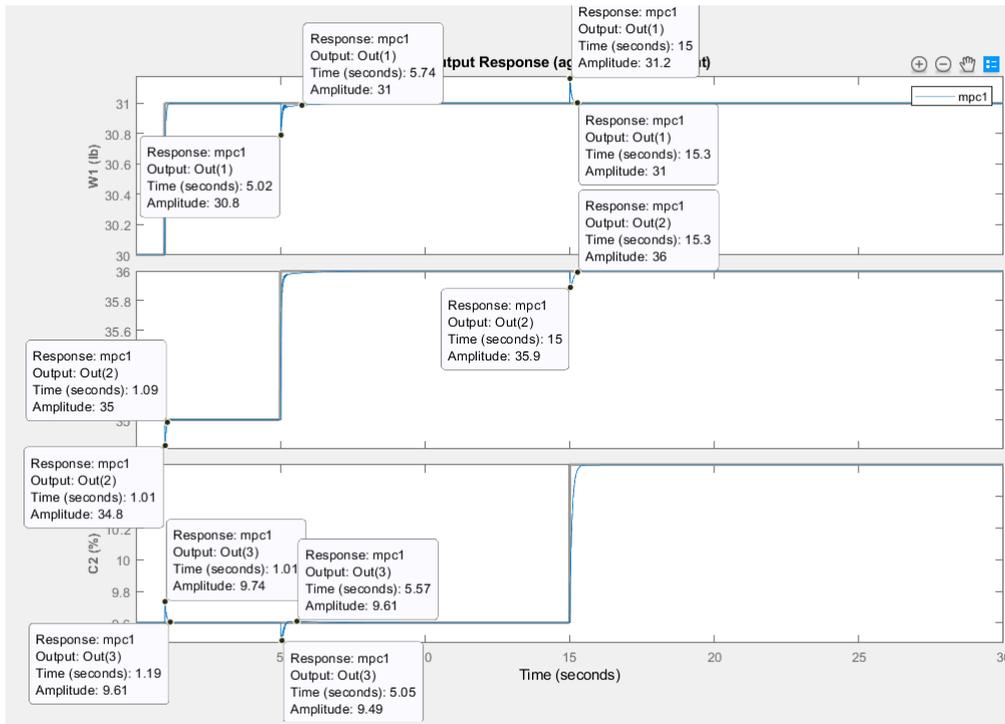


Figura 4.23 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para P=10 y N=3

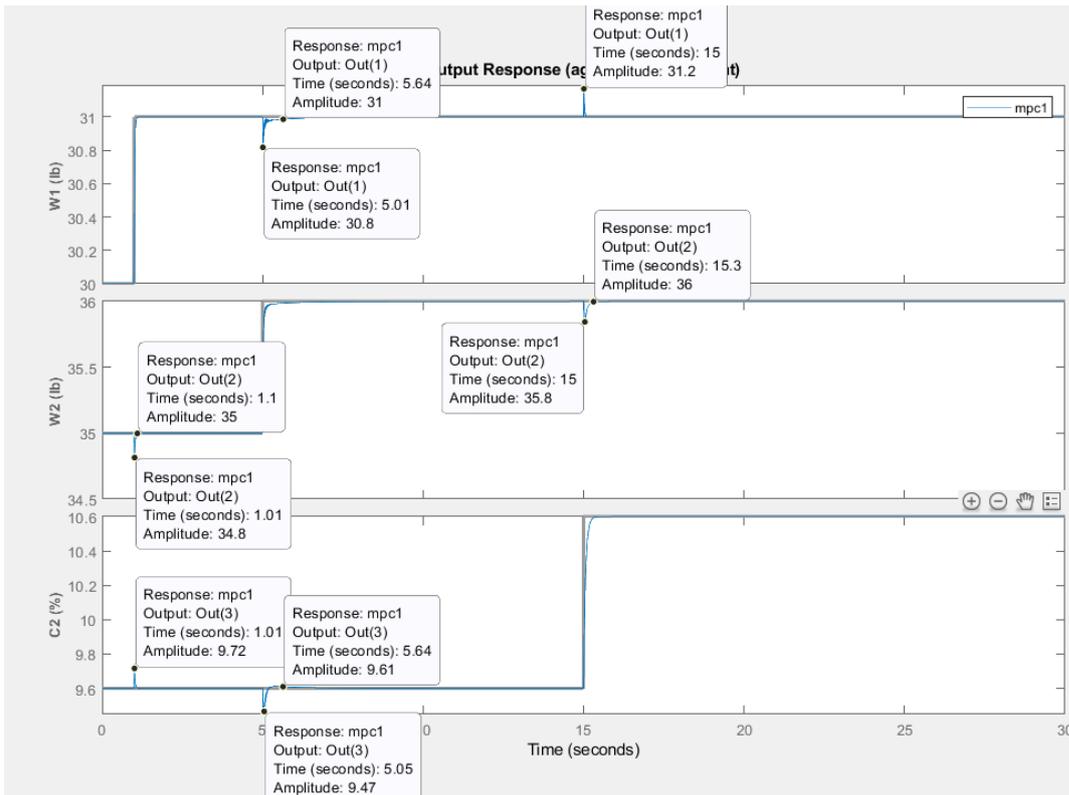


Figura 4.24 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para $P=10$ y $N=2$

