

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA PROCESOS APLICADOS A REACTORES CONTINUOS TIPO TANQUE AGITADO (CSTR).

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERÍA QUÍMICA

ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES
(iliana.carrera89@gmail.com)

DIRECTOR: DR. ANDRÉS ROSALES ACOSTA
(andres.rosales@epn.edu.ec)
CO-DIRECTOR: ING. MARIBEL LUNA AGUILERA, M.Sc.
(maribel.luna@epn.edu.ec)

Quito, Octubre 2014

© Escuela Politécnica Nacional (2014)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo Iliana Elizabeth Carrera Flores declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Iliana Elizabeth Carrera Flores

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Iliana Elizabeth Carrera Flores bajo nuestra supervisión.

Dr. Andrés Rosales Acosta
DIRECTOR DE PROYECTO

Ing. Maribel Luna Aguilera, M.Sc.
CODIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTO

Quiero agradecer a mis padres por ser el pilar de mi vida, a mamita bella, por siempre estar a mi lado y apoyarme de manera incondicional, y a mi papaíto por todo el cariño y la comprensión entregada a lo largo de mi vida. Quiero agradecer también a mis abuelitos, por siempre estar presentes y darme todo lo necesario para culminar esta etapa de mi vida. Agradezco a mi ñaño Faustito por ser el mejor amigo que la vida me pudo dar, a mi ñaño Kaleb por ser una luz en mi vida, a mis primitas hermosas Milita y Julissa por hacer que mi vida sea tan divertida; y a toda mi familia por ser parte de este gran logro.

Agradezco al Dr. Andrés Rosales por haber aceptado ser mi director de tesis y por ser mi amigo antes que solo un profesor, también agradezco al Dr. Gustavo Scaglia por compartirme tantos conocimientos y por estar siempre dispuesto a ayudarme con cualquier duda, por más pequeña que haya sido. Así mismo agradezco al Ing. Roque Santos y a la Ing. Maribel Luna por sespaldarme como codirectores al momento de la realización de todo este proyecto.

A mi amorcito bello, Oswaldo Menéndez, por toda la paciencia que me ha tenido y por todo el amor que me brindas en cada instante de mi vida, gracias por ayudarme a realizar este proyecto, no se que hubiera hecho sin ti. Te amo con todo mi corazón y este logro es gracias a ti. A mi bebito bello, Oswaldito Sebastián, porque es quien me impulsa a ser una mejor persona y me ama de manera incondicional.

Y finalmente a Dios porque él es quien me ha guiado y acompañado en toda mi vida, y porque gracias a él nunca he dejado que me derroten porque él es mi fuerza y mi fortaleza.

DEDICATORIA

*A mi hermoso bebito, Oswaldito Sebastián,
Porque no hay nada mejor en la vida que ser madre
Por ti soy una mejor persona*

ÍNDICE DE CONTENIDO

RESUMEN	XII
INTRODUCCIÓN	XIII
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Reactores Continuos Tipo Tanque Agitado	1
1.1.1 Descripción del CSTR	1
1.1.2 Sistemas de Control del CSTR	3
1.2 Algoritmos de Control para CSTR en Sistemas SISO	5
1.2.1 Definiciones Generales	5
1.2.1.1 Modelo Matemático	5
1.2.1.2 Sistema	6
1.2.1.3 Sistema Dinámico	6
1.2.1.4 Sistema Lineal	6
1.2.1.5 Sistema No Lineal	7
1.2.1.6 Linealización de Sistemas No Lineales	7
1.2.1.7 Sistemas de Control en Lazo Abierto	8
1.2.1.8 Sistemas de Control en Lazo Cerrado	8
1.2.1.9 Función de Transferencia	9
1.2.1.10 Diagrama de Bloques	9
1.2.1.11 Señales de Entrada	10
1.2.2 Sistemas Simple Entrada-Simple Salida (SISO)	12
1.2.3 Algoritmos de Control	13
1.2.3.1 Algoritmo de control Proporcional (P)	13
1.2.3.2 Algoritmo de Control Proporcional – Derivativo (P_D, PD)	16
1.2.3.3 Algoritmo de control Proporcional - Integral (PI)	19
1.2.3.4 Algoritmo de control Proporcional – Integral – Derivativo (PI-D, PID)	21
1.2.3.5 Algoritmo de control Proporcional – Integral – Derivativo (PI-D, PID) con Anti-windup	24
1.2.3.6 Algoritmo de control con Modelo Interno (IMC)	25
1.2.3.7 Algoritmo de control con Dinámica Inversa	29
1.3 Algoritmos de Control para CSTR en Sistemas MIMO	32
1.3.1 Sistemas Múltiple Entrada-Múltiple Salida (MIMO)	32
1.3.2 Reacción De Van Der Vusse	34
1.3.3 Algoritmos de Control Basados en Algebra Lineal	35
2. METODOLOGÍA	39
2.1 Determinación del Modelo Matemático de CSTR para Sistemas SISO y Sistemas MIMO	39
2.1.1 Modelo Matemático Sistema SISO	40
2.1.2 Modelo Matemático Sistema MIMO	42
2.1.3 Linealización y Función de Transferencia del Modelo Matemático de un CSTR para un Sistema SISO	44

2.2	Diseño y Simulación de Controladores con Diversas Técnicas para Procesos en CSTR en Sistemas SISO	45
2.2.1	Diseño de un Controlador Proporcional P.	46
2.2.2	Diseño de un Controlador Proporcional Derivativo P_D o PD	46
2.2.3	Diseño de un Controlador Proporcional Integral PI	47
2.2.4	Diseño de un Controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D O PID	47
2.2.5	Diseño de un Controlador Proporcional Integral Derivativo con Antiwindup	48
2.2.5.1	Integración Condicional	48
2.2.5.2	Recálculo y Seguimiento	49
2.2.6	Diseño de un Controlador con Modelo Interno (IMC)	50
2.2.6.1	Modelo Lineal del sistema	50
2.2.6.2	Controlador con Modelo Interno	50
2.2.7	Diseño de un Controlador de Dinámica Inversa	50
2.2.8	Diseño de un Controlador Basado en Algebra Lineal	51
2.3	Diseño y Simulación de un Controlador para CSTR en Sistemas MIMO usando Técnicas de Algebra Lineal en Matlab	51
2.3.1	Diseño de un Controlador Basado en Algebra Lineal	51
2.3.2	Reacción De Van Der Vusse	52
3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	55
3.1	Determinación del Modelo Matemático de CSTR para Sistemas SISO y Sistemas MIMO	55
3.1.1	Modelo Matemático Sistema SISO	55
3.1.2	Modelo Matemático Sistema MIMO	56
3.1.3	Linealización y Función de Transferencia del Modelo Matemático de un CSTR para un Sistema SISO	57
3.2	Diseño y Simulación de Controladores con Diversas Técnicas Para Procesos en CSTR en Sistemas SISO	59
3.2.1	Diseño de un Controlador Proporcional P.	61
3.2.2	Diseño de un Controlador Proporcional Derivativo P_D o PD	67
3.2.3	Diseño de un Controlador Proporcional Integral PI	77
3.2.4	Diseño de un Controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D o PID	81
3.2.5	Diseño de un Controlador Proporcional Integral Derivativo con Antiwindup	90
3.2.5.1	Integración Condicional	90
3.2.5.2	Recálculo y Seguimiento	91
3.2.6	Diseño de un Controlador con Modelo Interno (IMC)	94
3.2.6.1	Modelo Lineal del sistema	94
3.2.6.2	Controlador con Modelo Interno	96
3.2.7	Diseño de un Controlador de Dinámica Inversa	99
3.2.8	Diseño de un Controlador Basado en Algebra Lineal	102

3.3	Diseño y Simulación de un Controlador para CSTR en Sistemas MIMO usando Técnicas de Algebra Lineal en Matlab	107
3.3.1	Reacción de formación de Propilenglicol	107
3.3.2	Reacción de Van Der Vusse	129
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	136
4.1	Conclusiones	136
4.2	Recomendaciones	137
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	139
	ANEXOS	144

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1	Control sobre la Trayectoria (Dinámica Inversa)	32
Tabla 2.1	Parámetros de la Reacción de producción de propilenglicol	39
Tabla 2.2	Parámetros de la Reacción de Van der Vusse	52
Tabla 3.1	Resultados de simulación para controlador Proporcional	62
Tabla 3.2	Resultados de simulación para controlador Proporcional con perturbación	65
Tabla 3.3	Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo (PD)	68
Tabla 3.4	Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo con perturbación	70
Tabla 3.5	Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo P_D	73
Tabla 3.6	Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo con perturbación	75
Tabla 3.7	Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral	78
Tabla 3.8	Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral con perturbación	80
Tabla 3.9	Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PID	83
Tabla 3.10	Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con perturbación	84
Tabla 3.11	Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D	87
Tabla 3.12	Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D con perturbación	89
Tabla 3.13	Valores de la trayectoria que debe seguir el controlador de algebra lineal para el sistema SISO	103
Tabla 3.14	Resultados de la simulación de un controlador de algebra lineal para el sistema SISO	104
Tabla 3.15	Valores de la trayectoria que debe seguir el controlador de álgebra lineal para el sistema MIMO	¡Error! Marcador no definido.

Tabla 3.16	Resultados de la simulación de un controlador de algebra lineal para el sistema MIMO	127
Tabla 3.17	Valores de la trayectoria que debe seguir el controlador de algebra lineal para el sistema MIMO- Reacción de Van der Vusse	130
Tabla 3.18	Mejores parámetros de diseño para sistemas de control	134
Tabla 3.19	Resultados de simulaciones realizadas para los sistemas de control utilizados en sistemas SISO	134
Tabla 3.20	Resultados de simulaciones realizadas para sistemas MIMO con un controlador basado en Algebra Lineal	135

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1	Reactor Continuo Tipo Tanque Agitado con chaqueta de enfriamiento/calentamiento (Denbigh y Turner, 1984, p. 64)	2
Figura 1.2	Diagrama de control de un Proceso Químico (Fogler, 2004, p. 161)	4
Figura 1.3	Diagrama que presenta la acción de control de un Reactor Químico (Fogler, 2004, p.162)	5
Figura 1.4	Sistema de control en lazo abierto	8
Figura 1.5	Sistema de Control en lazo cerrado	9
Figura 1.6	Gráfica de la Función Paso Unitario	11
Figura 1.7	Gráfica de la Función Rampa	12
Figura 1.8	Diagrama de bloques de Modelos Matemáticos de un Sistema SISO (Dulhoste, 2010, p.18)	13
Figura 1.9	Diagrama de un Algoritmo de Control Proporcional	14
Figura 1.10	Señal de un algoritmo de control proporcional para una señal escalón	16
Figura 1.11	Diagrama de un Algoritmo de Control PD	17
Figura 1.12	Diagrama de un Algoritmo de Control P_D	17
Figura 1.13	Señal de un algoritmo de control proporcional derivativo para una señal escalón	19
Figura 1.14	Diagrama de un Algoritmo de Control PI	20
Figura 1.15	Señal de un algoritmo de control proporcional integral para una señal escalón	21
Figura 1.16	Diagrama de un Algoritmo de Control PID	22
Figura 1.17	Diagrama de un Algoritmo de Control PI_D	22
Figura 1.18	Señal de un algoritmo de control proporcional integral derivativo para una señal escalón	24
Figura 1.19	Controlador proporcional integral derivativo con antiwindup	25
Figura 1.20	Algoritmo de Control IMC (García y Lobo, 2009, pp.30)	25
Figura 1.21	Estructura IMC	26

Figura 1.22	Estructura General Algoritmo de control con Dinámica Inversa	30
Figura 1.23	Estructura de Sistema MIMO	33
Figura 1.24	Estructura de Sistema MIMO de 2 entradas y 2 salidas	33
Figura 1.25	Estructura General para Sistema MIMO	34
Figura 2.1	Esquema de un reactor CSTR en sistema SISO	41
Figura 2.2	Esquema de un reactor CSTR en sistema MIMO	43
Figura 2.3	Estructura del antiwindup en Integración Condicional	48
Figura 2.4	Controlador proporcional integral derivativo con integración condicional como antiwindup	49
Figura 2.5	Controlador proporcional integral derivativo con recálculo y seguimiento como antiwindup	49
Figura 3.1	Modelo no Lineal de un Reactor CSTR para un sistema SISO	60
Figura 3.2	Sistema en lazo abierto planta CSTR	61
Figura 3.3	Diagrama de bloques del controlador Proporcional	62
Figura 3.4	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional	64
Figura 3.5	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional (Escala Aumentada)	64
Figura 3.6	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional con perturbación	66
Figura 3.7	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional con perturbación (Escala Aumentada)	66
Figura 3.8	Controlador proporcional Derivativo PD	68
Figura 3.9	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD	69
Figura 3.10	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD (Escala Aumentada)	70
Figura 3.11	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD con perturbación	71

Figura 3.12	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD con perturbación (Escala Aumentada)	72
Figura 3.13	Diagrama de bloques de un controlador proporcional Derivativo P_D	73
Figura 3.14	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D	74
Figura 3.15	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D (Escala Aumentada)	74
Figura 3.16	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D con perturbación	76
Figura 3.17	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D con perturbación (Escala Aumentada)	76
Figura 3.18	Diagrama de un controlador proporcional Integral PI	78
Figura 3.19	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral PI	79
Figura 3.20	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral PI con Perturbación	81
Figura 3.21	Controlador proporcional Integral Derivativo PID	83
Figura 3.22	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID	84
Figura 3.23	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con perturbación	85
Figura 3.24	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con perturbación	86
Figura 3.25	Diagrama de Bloques de un controlador proporcional Integral Derivativo PI_D	87
Figura 3.26	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D	88
Figura 3.27	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D con perturbación	89
Figura 3.28	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D con perturbación (Escala Aumentada)	90
Figura 3.29	Controlador proporcional Integral Derivativo PID con integración condicional como medida antiwindup	91

Figura 3.30	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con integración condicional como medida antiwindup	91
Figura 3.31	Controlador proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup	92
Figura 3.32	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup	93
Figura 3.33	Controlador proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup y con perturbación	93
Figura 3.34	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup y con perturbación	94
Figura 3.35	Diagrama de bloques de un controlador proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC	98
Figura 3.36	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC	98
Figura 3.37	Diagrama de bloques de un controlador proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC y perturbación	99
Figura 3.38	Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC y perturbación	99
Figura 3.39	Controlador de dinámica inversa	100
Figura 3.40	Seguimiento de Trayectorias para controlador con Dinámica Inversa	101
Figura 3.41	Seguimiento de Trayectorias para controlador con Dinámica Inversa y perturbación	101
Figura 3.42	Diagrama de Bloques para un controlador con álgebra lineal para un sistema SISO	104
Figura 3.43	Seguimiento de Trayectoria de concentración de A del Controlador con Algebra lineal	106
Figura 3.44	Comparación entre Seguimiento de Trayectoria concentración de A con el seguimiento de trayectoria de temperatura del Controlador con Algebra lineal	106

Figura 3.45	Modelo no Lineal de un Reactor CSTR para un sistema MIMO	110
Figura 3.46	Diagrama de Bloques de un controlador con álgebra lineal para un sistema MIMO	126
Figura 3.47	Comparación entre Seguimiento de Trayectoria de concentración de A con el seguimiento de trayectoria de concentración de B del Controlador con Algebra lineal	128
Figura 3.48	Seguimiento de Trayectoria de todos los valores obtenidos del Controlador con Algebra lineal	129
Figura 3.49	Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse	131
Figura 3.50	Seguimiento de Trayectoria de la Concentración de A del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse	131
Figura 3.51	Seguimiento de Trayectoria de la Concentración de B del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse	132
Figura 3.52	Seguimiento de Trayectoria de la temperatura del reactor del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse	133
Figura 3.53	Seguimiento de Trayectoria de la temperatura de la camisa del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse	133

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO I Controlador en base a álgebra lineal para sistemas SISO	145
ANEXO II Controlador en base a álgebra lineal para sistemas MIMO – Reacción de formación de propilenglicol	149
ANEXO III Controlador en base a álgebra lineal para sistemas MIMO – Van der Vusse	154
ANEXO IV Constantes reacción de formación de propilenglicol	158
ANEXO V Controlador Proporcional	159
ANEXO VI Controlador Proporcional Derivativo	160
ANEXO VII Controlador Proporcional Integral	162
ANEXO VIII Controlador Proporcional Integral Derivativo	163
ANEXO IX Controlador Proporcional Integral Derivativo con Antiwindup	165
ANEXO X Controlador con Modelo Interno	167
ANEXO XI Controlador con Dinámica Inversa	168

RESUMEN

El presente proyecto tuvo como objetivo diseñar sistemas de control lineales y no lineales para reactores continuos tipo tanque agitado (CSTR) usando la herramienta MATLAB/SIMULINK. Para esto, se obtuvo el modelo no lineal y se lo linealizó con el objetivo de trabajar con el modelo del reactor con base en los fenómenos de transporte (transferencias de masa y energía), los balances de masa y energía, tanto para sistemas Simple Entrada Simple Salida (SISO) como para sistemas Múltiple Entrada Múltiple Salida (MIMO).

Primero se trabajó en el sistema SISO, con la reacción de formación de propilenglicol y para este sistema se diseñaron varios sistemas de control, entre estos estuvieron: controlador proporcional, proporcional derivativo, proporcional integral, proporcional integral derivativo, control con modelo interno, control con dinámica inversa y control basado en álgebra lineal. Para todos los sistemas de control se realizaron las simulaciones correspondientes en plantas estables y con perturbaciones, para que sus respuestas sigan las trayectorias deseadas. Como era de esperar, se concluyó que el controlador proporcional reduce el error de posición, pero que el controlador proporcional integral lo elimina, y que para eliminar la oscilación del sistema existe el controlador proporcional derivativo; por lo que es más conveniente utilizar un controlador proporcional integral derivativo (PID). Además, se concluyó que existen sistemas de control más exactos como son los de modelo interno, dinámica inversa y álgebra lineal, los cuales otorgan respuestas más rápidas y acciones de control más precisas.

Finalmente, se trabajó con los sistemas MIMO, tanto para la reacción de formación con propilenglicol como para la reacción de Van der Vusse, diseñando un controlador con álgebra lineal, con lo que se concluyó que este controlador otorga acciones de control más precisas debido a que los porcentajes de error de posición varían entre 0.05 y 0.06. Todos los objetivos planteados se cumplieron a cabalidad, y además se complementó el proyecto al validar los sistemas de control con la experimentación del reactor simulada en SIMULINK.

INTRODUCCIÓN

El reactor químico tipo tanque con agitación continua (CSTR) es uno de los más usados en la industria química, debido a que presenta ciertas ventajas que se derivan de la uniformidad de presión, composición y temperatura. Una de estas ventajas es la posibilidad de ser operados en condiciones isotérmicas, aun cuando el calor de reacción sea alto (Peña E. y Pérez A., 2008, p. 97). Debido a su relevancia, el CSTR ha sido objeto de numerosos estudios sobre estabilidad, estimación de estados y control de procesos.

Los reactores químicos a menudo dependen de la transferencia de calor, por lo que, es importante poder añadir o eliminar calor de ellos. En un CSTR el calor se agrega o se elimina en virtud de la diferencia de temperatura entre el fluido del reactor y el fluido de enfriamiento. Por lo general, los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) se operan cerca de puntos de equilibrio inestables, que corresponden a una producción óptima del proceso. Aun cuando el punto de equilibrio sea estable a lazo abierto, este puede ser muy sensible a cambios de carga (ej.: cambios en las condiciones de alimentación) (Agalya, 2013, p.2).

Debido a que los CSTR son comúnmente la parte central de un proceso químico completo, controlar un CSTR es una tarea muy común en la industria, pues se pretende que los procesos operen por si solos durante periodos prolongados de tiempo y sean capaces de rechazar perturbaciones que pueda sufrir el sistema (Coronado, 2013, p. 78).

Desde un enfoque de control de procesos el control del CSTR se ha abordado con una gran variedad de técnicas de control lineal y no-lineal. En este caso de estudio se utilizará controladores clásicos como proporcional (P), proporcional derivativo (PD), proporcional integral (PI) y proporcional integral derivativo (PID), así como controladores más elaborados como son los de modelo interno (IMC), de dinámica inversa y basados en álgebra lineal, todo esto con el objetivo de establecer un buen desempeño para el seguimientos de trayectorias deseadas, ya sean concentraciones, temperaturas o ambas.

Las operaciones de control son de gran importancia en los procesos industriales; éstas permiten mantener los procesos en los estados más convenientes para la productividad y eficiencia buscadas. Además, permiten tomar medidas que eviten fallas de operación que, no solo producen grandes pérdidas, sino que también se pueden convertir en peligrosas amenazas para la planta y sus habitantes. En materia de reactores químicos, estas operaciones son de vital importancia, dada la naturaleza de los fenómenos químicos y la importancia del paso que se lleva a cabo dentro de estos equipos (Peña E. y Pérez A., 2008, p. 97).

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 REACTORES CONTINUOS TIPO TANQUE AGITADO

1.1.1 DESCRIPCIÓN DEL CSTR

Dentro de los procesos industriales, especialmente en la industria de productos químicos orgánicos, los reactores más utilizados son aquellos que poseen un tanque con agitación que opera de manera continua, llamados reactores continuos tipo tanque agitado conocidos como CSTR por sus siglas en inglés (Continuos-Stirred Tank Reactor) (Denbigh y Turner, 1984, pp. 64-67). Se puede observar un diagrama de este tipo de reactores CSTR en la Figura 1.1.

Entre las aplicaciones de estos reactores se puede destacar la polimerización para la producción de plásticos y pinturas, producción de acetato de sodio para la formación de jabones, producción de nitrobenzono para los explosivos, producción de etilglicol y propilenglicol para anticongelantes, hidrolización de anhídrido acético para producir ácido acético y oxidación de Diésel para su deshidrodesulfuración (Coulson y Richardson, 2004, pp. 57-58).

Los CSTR son adecuados de forma particular para reacciones en fase líquida, y operan en estado estacionario de modo que, en general, se considera que se produce una mezcla perfecta, lo que genera como resultado que los CSTR presentan como ventaja que se modelan sin variaciones especiales en la concentración, temperatura o velocidad de reacción en todos los puntos del recipiente lo que genera simplicidad de construcción (Fogler, 2001, p.10; Denbigh y Turner, 1984, pp. 64-67)

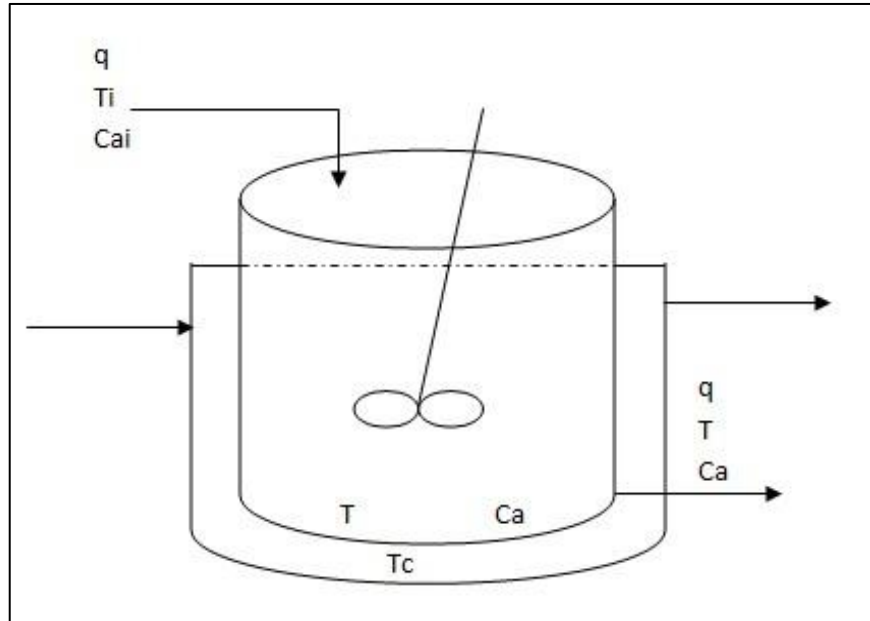


Figura 1.1 Reactor Continuo Tipo Tanque Agitado con chaqueta de enfriamiento/calentamiento (Denbigh y Turner, 1984, p. 64)

Dentro de estos reactores variables como la temperatura y la concentración son idénticas en todo el interior del tanque de reacción. Esta suposición se cumple de manera razonable bien en la práctica, con excepción de que el tanque sea excepcionalmente grande, el agitador no sea el adecuado o la mezcla a reaccionar posea una viscosidad muy alta (Fogler, 2001, p.10).

En un reactor continuo tipo tanque agitado las reacciones se pueden diluir inmediatamente cuando ingresan al reactor, lo que en muchos casos evita la formación de subproductos (Aris, 1989, pp. 194-196).

Dentro de los CSTR ocurren reacciones ya sean exotérmicas o endotérmicas, por lo que es necesario adicionar o remover el calor de reacción, esto se logra al rodear el reactor por una cámara o camisa a través de la cual fluye un líquido refrigerante o calefactor, dependiendo el caso (Aris, 1989, pp. 156-158). Es por esto que para efectos de estudio en este proyecto de titulación, se realizan las siguientes suposiciones:

- Las pérdidas de calor circundantes son despreciables

- Las propiedades termodinámicas, densidades y capacidades calóricas de los reactivos y productos son iguales y constantes.
- Temperatura uniforme en la cámara o camisa de enfriamiento o calentamiento
- Los volúmenes del tanque del reactor y la camisa son constantes.

Debido a que los CSTR son comúnmente utilizados como la parte central de un proceso químico, el control de la operación de estos reactores ha sido uno de los problemas más importantes que ha presentado la industria química, ya que parte de esto implica inspeccionar la calidad y cantidad de los productos, es por esto que, para lograr este objetivo se han creado los sistemas de control (Aris, 1989, pp. 156-158).

Controlar un CSTR es lograr que el reactor opere por sí solo durante prolongados periodos de tiempo y que sea capaz de rechazar perturbaciones que pueda sufrir el sistema (Coulson y Richardson, 2004, pp. 57-58).

1.1.2 SISTEMAS DE CONTROL DEL CSTR

El funcionamiento de un controlador consiste en minimizar o corregir perturbaciones inesperadas que puedan alterar el proceso químico dentro de un reactor. Los sistemas de control son los encargados de medir la o las variables de salida que deben ser controladas (y), y compararlas con los valores deseados (y_{sp}), llamados también puntos de ajuste o setpoints. La diferencia, entre estos valores es conocida como señal del error, e , y debe tender a cero, como se muestra en la Ecuación [1.1] (Fogler, 2004, p. 161).

$$e = y - y_{sp} \quad [1.1]$$

Si esta señal no es igual a cero, se generará una acción de control por medio de un controlador, el cual realizará los cambios apropiados a la o las entradas del sistema, conocidas como variables manipuladas, Z , las cuales pueden ser flujos de entradas, temperatura de la camisa, etc. Esta acción de control forzará a la

variable de salida a cumplir con el valor esperado y_{sp} , como se muestra en la Figura 1.2.

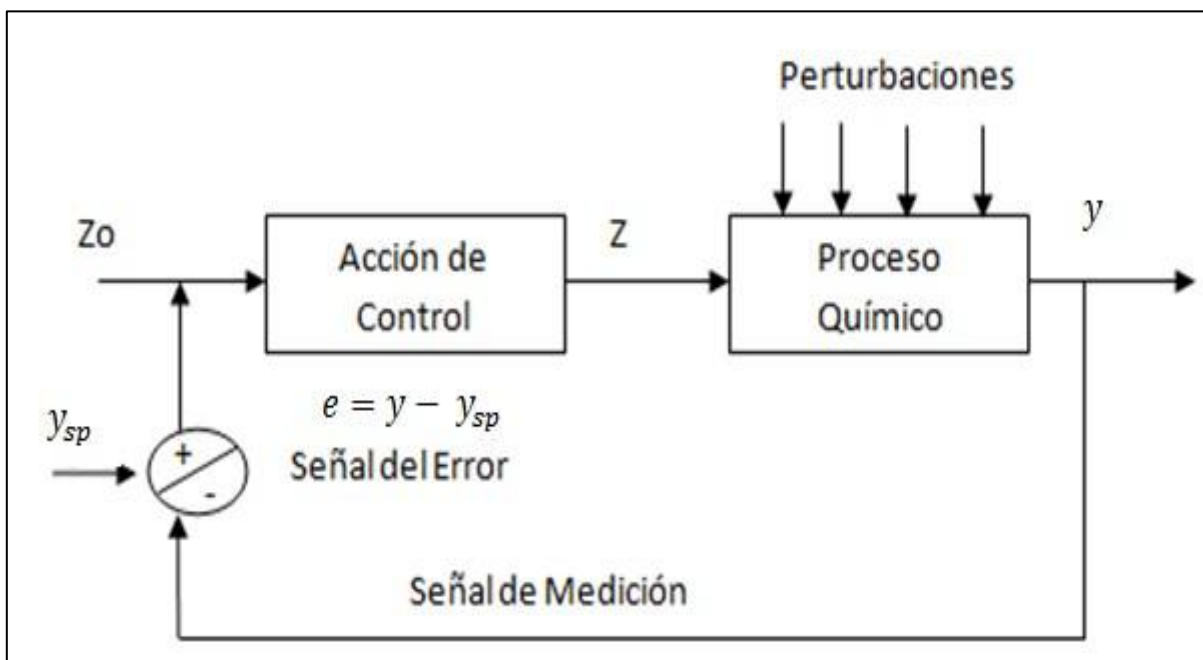


Figura 1.2 Diagrama de control de un Proceso Químico (Fogler, 2004, p. 161)

Para el caso de los reactores continuos tipo tanque agitado se puede presentar una acción de control cuando se genera una fluctuación en la temperatura de entrada, la cual puede ser considerada como una perturbación ya que esto generara que la temperatura dentro del reactor se eleve por encima de la temperatura óptima de reacción, produciendo una señal de error. Esta actuará sobre un controlador, el mismo que enviará una señal a un actuador, generalmente una válvula, la cual regulará el flujo de refrigerante causando que la temperatura del reactor disminuya y vuelva al valor esperado (Fogler, 2004, p. 162). Un diagrama del funcionamiento de esta acción de control se observa en la Figura 1.3.

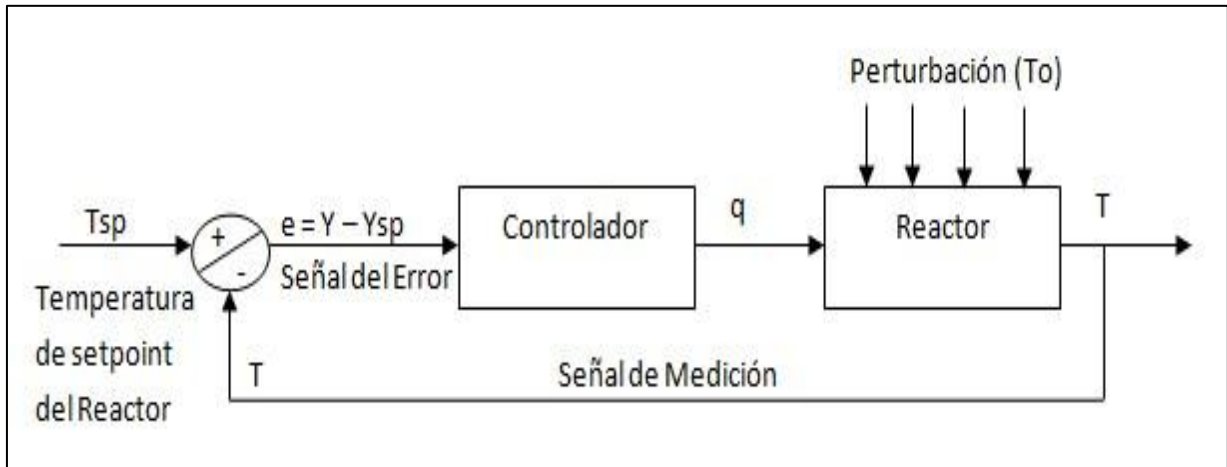


Figura 1.3 Diagrama que presenta la acción de control de un Reactor Químico (Fogler, 2004, p.162)

1.2 ALGORITMOS DE CONTROL PARA CSTR EN SISTEMAS SISO

1.2.1 DEFINICIONES GENERALES

1.2.1.1 Modelo Matemático

El modelado matemático de un sistema es una descripción, en lenguaje matemático, de un objeto que existe en un universo no-matemático. Se define como un conjunto de ecuaciones que representan el sistema, lo más cercano a la realidad. Los modelos matemáticos no se presentan de manera única para un sistema, es decir un sistema puede ser representado en varias formas, por lo que se puede obtener algunos modelos matemáticos, esto depende del grado de exactitud que se desee obtener (Ogata, 2003, pp. 54-55).

La dinámica de sistemas, ya sean eléctricos, electrónicos, mecánicos, químicos, etc. se describen con base en ecuaciones diferenciales. Tales ecuaciones diferenciales se obtienen a partir de las leyes físicas que gobiernan dicho sistema, como son las leyes de la mecánica clásica de Newton para sistemas mecánicos o las leyes de Kirchhoff para sistemas eléctricos (Kuo, 1996, pp.134-135).

Para un sistema químico son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, leyes termodinámicas y restricciones de control y diseño (Martínez y Alonso, 2000, p. 49).

Para poder realizar el diseño de sistemas de control, como en el caso de estudio aplicado a este proyecto de titulación, control proporcional (P), proporcional integral (PI), proporcional derivativo (PD), proporcional integral derivativo (PID), control con modelo interno, control por dinámica inversa y control basado en álgebra lineal, es conveniente conocer el modelo matemático del sistema a controlar, es decir el modelo del reactor continuo tipo tanque agitado.

1.2.1.2 Sistema

Un sistema es un conjunto de partes o elementos organizados y relacionados que interactúan entre sí para lograr un objetivo. Los sistemas reciben entradas, datos, energía o materia del ambiente y proveen salidas, información, energía o materia (Ogata, 2003, pp. 54-55).

1.2.1.3 Sistema Dinámico

Sistemas cuyos parámetros internos siguen una serie de reglas temporales, estos parámetros varían con respecto a alguna variable, la cual en la mayoría de los casos es el tiempo. Estos sistemas son capaces de almacenar energía y no responden instantáneamente, es decir presenta un estado transitorio (Kuo, 1996, pp.134-135).

1.2.1.4 Sistema Lineal

Un sistema es lineal si se aplica el principio de superposición. Este principio establece que la respuesta producida por la aplicación simultánea de dos o más

funciones de entradas diferentes es la suma de las dos o más respuestas individuales. De esta manera, para el sistema lineal, la respuesta a varias entradas se calcula evaluando una entrada a la vez y sumando los resultados (Ogata, 2003, p. 54).

1.2.1.5 Sistema No Lineal

Un sistema es no lineal si no se aplica el principio de superposición. Por tanto un sistema no lineal no puede ser tratado por separado ante la aplicación de varias entradas para luego sumar los resultados.

Cabe recalcar que la mayoría de problemas de la vida real se modelan como sistemas no lineales. Incluso los “llamados sistemas lineales” solo lo son en rango de operación limitados. En general, los procedimientos para encontrar las soluciones de un sistema no lineal son muy complicados (Ogata, 2003, p. 112).

1.2.1.6 Linealización de Sistemas No Lineales

En ingeniería de control, la operación normal del sistema puede ocurrir alrededor de un punto de equilibrio, y las señales pueden considerarse señales pequeñas alrededor del equilibrio, por lo que, es posible aproximar el sistema no lineal mediante un sistema lineal. Dicho sistema lineal es equivalente al sistema no lineal, considerado dentro de un rango de operación limitado.

El procedimiento que se presenta en este proyecto de titulación se basa en el desarrollo de la función no lineal en series de Taylor alrededor del punto de operación y la retención únicamente del término lineal. (Ogata, 2003, p. 112). Las series de Taylor permiten representar la función como una infinita suma de términos.

1.2.1.7 Sistemas de Control en Lazo Abierto

Son aquellos en el que la señal de salida no tiene efecto sobre la acción de control, es decir no existe realimentación. En estos sistemas la salida no se compara con la entrada de referencia, es decir a cada entrada de referencia le corresponde una condición de operación fija, por lo que su precisión depende de la calibración y son muy sensibles a perturbaciones (Ogata, 2003, p. 7).

Los elementos de un sistema de control en lazo abierto se pueden dividir en dos partes: el controlador y el proceso controlado (planta), como se observa en la Figura 1.4, en donde una señal de entrada es aplicada al controlador, cuya salida controla la variable controlada de la planta, haciendo que ésta responda de acuerdo a parámetro o estándares preestablecidos (Kuo, 1996, p. 9).

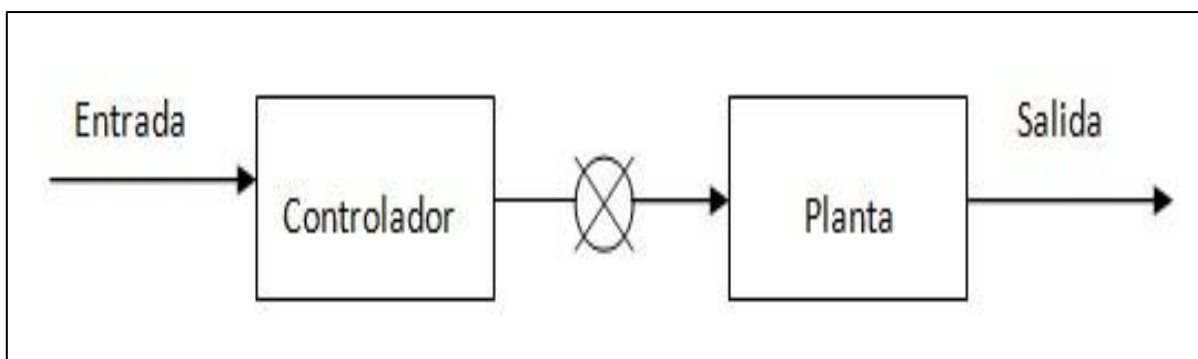


Figura 1.4 Sistema de control en lazo abierto

1.2.1.8 Sistemas de Control en Lazo Cerrado

Son aquellos que presentan realimentación (feedback), es decir se alimenta al controlador la señal del error de actuación, la cual es la diferencia entre la señal de entrada y la señal de realimentación, que puede ser la salida o una función de esta, con el fin de reducir el error y obtener el valor deseado. Estos sistemas son menos sensibles a perturbaciones. Esto se muestra en la Figura 1.5 (Kuo, 1996, p. 9).

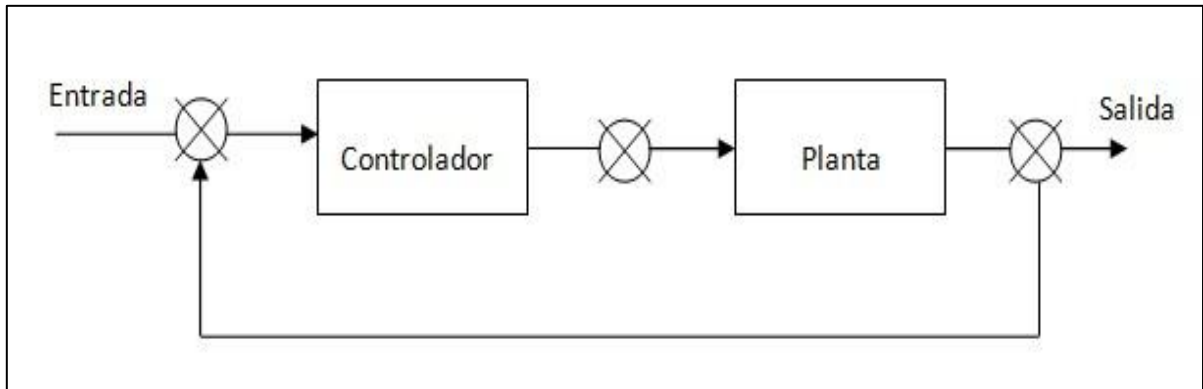


Figura 1.5 Sistema de Control en lazo cerrado

1.2.1.9 Función de Transferencia

La función de transferencia de un sistema se define como la relación entre la transformada de Laplace de la salida y la transformada de Laplace de la entrada, asumiendo que todas las condiciones iniciales sean nulas (Fernández A, 2007, p. 47).

La función de transferencia depende únicamente de los parámetros de sus componentes, es decir es independiente de la función de entrada y de las condiciones iniciales del sistema. Debido a que los modelos matemáticos resultan ecuaciones diferenciales, se utiliza la transformada de Laplace como método para resolver la ecuación diferencial y facilitar los cálculos, como se muestra en la Ecuación [1.2] (Kuo, 1996, p. 80).

$$FT = \frac{L(SALIDA)}{L(ENTRADA)} \quad [1.2]$$

1.2.1.10 Diagrama de Bloques

Es una representación gráfica de las funciones que lleva a cabo cada flujo de señales y cada componente de un sistema. Dentro de estos diagramas se muestran las relaciones existentes entre los diversos componentes, la ventaja de

los diagramas de bloque es indicar de forma más realista el flujo de las señales del sistema real (Ogata, 2003, p. 58).

Estos diagramas contienen información relacionada con el comportamiento dinámico, no incluye la información de la construcción física del sistema, por lo que muchos sistemas diferentes y no relacionados pueden estar representados por el mismo diagrama de bloque. Para el caso de los sistemas lineales, las ecuaciones diferenciales originales de los mismos pueden recuperarse con facilidad (Himmelblau, 1976, pp. 153-154).

1.2.1.11 Señales de Entrada

Una señal es una magnitud física cuyo valor o variación posee información acerca del sistema, estos sistemas procesan dichas señales con respecto al tiempo. Las señales reales generalmente pueden ser muy complejas por lo que se suele recurrir a la utilización de señales simples, descritas mediante funciones sencillas, las cuales permiten aproximar las señales reales, ya sea cada una por separado o bien mediante combinación de ellas. Estas señales de prueba que se usan regularmente son funciones escalón, rampa, parábola, impulso, senoidales, etc. (Prat, 1999, p. 23). A continuación se detallan las señales más utilizadas.

a) *Función Paso o Escalón*

La función paso es una señal discontinua, descrita por la siguiente Ecuación [1.3]:

$$v(t) = A \times u(t - t_0) \quad [1.3]$$

Donde $u(t)$ es la función escalón unidad y t_0 es el desplazamiento temporal. Para t menos que t_0 la función toma el valor cero y para t mayor o igual a t_0 toma el valor de uno. Toma el nombre de paso o escalón unitario cuando el valor máximo de la función es uno. Suele usarse para fijar el inicio de otras señales

(Prat, 1999, pp. 23-24). Un ejemplo de una gráfica de la función Paso unitario se muestra en la Figura 1.6

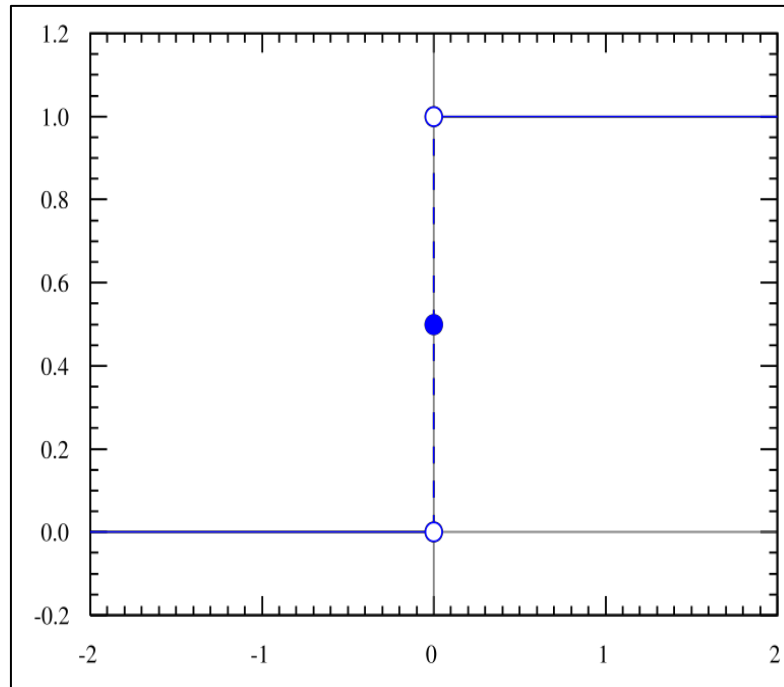


Figura 1.6 Gráfica de la Función Paso Unitario

b) Función Rampa

La función rampa se puede deducir por la integración de la función escalón. Si se considera que se está sumando toda el área bajo la función escalón hasta un tiempo t , como se indica en la Ecuación [1.4]

$$r(t) = \int_0^t u(x)dx = t u(t) \quad [1.4]$$

La función rampa es continua y diferenciable en todo su dominio excepto en un punto (inicio de la rampa). Para tiempos negativos la señal rampa es nula y para tiempos positivos es simplemente igual a t (Thomas y Rosa, 1991, p. 251). Un ejemplo de una gráfica de la función rampa se muestra en la Figura 1.7.

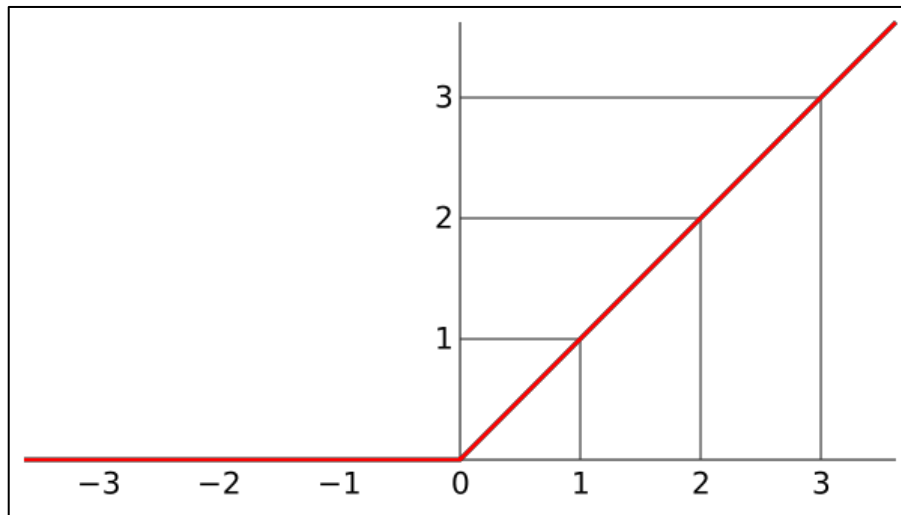


Figura 1.7 Gráfica de la Función Rampa

1.2.2 SISTEMAS SIMPLE ENTRADA-SIMPLE SALIDA (SISO)

Los sistemas pueden presentar un número infinito de variables de entrada y de salida dependiendo el objetivo final del sistema. Las variables son todas las magnitudes que evolucionan con el tiempo dentro de un sistema, y pueden ser de entrada si son las causantes de la evolución del mismo o de salida si son aquellas que se desea medir o analizar (Kuo, 1996, p. 2).

Si el sistema posee únicamente una entrada y una salida se lo denomina Sistema SISO, un ejemplo de esto son los sistemas de control de temperatura, presión, concentración, entre otros (Ogata, 2003, pp. 1-4).

Todo sistema puede ser modelado ya sea, por medio de ecuaciones diferenciales o funciones de transferencia que se obtienen por medio de la transformada de Laplace. La determinación del modelo matemático de un sistema permite la predicción de la evolución del mismo, así como el análisis del comportamiento y el efecto de la variación de las diferentes variables en la evolución del sistema. En teoría de control, cada uno de los componentes básicos de un sistema constituye un bloque en donde la entrada debe ser considerada como la acción que actúa sobre el bloque (u , $U(s)$), mientras que la salida será el efecto de

aquella entrada sobre la función que representa dicho bloque (y , $Y(s)$). Esto se puede observar en la Figura 1.8 (Dulhoste, 2010, p.18).

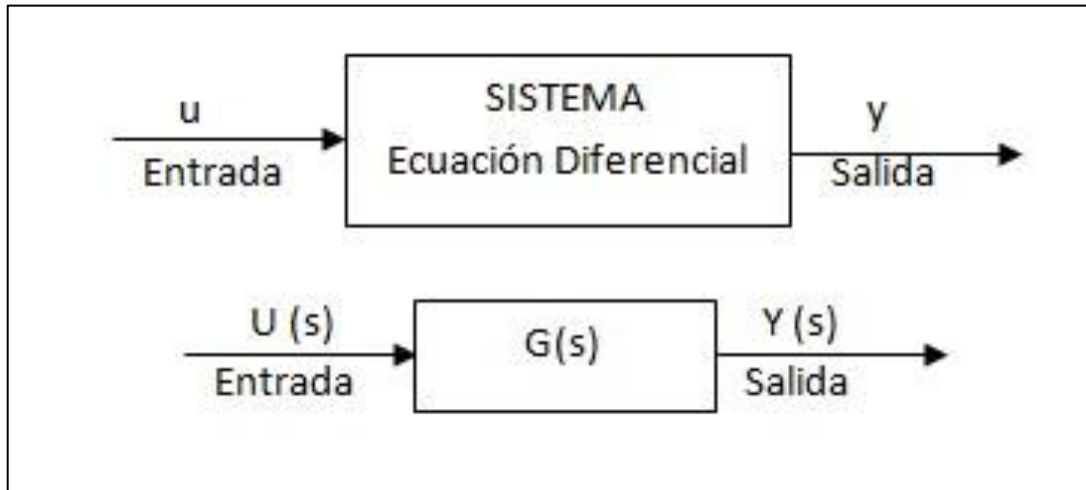


Figura 1.8 Diagrama de bloques de Modelos Matemáticos de un Sistema SISO (Dulhoste, 2010, p.18)

1.2.3 ALGORITMOS DE CONTROL

Un algoritmo de control tiene como tarea generar la señal correctora que es enviada de manera constante al elemento final de regulación con el fin de mantener la variable manipulada muy próxima con la señal de referencia, lo que elimina la influencia de las perturbaciones que tienden a cambiar el valor de la variable controlada (Acedo, 2013, pp. 175-176).

1.2.3.1 Algoritmo de control Proporcional (P)

El modo proporcional es aquel en que el elemento final de regulación efectúa un movimiento proporcional a la magnitud de la desviación, si se toma como referencia una posición inicial correspondiente a una señal de error nula. Es decir que la salida del controlador tiene una señal proporcional o múltiplo del porcentaje del error, como se muestra en la Figura 1.9. El factor de proporcionalidad es ajustable y es llamado “ganancia del controlador”. (Smith y Corripio, 1991, pp. 203-209; Roca, 2002, pp.136-141).

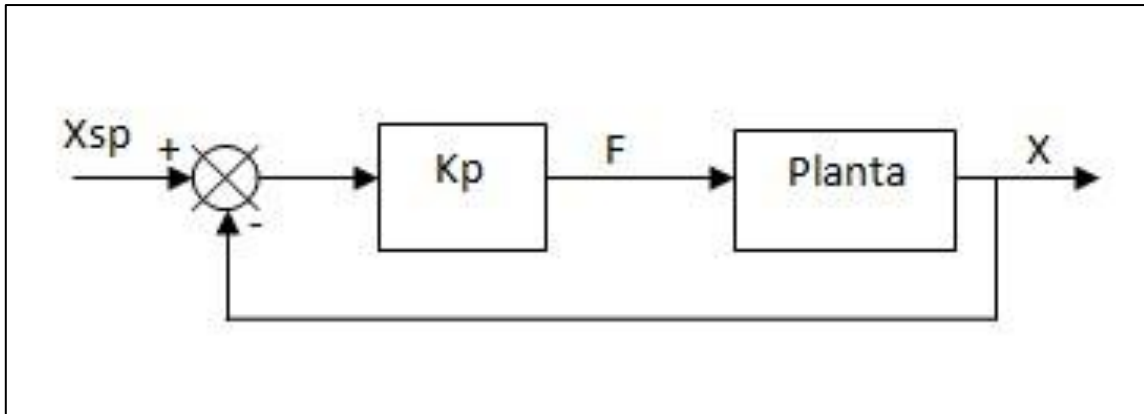


Figura 1.9 Diagrama de un Algoritmo de Control Proporcional

La Ecuación [1.5] describe el funcionamiento de este algoritmo de control:

$$m(t) = \bar{m} + K_p(r(t) - x(t)) \quad [1.5]$$

O en función de la señal del error, la Ecuación [1.5] pasa a ser la [1.6]

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) \quad [1.6]$$

Dónde:

$m(t)$ = Salida del controlador

K_p = Ganancia proporcional del controlador

$r(t)$ = Punto de control

$x(t)$ = Variable que se controla

$e(t)$ = Señal de error. Diferencia entre el punto de control y la variable que se controla

Para obtener la función de transferencia del controlador proporcional, la Ecuación [1.5] se puede escribir como la Ecuación [1.7]:

$$m(t) - \bar{m} = K_p(e(t) - 0) \quad [1.7]$$

Se definen las variables de desviación $M(t)$ y $E(t)$ en las Ecuaciones [1.8] y [1.9]:

$$M(t) = (m(t) - \bar{m}) \quad [1.8]$$

$$E(t) = (e(t) - 0) \quad [1.9]$$

Entonces la ecuación [1.7] se transforma en la Ecuación [1.10]

$$M(t) = K_p E(t) \quad [1.10]$$

Se obtiene la transformada de Laplace, y de ahí resulta la función de transferencia, la Ecuación [1.11]:

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_p \quad [1.11]$$

Dónde:

$M(s)$ = salida del controlador en función de s

$E(s)$ = señal de error en función de s

Con la ganancia o factor de proporcionalidad del controlador K_p se modifica la salida con un cierto cambio de error. Esta ganancia puede adoptar valores positivos o negativos, por lo que la adecuación del signo depende del tipo de acción que se desee realizar, acción directa si se desea que la salida del controlador se incremente al incrementarse la variable que se controla, o acción inversa si se desea que la salida del controlador decrezca (Smith y Corripio, 1991, pp. 203-209; Dulhoste, 2010, pp. 130-131).

Los controladores proporcionales tienen la ventajas de contar con un solo parámetro de ajuste, K_p , y de producir una respuesta rápida y estable; sin embargo, operan con una desviación o error de estado estacionario, en la variable controlada, lo que genera una gran desventaja, ya que se produce una oscilación (Acedo, 2003, pp.178-179), como se observa en la Figura 1.10, la señal sin control únicamente alcanza un valor de 0.5, mientras que al colocar un controlador proporcional se logra alcanzar el valor de 1, el cual es el valor esperado al ser una señal escalón.

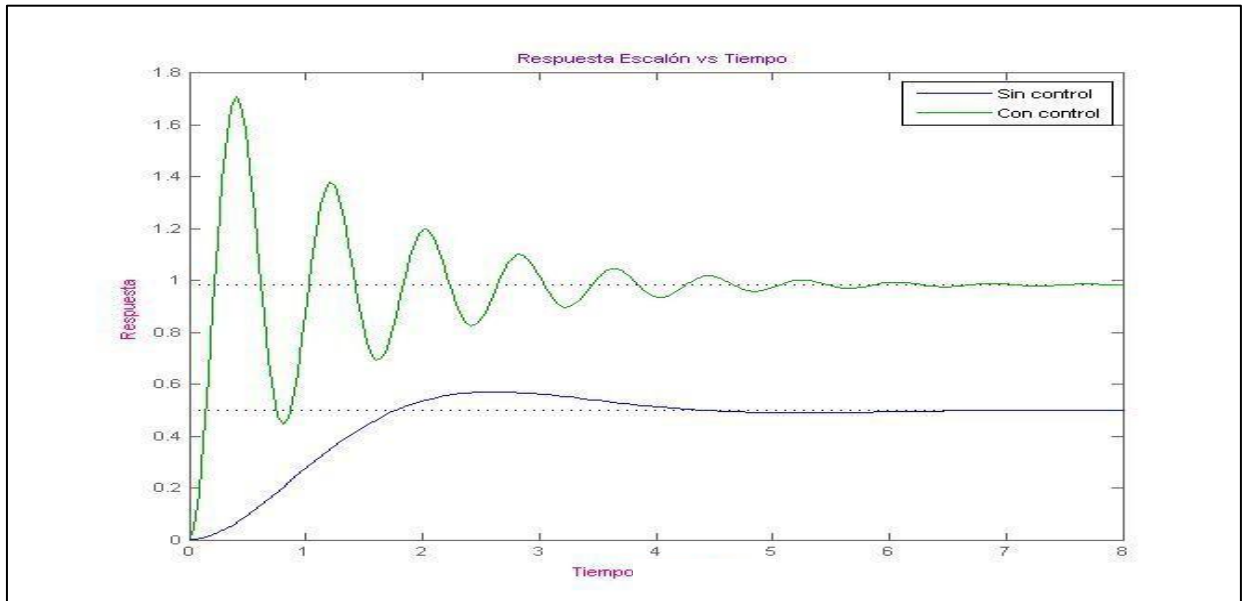


Figura 1.10 Señal de un algoritmo de control proporcional para una señal escalón

1.2.3.2 Algoritmo de Control Proporcional – Derivativo (P_D, PD)

Al algoritmo de control proporcional, se le puede añadir una acción derivativa que responde a la magnitud de la velocidad de cambio de desviación, de tal manera que se opone a ella. Este algoritmo de control se utiliza cuando es necesaria una anticipación a la evolución del sistema (Acedo, 2003, pp.190-192).

En este controlador se genera una acción derivativa que consiste en que la posición del elemento final adopte un desplazamiento instantáneo proporcional a la velocidad de cambio de desviación, con relación a una posición original correspondiente a una desviación constante. Esto quiere decir que dependiendo el punto de ajuste o setpoint, el desplazamiento del controlador será proporcional a la primera derivada de la señal de medición. Este controlador puede implementarse de 2 maneras: la primera en donde deriva únicamente la señal de salida, denominada P_D; la segunda donde se deriva la señal del error, denominada PD (Smith y Corripio, 1991, pp. 214-215; Dulhoste, 2010, pp. 131,133). Ambos casos se presentan en la Figuras 1.11. y 1.12.