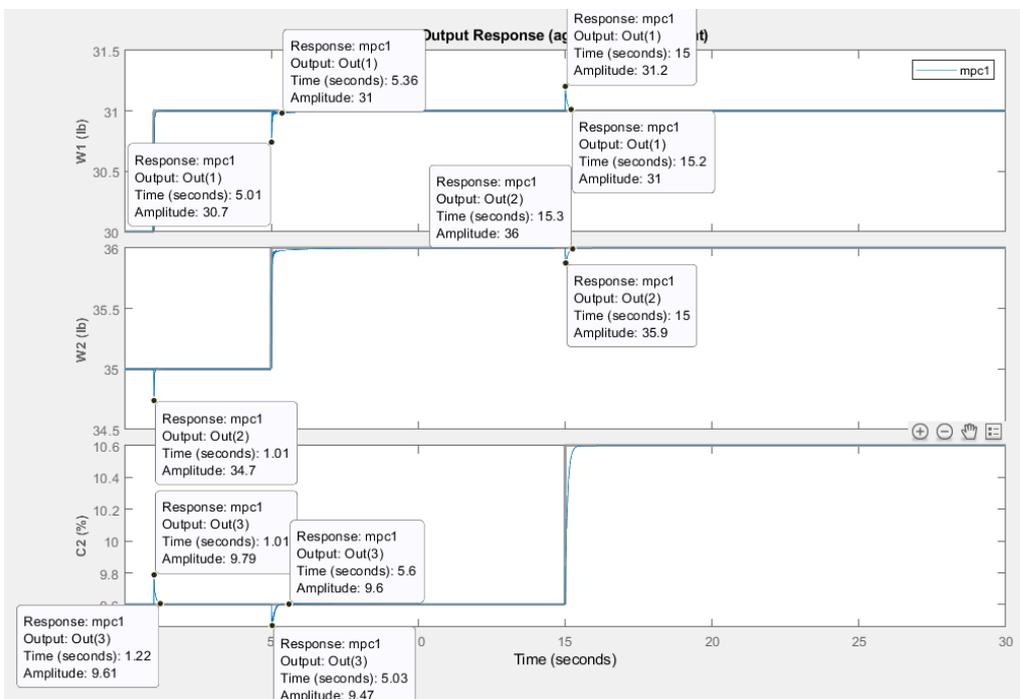


Figura 4.25 Mediciones de las perturbaciones por la influencia entre los lazos de control para $P=10$ y $N=1$

Análisis del desempeño a la estabilidad del controlador mpc diseñado

El ayudante "mpcDesigner" proporciona, además, la posibilidad de investigar el comportamiento de la estabilidad del controlador predictivo, así como otras pruebas que permiten identificar si el controlador diseñado tiene un comportamiento adecuado ante perturbaciones, restricciones, etc. En lo que sigue se analizan los resultados de las pruebas realizadas por el ayudante al controlador diseñado.

Revisión del diseño para el controlador predictivo del modelo "mpcobj"

Resumen de las pruebas realizadas

1. Comprueba si sus especificaciones generan un objeto valido. Si no es así la revisión termina. El objeto MPC está bien. La prueba puede continuar.

2. Validez de la matriz hessiana del problema de optimización cuadrática (QP)
 El problema de la programación cuadrática MPC (QP) debe tener una solución única. Verifica si los parámetros elegidos de la función de costo (pesos de penalización) y horizontes de manera que la matriz hessiana de QP sea positiva-definida.

3. Pesos de penalización sobre las tasas de cambio de las variables manipuladas
 Esta prueba puede garantizar una matriz hessiana definida positiva aumentando las penalizaciones sobre los incrementos de las variables manipuladas (tasas de cambio de MVs). Sin embargo, puede proporcionar una posible desventaja al propiciar una respuesta más lenta del controlador.
 La tabla 4.2 enumera el parámetro mínimo MPCobj.Weight.MVrate del controlador para cada variable manipulada MV.

Tabla 4.2 Pesos para la razón de cambio de la variable manipulada

Variable manipulada	Pesos MVrate
Ref of W1	0.108329
Ref of W2	0.108329
Ref of C2	0.108329

Resultado: no se detectaron problemas.