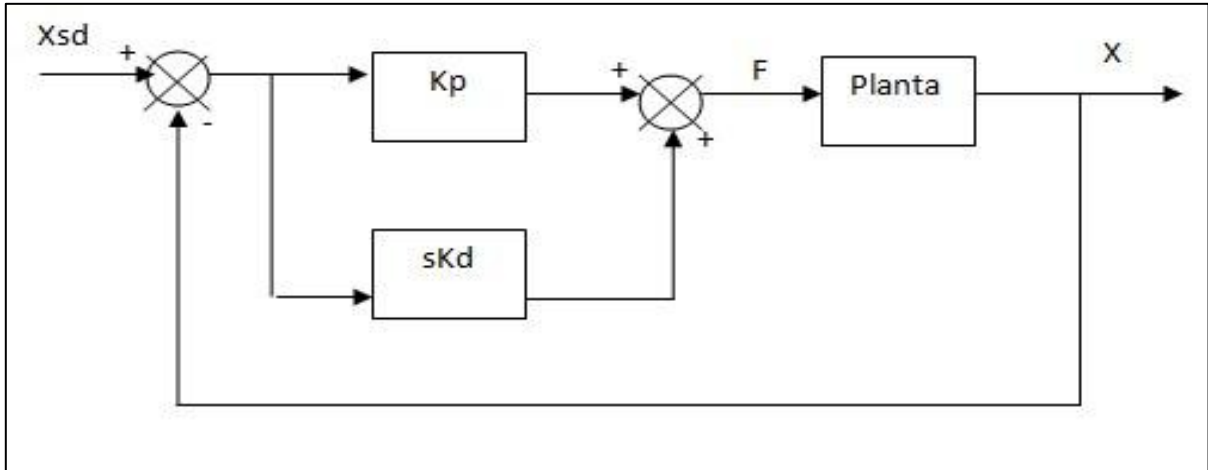


Figura 1.11 Diagrama de un Algoritmo de Control PD

Esto genera un efecto sobre la variable controlada, la cual va a tender a oponerse al cambio que se está produciendo en la misma. Este efecto es independiente del valor que posea la señal de medición con respecto al punto de ajuste o setpoint. En consecuencia, no tiene en cuenta ni la magnitud ni el signo de la desviación, sino solo la tendencia (Acedo, 2003, pp.190-192).

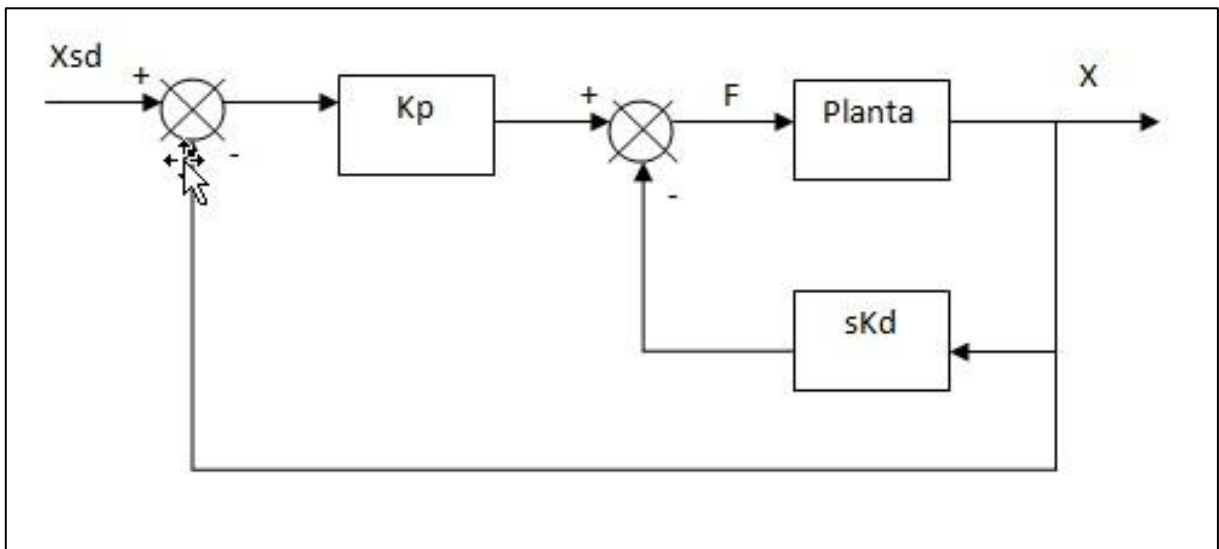


Figura 1.12 Diagrama de un Algoritmo de Control P_D

La Ecuación que describe este algoritmo de control, cuando se deriva la señal del error es la [1.12]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad [1.12]$$

Dónde:

K_d = Ganancia derivativa del controlador
 $\frac{de(t)}{dt}$ = primera derivada del error respecto al tiempo

Si se modifica la Ecuación [1.12], se obtiene la función de transferencia del controlador, la cual es la Ecuación [1.13]:

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_p + \frac{sK_d}{T_p s + 1} \quad [1.13]$$

Dónde:

$T_p s + 1$ = Filtro de la acción derivativa. Evita la amplificación del ruido que son señales no deseadas que alteran la señal principal produciendo efectos perjudiciales.

Mientras que la ecuación que describe este algoritmo de control cuando se deriva únicamente la señal de salida es la Ecuación [1.14]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) - K_d \frac{dx(t)}{dt} \quad [1.14]$$

Con su respectiva función de transferencia, Ecuación [1.15]:

$$M(s) = E(s)K_p - \frac{sK_d}{T_p s + 1} X(s) \quad [1.15]$$

El valor de la anticipación o de la ganancia derivativa del controlador, es independiente de la velocidad de cambio de la desviación, es decir a mayor velocidad corresponden unos efectos igualmente mayores de las acciones proporcional y derivativa (Roca, 2002, pp. 146-147).

Una desventaja que posee este controlador es que opera con una desviación en la variable que controla, y esta desviación se puede eliminar únicamente con la acción de integración. Sin embargo, este algoritmo de control, ya sea P_D o PD, puede soportar mayor ganancia generando una menor desviación que cuando se utiliza un controlador proporcional P en el mismo sistema, como se observa en la Figura 1.13, en donde se aprecia una señal sin control donde solo se alcanza un valor de 0.5 mientras que la señal con un control proporcional derivativo pese a

no alcanzar el valor esperado de 1, si alcanza un valor cercano de 0.9, valor que es alcanzado sin la oscilación en el estado estacionario. (Smith y Corripio, 1991, pp. 214-215).

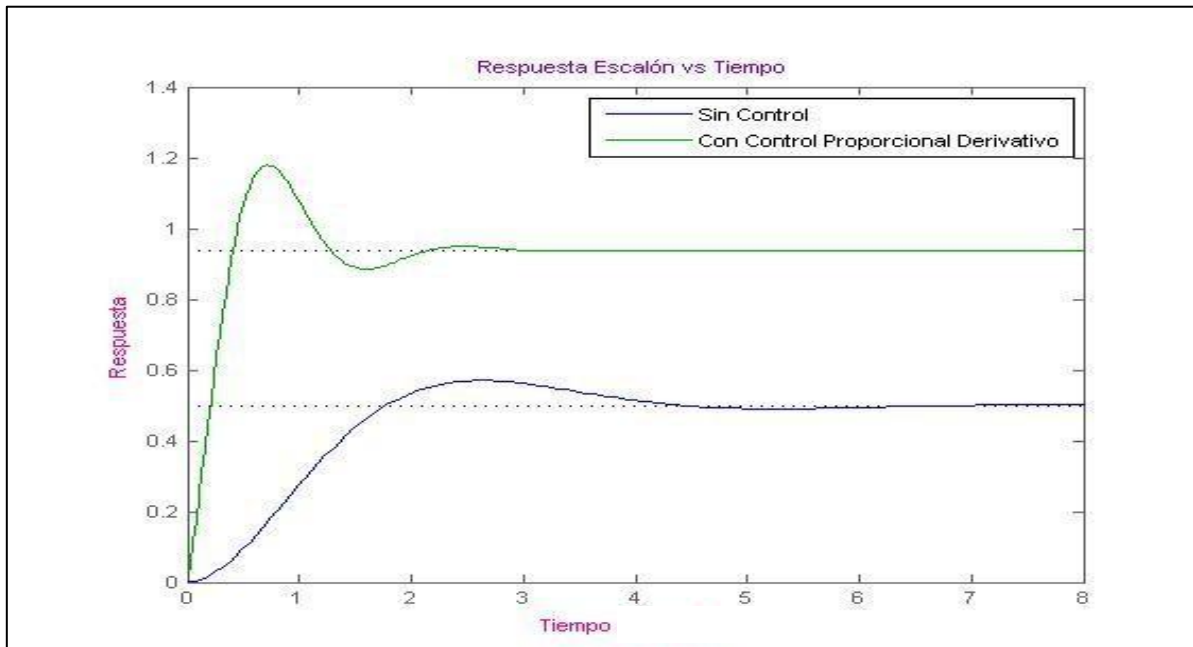


Figura 1.13 Señal de un algoritmo de control proporcional derivativo para una señal escalón

1.2.3.3 Algoritmo de control Proporcional - Integral (PI)

Este algoritmo de control presenta una acción correctora, proporcionada por el modo de regulación flotante de velocidad proporcional, es decir se superpone a la acción proporcional. Consiste en hacer que el elemento final de control se mueva a una velocidad que es proporcional a la señal del error (Roca, 2002, pp. 144-145).

Esta regulación logra que mientras exista una señal de error persista la acción correctora, de forma menos energética cuando más se vaya reduciendo dicha señal. La acción correctora responde tanto a la magnitud como a la duración de la desviación, esto genera que para cualquier perturbación, la acción correctora persistirá hasta haber la compensación necesaria para restablecer el sistema en

sus condiciones de equilibrio, anulando totalmente la desviación. ” (Smith y Corripio, 1991, p. 209-211; Acedo, 2003, pp. 186-189).

En este algoritmo de control, en los instantes que siguen a un cambio en el punto de ajuste o setpoint, la acción proporcional facilitará un cambio en la salida del controlador de manera inmediata, lo que tenderá a ajustar el sistema de manera aproximada. Y la acción integral proporcionará la corrección suplementaria exacta de manera paulatina, hasta anular la desviación. Como se observa en el diagrama del algoritmo de control que se presenta en la Figura 1.14.

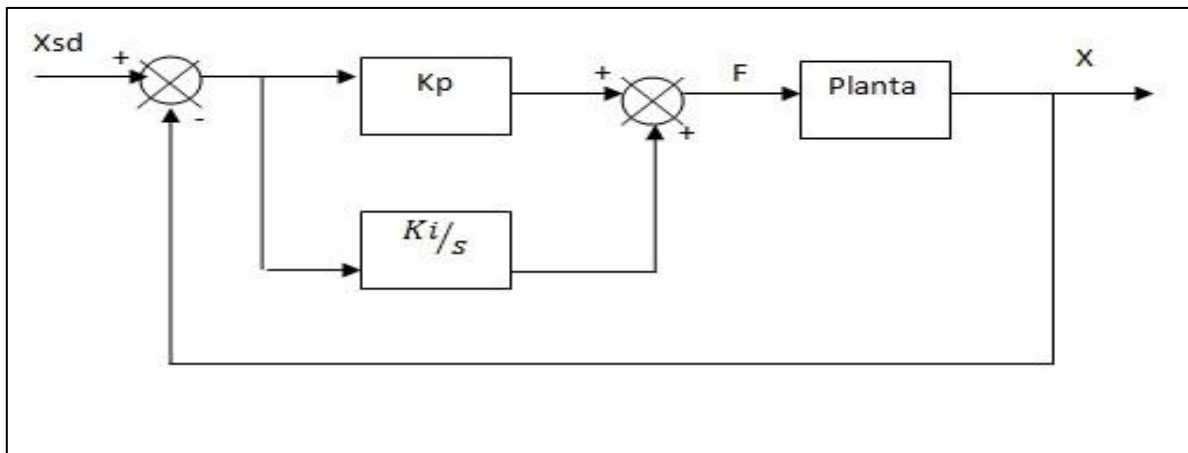


Figura 1.14 Diagrama de un Algoritmo de Control PI

Este algoritmo de control está definido por la Ecuación [1.16],

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e dt \quad [1.16]$$

Dónde:

K_i = Ganancia integral del controlador

Para obtener la función de transferencia del algoritmo de control, modificamos la Ecuación [1.16], obteniendo la Ecuación [1.17]:

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_i}{s} \quad [1.17]$$

Este controlador permite combinar las ventajas del controlador proporcional y del controlador integral, esto quiere decir que tiene una buena respuesta transitoria por la acción proporcional y se corrige el error en estado estable por la acción integral. En la Figura 1.15 se presenta una señal son control que no alcanza la respuesta esperada de 1, y una señal con control proporcional integral que alcanza la respuesta esperada sin presentar oscilación (Dulhoste, 2010, pp. 131,133; Roca, 2002, pp. 144-145).

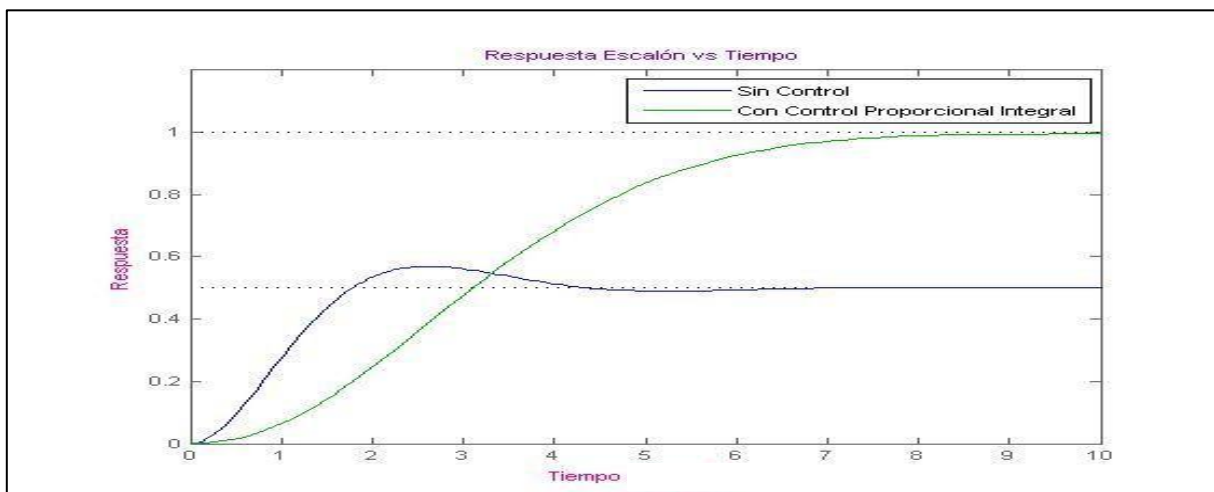


Figura 1.15 Señal de un algoritmo de control proporcional integral para una señal escalón

1.2.3.4 Algoritmo de control Proporcional – Integral – Derivativo (PI_D, PID)

Este algoritmo de control realiza el ajuste de la variable de entrada por medio de las 3 acciones correctivas, acción proporcional, integral y derivada. Esto permite que se obtenga una rápida respuesta proporcional al error, mientras que presenta un reajuste automático desde la parte integral que elimina el error en estado estable. Y finalmente la acción derivativa permite que el controlador responda rápidamente a cambios en el error. Los diagramas de este algoritmo de control se presentan en las Figuras 1.16 y 1.17 (Smith y Corripio, 1991, pp. 211-214; Roca, 2002, pp.147-150).

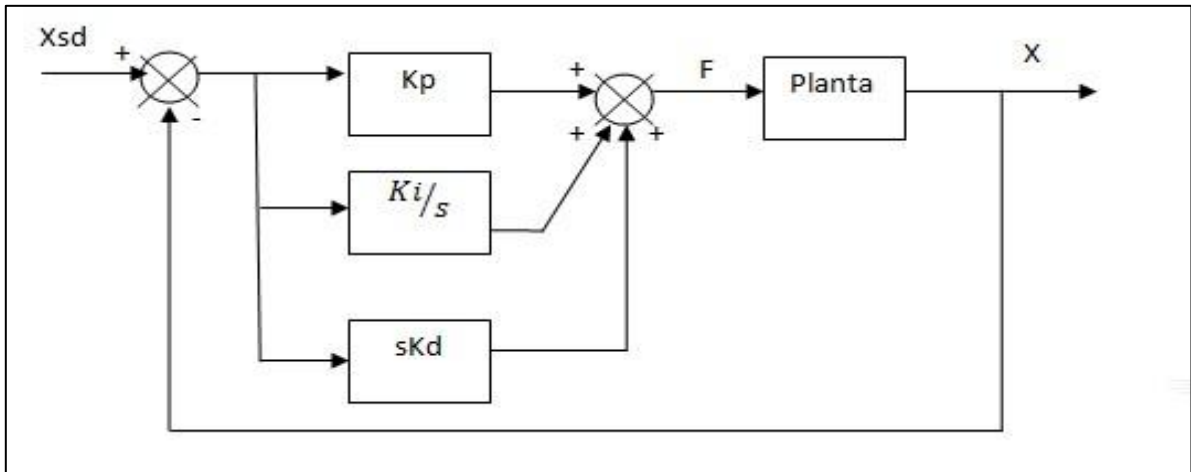


Figura 1.16 Diagrama de un Algoritmo de Control PID

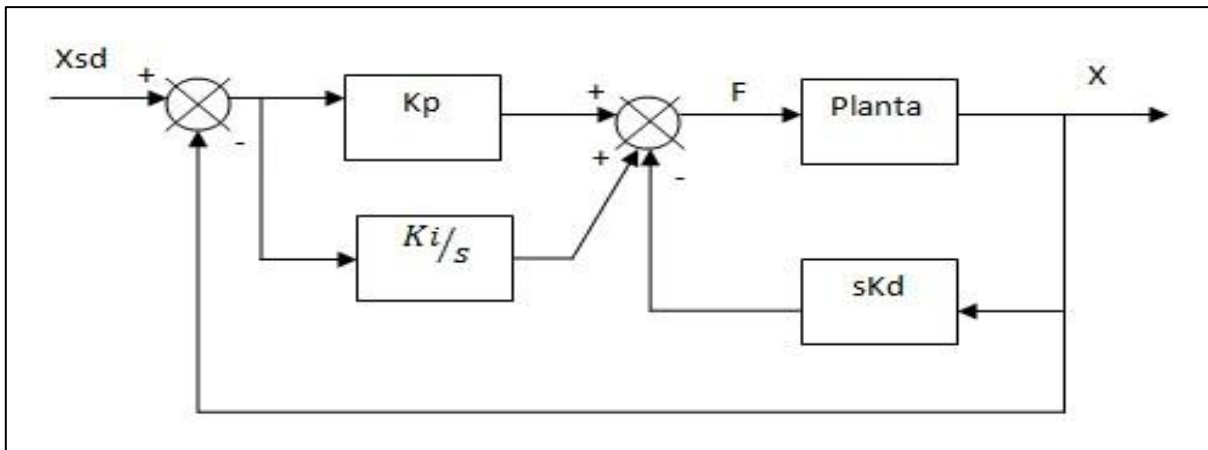


Figura 1.17 Diagrama de un Algoritmo de Control PI_D

Cuando se deriva la señal del error, la Ecuación que describe el funcionamiento de este algoritmo de control es la [1.18]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e dt + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad [1.18]$$

Para obtener la función de transferencia, modificamos la Ecuación [1.18] con ayuda de la transformada de Laplace, y se obtiene la Ecuación [1.19]:

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_i}{s} + \frac{sK_d}{T_p s + 1} \quad [1.19]$$

Mientras que la ecuación que describe este algoritmo de control cuando se deriva únicamente la señal de salida es la Ecuación [1.20]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e dt - K_d \frac{dx(t)}{dt} \quad [1.20]$$

Con su respectiva función de transferencia, en la Ecuación [1.21]:

$$M(s) = E(s)K_p + \frac{K_i}{s} - \frac{sK_d}{T_p s + 1} X(s) \quad [1.21]$$

Este algoritmo de control tiene tres parámetros, K_p, K_i, K_d , los cuales se deben ajustar para obtener un control satisfactorio. Los controladores PID o PI_D se utilizan en procesos donde las constantes de tiempo son largas, como por ejemplo los sistemas de control de temperaturas y concentraciones, como por ejemplo para el caso de la destilación de alcohol, debido a que estos procesos son amortiguados (procesos que permiten que las variaciones de las señales no sean muy bruscas) y en consecuencia poco susceptibles al ruido, lo que facilita la aplicación del algoritmo (Smith y Corripio, 1991, pp. 213; Acedo, 2003, pp. 193-194).

En la Figura 1.18 se observa la diferencia entre una señal sin control, la cual no alcanza la respuesta escalón unitario, y una señal con control proporcional integral derivativo, la cual alcanza el valor de 1 sin presentar oscilación ni error de posición.

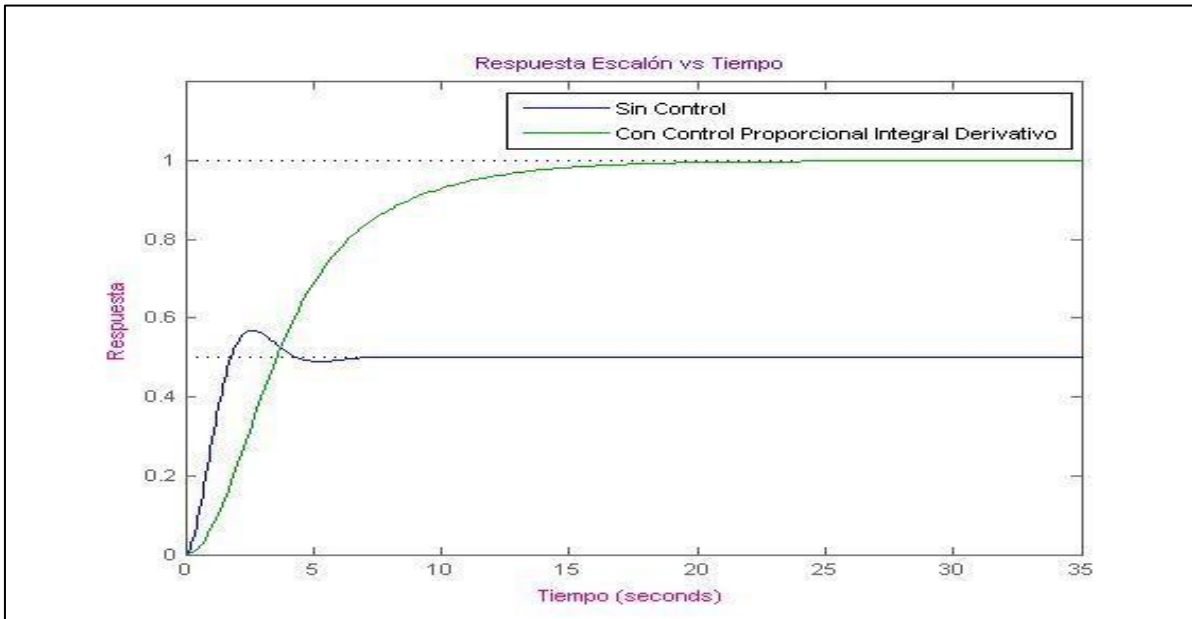


Figura 1.18 Señal de un algoritmo de control proporcional integral derivativo para una señal escalón

1.2.3.5 Algoritmo de control Proporcional – Integral – Derivativo (PI_D, PID) con Anti-windup

Este algoritmo de control se produce como una limitación de los sistemas físicos, en comparación con los sistemas ideales, debido a la saturación del sistema (Visioli, 2003, pp. 49-54). Por ejemplo, la posición de una válvula no puede ser más abierta que totalmente abierta y también no se puede cerrar más de lo completamente cerrada. En este caso el controlador PID con windup en realidad puede implicar el apagar el integrador durante periodos de tiempo hasta que la respuesta vuelve a caer en un rango aceptable (Bohn y Atherton, 1995, pp. 34-40).

Para prevenir el windup se puede limitar la salida del controlador, o usar una retroalimentación de restablecimiento externa, que consiste en alimentar de nuevo la salida seleccionada a la integral de todos los controladores en el sistema de selección, de manera que se mantiene un bucle cerrado, como se muestra en la Figura 1.19 (Cooper, 2008, p. 29).

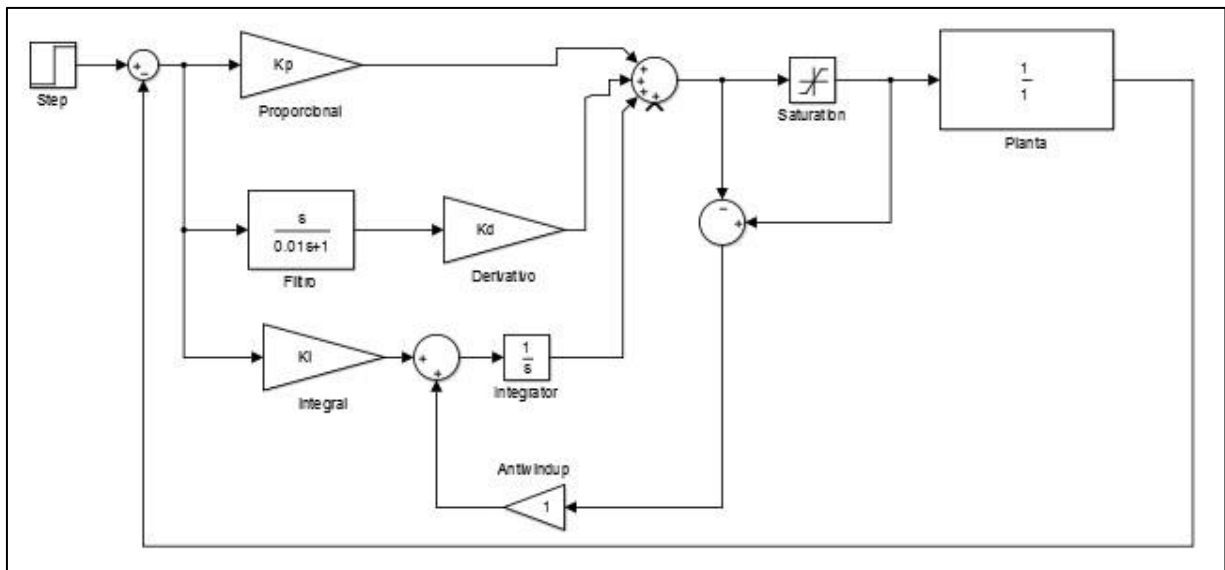


Figura 1.19 Controlador proporcional integral derivativo con antiwindup

1.2.3.6 Algoritmo de control con Modelo Interno (IMC)

La estructura de este algoritmo de control está conformada por un modelo del proceso real, llamado IM (Modelo Interno por sus siglas en inglés) y por un controlador. La base de este algoritmo es considerar que el estado deseado de la variable controlada puede ser alcanzado por al limitar de manera implícita o explícita, una representación del sistema a ser controlado. (García y Lobo, 2009, p.30).

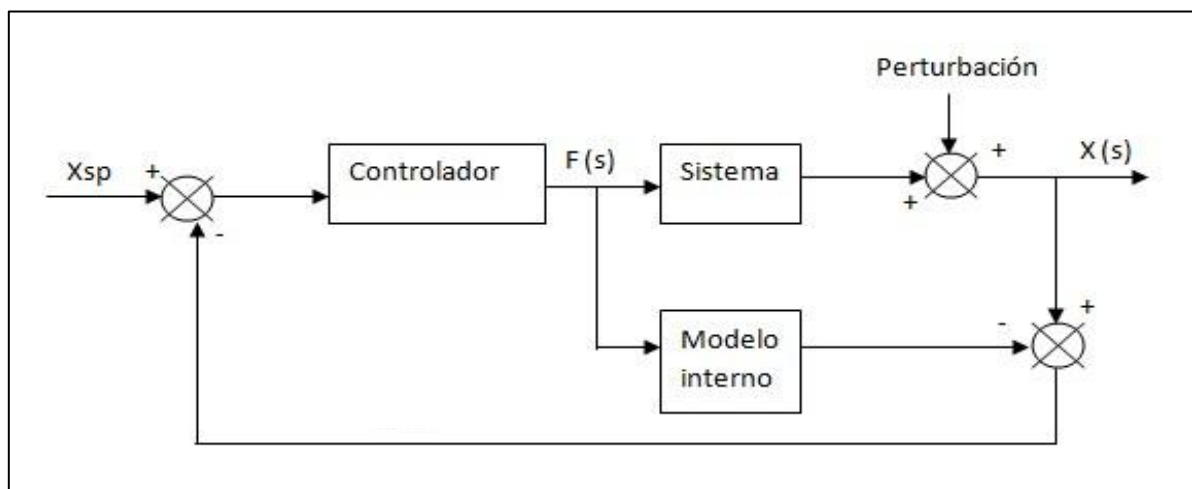


Figura 1.20 Algoritmo de Control IMC (García y Lobo, 2009, pp.30)

En la Figura 1.20 se presenta este algoritmo de control donde el controlador actúa tanto sobre el sistema como sobre el modelo interno, luego de analizar la variable de salida y la señal del error.

La principal ventaja del algoritmo de control con modelo interno (IMC) es que la estabilidad de lazo cerrado es asegurada simplemente mediante la elección de un controlador IMC estable (Lewis y Syrmos, 1995, p. 170, Mazzone, 2002, p. 3).

Para efectos de estudio la estructura del controlador puede expresarse de acuerdo a la Figura 1.21, en donde se aprecia el diagrama en bloques del algoritmo de control.