4. Pesos de la penalización sobre las variables de salida

Los pesos de penalización de la variable de salida (OV) también afectan a la matriz hessiana. Los valores distintos de cero enfatizan la importancia del seguimiento de referencias OV, lo que hace que sea más probable una solución QP única. La tabla 4.3 enumera el peso mínimo para cada variable de salida OV a lo largo del horizonte de predicción.

Tabla 4.3 Pesos para la variable de salida

Variable de salida OV	Pesos.OV
W1	0.923116
W2	0.923116
C2	0.923116

Resultado: no se detectaron problemas.

5. Parámetros del horizonte para las plantas con retraso

Si su planta incluye el retardo T , los horizontes de predicción y control (P y M) deben configurarse de manera apropiada. El último movimiento de la variable manipulada MV en la secuencia de control óptima ocurre en el M -ésimo paso. Para que afecte a las variables de salidas OV dentro del horizonte de predicción, debe cumplirse la siguiente condición: $P - M > T$. De lo contrario, el último movimiento de la variable manipulada MV es irrelevante para el control de la variable de salida OV y el problema de la programación cuadrática QP podría no tener una solución única. El retraso total máximo en este modelo de predicción es $T = 1$ períodos de muestreo y $P - M$ en todos los casos probados es $> 6 > 1$.

Resultado: no se detectaron problemas.

6. Factores de escala

El escalado convierte la relación entre las variables de salida y las variables manipuladas a una forma adimensional. Las especificaciones del factor de escala pueden mejorar la precisión numérica de la programación cuadrática QP. También facilita la especificación de magnitudes del peso de ajuste. Si la planta está bien escalada, el valor absoluto máximo de tales respuestas debe ser del orden de la unidad.

La prueba número 6 proporciona la siguiente advertencia: al menos una respuesta de la variable de salida indica un escalado deficiente. Se debe considerar ajustar los factores de escala de las variables manipuladas y de salida, MV y OV .

7. Estabilidad interna de lazo cerrado

Ciertas combinaciones de configuración del modelo de predicción y del controlador dan como resultado un sistema de realimentación internamente inestable que funcionará mal en la práctica debido a un error de predicción. Si la planta es estable, el sistema con realimentación es internamente estable si todos los modos del controlador son exponencialmente estables o integradores puros. En esta prueba se extrae la matriz A de la realización del espacio de estado del controlador sin restricciones y luego se calculan sus valores propios. Si el valor absoluto de cada valor propio es 1 o inferior a 1 y la planta es estable, y el sistema de realimentación es internamente estable.

Resultados: el controlador es internamente estable.

8. Estabilidad nominal de los lazos cerrados

La conexión de realimentación de la planta y el controlador debe ser estable para el caso nominal cuando el modelo de predicción del controlador representa perfectamente la planta y no hay restricciones activas.

Esta prueba obtiene la realización en el espacio de estados en tiempo discreto del sistema a lazo cerrado: o sea, la planta y el controlador conectados en una configuración de realimentación. Extrae la matriz A de esto y calcula sus valores propios. Si el valor absoluto de cada uno de esos valores propios es 1 o inferior, el sistema nominal (sin restricciones) es estable.

Resultados: el sistema de realimentación es nominalmente estable.

9. Ganancias en estado estacionario del lazo cerrado

En esta prueba, se utiliza la función "cloffset" para determinar si el controlador fuerza todas las variables de salida controladas a sus referencias en estado estacionario, en ausencia de restricciones.

Resultados: el controlador fuerza a todas las variables de salida OV a sus referencias en estado estacionario.

10. Restricciones duras de las variables manipuladas MV

El controlador siempre debe satisfacer límites estrictos en una variable manipulada o en su tasa de cambio. Sin embargo, si se especifican ambos tipos de restricciones simultáneamente, las mismas pueden entrar en conflicto durante el uso en tiempo real. Por ejemplo, si un evento fuerza a una variable manipulada MV fuera de un límite fijo especificado y los límites estrictos de la tasa de cambio

de la variable manipulada MV son demasiado pequeños, la programación cuadrática QP resultante será inviable (imposible). Para evitar estos conflictos, se recomienda por Mathwork, especificar los límites estrictos de las variables manipuladas MV o los límites estrictos de las tasas de cambio de las variables manipuladas MV, pero no ambos. Si desea especificar ambos, el diseñador debe suavizar la restricción de menor prioridad estableciendo su ECR¹ en un valor mayor que cero.

Resultados: no se detectaron conflictos de restricción de MV.

11. Otras restricciones estrictas

Estas restricciones se comprueban ya que puede ser que el controlador no satisfaga todas las restricciones estrictas bajo todas las condiciones. Si es así, el controlador declarará que no es factible resolver el problema de control óptimo (QP), con una condición de error.

Resultado: no se detectaron restricciones personalizadas ni de salida dura.

Restricciones suaves

Parámetros ECR

Esta prueba evalúa los parámetros ECR de restricción para ayudar a lograr el equilibrio adecuado entre el uso de restricciones duras y suaves. Si una restricción es demasiado suave, puede ocurrir una infracción inaceptable. Si es demasiado dura, es posible que el controlador le preste demasiada atención. Además, hacer una restricción más dura no puede evitar una violación si la restricción es fundamentalmente inviable.

Resultados: no se detectaron restricciones suaves.

¹ Equal Concern for Relaxation (ECR) value

Las pautas generales son las siguientes:

0: no se permite ninguna infracción (restricción estricta)

0.05 - Se permite una infracción muy pequeña (casi dura)

0.2 - Pequeña infracción permitida (bastante dura)

1 - suavidad media

5 - infracción superior al promedio permitida (bastante suave)

20 - gran violación permitida (muy suave)

Impacto de los retardos de tiempo

Los retardos pueden hacer que sea imposible satisfacer las restricciones de salida. La presencia de limitaciones inalcanzables suele degradar el desempeño.

Resultados: no se detectaron problemas.

Tamaño de la memoria requerida para los datos del MPC

Esta prueba proporciona una estimación del tamaño de memoria requerido por el controlador MPC en el tiempo de ejecución. Suponemos que un valor escalar toma 4 bytes en precisión simple y 8 bytes en doble precisión.

La siguiente tabla estima cuánta memoria física, por ejemplo, RAM, se necesita para almacenar las matrices utilizadas en la optimización en línea. El valor depende de la configuración del controlador MPC, así como los horizontes, el orden de la planta, el tamaño de la planta y el número de restricciones.

Si el tamaño de la memoria física del hardware empotrado es menor que los requisitos de memoria de datos estimados del controlador, puede que no alcance la memoria cuando se implemente el controlador.

Se puede rediseñar el controlador para reducir los requisitos de memoria utilizando horizontes más cortos, haciendo una reducción del orden de la planta o reduciendo las limitaciones. Alternativamente, se puede aumentar la memoria física disponible. La estimación no incluye el tamaño de la memoria del código fuente (memoria necesaria para almacenar el código generado).

Tabla 4.4 Requerimiento de memoria física

Tipo	Simple Precisión (kB)	Doble Precisión (kB)
MPC	10	20
MPC con ajuste en línea	20	40

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En 4.1 se señalaba que "los sistemas MIMO son sistemas difíciles de controlar debido a que existen interacciones entre los lazos de control lo cual se convierte en las perturbaciones más significativas durante el funcionamiento del proceso de evaporación".

En el caso del controlador diseñado por la metodología LQR, como se pudo observar en la figura 4.4 no rechaza lo suficiente las influencias entre los lazos de control de dichas variables controladas a las referencias dadas en diferentes instantes de tiempo.

El rechazo a tales perturbaciones se convierte en la principal falencia de estos controladores simples.

Para resumir la evaluación de las prestaciones del controlador mpc, se propone una metodología, misma que se explica a continuación.

Las tablas 4.1, 4.2 y 4.3 muestran un gran número de información, recopilada mediante simulación empleando el mpcDesigner de MATLAB. Son nueve casos variando los parámetros de los horizontes de predicción y de control, pero al ser tres variables controladas la información obtenida asciende a 54 valores datos, lo cual dificulta el análisis de la información de manera particular para la selección del mejor ajuste. Esto nos obliga a concentrar la información obtenida.

Normas componente a componente o Entrywise. Estas normas tratan una matriz rectangular $m \times n$ como un vector de tamaño mn , usando una de las normas conocidas.

$$\|A\|_p = \left(\sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n |a_{ij}|^p \right)^{1/p}$$

Para la concentración de la información se propone emplear la llamada Norma de Frobenius. Esta norma para $p = 2$, esto se llama la norma de Frobenius. Esta norma se puede definir de varias maneras:

$$\|A\|_F = \sqrt{\sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n |a_{ij}|^2} = \sqrt{\text{trace}(A^*A)} = \sqrt{\sum_{i=1}^{\min\{m,n\}} \sigma_i^2}$$

Donde A^* denota la traspuesta de A , y σ_i son los valores singulares de A .

La norma Frobenius es muy similar a la norma euclidiana en \mathbb{R}^n . Esta norma es a menudo más fácil de calcular que las normas inducidas.