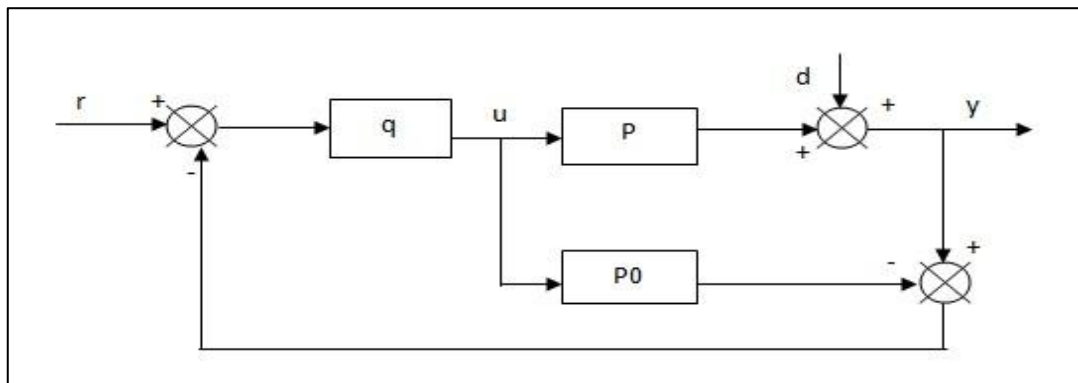


Figura 1.21 Estructura IMC

Dónde:

P = Planta o sistema

$P0$ = Modelo interno de la planta

q = Controlador

u = Valor de la variable de entrada

r = Punto de ajuste o setpoint

y = Variable de salida

d = Perturbación

El objetivo de control del algoritmo es mantener la salida del sistema y muy próxima al punto de ajuste o setpoint r , en el caso de ingeniería química puede consistir en mantener la señal de salida muy próxima al perfil de temperaturas que se desea alcanzar en un proceso de secado de materia prima.

Como parte de la estructura existe una señal de realimentación, la cual está definida por la Ecuación [1.22]

$$d1 = y - P0 \times u = P \times u + d - P0 \times u = (P - P0) \times u + d \quad [1.22]$$

Este modelo puede no presentar incertidumbre, siempre y cuando el modelo sea exacto ($P=P0$) y no presente perturbaciones ($d=0$). Esto genera que la salida del sistema $y0$ y la salida del modelo y son iguales, por lo que la señal de retroalimentación es cero (Lewis y Syrmos, 1995, p. 173).

Se puede combinar los bloques q y $P0$ en un solo bloque C , que represente una señal de control, de tal manera que se obtenga la Ecuación [1.23]:

$$C = \frac{q}{1-P0q} \quad [1.23]$$

Scaglia indica que, esto permitirá la aplicación de un teorema, en donde si se considera P estable y $P = P0$, el controlador C , será estable si y solo si q es estable. Este teorema permite la parametrización simple de todos los controladores que hacen que el sistema sea estable en términos de la función de transferencia estable q . De esta forma se consigue que en lugar de buscar C , se busque q , y esto garantiza que el sistema presente una estabilidad (Lewis y Syrmos, 1995, p. 177).

Si se conoce que el modelo matemático del sistema nominal $P0$ es la Ecuación [1.24]:

$$P0 = \frac{K}{T_p s + 1} \quad [1.24]$$

Donde T_p es una constante de tiempo en el filtro derivativo y K es la ganancia del controlador. La Ecuación que describa el controlador q , será la [1.25]:

$$q0 = \frac{T_p s + 1}{K} \quad [1.25]$$

en donde es necesario añadir un filtro f , que permita mejorar la respuesta en frecuencia del sistema, como se presenta en la Ecuación [1.26], donde λ es la variable de ajuste de la ganancia del controlador.

$$q = q_0 \times f = q_0 \times \frac{1}{\lambda s + 1} = \frac{T_p s + 1}{K(\lambda s + 1)} \quad [1.26]$$

Por tanto la Ecuación [1.23] se puede escribir como se muestra en la Ecuación [1.27], donde T_0 es la constante de tiempo al tiempo cero:

$$C = \frac{1 + T_p s}{K s (T_0 + \lambda)} \quad [1.27]$$

La ecuación del controlador C queda como se muestra en la Ecuación [1.28]:

$$C = \frac{T_p \frac{T_0}{2} s^2 + \left(T_p + \frac{T_0}{2}\right) s + 1}{K s (T_0 + \lambda)} \quad [1.28]$$

La ecuación de un controlador PID no interactivo se define por la ecuación [1.29]:

$$C_{PID} = \frac{(K_p T_p + K_d) s^2 + (K_d + K_i T_p) s + K_i}{s (T_p s + 1)} \quad [1.29]$$

Donde K_p es la ganancia proporcional, K_d es la ganancia derivativa y K_i es la ganancia integral del controlador.

Conociendo finalmente que el modelo lineal del sistema está definido por la Ecuación [1.30], donde \bar{x} es la salida, x_{sp} es la entrada y $\frac{a}{s^2 + bs + c}$ es el modelo lineal del sistema:

$$\frac{\bar{x}}{x_{sp}} = \frac{a}{s^2 + bs + c} \quad [1.30]$$

Si se compara las Ecuaciones [1.28], [1.29] y [1.30] se obtienen las Ecuaciones [1.31], [1.32], [1.33] y [1.34] que son:

$$Tp = \lambda/2 \quad [1.31]$$

$$Ki = \frac{c}{2a\lambda} \quad [1.32]$$

$$Kp = \frac{b}{2a\lambda} - KiTp \quad [1.33]$$

$$Kd = \frac{1}{2a\lambda} - KpTp \quad [1.34]$$

Finalmente se observa de la Ecuación [1.29] que el controlador óptimo está formado por un controlador PID en serie, donde Kp , Ki y Kd están dados por las Ecuaciones [1.32], [1.33] y [1.34]. La ventaja de este controlador es que una vez que se asigna un valor nominal a λ , las constantes del controlador se fijan apropiadamente (Lewis y Syrmos, 1995, pp. 182-184; García y Lobo, 2009, pp. 31-33).

1.2.3.7 Algoritmo de control con Dinámica Inversa

Los controladores por dinámica inversa cancelan las no linealidades de un sistema para que su dinámica en lazo cerrado sea lineal, y se pueden aplicar a los sistemas que se puedan expresar de forma canónica o ajustada, bajo la Ecuación [1.35] (Spong y Ortega, 1988, pp. 92-95), donde $x^{(n)}$ es el vector de estado, $f(x)$ es la función de estados No lineal y u es la entrada de control

$$x^{(n)} = f(x) + b(x)u \quad [1.35]$$

Estos sistemas se pueden controlar utilizando la entrada de control que muestra la Ecuación [1.36]:

$$u = \frac{1}{b(x)}[a - f(x)] \quad [1.36]$$

Obteniendo una relación simple entre entrada/salida, la Ecuación [1.37]:

$$x^{(n)} = a \quad [1.37]$$

Para el caso de este controlador se debe generar la acción de control necesaria para llevar al sistema a la posición deseada, este proceso se realiza en dos partes.

La primera de ellas consiste en generar la “aceleración de control”, “ a ” o control de acción lineal que se calcula en función de la posición, posición deseada, velocidad, velocidad deseada, aceleración deseada y el tipo de seguimiento sobre la trayectoria que se desea aplicar. Se puede decir que se calcula la aceleración que hay que suministrar al sistema para que éste responda correctamente.

En el caso de Ingeniería Química se puede calcular la temperatura que hay que suministrar a una planta para alcanzar una determinada concentración final. La segunda parte calcula la entrada al proceso que contendrá las no linealidades del sistema (Grimm, 1990, p. 501-504). El diagrama de este algoritmo de control se muestra en la Figura 1.22

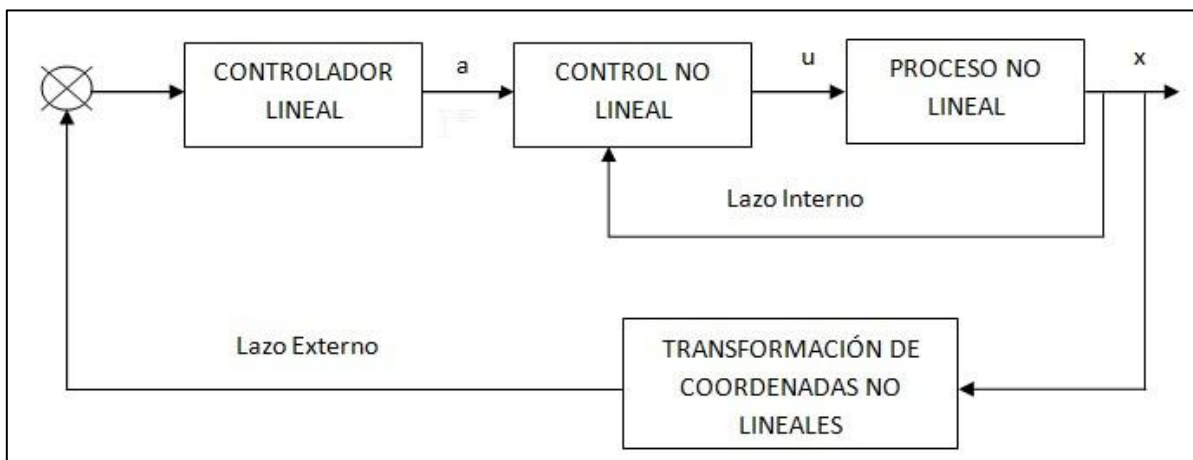


Figura 1.22 Estructura General Algoritmo de control con Dinámica Inversa

Para calcular el control por dinámica inversa partimos de la siguiente Ecuación [1.38]:

$$\tau = M(q, \theta)a + C(q, \dot{q}, \theta)\dot{q} + G(q, \theta) \quad [1.38]$$

Siendo:

$M(q, \theta)$ = Matriz de Inercias del Sistema

$C(q, \dot{q}, \theta)$ = Términos centrífugos y de coriolis (efecto que se observa en un sistema de referencia en rotación cuando un cuerpo se encuentra en movimiento respecto de dicho sistema de referencia.)

$G(q, \theta)$ = Términos Gravitatorios

τ = Fuerzas Generalizadas

a = Vector $n \times 1$

q = Posición

\dot{q} = Velocidad

θ = Ángulo de posición

Despejando la variable de estado se obtienen las Ecuaciones [1.39] y [1.40], donde \ddot{q} es la aceleración:

$$\ddot{q} = M^{-1}(q, \theta)(\tau - C(q, \dot{q}, \theta)\dot{q} - G(q, \theta)) \quad [1.39]$$

$$x^{(n)} = f(x) + b(x)u \left\{ \begin{array}{l} f(x) \equiv M^{-1}(q, \theta)(\tau - C(q, \dot{q}, \theta)\dot{q} - G(q, \theta)) \\ b(x) \equiv M^{-1}(q, \theta) \end{array} \right\} \quad [1.40]$$

La acción de control serán las Ecuaciones [1.41] y [1.42]:

$$\tau = \frac{1}{M^{-1}(q, \theta)} [a - M^{-1}(q, \theta)(\tau - C(q, \dot{q}, \theta)\dot{q} - G(q, \theta))] \quad [1.41]$$

$$u = \frac{1}{b} [a - f] \quad [1.42]$$

Si M es una matriz simétrica, donde $M(q, \theta)a = M(q, \theta)\ddot{q}$ entonces $a = \ddot{q}$. Lo que permite el control de la trayectoria del sistema calculando a de acuerdo a la siguiente tabla (Grimm, 1990, p. 501-504):

Tabla 1.1 Control sobre la Trayectoria (Dinámica Inversa)

Tipo de Control sobre la Trayectoria	a (control de acción lineal)
Control Proporcional y derivativo	$-Kp * e - Kd * v$ $\ddot{q}_d - Kp * e - Kd * e_v$
Control Proporcional, Derivativo e Integral	$\ddot{q}_d - Kp * e - Kd * v - Ki * \int_0^{-1} edt$

Donde \ddot{q}_d es la aceleración deseada, y el error de posición (e) y el error de velocidad (e_v) se define por las ecuaciones [1.43] y [1.44], donde q es la posición obtenida y q_d es la posición deseada así como v es la velocidad obtenida y v_d es la velocidad deseada:

$$e = q - q_d \quad [1.44]$$

$$e_v = v - v_d \quad [1.45]$$

1.3 ALGORITMOS DE CONTROL PARA CSTR EN SISTEMAS MIMO

1.3.1 SISTEMAS MÚLTIPLE ENTRADA-MÚLTIPLE SALIDA (MIMO)

En general, en la práctica se presentan sistemas que poseen muchas variables que controlar a la vez, que responden a distintos estímulos de señales de entrada al mismo tiempo, a estos sistemas se los considera de Múltiple Entrada-Múltiple Salida. Un ejemplo de esto, son aquellos sistemas donde se debe controlar la producción, tanto en calidad o cantidad (Mejía, Bolaños y Correa, 2007, p. 38).

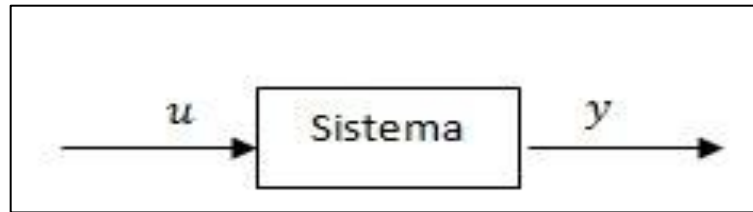


Figura 1.23 Estructura de Sistema MIMO

Como se muestra en la Figura 1.23, para el caso general de un sistema multivariable, u y y , representan vectores columna de dimensiones $m \times 1$ y $n \times 1$ respectivamente. Cuando $m = n = 2$, se obtiene un sistema de dos entradas y dos salidas, representado por el modelo de la Figura 1.24.

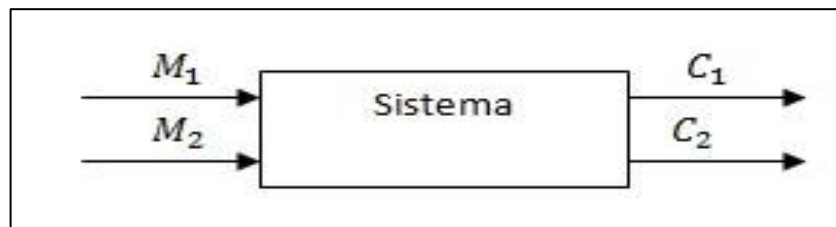


Figura 1.24 Estructura de Sistema MIMO de 2 entradas y 2 salidas

Para definir la dinámica del proceso son necesarias cuatro funciones de transferencia, las cuales se presentan en las Ecuaciones [1.45], [1.46], [1.47] y [1.48]:

$$\frac{C_1(s)}{M_1(s)} = G_{P11}(s) \frac{C_1(s)}{M_2(s)} = G_{P12}(s) \quad [1.45]$$

$$\frac{C_2(s)}{M_1(s)} = G_{P21}(s) \frac{C_2(s)}{M_2(s)} = G_{P22}(s) \quad [1.46]$$

$$C_1(s) = G_{P11}(s)M_1(s) + G_{P12}(s)M_2(s) \quad [1.47]$$

$$C_2(s) = G_{P21}(s)M_1(s) + G_{P22}(s)M_2(s) \quad [1.48]$$

O en forma matricial, en la Ecuación [1.49]

$$C(s) = G_p(s)M(s) \quad [1.49]$$

Esto se puede observar de manera gráfica en la Figura 1.25



Figura 1.25 Estructura General para Sistema MIMO

En este tipo de sistemas pueden interferir varias variables que mantienen interacciones entre ellas, para la industria química un ejemplo de esto es la acción que realiza la temperatura de un reactor y la temperatura de la chaqueta del mismo sobre el flujo y la concentración final que se desea alcanzar. Esto quiere decir que para un sistema con variables n podrían plantearse en interacciones (Mejía, Bolaños y Correa, 2007, p. 38).

1.3.2 REACCIÓN DE VAN DER VUSSE

El sistema de reacciones de Van de Vusse consiste en producir un compuesto B a partir de un componente A , por medio de reacciones en cadena. El esquema se presenta en las ecuaciones [1.50] y [1.51]:



Este sistema fue presentado por Van de Vusse en 1964 y muestra diferencias en su respuesta según sean las condiciones de operación seleccionadas. Se ha demostrado que varios procesos químicos se comportan de acuerdo a este sistema (Ojeda, 2009, pp. 50-53).

El proceso se desarrolla en un reactor continuo tipo tanque agitado, en donde los parámetros de velocidad de reacción, densidad y volumen de masa reaccionante en el tanque son constantes a través del sistema. Además, se asume que la

corriente de alimentación solo contiene el componente A. Las reacciones 1 y 2 son de primer orden y la reacción 3 es de segundo orden (Vojtesek y Dostal, 2009, pp. 133-135).

1.3.3 ALGORITMOS DE CONTROL BASADOS EN ALGEBRA LINEAL

El principal objetivo de este algoritmo de control es encontrar una aproximación del sistema bajo análisis utilizando métodos numéricos, como la interpolación lineal o la fórmula de Taylor, entre otros; y después encontrar la acción de control que lleve al sistema del estado actual al deseado en el próximo instante de muestreo (Strang, 1980, p. 194).

Consideremos el siguiente sistema de ecuaciones diferenciales no lineales, presentado en la ecuación [1.52]

$$\begin{aligned} \dot{x}_1 &= f_1(x_1, x_2, t)u \\ \dot{x}_2 &= f_2(x_1, x_2, t)u \end{aligned} \quad [1.52]$$

donde x_1 , x_2 representan los estados del sistema, u la señal de control, y t , el tiempo. Los valores de x_1 y x_2 en instantes discretos de tiempo $t = nT_0$, donde T_0 es el período de muestreo y $n \in \{1, 2, 3 \dots\}$ se simbolizará como x_{1_n} y x_{2_n} .

Si se desea calcular el valor de $x_{1_{n+1}}$ conociendo x_{1_n} , la Ecuación [1.52] se puede integrar en el intervalo de tiempo $nT_0 \leq t \leq (n+1)T_0$, como se muestra en la Ecuación [1.53]:

$$x_{1_{n+1}} = x_{1_n} + \int_{nT_0}^{(n+1)T_0} f_1(x_1, x_2, t)u \quad [1.53]$$

Existen distintos métodos de integración con sus respectivos algoritmos que permiten obtener el valor de $x_{1_{n+1}}$. Por ejemplo la aproximación que se muestra en las Ecuaciones [1.54] y [1.55],

$$x_{1_{n+1}} \cong x_{1_n} + T_0 f_1(x_{1_n}, x_{2_n}, t_n)u_n \quad [1.54]$$

$$x1_{n+1} \cong x1_n + \frac{T0}{2} \{f1(x1_n, x2_n, t_n)u_n + f1(x1_{n+1}, x2_{n+1}, t_{n+1})u_{n+1}\} \quad [1.55]$$

En métodos numéricos estas aproximaciones se denominan método de Euler y de RungeKutta de 2do orden, respectivamente. De la misma manera para $x2$, como se muestran en las Ecuaciones [1.56] y [1.57]

$$x2_{n+1} \cong x2_n + T0f2(x1_n, x2_n, t_n)u_n \quad [1.56]$$

$$x2_{n+1} \cong x2_n + \frac{T0}{2} \{f2(x1_n, x2_n, t_n)u_n + f2(x1_{n+1}, x2_{n+1}, t_{n+1})u_{n+1}\} \quad [1.57]$$

El objetivo es determinar la señal de control en cada período de muestreo de manera que el sistema pueda seguir una trayectoria previamente calculada, ya sea un perfil de temperatura o un perfil de concentración, entre otros. Por ejemplo si se utilizan las Ecuaciones [1.53] y [1.55] en el instante $nT0$ se cumple,

$$\begin{bmatrix} f1_n & f1_{n+1} \\ f2_n & f2_{n+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_n \\ u_{n+1} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{2}{T0}(x1_{n+1} - x1_n) \\ \frac{2}{T0}(x2_{n+1} - x2_n) \end{bmatrix} \quad [1.58]$$

Donde la Ecuación [1.58] representa un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, las acciones de control u_n y u_{n+1} , si se conocen la trayectoria a seguir por los estados $x1_d$ y $x2_d$, se puede reemplazar $x1_{n+1}$ y $x2_{n+1}$ por $x1_{dn+1}$ y $x2_{dn+1}$, y de esta manera calcular u_n y u_{n+1} . Las trayectorias a considerar son continuas por partes y con derivadas continuas por partes.

Del sistema de Ecuaciones [1.58] se puede ver que debido a la aproximación utilizada, es posible calcular en el instante $nT0$, el valor de la señal de control u_n y u_{n+1} , lo cual representa la señal de control en el próximo instante de muestreo, calculada en el instante $nT0$.

Esto representa una ventaja importante principalmente por dos motivos, primero para sistemas complejos, el sistema de Ecuaciones [1.58] se puede resolver utilizando métodos iterativos para la solución de sistemas de ecuaciones lineales, los cuales solo necesitan un valor inicial para comenzar la iteración que

puede ser precisamente la estima calculada en el instante de muestreo anterior. La segunda es que se pueden combinar u_n y u_{n+1} , y así eliminar algunas oscilaciones indeseables en la señal de control (Strang, 1980, p. 195).

Asimismo existe una ventaja adicional al plantear el cálculo de las señal de control como la solución de un sistema de ecuaciones, ya que ahora es más sencillo sacar conclusiones acerca de los estados que puede alcanzar el sistema, por ejemplo, si la matriz de coeficientes [1.59]

$$A = \begin{bmatrix} f1_n & f1_{n+1} \\ f2_n & f2_{n+1} \end{bmatrix} \quad [1.59]$$

tiene rango 2, entonces la Ecuación [1.47] tendrá solución lo cual indica que existe una secuencia de control que llevará al sistema al estado deseado. Si el rango de la matriz de coeficientes A es 1, en este caso quiere decir que el vector $[f1_{n+1} \ f2_{n+1}]^T$ se puede obtener como una combinación lineal del vector $[f1_n \ f2_n]^T$ y entonces en este caso se puede utilizar las Ecuaciones [1.57] y [1.59], y obtener la Ecuación [1.60].

$$\begin{bmatrix} f1_n \\ f2_n \end{bmatrix} u_n = \begin{bmatrix} \frac{2}{T_0} (x1_{n+1} - x1_n) \\ \frac{2}{T_0} (x2_{n+1} - x2_n) \end{bmatrix} \quad [1.60]$$

lo cual representa un sistema de dos ecuaciones y una incógnita, cuya solución óptima según mínimos cuadrados es la Ecuación [1.61], (Strang, 1980, p. 196),

$$u_n = \frac{1}{f1_n^2 + f2_n^2} \left(\frac{x1_{dn+1} - x1_n}{T_0} f1_n + \frac{x2_{dn+1} - x2_n}{T_0} f2_n \right) \quad [1.61]$$

para que el sistema de Ecuaciones [1.60] tenga solución se debe cumplir que, (si $x2_{dn+1} - x2_n \neq 0$)

$$\frac{f1_n}{f2_n} = \frac{x1_{dn+1} - x1_n}{x2_{dn+1} - x2_n} \quad [1.62]$$

si esta condición no se cumple, se tendrá una solución aproximada, esto es, el controlador llevará al sistema al estado alcanzable que se encuentre más cerca del estado deseado. La Ecuación [1.61] se puede utilizar también para encontrar el valor deseado de las variables de estado para que el sistema siga con el menor error posible la trayectoria de referencia.

Si en los sistemas de Ecuaciones [1.54] y [1.56] en vez de $(x1_{dn+1} - x1_n)$ y $(x2_{dn+1} - x2_n)$ se considera de $k_n(x1_{dn+1} - x1_n)$ y $k_n(x2_{dn+1} - x2_n)$ donde $0 < k_n \leq \forall n$ el próximo estado será las Ecuaciones [1.63] y [1.64]

$$x1_{n+1} = x1_n + k_n(x1_{dn+1} - x1_n) \quad [1.63]$$

$$\underbrace{\hspace{10em}}_{\Delta x1_n}$$

[1.64]

$$x2_{n+1} = x2_n + k_n(x2_{dn+1} - x2_n)$$

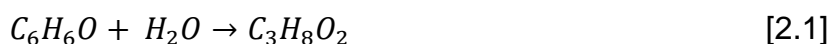
$$\underbrace{\hspace{10em}}_{\Delta x2_n}$$

Se puede observar que cuando k_n se aproxime a 1 disminuye el error de seguimiento, pero si la diferencia entre el estado actual y el deseado es elevada, las señales de control serán muy violentas. De esta manera cuando el sistema se encuentre alejado de la trayectoria de referencia se puede utilizar un valor de k_n bajo y a medida que el error disminuya ir aumentando k_n .

2. METODOLOGÍA

2.1 DETERMINACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DE CSTR PARA SISTEMAS SISO Y SISTEMAS MIMO

Se trabajó la reacción de propilenglicol a partir de óxido de propileno y agua, como se indica en la Ecuación [2.1]



Esta reacción de hidrólisis del óxido de propileno se llevó a cabo dentro de un CSTR para obtener conversiones superiores al 90% (Coronado, 2013, p. 78), bajo los siguientes parámetros.

Tabla 2.1 Parámetros de la Reacción de producción de propilenglicol

Parámetro	Valor	Unidad	Símbolo
Caudal	9,63	m ³ /h	<i>q</i>
Volumen del Reactor	2,41	m ³	<i>V</i>
Energía de Activación	69 780	kJ/kmol	<i>E</i>
Constante Universal de los Gases	8,31	kJ/ kmol K	<i>R</i>
Factor de Frecuencia (Constante de reacción)	16,96X10 ¹²	1/h	<i>ko</i>
Entalpía de Reacción	-86 335,8	kJ/kmol	<i>ΔH</i>
Densidad × Capacidad Calórica Específica	2 450,54	kJ/ m ³ K	<i>ρCP</i>
Coficiente General de Transferencia de Calor	8 280	kJ/ m ² h K	<i>U</i>
Área de Transferencia	8,69	m ²	<i>A</i>
Concentración Inicial de A	1,98	kmol / m ³	<i>C_A</i>
Concentración de Operación	0,198	kmol / m ³	<i>C_i</i>

Tabla 2.1. Parámetros de la Reacción de producción de propilenglicol (continuación...)

Temperatura de Entrada del Reactor	297	K	T
Temperatura de Operación del Reactor	310	K	T_i
Volumen de la camisa	2	m^3	V_c
Densidad \times Capacidad Calórica Específica de la camisa	2 823,19	$\text{kJ}/m^3 \text{ K}$	$\rho c P_c$
Temperatura de Entrada de la camisa del Reactor	288	K	T_{ci}

(Kumar, 2012, p. 327)

2.1.1 MODELO MATEMÁTICO SISTEMA SISO

Las ecuaciones diferenciales del proceso SISO mostrado en la Figura 2.1, el cual es una simple reacción $A \rightarrow B$ dentro del reactor, que controla su temperatura a través de una camisa de enfriamiento/calentamiento, se obtuvo a partir de las siguientes consideraciones:

1. Balance total de masa
2. Balance de masa del producto reactante A
3. Balance total de energía en el reactor

Se consideró que para el caso de un sistema SISO, la masa del componente B se obtiene a partir de la masa total y la masa del componente A, por lo tanto, no es una cantidad fundamental independiente. También se consideró que el momento del CSTR no cambia bajo cualquier condición de funcionamiento para el reactor por lo que se desprecia (Stephanopolous, 1984, pp. 59-64).