Se propone considerar los datos obtenidos como matrices rectangulares, lo cual tiene lógica ya que se está analizando las respuestas de las variables controladas o de salidas (3), cada una de las cuales puede evaluarse por dos valores del pico y dos valores de tiempo de existencia del rechazo, por ser modelos con múltiples entradas y múltiples salidas

Para armar las matrices se considerarán, en cada prueba por simulación, las filas compuestas por las salidas, W_1, W_2, C_2 las entradas de cada fila, los valores de los picos del rechazo Δ_{pPN}^1 (dos valores en cada fila) y en la otra matriz, los valores de tiempo que de forma similar son dos.

Se desarrolla un ejemplo con los valores de las Tablas 4.1 para conformar las matrices.

$$M_{3 \times 2}^1 = \begin{pmatrix} -0.2 & 1.2 \\ 0.2 & -0.1 \\ 0.13 & -0.09 \end{pmatrix}$$

Como se puede ver, las filas se componen de los valores de los picos provocados por el rechazo a las perturbaciones de los dos restantes lazos de control. Entonces la evaluación conjunta de las perturbaciones mediante los picos medidos se realiza por la norma de Frobenius, calculada por el comando de MATLAB $n = \text{norm}(X, 'fro')$, donde $X = M_{3 \times 2}^1$

En este caso, para Δp_{203} ; $n_1 = 1.247$

El tiempo del rechazo, será considerado el intervalo desde su inicio hasta que se alcance el 1% del valor inicial. La evaluación conjunta de las perturbaciones mediante los tiempos que dura el rechazo, dados por los valores de los denominadores en la tabla se realiza, de manera similar, por la norma de Frobenius y proporciona el valor, para $\Delta \tau_{203}$; $n_2 = 0.9418$

Ambos valores de normas son evaluaciones independientes por los picos y por el tiempo que dura el rechazo a las perturbaciones, pero se requiere una segunda condición, misma que se propone como el producto de las normas.

Esto implica que el producto que proporcione el menor valor será el indicador del mejor ajuste del controlador predictivo. Para el caso que nos ocupa este producto es

$$\phi_1 = n_1 n_2 = 1.1744$$

Para la segunda y tercera columnas de la tabla 4.1 se tiene:

$$\rho_2 = n_3 n_4 = 0.3316$$

$$\rho_3 = n_5 n_6 = 0.8359$$

Se desarrolla un ejemplo con los valores de las Tablas 4.2 para conformar las matrices.

$$M_{3 \times 2}^3 = \begin{pmatrix} -0.2 & 0.2 \\ -0.2 & -0.1 \\ 0.12 & -0.1 \end{pmatrix}$$

Como antes, las filas se componen de los valores de los picos provocados por el rechazo a las perturbaciones de los dos restantes lazos de control. La evaluación conjunta de las perturbaciones mediante los picos medidos se realiza de igual manera por la norma de Frobenius, calculada por el comando de MATLAB $n = \text{norm}(X, 'fro')$, donde $X =$

$$M_{3 \times 2}^3$$

En este caso, para la Tabla 4.2 primera columna: Δp_{153} ; $n_1 = 0.3929$; para $\Delta \tau_{203}$; $n_2 = 1.3198$

$$\rho_4 = n_1 n_2 = 0.5186$$

Para la segunda y tercera columnas de la tabla 4.2 se tiene:

$$\rho_5 = n_3 n_4 = 0.3419$$

$$\rho_6 = n_5 n_6 = 0.5639$$

Para la Tabla 4.3 primera columna: $\rho_4 = n_1 n_2 = 0.7913$

Para la segunda y tercera columnas de la tabla 4.2 se tiene:

$$\rho_5 = n_3 n_4 = 0.4017$$

$$\rho_6 = n_5 n_6 = 0.5320$$

Resumiendo, tendremos la Tabla 4.4 de productos de normas de Frobenius.

Tabla 4.4 Resultados de los productos de normas de Frobenius

TABLA 4.1	TABLA 4.2	TABLA 4.3
1.1744	0.5186	0.7913
0.3316	0.3419	0.4017
0.8359	0.5639	0.5320

Como se observa, los mejores resultados se obtienen para $N=2$, y el mejor de todos es el ajuste logrado con $P=15$, $N=2$

Revisando nuevamente los resultados en una gráfica con menor cantidad de información como se muestra en la figura 5.1, es claro que los pulsos de rechazo son de muy corta duración y la norma utilizada se hace de bajo valor, más aun para el producto de las normas.