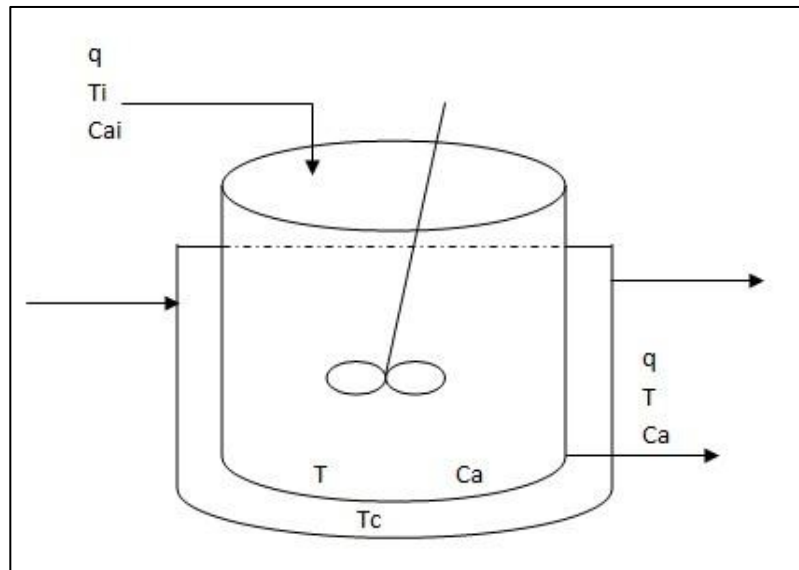


Figura 2.1 Esquema de un reactor CSTR en sistema SISO

Se aplicó el principio de conservación de materia, para obtener el balance total de masa del sistema, donde la acumulación de masa es igual a la entrada de masa total que se encuentra en el flujo de entrada menos la salida de masa total del flujo de salida respecto al tiempo. Se debe considerar también la masa total generada o consumida por el sistema, que para este caso de estudio particular será igual a cero. Este balance se presenta en la Ecuación [2.1]:

$$\frac{[\text{Acumulacion total de masa}]}{\text{tiempo}} = \frac{[\text{Entrada total de masa}]}{\text{tiempo}} - \frac{[\text{Salida total de masa}]}{\text{tiempo}} \pm \frac{[\text{Masa total generada o consumida}]}{\text{tiempo}} \quad [2.1]$$

Para el balance de masa del componente A, se aplicó una vez más el principio de conservación de materia, en donde la acumulación se planteó en función de la concentración componente A y el volumen del reactor, la cual es igual a la entrada de A en función de la concentración de A en el flujo de entrada menos la salida de A en función de la concentración de A en el flujo de salida y menos el consumo de A en función de la velocidad de reacción y el volumen del reactor. Todo el balance del componente A se lo realizó respecto al tiempo, como se muestra en la Ecuación [2.2]

$$\frac{[\text{Acumulacion de A}]}{\text{tiempo}} = \frac{[\text{Entrada de A}]}{\text{tiempo}} - \frac{[\text{Salida de A}]}{\text{tiempo}} - \frac{[\text{Consumo de A}]}{\text{tiempo}} \quad [2.2]$$

Para el balance total de energía se aplicó el principio de conservación de energía en donde la acumulación total de energía es igual a la entrada total menos la salida total de energía, dentro de este balance se debe considerar la energía removida o generada, como se muestra en la Ecuación [2.3]

$$\frac{[\text{Acumulacion total de energia}]}{\text{tiempo}} = \frac{[\text{Entrada total de energia}]}{\text{tiempo}} - \frac{[\text{Salida total de energia}]}{\text{tiempo}} \pm \frac{[\text{Energia total generada o removida}]}{\text{tiempo}} \quad [2.3]$$

En el balance de energía no se consideró el trabajo realizado por el mecanismo de agitación. Por lo que el balance general de energía fue la Ecuación [2.4]:

$$E = U + K + P \quad [2.4]$$

Donde U es la energía interna del sistema, K es la energía cinética y P es la energía potencial del reactor. Por lo tanto, asumiendo que el reactor no se mueve ($\frac{dK}{dt} = \frac{dP}{dt} = 0$), se puede afirmar la Ecuación [2.5]:

$$\frac{dE}{dt} = \frac{d(U+K+P)}{dt} = \frac{dU}{dt} \quad [2.5]$$

Y dado que el sistema es líquido, se pudo realizar la siguiente aproximación, en la Ecuación [2.6]:

$$\left[\begin{array}{l} \text{Acumulacion total} \\ \text{de energia por unidad} \\ \text{de tiempo en un CSTR} \end{array} \right] = \frac{dU}{dt} \approx \frac{dH}{dt} = \left[\begin{array}{l} \text{Acumulacion total} \\ \text{de entalpia por unidad} \\ \text{de tiempo en un CSTR} \end{array} \right] \quad [2.6]$$

2.1.2 MODELO MATEMÁTICO SISTEMA MIMO

Las ecuaciones diferenciales del proceso MIMO mostrado en la Figura 2.2, se obtuvieron a partir de las siguientes consideraciones:

1. Balance total de masa
2. Balance de masa del reactante A

3. Balance de masa del producto B
4. Balance total de energía en el reactor
5. Balance total de energía en la camisa de enfriamiento/calentamiento

Al igual que el sistema SISO, para el sistema MIMO se consideró que el momento del CSTR no cambia bajo cualquier condición de funcionamiento para el reactor por lo que se desprecia (Velasco y Álvarez, 2011, pp. 322-323).

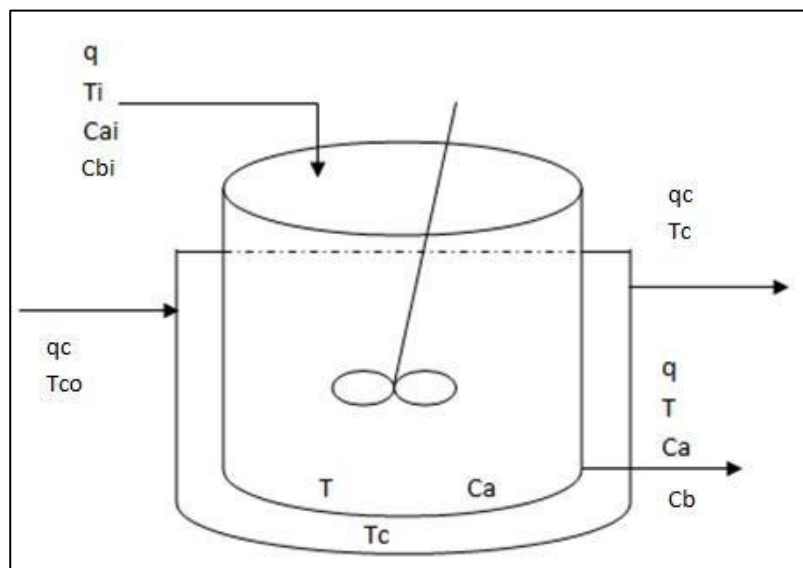


Figura 2.2 Esquema de un reactor CSTR en sistema MIMO

Se aplicó el principio de conservación de materia para obtener el balance total de masa y el balance de masa del componente A de la misma forma que para un sistema SISO, mientras que para el balance de masa del componente B se aplicó una vez más el principio de conservación de materia, en donde la acumulación se planteó en función de la concentración componente B y el volumen del reactor, la cual es igual a la entrada de B en función de la concentración de B en el flujo de entrada el cual es cero menos la salida de B en función de la concentración de B en el flujo de salida y más la generación de B en función de la velocidad de reacción y el volumen del reactor. Todo el balance del componente B se lo realizó respecto al tiempo, como se muestra en la Ecuación [2.7]. A diferencia del sistema SISO, en el caso de los sistemas multivariable se considera el componente B con su respectivo balance.

$$\frac{[\text{Acumulacion de B}]}{\text{tiempo}} = \frac{[\text{Entrada de B}]}{\text{tiempo}} - \frac{[\text{Salida de B}]}{\text{tiempo}} + \frac{[\text{Generacion de B}]}{\text{tiempo}} \quad [2.7]$$

El balance total de energía del reactor se realizó de la misma forma que para un sistema SISO, mientras que para el balance total de energía de la camisa se aplicó el principio de conservación de energía en función del tiempo, como se muestra en las Ecuaciones [2.8] y [2.9]

$$\frac{[\text{Acumulacion total de energia}]}{\text{tiempo}} = \frac{[\text{Entrada total de energia}]}{\text{tiempo}} - \frac{[\text{Salida total de energia}]}{\text{tiempo}} \pm \frac{[\text{Energia total generada o removida}]}{\text{tiempo}} \quad [2.8]$$

$$\frac{[\text{Energia total generada o removida}]}{\text{tiempo}} = Q = UA(T - T_c) \quad [2.9]$$

2.1.3 LINEALIZACIÓN Y FUNCIÓN DE TRANSFERENCIA DEL MODELO MATEMÁTICO DE UN CSTR PARA UN SISTEMA SISO

Para la linealización del modelo matemático de un CSTR se consideró que el proceso se desarrolló cuando el sistema estuvo estable, es decir cuando el volumen del reactor y los flujos de entrada y salida fueron constantes, así como también las propiedades termodinámicas de los productos y reactivos.

El modelo matemático de un sistema SISO, presenta un sistema no lineal debido al término $k_0 e^{-E/RT} C_A V$, el mismo que debió ser linealizado a través de las series de Taylor, como se presentan en las Ecuaciones [2.10] y [2.11]:

$$e^{-E/RT} C_A \approx e^{-\frac{E}{RT}} C_{A,0} + \left[\frac{\partial \left[e^{-\frac{E}{RT} C_A} \right]}{\partial T} \right]_{(T_0, C_{A,0})} (T - T_0) + \left[\frac{\partial \left[e^{-\frac{E}{RT} C_A} \right]}{\partial C_A} \right]_{(T_0, C_{A,0})} (C_A - C_{A,0}) \quad [2.10]$$

$$e^{-E/RT} C_A = e^{-\frac{E}{RT}} C_{A,0} + \left(\frac{E}{RT^2} e^{-\frac{E}{RT}} C_{A,0} \right) (T - T_0) + e^{-\frac{E}{RT}} C_{A,0} (C_A - C_{A,0}) \quad [2.11]$$

La Ecuación [2.11], se reemplazó en las ecuaciones del modelo matemático del CSTR considerando las condiciones del estado estacionario, y definiendo variables de desviación (Stephanopolous, 1984, pp. 125-126).

A las ecuaciones linealizadas se aplicó la transformada de Laplace y se obtuvo la función de transferencia al dividir la variable controlada sobre la variable manipulada.

- Variable Manipulada: Temperatura de la camisa (T_c)
- Variables Controladas: Concentración del reactante A (C_A)
Temperatura del reactor (T)

2.2 DISEÑO Y SIMULACIÓN DE CONTROLADORES CON DIVERSAS TÉCNICAS PARA PROCESOS EN CSTR EN SISTEMAS SISO

Para poder controlar la reacción de producción de propilenglicol dentro de un reactor CSTR se debió considerar la conversión que se desea obtener y las limitaciones que presenta esta reacción, es por esto que para este caso de estudio se trabajó con una conversión del 90% obteniendo una concentración de operación de A de $0,198 \text{ kmol/m}^3$ y con una temperatura de operación del reactor de 37°C , debido a que el propilenglicol posee un punto de ebullición bajo y por sobre los 50°C se empieza a degradar.

Para esto se trabajó de manera paulatina aplicando los distintos algoritmos de control, presentados en el marco teórico, desde un controlador proporcional hasta un controlador proporcional integral derivativo. Y luego se aplicó nuevos sistemas de control para comprobar el funcionamiento del sistema.

Finalmente sobre la base de las ecuaciones del modelo no lineal, se estructuró la planta (esquematación del proceso a controlar) y se la simuló utilizando el software MATLAB/SIMULINK y se obtuvo el comportamiento en estado estable y en estado transitorio del sistema al tratarlo en lazo abierto.

2.2.1 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL (P).

Al considerar los valores de temperatura de operación del reactor y concentración de operación del componente A, se definió la ganancia proporcional a través de la ecuación del controlador, como se explica en el marco teórico, y se muestra en la Ecuación [2.12]

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) \quad [2.12]$$

Con la ganancia o factor de proporcionalidad del controlador, la cual fue el parámetro de diseño de este controlador, se obtuvo una corrección rápida del error, sin embargo esta corrección puede resultar ineficiente ante perturbaciones bruscas.

2.2.2 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL DERIVATIVO (P_D O PD)

Al algoritmo de control proporcional, se le añadió una acción derivativa que mejora estado transitorio brindando una solución a la mala respuesta de perturbaciones bruscas del controlador proporcional. Para obtener este controlador se pudo aplicar 2 opciones, derivar únicamente la señal de salida (P_D); o derivar la señal del error (PD).

La ecuación del controlador donde se derivó la señal del error fue la Ecuación [2.13]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad [2.13]$$

Y la ecuación donde se derivó únicamente la señal de salida fue la Ecuación [2.14]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) - K_d \frac{dx(t)}{dt} \quad [2.14]$$

Se obtuvo los nuevos valores de ganancia proporcional y derivativa, a través de la calibración del controlador luego de varias iteraciones, estas ganancias fueron los parámetros de diseño de este controlador.

2.2.3 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL (PI)

Al algoritmo de control proporcional se le añadió una acción integral que permite eliminar el error en estado estacionario, para una entrada escalón o constante, a través de la Ecuación [2.15],

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e dt \quad [2.15]$$

Esta ecuación permitió obtener las ganancias proporcional e integral o parámetros de diseño del controlador, las cual se obtuvieron luego de realizar varias iteraciones.

2.2.4 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO (PI_D O PID)

Se realizó el ajuste de la variable de entrada por medio de las 3 acciones correctivas, acción proporcional, integral y derivada.

Se derivó y se integró la señal del error a través de la Ecuación [2.16]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e dt + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad [2.16]$$

y se derivó y se integró la señal de salida a través de la Ecuación [2.17]:

$$m(t) = \bar{m} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e dt - K_d \frac{dx(t)}{dt} \quad [2.17]$$

Estas ecuaciones [2.16] y [2.17] permitieron obtener los tres parámetros K_p, K_d, K_i , los cuales son los parámetros de diseño de este controlador. Luego de varias iteraciones lo que se buscó es que los valores de temperatura del reactor y concentración final del componente A alcancen los valores de operación.

2.2.5 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO CON ANTIWINDUP.

Una vez producido el windup en el controlador PID, se pudieron presentar 2 medidas correctivas como antiwindup.

2.2.5.1 Integración Condicional

Consistió en calcular la integral cuando la respuesta del sistema se da en una banda predefinida del setpoint, como se muestra en la Figura 2.3. y 2.4.

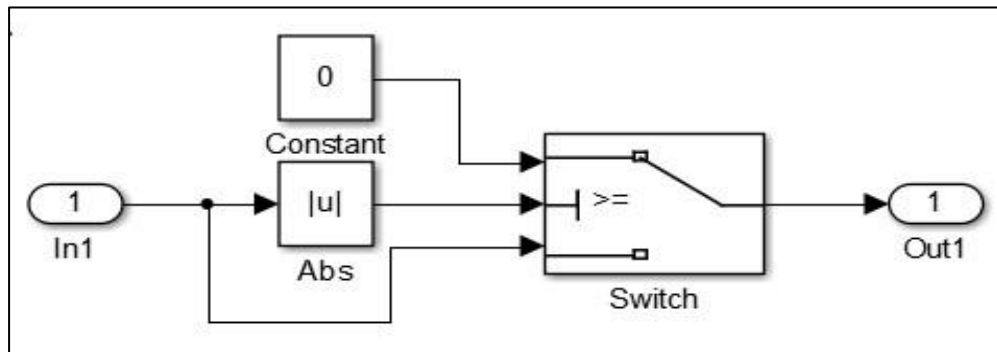


Figura 2.3 Estructura del antiwindup en Integración Condicional

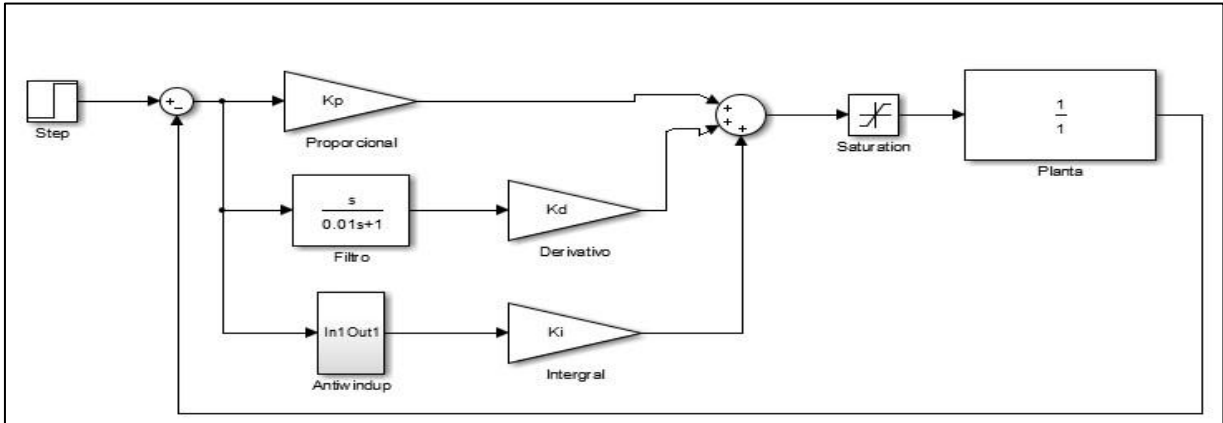


Figura 2.4 Controlador proporcional integral derivativo con integración condicional como antiwindup

2.2.5.2 Recálculo y Seguimiento

Cuando la salida satura, o genera un estado que suministra una tensión de salida próxima, se recalculó el término integral en el controlador de forma que su nuevo valor dio una salida en el límite de la saturación. Es ventajoso no resetear el integrador instantáneamente sino dinámicamente con una constante de tiempo.

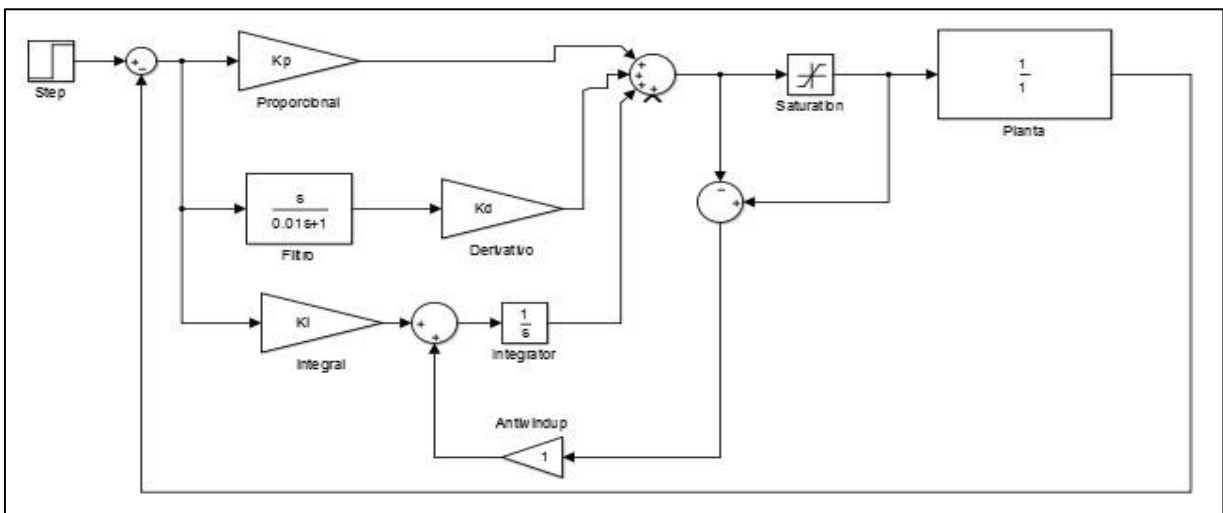


Figura 2.5 Controlador proporcional integral derivativo con recálculo y seguimiento como antiwindup

2.2.6 DISEÑO DE UN CONTROLADOR CON MODELO INTERNO (IMC)

2.2.6.1 Modelo Lineal del sistema

Antes de realizar el diseño del controlador IMC, fue necesario obtener el modelo lineal de nuestro sistema, el mismo que se obtuvo al aplicar la transformada de Laplace a las ecuaciones linealizadas, las cuales se obtuvieron de acuerdo a lo expresado en metodología con ayuda de las series de Taylor; finalmente se generó la función de transferencia del sistema (Stephanopolous, 1984, pp. 164-166).

2.2.6.2 Controlador con Modelo Interno

Primero fue necesario obtener la familia del modelo o sistema, lo que consistió en encontrar el modelo nominal y la incertidumbre del mismo.

Para el diseño del controlador el numerador de la planta se transformó en denominador y viceversa, se aplicó el teorema expresado en el numeral 1.2.3.6. del marco teórico y se definió la variable λ para así finalmente definir K_p, K_d, K_i (Scaglia, 1990, p. 72).

2.2.7 DISEÑO DE UN CONTROLADOR DE DINÁMICA INVERSA

Este controlador se realizó en continuo, para lo cual primero se despejó la mayor derivada del sistema no lineal, y se la reemplazó por la derivada del mismo orden de la referencia más la suma de constantes por la derivada de un orden menor del error hasta considerar el error sin derivar (Rosillo, 2009, pp. 73-77).

2.2.8 DISEÑO DE UN CONTROLADOR BASADO EN ALGEBRA LINEAL

El objetivo de diseñar el controlador basado en algebra lineal fue obtener las señales (u_1, u_2) que representan $C_A(t)$ y $T(t)$ que permitan al reactor seguir una trayectoria deseada.

El primer paso en el diseño del controlador consistió en expresar el modelo del reactor como un conjunto de ecuaciones diferenciales lineales de primer orden, esto permitió calcular la acción de control (T_c) para cada instante de muestreo, con el fin de que el reactor siga la trayectoria deseada. Después, fue necesario especificar las condiciones para que éste sistema tenga solución exacta (Scaglia, 2006, pp. 94-95).

Con el objetivo de que el error de seguimiento tienda a cero, se definieron las expresiones de referencia con constantes de diseño entre 0 y 1 (Menéndez, y Guerrero, 2013, pp. 67-70).

2.3 DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UN CONTROLADOR PARA CSTR EN SISTEMAS MIMO USANDO TÉCNICAS DE ALGEBRA LINEAL EN MATLAB.

2.3.1 DISEÑO DE UN CONTROLADOR BASADO EN ALGEBRA LINEAL

Se obtuvo las señales (u_1, u_2, u_3, u_4) que representan $(C_A(t), C_B(t), T(t), T_c(t))$ que permitieron al reactor seguir una trayectoria deseada, a partir del modelo matemático para un sistema MIMO de la reacción de formación de propilenglicol.

El primer paso en el diseño del controlador consistió en expresar el modelo del reactor como un conjunto de ecuaciones diferenciales lineales de primer orden, esto permitió calcular las acciones de control (u_1, u_2, u_3, u_4) para cada instante de muestreo. Después, fue necesario especificar las condiciones para que éste sistema tenga solución exacta (Scaglia, 2006, p. 94-95).

Con el objetivo de que el error de seguimiento tienda a cero, se definieron las expresiones de referencia con constantes de diseño entre 0 y 1 (Menéndez, y Guerrero, 2013, pp. 67-70).

2.3.2 REACCIÓN DE VAN DER VUSSE

Con todas las simplificaciones y consideraciones de la reacción, se describió el modelo matemático del sistema, el cual consistió en 2 balances de masa $C_A(t), C_B(t)$ y 2 balances de energía $T(t), T_c(t)$ los cuales ocurren dentro del reactor. Los parámetros de reacción se establecen en la Tabla 2.2.

Con el modelo matemático de la reacción de Van der Vusse, se procedió de la misma manera que para el caso de la reacción de formación de propilenglicol, y se diseñó el controlador.

Para la simulación de todos los sistemas de control aplicados en este proyecto de titulación se utilizó la herramienta MATLAB/SIMULINK, en la cual el primer paso fue desarrollar de manera gráfica dentro de SIMULINK el modelo de la planta que se deseaba controlar. Para esto con ayuda de los operadores matemáticos, los diagramas de constantes y conectores se procedieron a escribir cada una de las ecuaciones de los modelos matemáticos.

Seguido de esto, se diseñó el diagrama de bloques de cada controlador, para lo cual a la planta antes desarrollada se conectó como constantes las respectivas ganancias de cada controlador, también se conectó a la planta los displays y workspaces, los cuales permitieron mostrar los valores que alcanzaba cada variable y finalmente se conectó un paso al sistema el cual otorgaba el valor deseado o setpoint.

Tabla 2.2 Parámetros de la Reacción de Van der Vusse

PARÁMETRO	VALOR	UNIDAD	SÍMBOLO
Volumen del Reactor	0,01	m ³	V_r
Densidad de la mezcla de reacción	932,2	kg/m ³	ρ_r
Capacidad Calórica Específica de la reacción	3,01	kJ/ kg K	C_{Pr}
Masa de refrigerante	5	kg	m
Capacidad Calórica Específica del refrigerante	2	kJ/ kg K	C_{Pc}
Energía de Activación 1/ Constante Universal de los Gases	9 758,3	K	$E_{1/R}$
Energía de Activación 1/ Constante Universal de los Gases	9 758,3	K	$E_{2/R}$
Energía de Activación 1/ Constante Universal de los Gases	8 560	K	$E_{3/R}$
Factor de Frecuencia 1	$2,145 \times 10^{10}$	1/min	k_1
Factor de Frecuencia 2	$2,145 \times 10^{10}$	1/min	k_2
Factor de Frecuencia 3	$1,5702 \times 10^8$	1/min kmol	k_3
Entalpía de Reacción 1	-4 200	kJ/kmol	ΔH_1
Entalpía de Reacción 2	11 000	kJ/kmol	ΔH_2
Entalpía de Reacción 3	41 850	kJ/kmol	ΔH_3
Coficiente General de Transferencia de Calor	67,2	kJ/ m ² min K	U
Área de Transferencia	0,215	m ²	A_r
Concentración Inicial de A	5,1	kmol / m ³	C_{A0}
Temperatura de Entrada del Reactor	387,05	K	T_0

(Vojtesek y Dostal, 2009, p. 135).

Finalmente para poner en marcha la simulación y para graficar los resultados obtenidos, se adjuntó a la herramienta MATLAB lo diseñado en SIMULINK con

ayuda del comando "sim", el cual permite vincular una hoja de MATLAB con un diagrama de bloques.

En la hoja de trabajo de MATLAB se especificó cada uno de los parámetros de diseño de los controladores así como los valores de las distintas constantes de los sistemas a controlar y de esta manera se pudo realizar la simulación.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 DETERMINACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DE CSTR PARA SISTEMAS SISO Y SISTEMAS MIMO

3.1.1 MODELO MATEMÁTICO SISTEMA SISO

Aplicando las ecuaciones presentadas en el numeral 2.1.1 de la metodología, se obtiene el modelo matemático para un CSTR en sistema SISO.

Para el balance de masa, al considerar que el volumen del reactor es constante durante todo el intervalo de tiempo, se obtiene la Ecuación [3.1], en donde la acumulación es función de la concentración componente A, $\frac{dC_A}{dt}$, la cual es igual a la concentración de A por el flujo de entrada, $C_{Ai}q_i$, menos la concentración de A por el flujo de salida, C_Aq , y menos la velocidad de reacción en función del factor de frecuencia (constante de reacción) y la energía de activación de la reacción, $k_0e^{-E/RT}C_A$

$$V \frac{dC_A}{dt} = C_{Ai}q_i - C_Aq - k_0e^{-E/RT}C_AV \quad [3.1]$$

Y finalmente que el flujo de entrada será igual al flujo de salida, en la Ecuación [3.2]:

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A) - k_0e^{-E/RT}C_A \quad [3.2]$$

Para el balance de energía, conociendo de la termodinámica que la entalpía es función de la temperatura y de la composición del sistema, y que la densidad así como la capacidad calórica de la reacción y los flujos son constantes se obtiene la Ecuación [3.3]:

$$\rho V C_p \frac{dT}{dt} = \rho_i q_i C_p(T_i) - \rho q C_p(T) + (\widetilde{H}_A + \widetilde{H}_B) k_0 e^{-\frac{E}{RT}} C_A V - Q \quad [3.3]$$

Siendo $\widetilde{H}_A, \widetilde{H}_B$ las entalpías parciales molares de los componentes de la reacción. Finalmente se obtiene la Ecuación [3.4]:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{V}(T_i - T) + \frac{-\Delta H k_0 e^{-\frac{E}{RT}} C_A}{\rho C_p} - \frac{UA}{V\rho C_p}(T - T_C) \quad [3.4]$$

Donde $\widetilde{H}_A + \widetilde{H}_B = -\Delta H =$ Calor de reacción a la temperatura T , $\rho C_p = \rho_i C_{p_i}$ y $Q = \frac{UA}{V\rho C_p}(T - T_C)$.

3.1.2 MODELO MATEMÁTICO SISTEMA MIMO

Como se explica en el numeral 2.1.2 de metodología, el balance de masa del componente A y el balance de energía del reactor es el mismo que para un sistema SISO.

Para el balance de masa del componente A, al considerar que el volumen es constante durante todo el intervalo de tiempo, se obtiene la Ecuación [3.5], en donde la acumulación es función de la concentración del componente A, la cual es igual a la concentración de A por el flujo de entrada, menos la concentración de A por el flujo de salida y menos la velocidad de reacción en función del factor de frecuencia y la energía de activación de la reacción.

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A) - k_0 e^{-E/RT} C_A \quad [3.5]$$

Para el balance de energía, conociendo de la termodinámica que la entalpía es función de la temperatura y de la composición de sistema, y que la densidad, así como la capacidad calórica de la reacción y los flujos son constantes; se obtiene la Ecuación [3.6], donde T_i es la temperatura inicial, T es la temperatura respecto al tiempo, T_C es la temperatura de la camisa, $-\Delta H$ es la entalpía de formación de la reacción, k_0 es el factor de frecuencia y E es la energía de activación de la reacción.

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{V} (T_i - T) + \frac{-\Delta H k_0 e^{-\frac{E}{RT} C_A}}{\rho C_p} - \frac{UA}{V \rho C_p} (T - T_C) \quad [3.6]$$

Para el caso del balance de masa del componente B, se considera el volumen del reactor constante y se aplicó una vez más el principio de conservación de materia, en donde la acumulación se planteó en función de la concentración componente B, la cual es igual a la concentración de B por el flujo y más la velocidad de reacción en función del factor de frecuencia y la energía de activación de la reacción, como se muestra en la Ecuación [3.7]:

$$\frac{dC_B}{dt} = -\frac{q}{V} C_B + k_0 e^{-E/RT} C_A \quad [3.7]$$

Y finalmente para el balance de energía de la chaqueta, al considerar que el caudal de entrada y de salida son iguales, así como que la entalpía es función de la temperatura y que la densidad del líquido que atraviesa la camisa es constante, se obtiene la Ecuación [3.8], donde V_C es el volumen de la chaqueta, T_{C0} es la temperatura inicial de la chaqueta, A es el área total de transferencia de calor y U es el coeficiente general de transferencia de calor :

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q_C}{V_C} (T_{C0} - T_C) + UA(T - T_C) \quad [3.8]$$

3.1.3 LINEALIZACIÓN Y FUNCIÓN DE TRANSFERENCIA DEL MODELO MATEMÁTICO DE UN CSTR PARA UN SISTEMA SISO

Sustituyendo la Ecuación [2.11], del literal 2.1.3 de la metodología, en las ecuaciones del modelo matemático se obtienen las ecuaciones [3.9] y [3.10]:

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{q}{V} (C_{Ai} - C_A) - k_0 \left[e^{-\frac{E}{RT_0} C_{A,0}} + \left(\frac{E}{RT_0^2} e^{-\frac{E}{RT_0} C_{A,0}} \right) (T - T_0) + e^{-\frac{E}{RT_0} (C_A - C_{A,0})} \right] \quad [3.9]$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{V} (T_i - T) + \frac{(-\Delta H)k_0}{\rho C_p} \left[e^{-\frac{E}{RT_0} C_{A,0}} + \left(\frac{E}{RT_0^2} e^{-\frac{E}{RT_0} C_{A,0}} \right) (T - T_0) + e^{-\frac{E}{RT_0} (C_A - C_{A,0})} \right] - \frac{UA}{V \rho C_p} (T - T_C) \quad [3.10]$$

Asumiendo que T_0 y $C_{A,0}$ son las condiciones en estado estacionario y T_{i0} , $C_{Ai,0}$ y $T_{C,0}$ son las condiciones iniciales, se obtiene las ecuaciones en función de las variables de desviación:

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{q}{V} [(C_{Ai} - C_{Ai,0}) - (C_A - C_{A,0})] - k_0 \left[\left(\frac{E}{RT_0^2} e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A,0} \right) (T - T_0) + e^{-\frac{E}{RT_0}} (C_A - C_{A,0}) \right] \quad [3.11]$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{V} [(T_i - T_{i0}) - (T - T_0)] + \frac{(-\Delta H)k_0}{\rho C_p} \left[\left(\frac{E}{RT_0^2} e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A,0} \right) (T - T_0) + e^{-\frac{E}{RT_0}} (C_A - C_{A,0}) \right] - \frac{UA}{V\rho C_p} (T - T_C) \quad [3.12]$$

Si se define las variables de desviación como las Ecuaciones [3.13], [3.14], [3.15], [3.16] y [3.17]:

$$C'_A = C_A - C_{A,0} \quad [3.13]$$

$$C'_{Ai} = C_{Ai} - C_{Ai,0} \quad [3.14]$$

$$T'_A = T - T_0 \quad [3.15]$$

$$T'_i = T_i - T_{i,0} \quad [3.16]$$

$$T'_C = T_C - T_{C,0} \quad [3.17]$$

Finalmente se obtiene las ecuaciones del modelo matemático linealizado, en las Ecuaciones [3.18] y [3.19]:

$$\frac{dC'_A}{dt} = \frac{q}{V} (C'_{Ai} - C'_A) - k_0 \left[\left(\frac{E}{RT_0^2} e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A,0} \right) (T') + e^{-\frac{E}{RT_0}} (C'_A) \right] \quad [3.18]$$

$$\frac{dT'}{dt} = \frac{q}{V} (T'_i - T') + \frac{(-\Delta H)k_0}{\rho C_p} \left[\left(\frac{E}{RT_0^2} e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A,0} \right) (T') + e^{-\frac{E}{RT_0}} (C'_A) \right] - \frac{UA}{V\rho C_p} (T' - T'_C) \quad [3.19]$$

3.2 DISEÑO Y SIMULACIÓN DE CONTROLADORES CON DIVERSAS TÉCNICAS PARA PROCESOS EN CSTR EN SISTEMAS SISO

Se presenta la planta en la Figura 3.1 la cual fue realizada en el software MATLAB/SIMULINK, en donde las ecuaciones del modelo no lineal están representadas en forma gráfica. Esta planta presenta constantes establecidas por los parámetros de la reacción de formación de propilenglicol. Este sistema posee una entrada, temperatura de la camisa, T_c , la cual es la variable manipulada que permitirá obtener los valores de salidas deseados.

Las variables de salida que presenta el sistema son: la concentración de A, C_A y la temperatura del reactor T . Estas variables pueden ser controladas a través de la temperatura de la camisa del reactor T_c .

La reacción de formación de propilenglicol es una reacción exotérmica, lo que genera que el sistema o planta que se desea controlar sea negativa, esto quiere decir que al aumentar la temperatura del reactor disminuirá la concentración de A. Esto genera que las ganancias de los controladores que se van a diseñar sean negativas.

Para analizar el comportamiento del sistema tanto en estado estable como en estado transitorio, se trabajó la planta en lazo abierto, como se presenta en la Figura 3.2., donde T_c es la variable de entrada y C_A y T son las variables de salida.

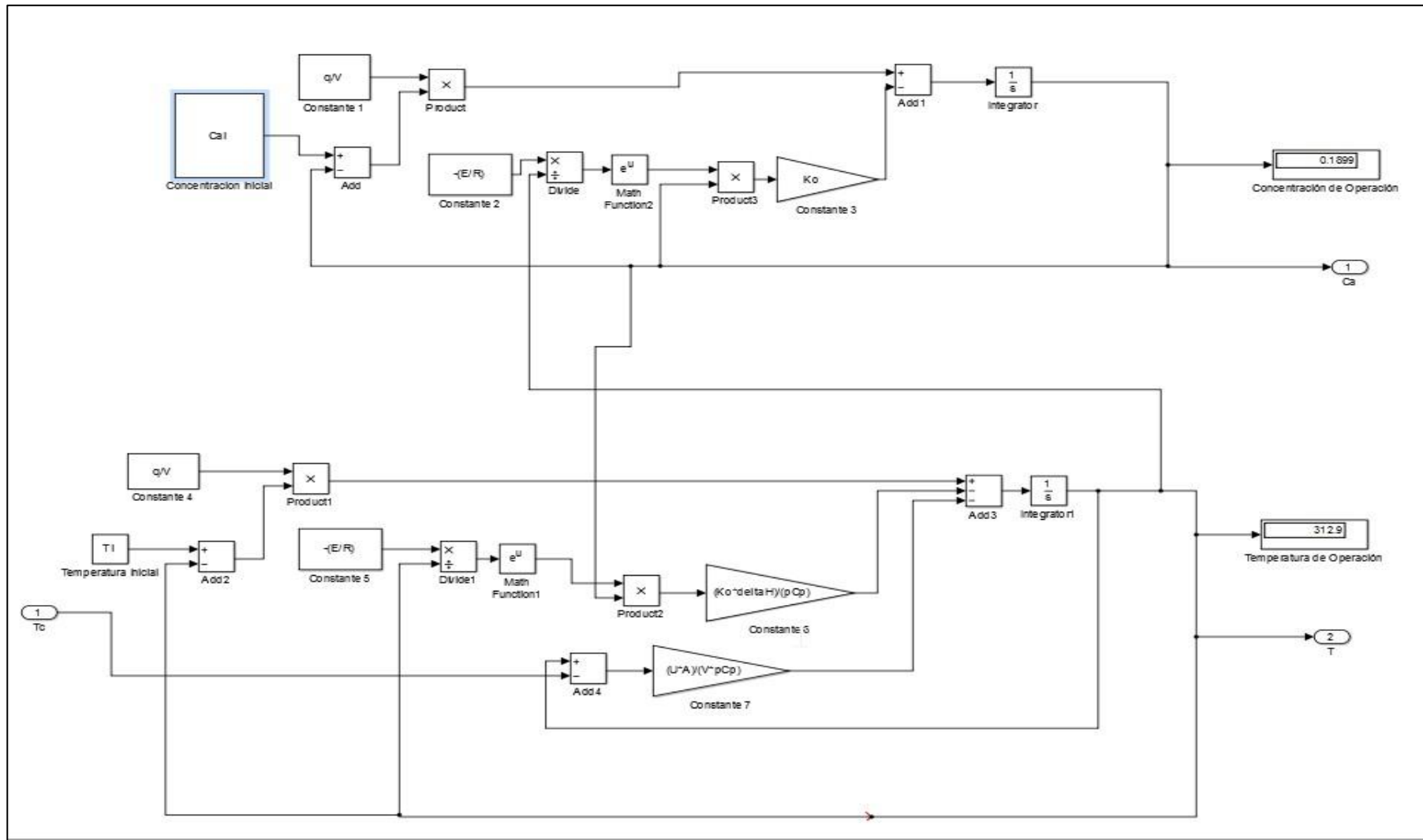


Figura 3.1 Modelo no Lineal de un Reactor CSTR para un sistema SISO

Se observa que para una temperatura de la camisa del reactor igual a 310 K, la concentración final que se obtiene es 0,085 kmol / m³ y una temperatura del reactor igual a 323,3 K. Como lo que se desea alcanzar es una concentración final no superior a 0,198 kmol / m³ y una temperatura del reactor no superior a los 313 K es necesario realizar acciones de control que permitan alcanzar estos objetivos.

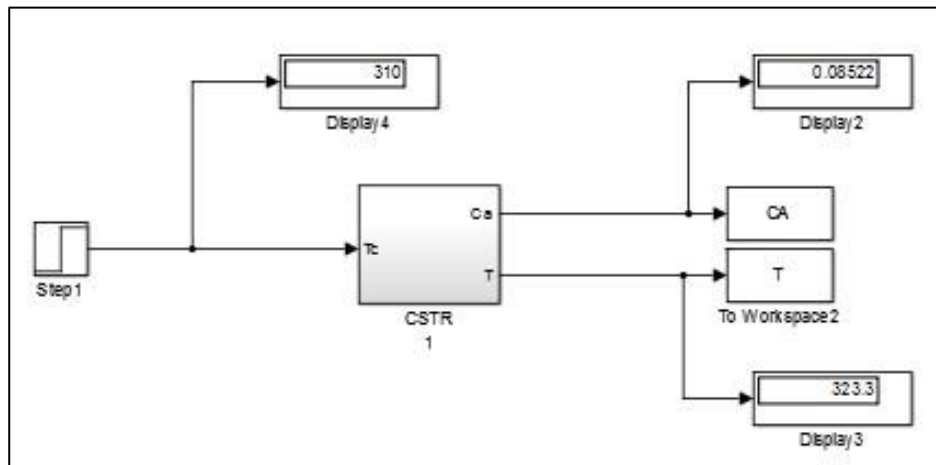


Figura 3.2 Sistema en lazo abierto planta CSTR

3.2.1 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL (P).

Para el diseño de un controlador Proporcional, P, en un modelo de un CSTR, se considerará como variable manipulada la Temperatura de la camisa del Reactor y como variable controlada la Concentración de A, C_A , es decir que para alcanzar una concentración deseada o setpoint (S_p), se realizará una acción de control P, la cual tomará el error entre la concentración deseada y la concentración real del reactor y generará un valor de entrada (T_C) al modelo, y reducirá el error a cero en el estado estacionario.

Para este caso de estudio se trabajó con varias ganancias diferentes (K_p) y se aplicó el método de prueba de error para obtener el mejor controlador, con fines prácticos en este proyecto de titulación se muestran únicamente el K_p con mejores resultados y con peores resultados, los cuales fueron respectivamente -100 000 y -10 000, teniendo en cuenta que con valores superiores a -10 000 no se realiza una acción de control apropiada y el sistema tiende a volverse inestable por lo que se toma como límite este valor, y para valores inferiores a -100 000 el sistema

responde de manera similar por lo que se considera como límite este valor. Todo esto se hizo para comprobar el impacto de cada ganancia en el sistema, y finalmente las ecuaciones del controlador, basados en la Ecuación [2.12], que generaron estos K_p son las Ecuaciones [3.20] y [3.21]:

$$m(t) = \bar{m} - 10\,000 e(t) \quad [3.20]$$

$$m(t) = \bar{m} - 100\,000 e(t) \quad [3.21]$$

En la Figura 3.3 se observa el diagrama de Simulink para un controlador proporcional con K_p , y en la Tabla 3.1 se muestran los resultados alcanzados con cada ganancia del controlador, donde el valor esperado de concentración es $0,198 \text{ kmol / m}^3$

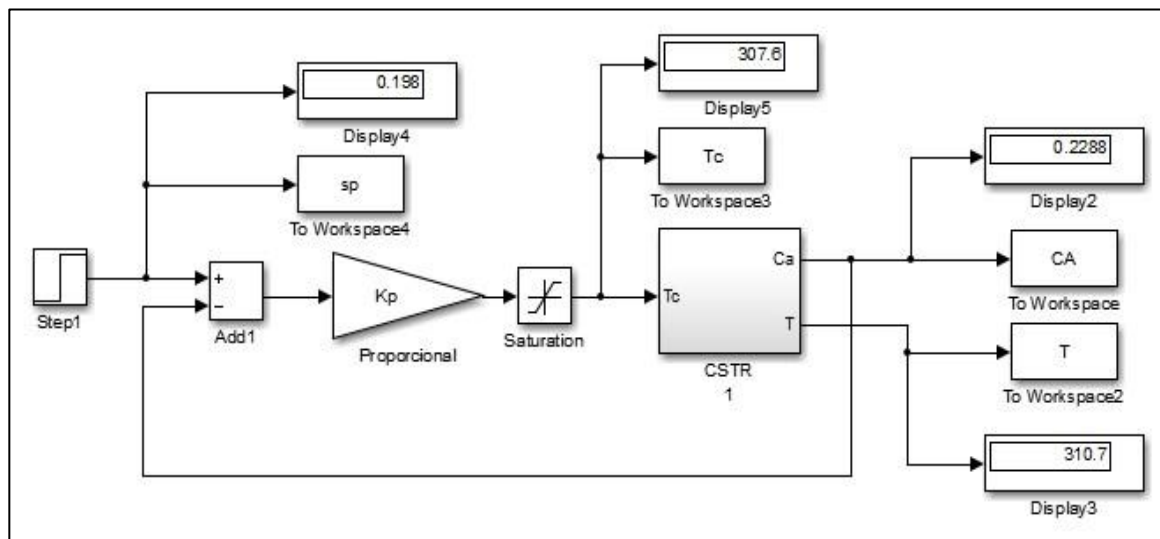


Figura 3.3 Diagrama de bloques del controlador Proporcional

Tabla 3.1 Resultados de simulación para controlador Proporcional

Ganancia (K_p)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)	% Error de posición
-10 000	0,2288	310,7	307,6	11,5
-100 000	0,2023	312,4	320	2,17

Como se observa en la Tabla 3.1, la acción de control con $K_p = -10\,000$ genera un valor final de concentración de A igual a $0,2288 \text{ kmol / m}^3$ la misma que se

obtiene con una temperatura del reactor igual a 310,7 K, mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de 307,6 K. Como se puede observar, no se alcanza el valor deseado de C_A , el cual es 0,198 kmol / m³ ya que existe un error de posición igual a 11,5%.

Dado el error de posición obtenido con un $Kp = -10\ 000$, se aumenta la ganancia del mismo hasta un $Kp = -100\ 000$, con este nuevo valor se obtuvo un valor de C_A igual a 0.2288, una temperatura del reactor igual a 312,4 K y una acción de control igual a 320 K. En este caso pese a no alcanzar la concentración deseada o setpoint el error de posición se reduce significativamente ya que para este caso tiene un valor de 2,17%.

En la Figura 3.4 se observa el seguimiento de la trayectoria que cumple la Concentración de A respecto al valor deseado o setpoint para ambos casos de Kp . Para este controlador se implementó una saturación de 320 K como valor máximo y 280 como valor mínimo, para de esta forma determinar los valores límite que puede alcanzar la acción de control, T_c , ya que a una temperatura superior de 323 K el óxido de propileno se degrada ya que se sobrepasa su punto de ebullición y a una temperatura inferior a 278 K se evita que el agua alcance su punto de congelamiento, es decir fuera de estos límites de temperatura los reactivos de la reacción se alteran.

Como se muestra en las Figuras 3.4 y 3.5, las gráficas presentan oscilación en el estado transitorio, el mismo que puede ser eliminado con una acción de control derivativa la cual fue implementada más adelante, y como se explicó antes, el error de posición se reduce para un Kp mayor.

Sin embargo en la implementación real, un Kp tan elevado es poco aplicable, por lo que es preferible tener una ganancia baja que genere un error de posición mayor, el mismo que será eliminado con una acción integral posteriormente.

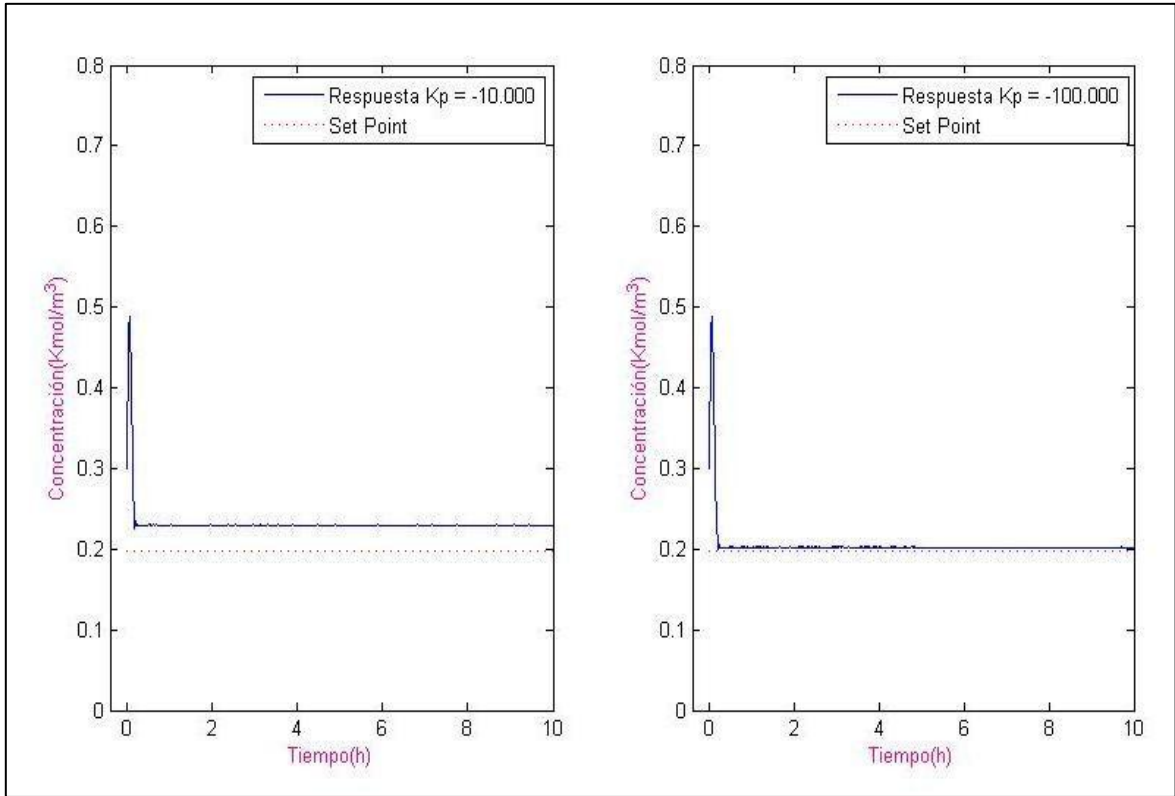


Figura 3.4 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional

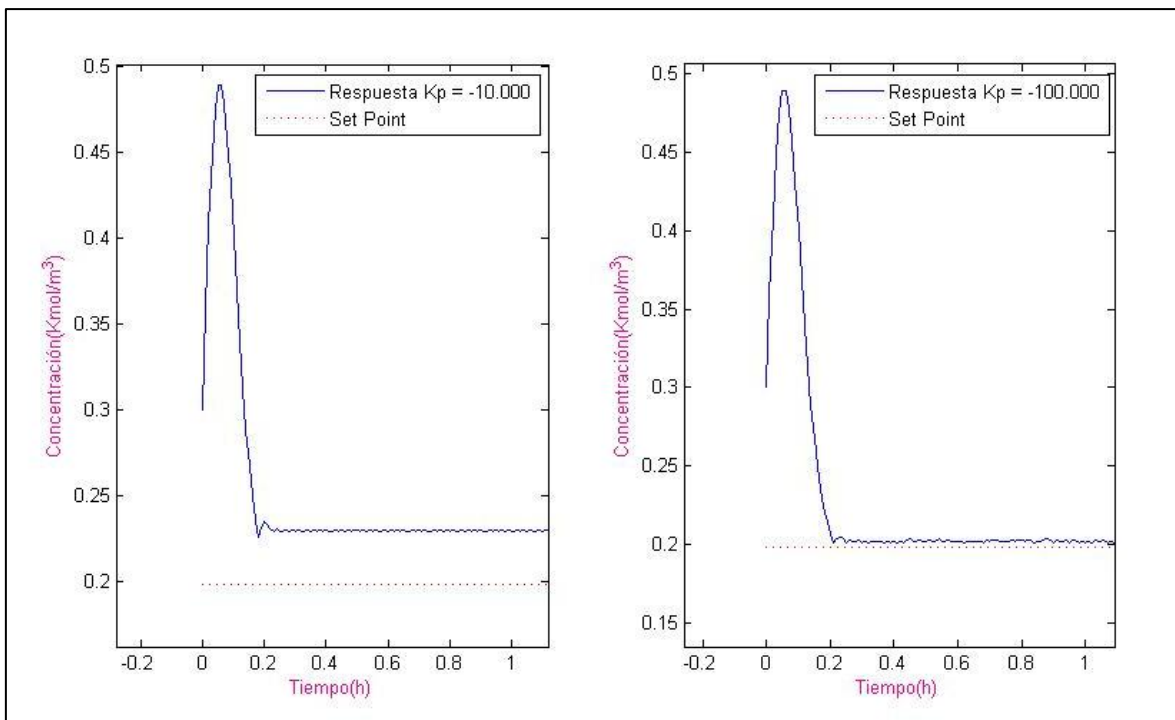


Figura 3.5 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional (Escala Aumentada)

A continuación se realizó una perturbación a cada uno de los sistemas para comprobar que los controladores se ajustan independientemente de los valores

de setpoint que se desee obtener. La perturbación consistió en alterar la concentración deseada a las 5h de 0,198 a 0,180 kmol/m³, que en casos reales puede presentarse por un aumento de agua en el flujo de entrada del reactor.

En la Tabla 3.2 se presentan los nuevos resultados con las respectivas ganancias del controlador.

Tabla 3.2 Resultados de simulación para controlador Proporcional con perturbación

Ganancia (K_p)	Concentración de A (kmol / m ³)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)	% Error de posición
-10 000	0,2117	311,4	316,8	17,6
-10 000	0,2117	311,4	316,8	17,6

Para la Tabla 3.2 el nuevo valor de concentración de A deseada es 0,18 kmol / m³, al trabajar con un $K_p = -10\ 000$ se alcanza un valor de Concentración de A de 0,2117 kmol/m³ lo que produce un error de posición de 17,6%, mientras que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 316,8 K y la temperatura del reactor 311,4 K.

Y para el caso del controlador P, con un $K_p = -100\ 000$, la concentración de A final que se obtuvo fue de 0,1839 kmol / m³, la misma que generó un error de posición igual a 2,16%, este valor se obtuvo con una temperatura del reactor igual a 311,4 K y una temperatura de la camisa igual a 316,8 K.

Finalmente se muestra en las Figura 3.6 y 3.7 el seguimiento de trayectoria del sistema para esta perturbación, y como se observa para el caso del controlador con $K_p = -100\ 000$ el error de posición es menor. Sin embargo para ambos casos los controladores se ajustan parcialmente al sistema y permiten seguir la nueva trayectoria establecida luego de la perturbación, la cual para este caso de estudio es una concentración final de A de 0,180 kmol/m³.

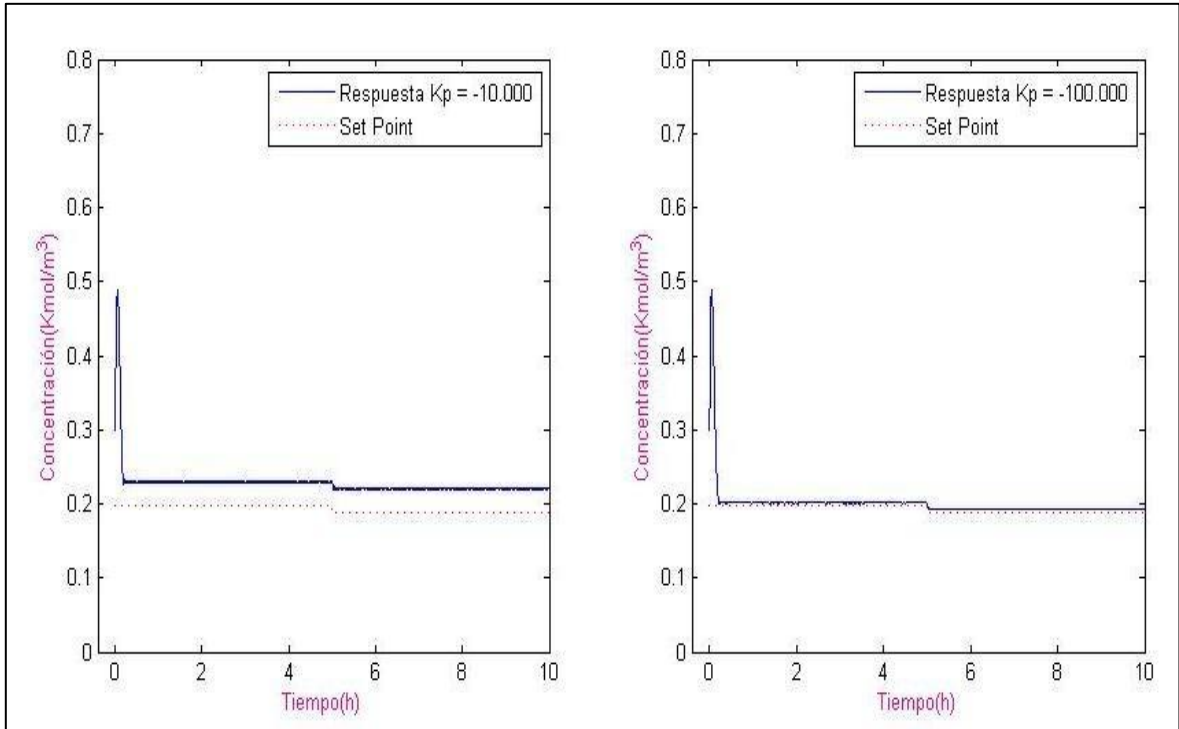


Figura 3.6 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional con perturbación

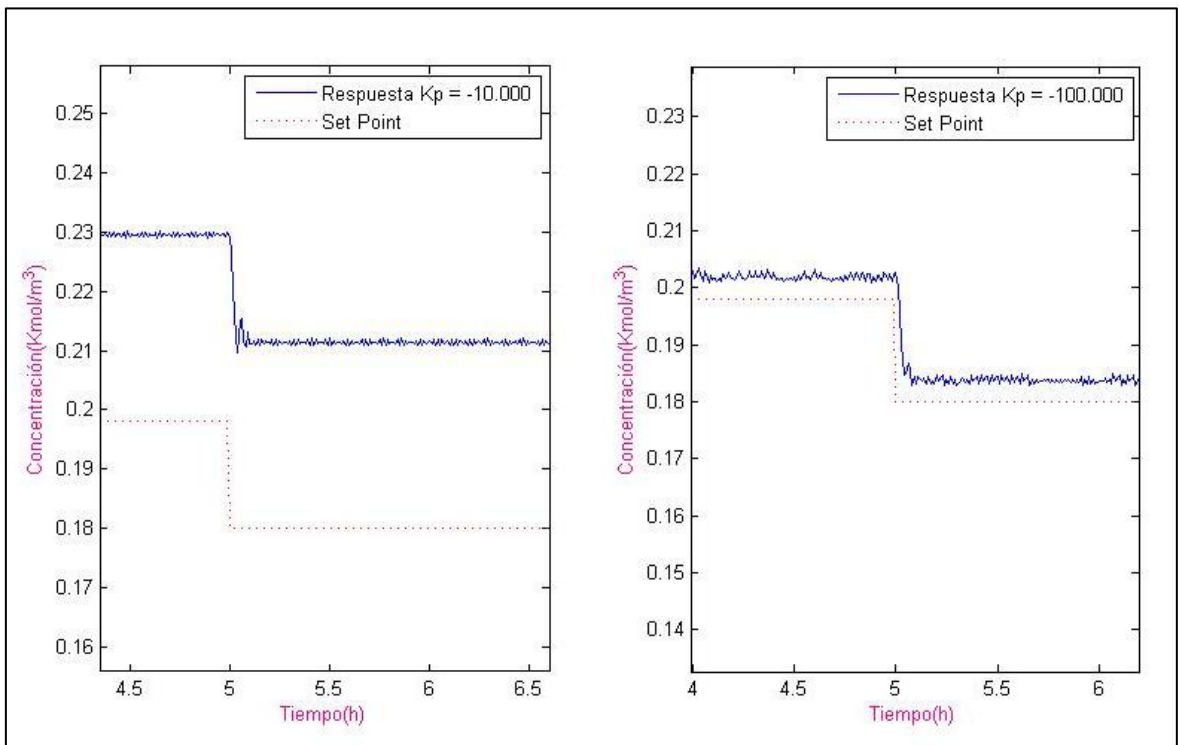


Figura 3.7 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional con perturbación (Escala Aumentada)

3.2.2 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL DERIVATIVO (P_D O PD)

Para el diseño de un controlador Proporcional Derivativo, PD o P_D, en un modelo de un CSTR, se seguirá considerando como variable manipulada la Temperatura de la camisa del Reactor y como variable controlada la Concentración de A es decir que para alcanzar una concentración deseada o setpoint (sp), se realizará una acción de control P, conjuntamente con una acción de control D, lo cual generará un valor de entrada (T_c) al modelo, y reducirá el error a cero en el estado estacionario y disminuirá el error en estado transitorio.