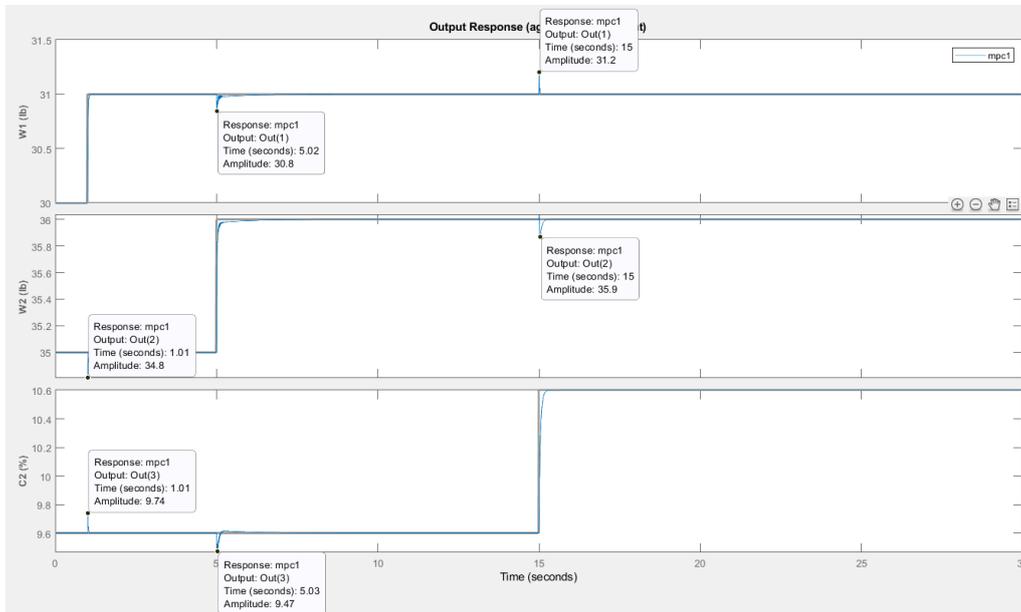


Figura 5.1 Conclusiones finales

Conclusiones

1. Se analizaron los modelos existentes en la bibliografía, seleccionándose el modelo que más información presentaba dado por [6] en el espacio de estados siendo el sistema el dado por (2.1) hasta (2.8), con las especificaciones desde (2.12) hasta (2.15),
2. Se obtuvieron las restricciones requeridas para implementar el control predictivo
3. Se diseñó el controlador LQR del evaporador de dos efectos multivariable,
4. Se diseñó el controlador predictivo con ayuda del ayudante mpcDesigner
5. Se llevó a efecto la comparación de los controladores diseñados comprobándose su buena respuesta a las limitaciones en el control, su rechazo a las perturbaciones más influyentes y se verificó además su estabilidad
6. El controlador de mejor prestación es el controlador mpc con horizonte de predicción $P=15$ y horizonte de control $N=2$, mismo que presenta las mínimas perturbaciones entre los lazos de control para W1, W2 y C2 del evaporador de dos efectos.

Debe indicarse que el controlador LQR con compensación integral presenta muy buenas prestaciones para el evaporador de dos efectos sólo si las perturbaciones ocurren al unísono, en caso contrario las prestaciones se verán afectadas tal y como se muestra en la figura (4.5), o sea con interacciones entre los lazos de control durante el tiempo de restablecimiento de los valores finales para las variables controladas W1, W2 y C2

Proposiciones

El Trabajo de Titulación ha sido concluido obteniendo los resultados indicados en las conclusiones, sin embargo, a juicio de los autores, se desprenden las siguientes propuestas para el trabajo futuro:

1. Considerar la necesidad de incluir compensadores de las interacciones en las ecuaciones del modelo en espacio de estados, de manera que se pueden rechazar significativamente las perturbaciones provocadas por la interacción entre los lazos de control,
2. Continuar con la implementación del controlador predictivo, para lo cual trasladar a código Matlab o C++ y encontrar la manera de implementar el controlador en un controlador stand alone o PLC actual.

BIBLIOGRAFÍA

1. Singh R. and Heldman D. "Introduction to Food Engineering". 2nd edition, Academic Press, California, 1991
2. Toledo R. "Fundamentals of Food Process Engineering". 2da edition, Van Nostrand Reinhold, New York, 1991
3. Cadet, C., Toure, Y., Gilles, G., & Chabriat, J. P. (1999). Knowledge modeling and non-linear predictive control of evaporators in cane sugar production plants. *Journal of Food Engineering*, 40(1/2), 59–70
4. G.P. Rangaiah, P. Saha, M.O. Tadé. Nonlinear model predictive control of an industrial four-stage evaporator system via simulation. *Chemical Engineering Journal* 87 (2002) 285–299
5. PD Smith, CLE Swartz and STL Harrison. Control and Optimization of a Multiple Effect Evaporator. *Proc S. Afr. Sug. Technol. Ass.* (2000) 74
6. Fisher, D.G. and D. E. Seborg. *Multivariable Computer Control. A case study*, American Elsevier, New York, 1976
7. Albertos, P. y Sala, A. *Multivariable Control System: An Engineering Approach*. Springer-Verlag London Limited. 2004
8. Bequette, B. W. *Process Control: modeling, design and simulation*. Prentice-Hall international series in the physical and Chemical engineering sciences. 2002
9. Skogestad, S. and Postlethwaite, I. *Multivariable Feedback Control. Analysis & Design*. Second Edition. John Wiley & Sons. 2001
10. Camacho, E. F. and Bordons, C. A. *Model Predictive Control*. Springer Science & Business Media. 2013
11. Rositier, J. A. *Model-based Predictive Control. A Practical Approach*. CRC Press. 2002
12. Maciejowski, J. M. *Predictive Control with Constraints*. Prentice Hall. 2000
13. Bychko, B., Tur, J., Selva, A y Acosta, J. *Procesos Químicos y Termoenergéticos. Dinámica y Control*. Tomo II. Ministerio de Educación Superior. La Habana, 1988.
14. Ritter, R. A. and Andre, H. Evaporator Control System Design. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 48, December, 1970
15. Pimenta, P. C. C. and Foyo, S. de Azevedo Simulation of Multiple Effect Evaporators. *Computers & Chemical Engineering*, Volume 17, Supplement 1, 1993, Pages S153-S158

16. Newell, R. B. and Grant Fisher, D. Model Development, Reduction, and Experimental Evaluation for an Evaporator. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, Vol. 11, No. 2, 1972 213
17. Bruun, N, G. and Kummel. Multiloop, Feedforward, Modal and Optimal Control of an Evaporator. *Automatica*. Vol. 15 pp. 269-280. Pergamon Press Ltd, 1979 IFAC.
18. Buchholt, F. and M. Kommel. A Multivariable Self Regulator to Control a Double Effect Evaporator. *Automatica*, Vol. 17, No. 5, pp. 737-743, 1981
19. Kundergi, R. and Nataraj. P.S.V. Evaporator Control Design: A Quantitative Feedback Theory Approach. *IEEE* pp 1473-1474 1994.
20. Smith, P.D., Swartz C.L.E. and Harrison, S.T.L. Control and Optimization of a Multiple Effect Evaporator. *Proc. S. Afr. Sug. Technol. Ass.*, pp 274-279, 2000
21. Bakker, H.H.C. Marsh, C., Paramalingam, S. Chen, H. Cascade controller design for concentration control in a falling-film evaporator. *Food Control* 17 (2006) 325–330.
22. Matthew, S. E. Decentralized Model Predictive Control of a Multiple Evaporator HVAC System. Submitted to the Office of Graduate Studies of Texas A&M University in partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science 2008
23. Kumar, D., Kumar, V. and Singh, V.P. Modeling and dynamic simulation of mixed feed multi-effect evaporators in paper industry. *Applied Mathematical Modelling* 37 (2013) 384–397
24. Shah, D. J. Bhagchandani, C.G. Design, Modelling and Simulation of Multiple Effect Evaporators. *International Journal of Scientific Engineering and Technology*. www.ijset.com, Volume No.1, Issue No.3, pg:01-05 2012
25. Optimization and Control of Multiple Effect Evaporators in Caustic Soda Industry. A Dissertation Submitted to the University of Gezira in Partial Fulfillment of the Requirements for the Award of the Degree of Master of Science. 2014
26. Sorour, M. A. Optimization of Multiple Effect Evaporators Designed for Fruit Juice Concentrate. *American Journal of Energy Engineering* **2015**; 3(2-1): 6-11
27. Hanamapure, N. S., Saini, D.R. and Pharande, S. A. Optimization of Parameters of Multi Effect Evaporator used in the Design for the Dye Industry. *International Journal of Science Technology & Engineering*. Vol. 2. Issue 10, 2016
28. Mota Sousa, F. M. and Fonseca, R. R. Application of Adaptive Feedforward-Feedback Control on Multiple Effect Evaporator Process. *Chemical Product and Process Modeling*. 2018; 20180040

29. Nunis da Silva, A. L., Martins Seckler M. and Odloak, D. Application of Model Predictive Control to a Continuous Multiple-Effect Crystallizer. *Chem. Eng. Technol.* 2018, 41, No. 7, 1–12
30. Sunderlin D. Jackson, BS. Control Strategies for Multi-Evaporator Vapor Compression Cycles. Thesis. Department of Aeronautics and Astronautics Graduate School of Engineering and Management. 2019
31. Saeed AL-Haddad, Wahid, H. Decoupled Integral LQR Controller with Anti Windup Compensator for MIMO Two Rotor Aerodynamical System (TRAS). *Journal of Engineering Science and Technology* Vol. 14, No. 3 (2019) 1374 – 1397
32. Sareddy Ravi Sankara Reddy, Manoj Kumar Karnena, Bhavya Kavitha Dwarapureddi and Vara Saritha. Treatment of Effluents Containing High Total Dissolved Solids By Multi-Effect Evaporator. *Nature Environment and Pollution Technology. An International Quarterly Scientific Journal.* Vol. 19 pp. 1173-1177 2020