Para este caso de estudio se trabajó primeramente el controlador PD, el cual consiste en derivar la señal del error, con una ganancia proporcional (K_p), igual a -50 000 y varias ganancias derivativas (K_d), esto se hizo para comprobar el impacto de cada ganancia en el sistema. Con fines prácticos en este proyecto de titulación se muestran únicamente el K_d con mejores resultados y con peores resultados, los cuales fueron -10 y -1 respectivamente, teniendo en cuenta que con valores superiores a -1 no se realiza una acción de control apropiada y el sistema tiende a volverse inestable por lo que se toma como límite este valor, y para valores inferiores a -10 el sistema responde de manera similar por lo que se considera como límite este valor. Las ecuaciones del controlador, basados en la Ecuación [2.13], que generaron estas ganancias son las ecuaciones [3.22] y [3.23]:

$$m(t) = \bar{m} - 50\,000e(t) - 10 \frac{de(t)}{dt} \quad [3.22]$$

$$m(t) = \bar{m} - 50\,000e(t) - 1 \frac{de(t)}{dt} \quad [3.23]$$

En la Figura 3.8 se observa el diagrama de Simulink para un controlador proporcional derivativo de la forma PD y en la Tabla 3.3 se muestran los resultados alcanzados con cada ganancia del controlador,

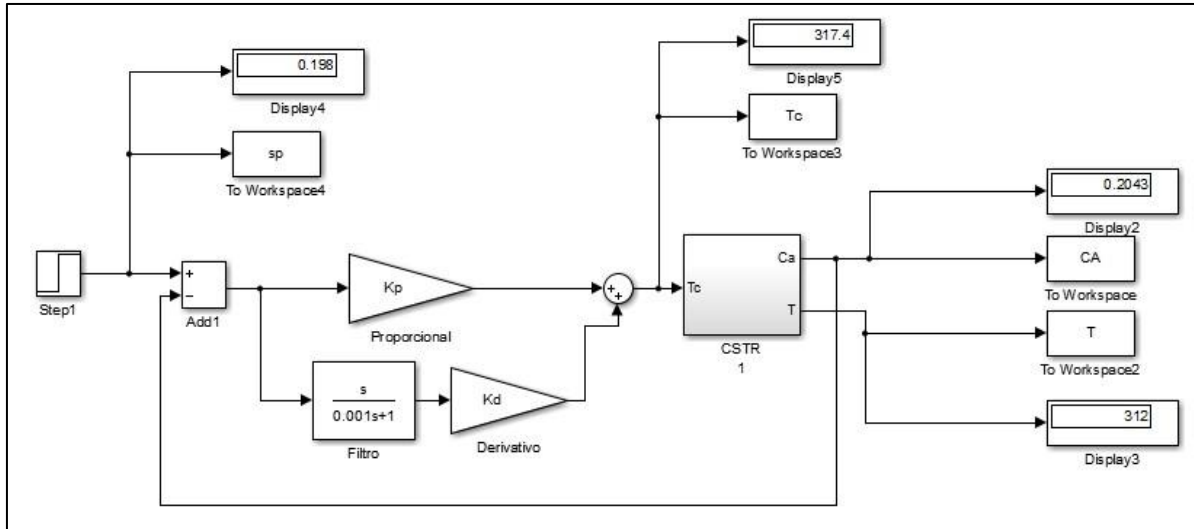


Figura 3.8 Controlador proporcional Derivativo PD

Tabla 3.3 Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo (PD)

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-50 000	-10	0,2043	312	317,4
-50 000	-1	0,2043	312	316,8

Con un $K_d = -10$ se genera un valor final de concentración de A igual a $0,2043 \text{ kmol} / \text{m}^3$ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a 312 K , mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de $317,4 \text{ K}$.

Para un controlador proporcional derivativo de la forma PD con $K_d = -1$, se genera un valor final de concentración de A igual a $0,2043 \text{ kmol} / \text{m}^3$ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a 312 K , mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de $316,8 \text{ K}$.

La única diferencia que presentan los 2 controladores es en el valor de la acción de control ya que con esta acción se trata de reducir únicamente el error en estado transitorio o la oscilación del sistema, por lo que el valor de C_A y T serán iguales generando un error de posición de $3,18\%$. Para la reacción de propilenglicol es importante determinar temperaturas específicas de la camisa para cada concentración de A ya que en bibliografía únicamente se presenta los límites

posibles para la realización de la reacción los cuales son 323 K como valor máximo y 278 K como valor mínimo.

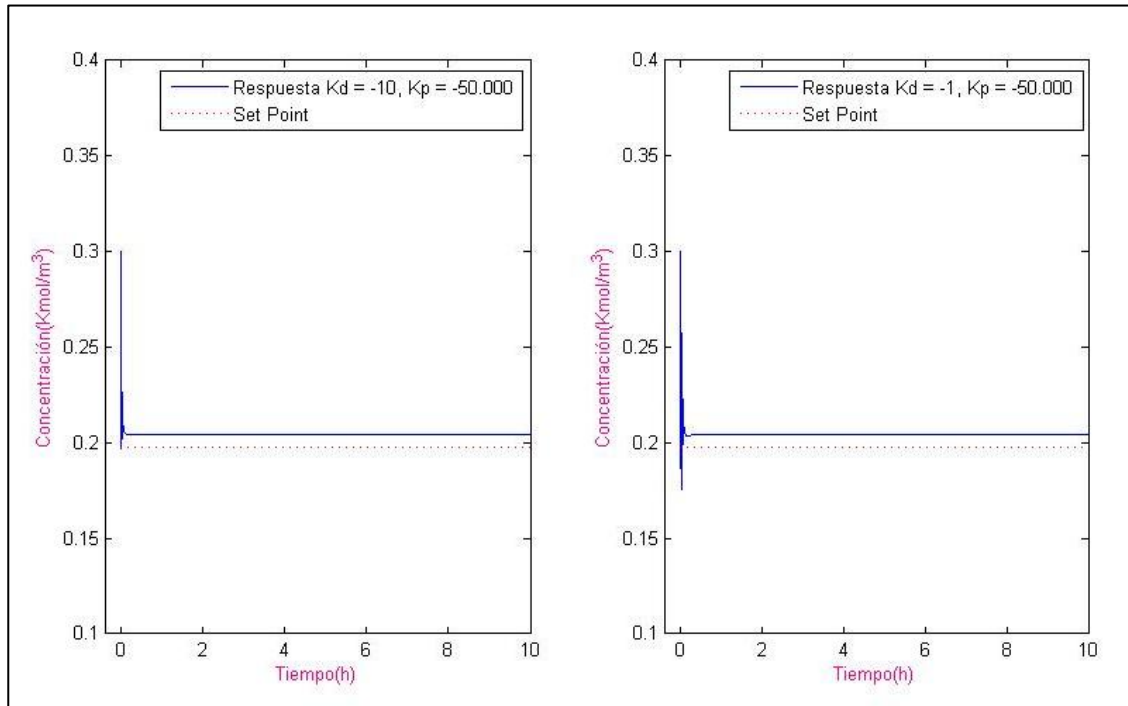


Figura 3.9 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD

En las Figuras 3.9 y 3.10 se puede apreciar de manera más clara la diferencia entre los controladores ya que para el caso de un $K_d = -10$, la oscilación que presenta el sistema al inicio a disminuido de manera considerable, situación que no se puede apreciar para el caso de un $K_d = -1$. Esto quiere decir que para valores más elevados de ganancia derivativa, el error en estado transitorio u oscilación disminuirá.

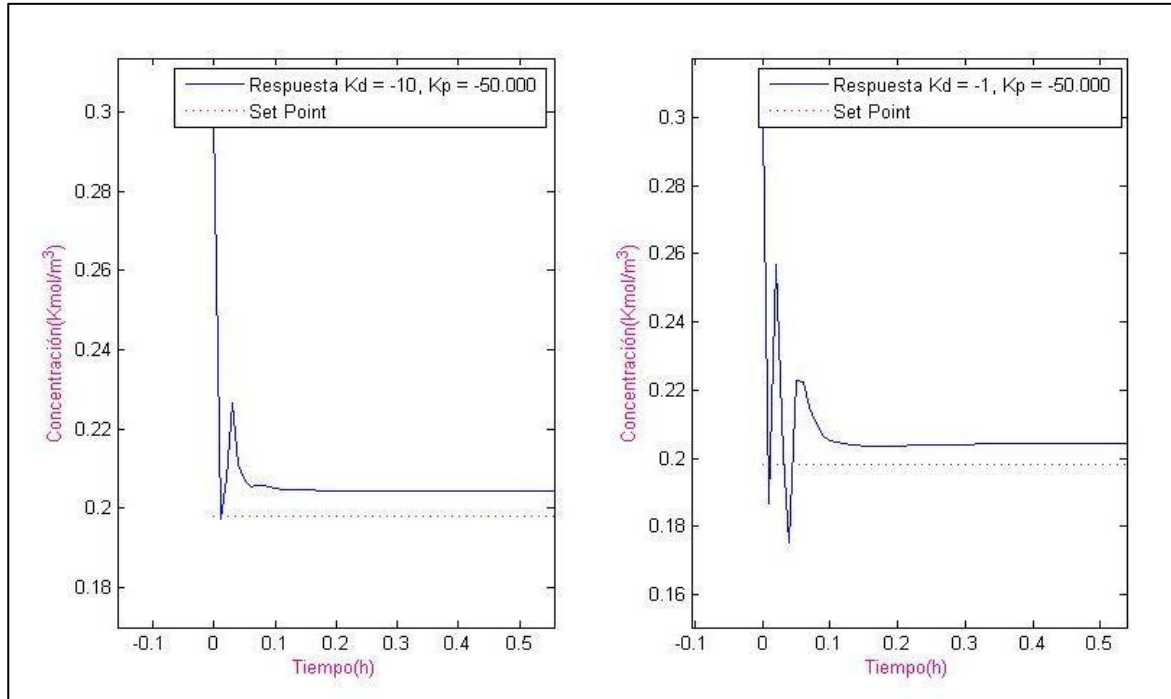


Figura 3.10 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD (Escala Aumentada)

A continuación se realizó una perturbación a cada uno de los sistemas para comprobar que los controladores se ajustan independientemente de los valores de setpoint que se desee obtener. La perturbación consistió en alterar la concentración deseada a las 5h, de 0,198 a 0,180 kmol/m³.

En la Tabla 3.4 se presentan los nuevos resultados con las respectivas ganancias del controlador.

Tabla 3.4 Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo con perturbación

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m ³)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-50 000	-10	0,1864	313,2	319
-50 000	-1	0,1864	313,2	318,6

Para el caso del controlador con $K_d = -10$, se observa que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 319 K, mientras que la temperatura del reactor es igual a 313,2 K, y con estos valores se alcanza una C_A igual a 0,1864.

Mientras que para el caso del controlador con $Kd = -1$, la temperatura de la camisa alcanza un valor de 318,6 K pero la temperatura del reactor así como la concentración de A son las mismas que para el controlador anterior, tomando valores iguales a 313,2 K y 0,1864 kmol/m³.

En la Figura 3.11, se muestra el seguimiento de trayectoria de cada controlador, y al ser un controlador proporcional derivativo, en ambos casos se tendrá un error de posición igual a 3,55%, sin embargo la diferencia que existe entre estos dos controladores es la eliminación de la oscilación al alcanzar el nuevo valor de set oint.

En la Figura 3.12 se puede apreciar de mejor manera la reducción de la oscilación cuando se utiliza el controlador con un $Kp = -50\ 000$ y un $Kd = -10$, ya que al aumentar la ganancia derivativa el error en estado transitorio se reduce.

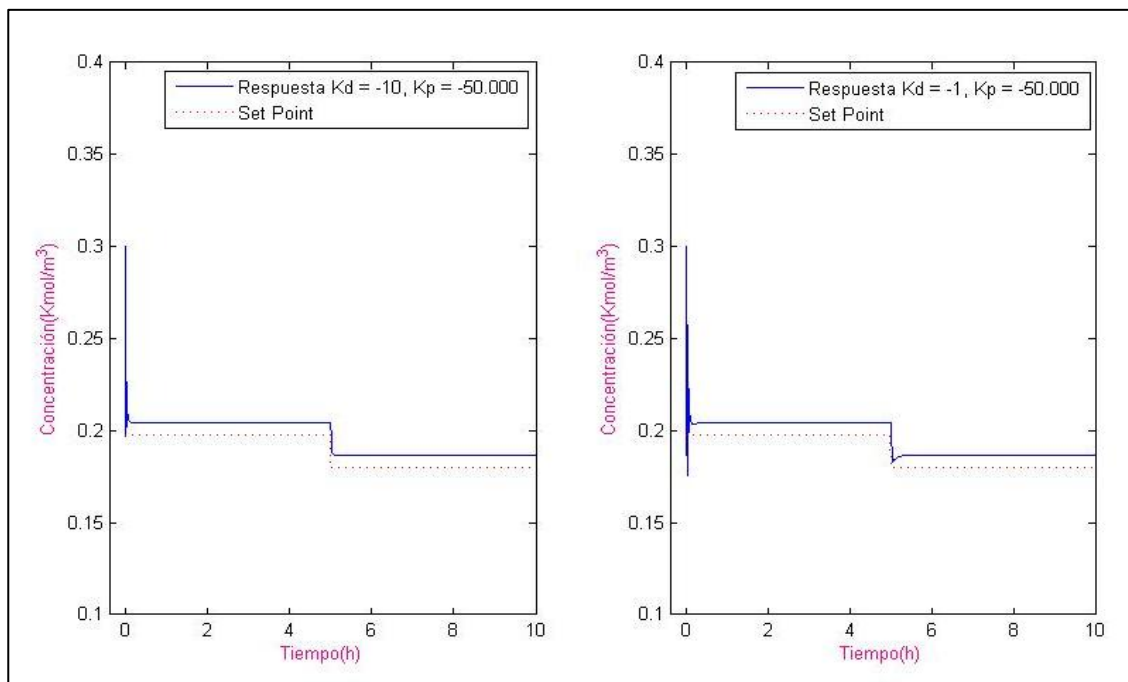


Figura 3.11 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD con perturbación

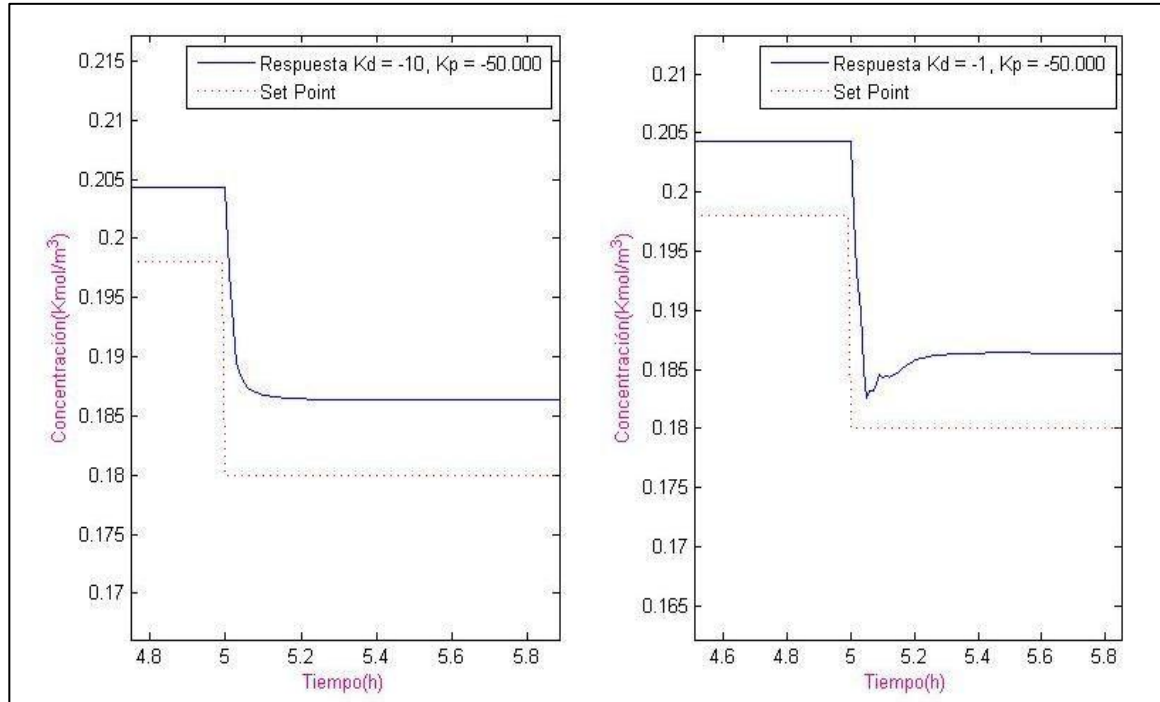


Figura 3.12 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo PD con perturbación (Escala Aumentada)

Seguido de esto se trabajó un controlador Proporcional Derivativo P_D, en donde se derivó únicamente la señal de salida, de la misma forma que para el caso anterior, se trabajó con una ganancia proporcional (K_p), igual a -50 000 y varias ganancias derivativas (K_d), esto se hizo para comprobar el impacto de cada ganancia en el sistema. Con fines prácticos en este proyecto de titulación se muestran únicamente el K_d con mejores resultados y con peores resultados, los cuales fueron -10 y -1 respectivamente, teniendo en cuenta que con valores superiores a -1 no se realiza una acción de control apropiada y el sistema tiende a volverse inestable por lo que se toma como límite este valor, y para valores inferiores a -10 el sistema responde de manera similar por lo que se considera como límite este valor. Las ecuaciones del controlador, basados en la Ecuación [2.14], que generaron estas ganancias son las ecuaciones [3.24] y [3.25]:

$$m(t) = \bar{m} - 50\,000e(t) + 10 \frac{dx(t)}{dt} \quad [3.24]$$

$$m(t) = \bar{m} - 50\,000e(t) + 1 \frac{dx(t)}{dt} \quad [3.25]$$

En la Figura 3.13. se observa el diagrama de Simulink para un controlador proporcional derivativo de la forma P_D, y los respectivos resultados de cada simulación se muestran en la Tabla 3.5.

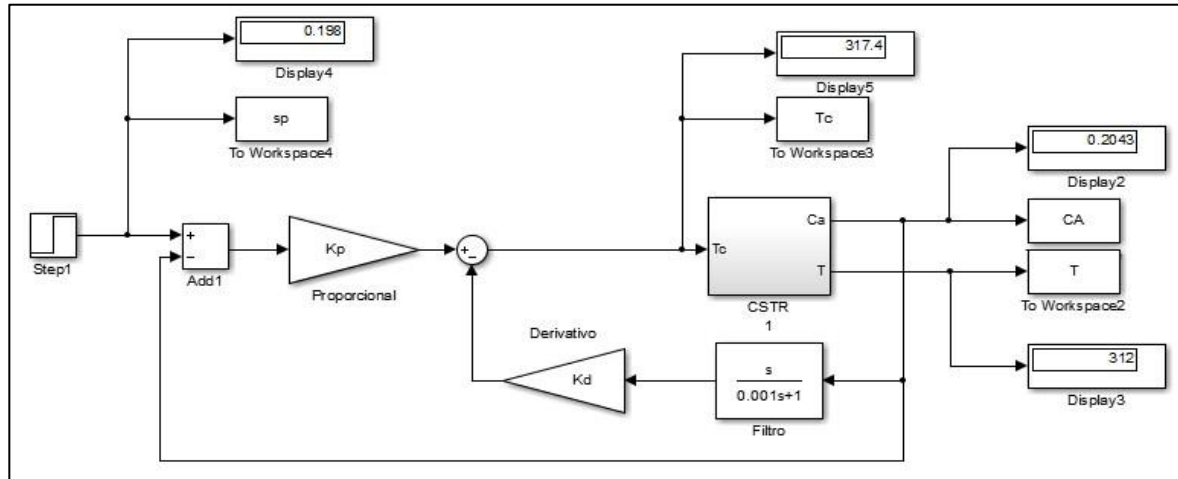


Figura 3.13 Diagrama de bloques de un controlador proporcional Derivativo P_D

Tabla 3.5 Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo P_D

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-50 000	-10	0,2043	312	317,4
-50 000	-1	0,2043	312	317

Como se observa en la Tabla 3.5, con un $K_p = -10$ se genera un valor final de concentración de A igual a $0,2043 \text{ kmol} / \text{m}^3$ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a 312 K, mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de 317,4 K. Y para el caso de un controlador proporcional derivativo de la forma P_D con K_p igual a -50 000 y $K_d = -1$ se genera un valor final de concentración de A igual a $0,2043 \text{ kmol} / \text{m}^3$ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a 312 K, mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de 317 K.

De la misma manera que para el controlador anterior la diferencia que existe entre los 2 controladores es mínima y aparece únicamente en el valor de la acción de control, T_c . Sin embargo en las Figuras 3.14 y 3.15 se pueden apreciar cómo se

ha reducido la oscilación del inicio del sistema en comparación a un controlador proporcional en el seguimiento de la trayectoria deseada. Así también, como se observa, para el caso de un $K_d = -10$ esta reducción es mucho mayor, corroborando los resultados del controlador PD.

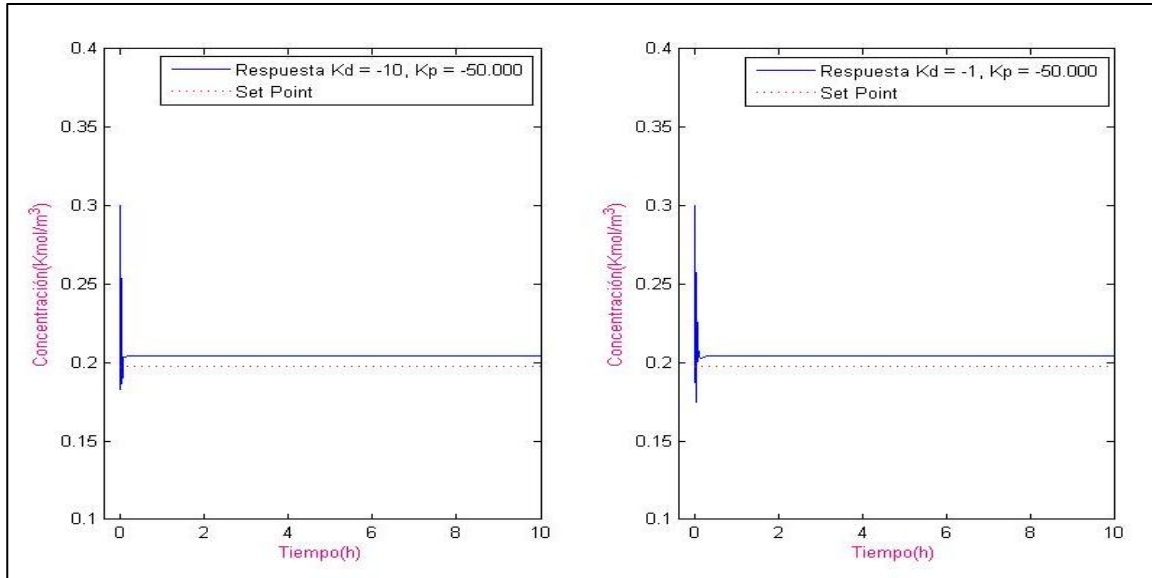


Figura 3.14 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D

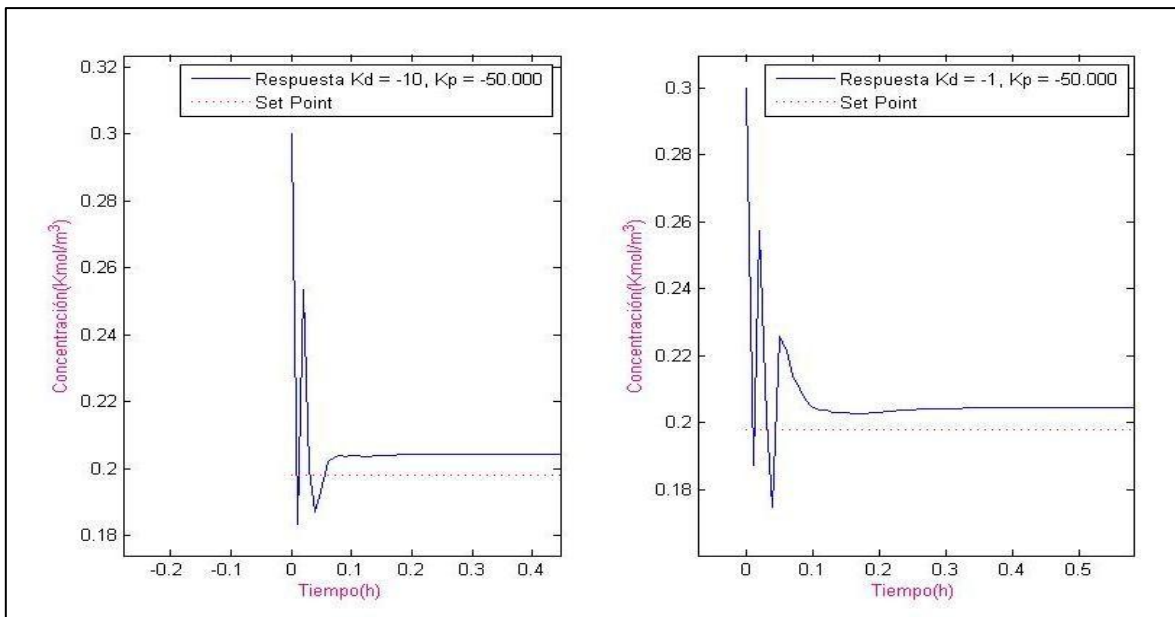


Figura 3.15 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D (Escala Aumentada)

Igual que en los controladores anteriores, se realizó una perturbación a cada uno de los sistemas para comprobar que los controladores se ajustan independientemente de los valores de setpoint que se desee obtener. La perturbación consistió en alterar la concentración deseada a las 5h, de 0,198 a 0,180 kmol/m³.

En la Tabla 3.6 se presentan los nuevos resultados con las respectivas ganancias del controlador.

Tabla 3.6 Resultados de simulación para controlador Proporcional Derivativo con perturbación

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m ³)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-50 000	-10	0,1864	313,2	319
-50 000	-1	0,1864	313,2	318,6

Como se presenta en la Tabla 3.6, para el caso del controlador con $K_d = -10$ y $K_p = -50\ 000$, se observa que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 319 K, mientras que la temperatura del reactor es igual a 313,2 K, y con estos valores se alcanza una C_A igual a 0,1864 kmol / m³. Estos valores son iguales a los obtenidos con el controlador PD, sin embargo la diferencia entre estos se notará con las gráficas de seguimiento de trayectoria mostradas posteriormente.

De igual forma, para el caso del controlador con $K_d = -1$ y $K_p = -50\ 000$, la temperatura de la camisa alcanza un valor de 318,6 K pero la temperatura del reactor así como la Concentración de A son las mismas que para el controlador anterior, tomando valores iguales a 313,2 K y 0,1864 kmol/m³, valores iguales a los obtenidos con el controlador PD.

A continuación se muestra el seguimiento de trayectoria de cada controlador, y al ser un controlador P_D, en ambos casos se presentará un error de posición igual a 3,55%, valor igual que para los controladores PD. Sin embargo al

observar las Figuras 3.16 y 3.17 se puede apreciar la reducción de la oscilación en el estado transitorio del sistema, al alcanzar el nuevo valor de concentración de A.