ANEXO 1

```

%% Calculo de las ganancias de realimentación de estados
% y de las ganancias de los integradores
% Evaporador tesis Flores/Redroban
clc
% Creación del modelo en espacio de estados
A=[0 -0.00156 -0.1711 0 0;0 -0.1419 0.1711 0 0;0 -0.00875 -1.102 0 0;0
-0.00128 -0.1489 0 0.00013;0 0.0605 0.1489 0 -0.0591];
B=[0 -0.143 0;0 0 0;0.392 0 0;0 0.108 -0.0592;0 -0.0486 0];
C=[1 0 0 0 0;0 0 0 1 0;0 0 0 0 1];
D=[0 0 0;0 0 0;0 0 0];
Ts=0.1;
sys_evap=ss(A,B,C,D,Ts);
Q=eye(5);
R=eye(3);
%k=lqr(A,B,Q,R);
% Cálculo de las ganancias de realimentación integral
Aa=[A [0 0 0 0 0]' [0 0 0 0 0]' [0 0 0 0 0]';-C [0 0 0]' [0 0 0]' [0 0
0]'];
Ba=[B;zeros(3)];
Qa=eye(8);
Ra=eye(3);
ka=lqr(Aa,Ba,Qa,Ra);
k=ka(:,1:5)
ki=ka(:,6:8)
% ===== fin del cálculo de las ganancias =====
% Despues de correr este programa se llama
% al diagrama Simulink LQR_MR_evap2

```

Programa para calcular la norma Frobenius de las matrices de perturbación

```

% para calcular las normas de Frobenius en el ajuste del mpc
clc, clear
% Tabla 4.1 primera columna
X1=[-0.2 1.2;0.2 -0.1;0.13 -0.09];
n1 = norm(X1,'fro')
X2=[0.69 0.2;0.11 0.2;0.22 0.52];
n2 = norm(X2,'fro')
disp('Primera columna tabla 4.1')
P=n1*n2
% =====
% tabla 4.1 segunda columna
X3=[-0.1 0.2;-0.2 -0.1;0.14 -0.12];
n3 = norm(X3,'fro');
X4=[0.69 0.1;0.15 0.3;0.03 0.47];
n4 = norm(X4,'fro');
disp('Segunda columna tabla 4.1')
P1=n3*n4
% =====
% tabla 4.1 tercera columna
X3=[-0.2 0.2;-0.2 -0.1;0.23 -0.07];
n3 = norm(X3,'fro');
X4=[0.1 0.3;0.1 0.2;0.43 1.84];
n4 = norm(X4,'fro');
disp('Segunda columna tabla 4.1')
P2=n3*n4
%% =====
% tabla 4.2 segunda columna
X1=[-0.1 0.2;-0.2 -0.2;0.13 -0.12];
n1 = norm(X1,'fro');
X2=[0.62 0.01;0.01 0.3;0.01 0.5];
n2 = norm(X2,'fro');
P2=n1*n2
%=====
clc
% tabla 4.2 tercera columna
clc
X1=[-0.2 0.2;-0.2 -0.1;0.21 -0.08];
n1 = norm(X1,'fro')
X2=[0.32 0.5;0.04 0.3;0.36 1.09];
n2 = norm(X2,'fro')
P4=n1*n2
% =====
clc
% tabla 4.3 primera columna
X3=[-0.8 0.2;-0.2 -0.1;-0.1 0.13];
n3 = norm(X3,'fro');
X4=[0.72 0.3;0.08 0.3;0.3 0.18];
n4 = norm(X4,'fro');
disp('primera columna T 4.3')
P2=n3*n4
% =====
clc
% tabla 4.3 segunda columna
clc

```

```
X1=[-0.2 0.2;-0.2 -0.2;0.12 -0.13];
n1 = norm(X1,'fro');
X2=[0.63 0.01;0.09 0.3;0.01 0.59];
n2 = norm(X2,'fro');
disp('segunda columna T 4.3')
P2=n1*n2
%=====
clc
% tabla 4.3 tercera columna
clc
X1=[-0.3 0.2;-0.3 -0.1;0.19 -0.13];
n1 = norm(X1,'fro')
X2=[0.35 0.2;0.01 0.3;0.21 0.57];
n2 = norm(X2,'fro')
disp('tercera columna T 4.3')
P4=n1*n2
```