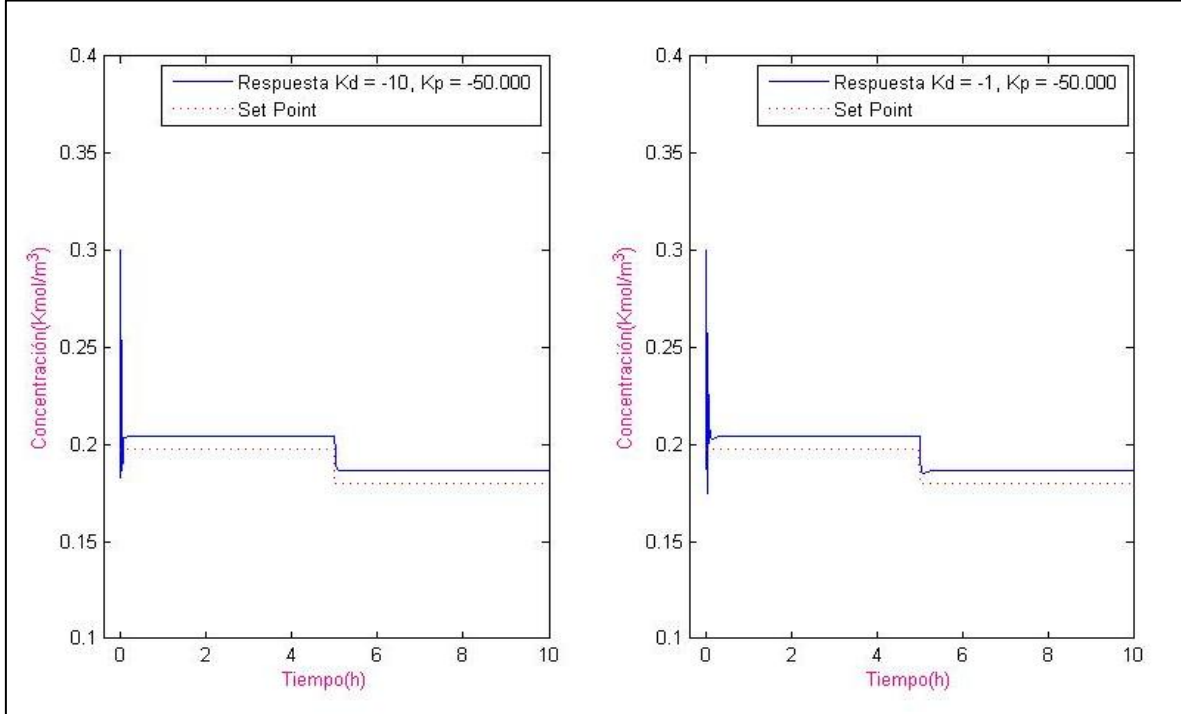


Figura 3.16 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D con perturbación

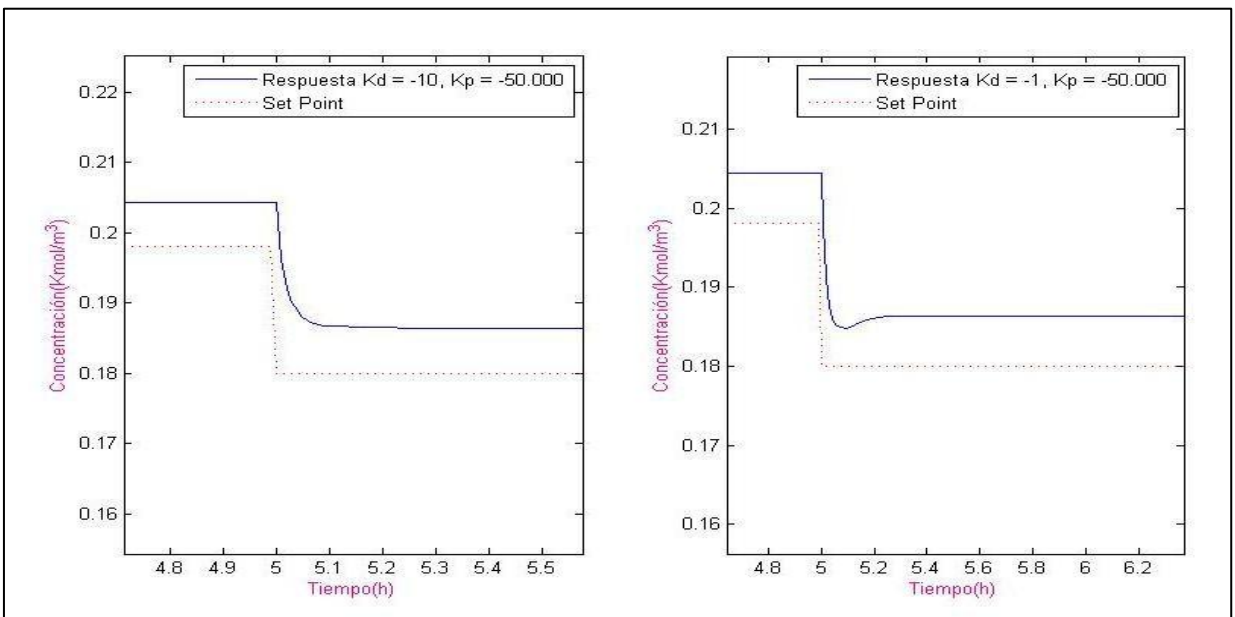


Figura 3.17 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Derivativo P_D con perturbación (Escala Aumentada)

Al comparar los resultados del controlador PD con los del controlador P_D, se observa que pese a que los 2 tipos de acciones de control disminuyen la oscilación, cuando se trabaja derivando únicamente el error, el error en el estado transitorio disminuye de manera más evidente ya que brinda una solución más rápida a la mala respuesta de perturbaciones bruscas del controlador proporcional.

3.2.3 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL (PI)

Para el diseño de un controlador Proporcional Integral, PI, en un modelo de un CSTR, se mantiene variable manipulada la temperatura de la camisa del reactor y como variable controlada la concentración de A, C_A , se generará un valor de entrada (T_c) al modelo, y se reducirá el error en el estado estacionario con una corrección suplementaria exacta de manera paulatina, hasta anular completamente la desviación.

De la misma manera que para el controlador Proporcional y para el controlador Proporcional Derivativo, se trabajó con varias ganancias integrales (K_i), esto se hizo para comprobar el impacto de cada ganancia en el sistema. Con fines prácticos en este proyecto de titulación se muestran únicamente el K_i con mejores resultados y con peores resultados, los cuales fueron -500 y -300 respectivamente, teniendo en cuenta que con valores superiores a -300 no se realiza una acción de control apropiada y el sistema tiende a volverse inestable y para valores inferiores a -500 el sistema responde de manera similar. Adicionalmente se trabajó con un $K_p = -500$. Las ecuaciones del controlador, basados en la Ecuación [2.15], que generaron estas ganancias son las ecuaciones [3.26] y [3.27]:

$$m(t) = \bar{m} - 500e(t) - 500 \int_0^t edt \quad [3.26]$$

$$m(t) = \bar{m} - 500e(t) - 300 \int_0^t edt \quad [3.27]$$

En la Figura 3.18 se observa el diagrama de Simulink para un controlador Proporcional Integral y los resultados de las simulaciones se presentan en la Tabla 3.7

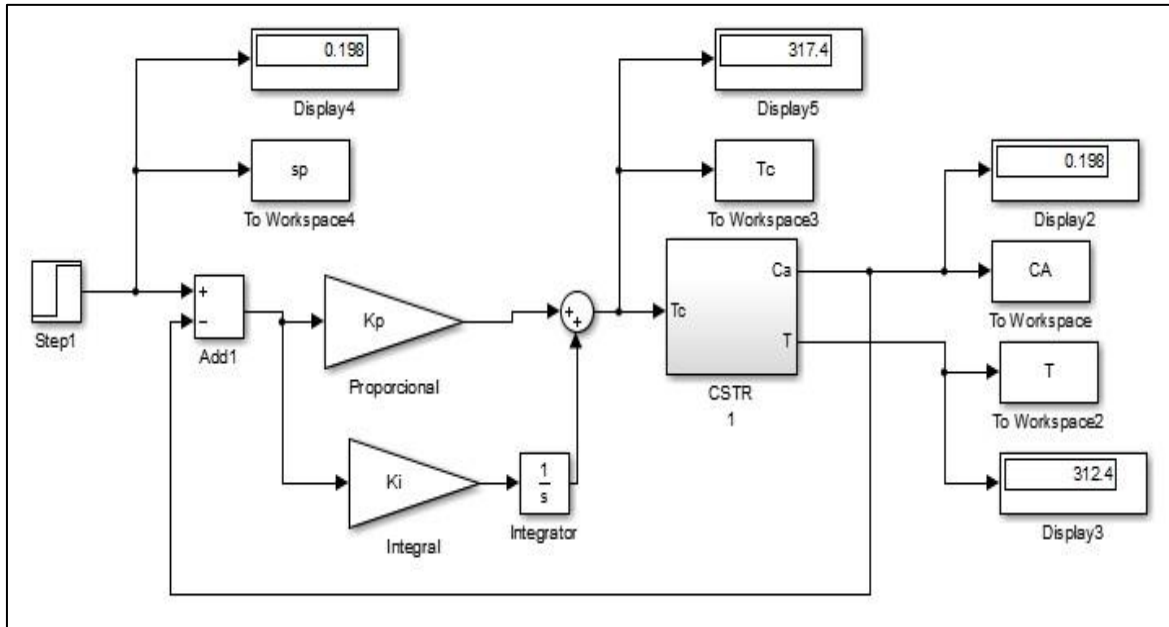


Figura 3.18 Diagrama de un controlador proporcional Integral PI

Tabla 3.7 Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Derivativa (K_i)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-500	-500	0,198	312,4	317,4
-500	-300	0,198	312,4	317,4

Como se muestra en la Tabla 3.7, la acción de control con K_p igual a -500 y $K_i = -500$, se genera un valor final de concentración de A igual a $0,198 \text{ kmol} / \text{m}^3$ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a $312,4 \text{ K}$, mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de $317,4 \text{ K}$. Como se observa, se alcanza el valor deseado de C_A , el cual es $0,198 \text{ kmol} / \text{m}^3$ eliminando completamente el error de posición.

Para el siguiente caso se disminuye la ganancia a un $K_i = -300$, con este nuevo valor se obtuvo un valor de C_A igual a $0,198$, una temperatura del reactor igual a

312,4 K y una acción de control T_c igual a 317,4 K. De la misma manera que para el K_i anterior se ha eliminado completamente el error de posición, sin embargo la diferencia que existe entre los 2 controladores es que para un K_i mayor la respuesta del sistema es más rápida, como se observa en la Figura 3.19.

Como se observa cuando se tiene un $K_i = -500$, el sistema alcanza el valor de setpoint aproximadamente a las 5 horas, mientras que para el caso de un $K_i = -300$ se demora 7 horas, por lo que es más recomendable utilizar K_i más elevados para generar una estabilidad más rápida al sistema. La oscilación que presenta el sistema se debe a que este controlador no posee acción derivativa por lo que no se controla el estado transitorio del sistema.

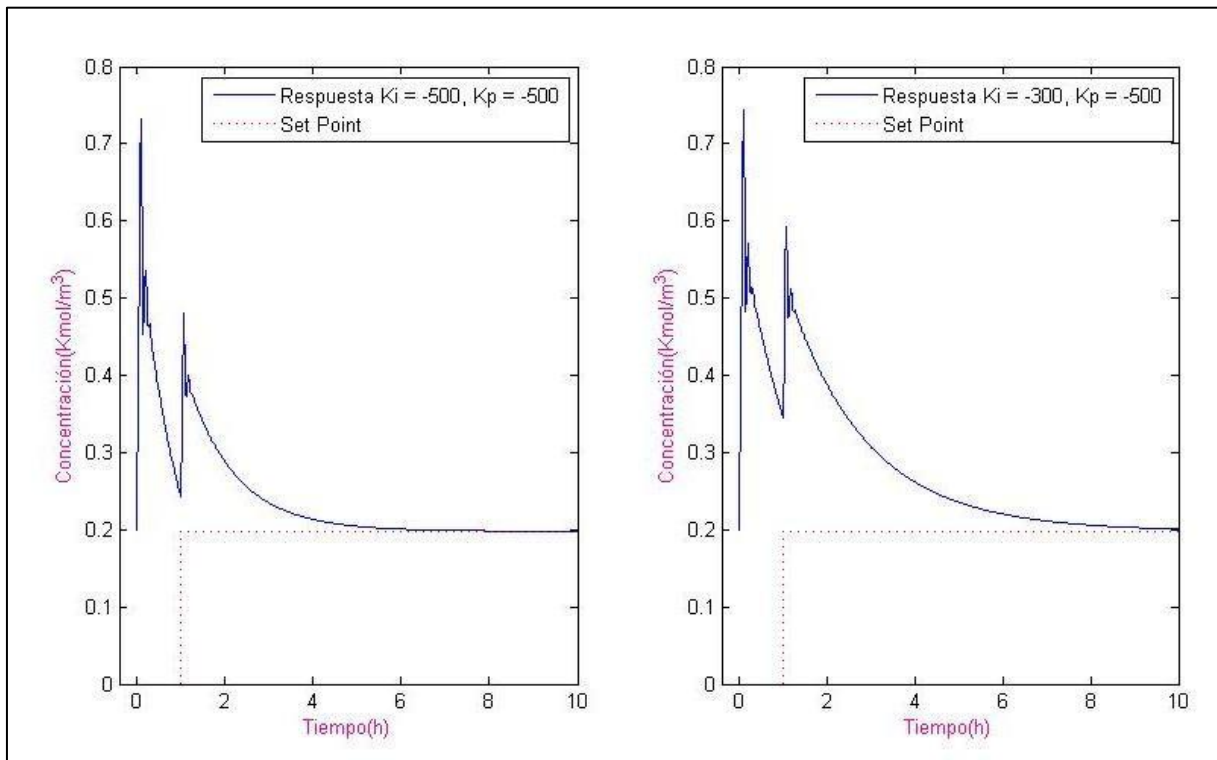


Figura 3.19 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral PI

Finalmente, se realizó una perturbación a cada uno de los sistemas para comprobar que los controladores se ajustan independientemente de los valores de setpoint que se desee obtener. La perturbación consistió en alterar la concentración deseada a las 5h, de 0,198 a 0,180 kmol/m³.

En la Tabla 3.8 se presentan los nuevos resultados con las respectivas ganancias del controlador.

Tabla 3.8 Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral con perturbación

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Derivativa (K_i)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-500	-500	0,1801	313,6	319,1
-500	-300	0,1832	313,4	318,8

Para el caso del controlador PI con $K_i = -500$ y $K_p = -500$, se observa que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 319,1 K, mientras que la temperatura del reactor es igual a 313,6 K, y con estos valores se alcanza una C_A igual a 0,1801, lo que elimina el error de posición casi por completo.

Y para el caso del controlador PI con $K_i = -300$ y $K_p = -500$, se observa que la temperatura de la camisa y del reactor han disminuido en consideración con el controlador anterior y han tomado valor de 318,8 K y 313,4 respectivamente, lo que ha generado una concentración de A igual a 0,1832 kmol / m^3 la cual genera un error de posición de 1,77%, esto se debe a que como se mostrará en la Figura 3.20, el tiempo de estabilidad del sistema de 10 h no fue suficiente para alcanzar el nuevo valor de setpoint.

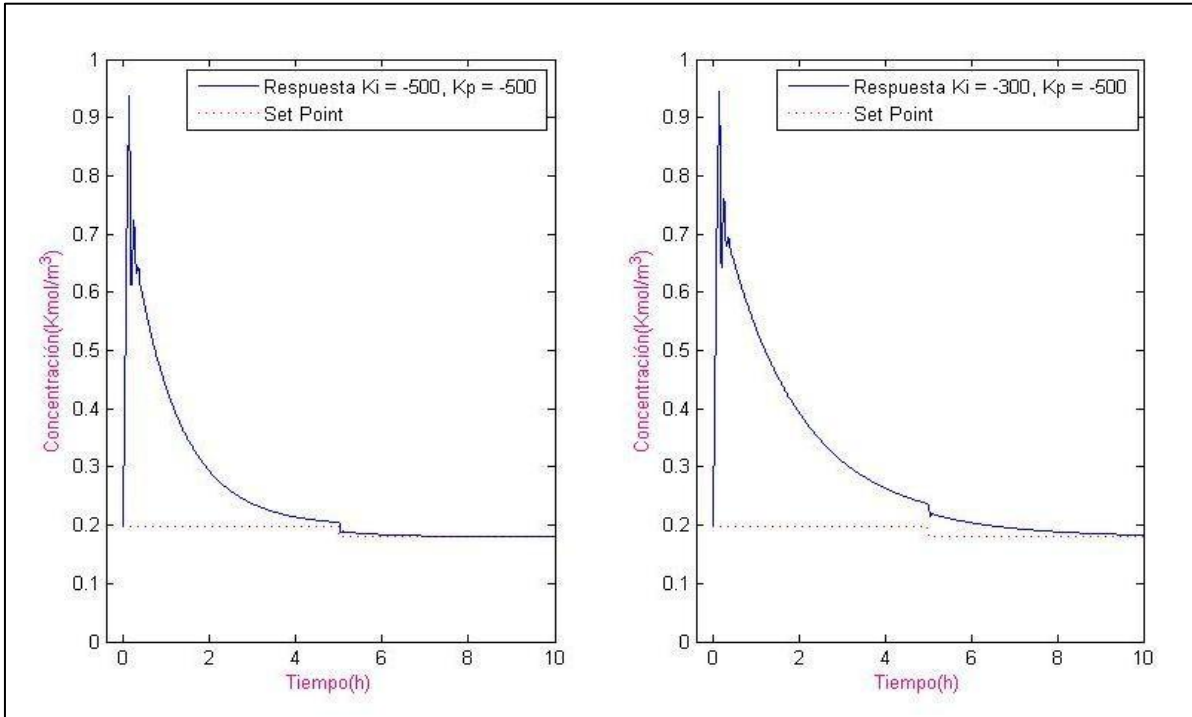


Figura 3.20 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral PI con Perturbación

Como se puede observar, cuando se trabaja con un $K_i = -500$, el nuevo valor de setpoint es alcanzado totalmente al llegar a las 7 horas de reacción, es decir 2 horas después de haber sido establecida la perturbación. Sin embargo, cuando se trabaja con un $K_i = -300$, el valor de la concentración de A final no alcanza a igualar al valor de setpoint deseado ($0.180 \text{ kmol} / \text{m}^3$) dentro de las 10 horas de reacción. Es por esto que es más conveniente trabajar con valor de K_i más altos que permitan una estabilidad del sistema más rápida.

3.2.4 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO (PI_D O PID)

Para este controlador, también se implementó una saturación de 320 K como valor máximo y 280 K como valor mínimo, para de esta forma determinar los valores límite que puede alcanzar la acción de control ya que a una temperatura superior de 323 K o inferior a 278 K dentro del reactor los componentes de la reacción se degradan.

Para el diseño del controlador Proporcional Integral Derivativo, donde se derive la señal del error, PID, se mantiene como variable manipulada la Temperatura de la camisa del Reactor y como variable controlada la Concentración de A.

De igual forma que para los otros controladores se trabajó con varias ganancias integrales diferentes (K_i), esto se hizo para comprobar el impacto de cada ganancia en el sistema. Con fines prácticos en este proyecto de titulación se muestran únicamente el K_i con mejores resultados y con peores resultados, los cuales fueron -800 y -300 respectivamente, teniendo en cuenta que con valores superiores a -300 no se realiza una acción de control apropiada y el sistema tiende a volverse inestable y para valores inferiores a -500 el sistema responde de manera similar.

Adicionalmente se trabajó con un $K_p = -10$ y un $K_d = -10$. Las ecuaciones del controlador, basados en la Ecuación [2.16], que generaron estas ganancias son las ecuaciones [3.28] y [3.29]:

$$m(t) = \bar{m} - 10e(t) - 800 \int_0^t e dt - 10 \frac{de(t)}{dt} \quad [3.28]$$

$$m(t) = \bar{m} - 10e(t) - 300 \int_0^t e dt - 10 \frac{de(t)}{dt} \quad [3.29]$$

En la Figura 3.21 se observa el diagrama de Simulink para el controlador proporcional integral derivativo y en la Tabla 3.9 se presentan los resultados de la simulación respectiva.

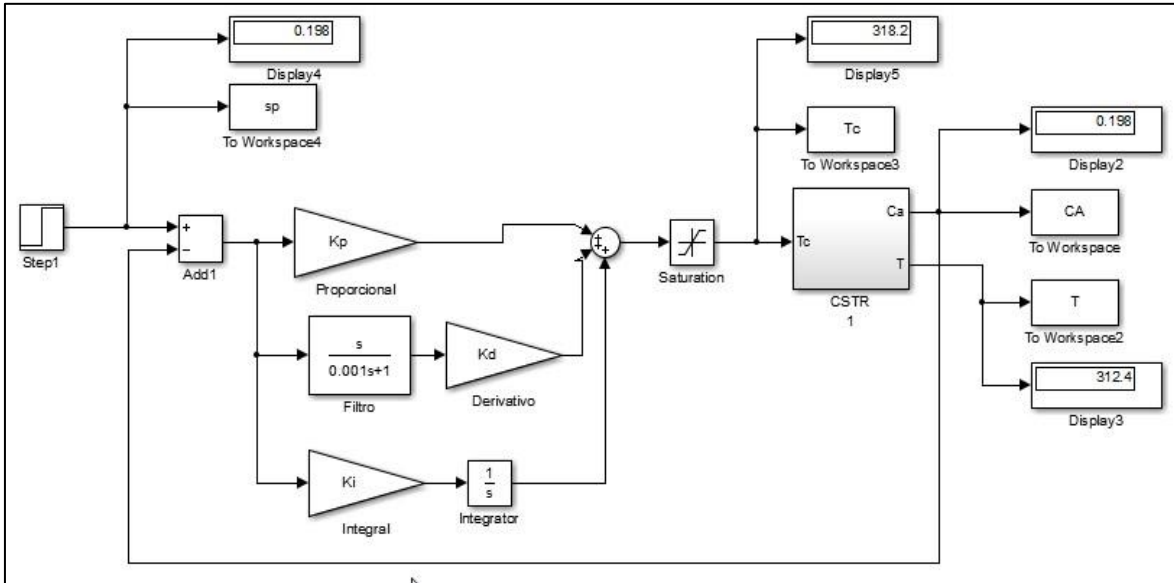


Figura 3.21 Controlador proporcional Integral Derivativo PID

Tabla 3.9 Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PID

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Integral (K_i)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m³)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-10	-800	-10	0,198	312,4	318,2
-10	-300	-10	0,198	312,4	316,4

Como se observa, para el controlador con ganancia integral de -800 se genera un valor final de concentración de A igual a 0,198 kmol / m³ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a 312,4 K, mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de 318,2 K. Como se puede observar, el error de posición quedó completamente eliminado.

Para el caso del segundo controlador, cuando reduzco el valor de la ganancia integral, también obtengo un valor igual a 0,198, lo que de igual forma elimina el error de posesión, con una temperatura del reactor igual a 312,4, la diferencia entre este y el controlador anterior esta en el valor de T_c , el cual ahora es 316,4 K.

En la Figura 3.22. se observa el seguimiento de la trayectoria de ambos controladores, y como se puede apreciar ambos controladores alcanzan el valor de

concentración de A deseado alrededor de las 4h de reacción y a su vez generan un sobreimpulso en la señal de respuesta, esto se debe a que la respuesta del controlador es lenta respecto a la respuesta del sistema. Este sobreimpulso se reducirá posteriormente con las técnicas de antiwindup.

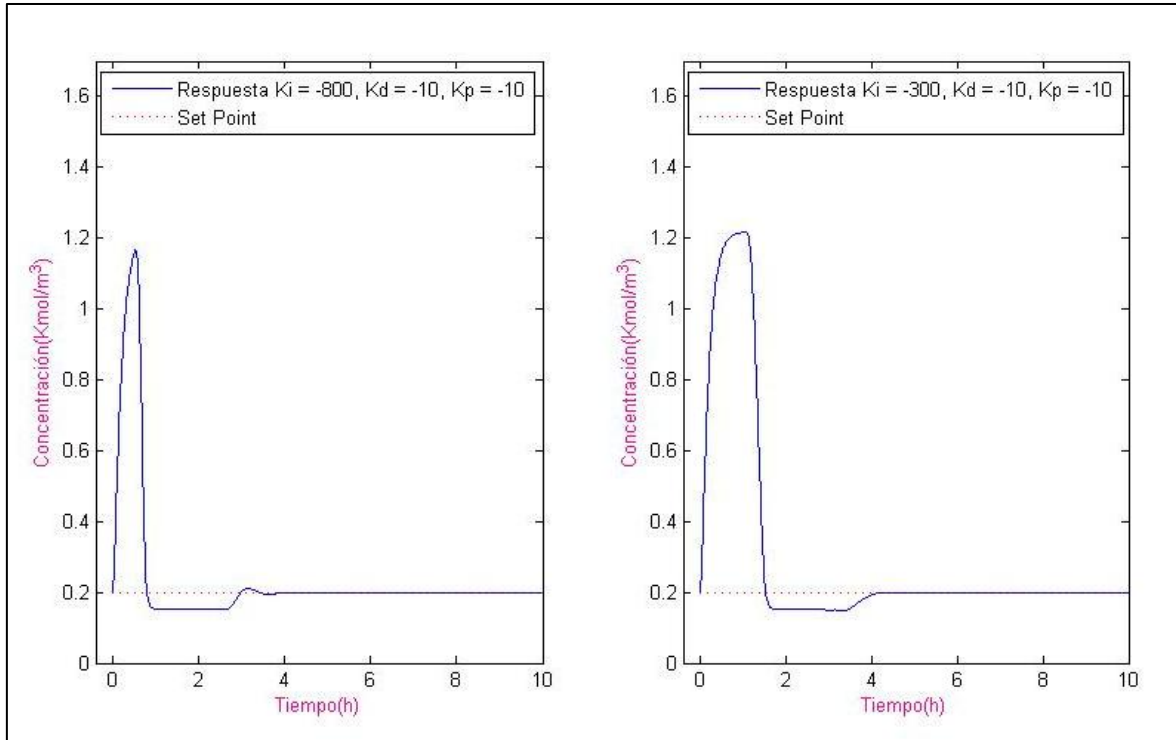


Figura 3.22 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID

Como para los casos anteriores se realizó una perturbación a cada uno de los sistemas para comprobar que los controladores se ajustan correctamente independientemente de los valores de setpoint que se desee obtener. La perturbación consistió en alterar la concentración deseada a las 5h, de 0,198 a 0,180 kmol/m^3 . En la Tabla 3.10 se presentan los nuevos resultados con las respectivas ganancias del controlador.

Tabla 3.10 Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con perturbación

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Integral (K_i)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-10	-800	-10	0,18	313,6	319,9
-10	-300	-10	0,18	313,6	319,6

Para el caso del primer controlador PID con $K_i = -800$, se observa que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 319,9 K, mientras que la temperatura del reactor es igual a 313,6 K, y con estos valores se alcanza una C_A igual a 0,18, lo que elimina el error de posición.

Mientras que para el caso del segundo controlador PID con $K_i = -300$, se observa que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 319,6 K, mientras que la temperatura del reactor es igual a 313,6 K, y con estos valores se alcanza una igual a 0,18, lo que elimina de igual manera que el controlador anterior, el error de posición.

Como se observa en las Figuras 3.23 y 3.24 los controladores se ajustan perfectamente al sistema y mantienen el seguimiento de la trayectoria por el nuevo valor de setpoint, sin embargo también presentan un ligero sobreimpulso en la respuesta.

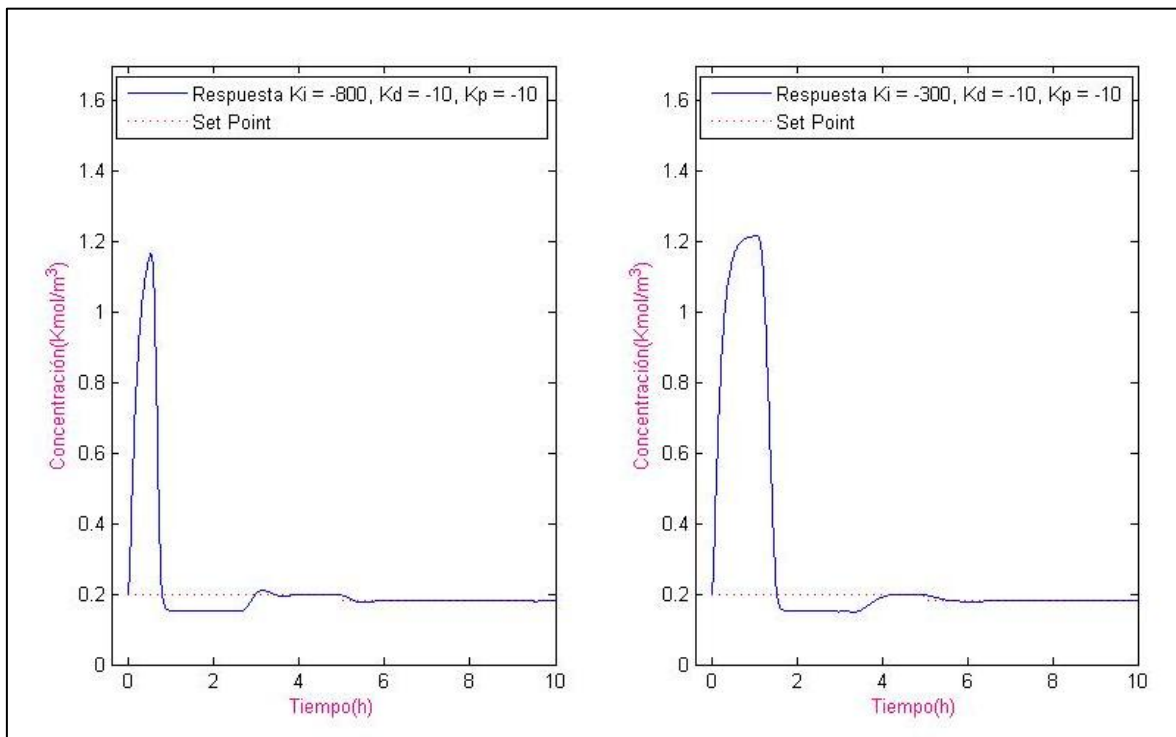


Figura 3.23 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con perturbación

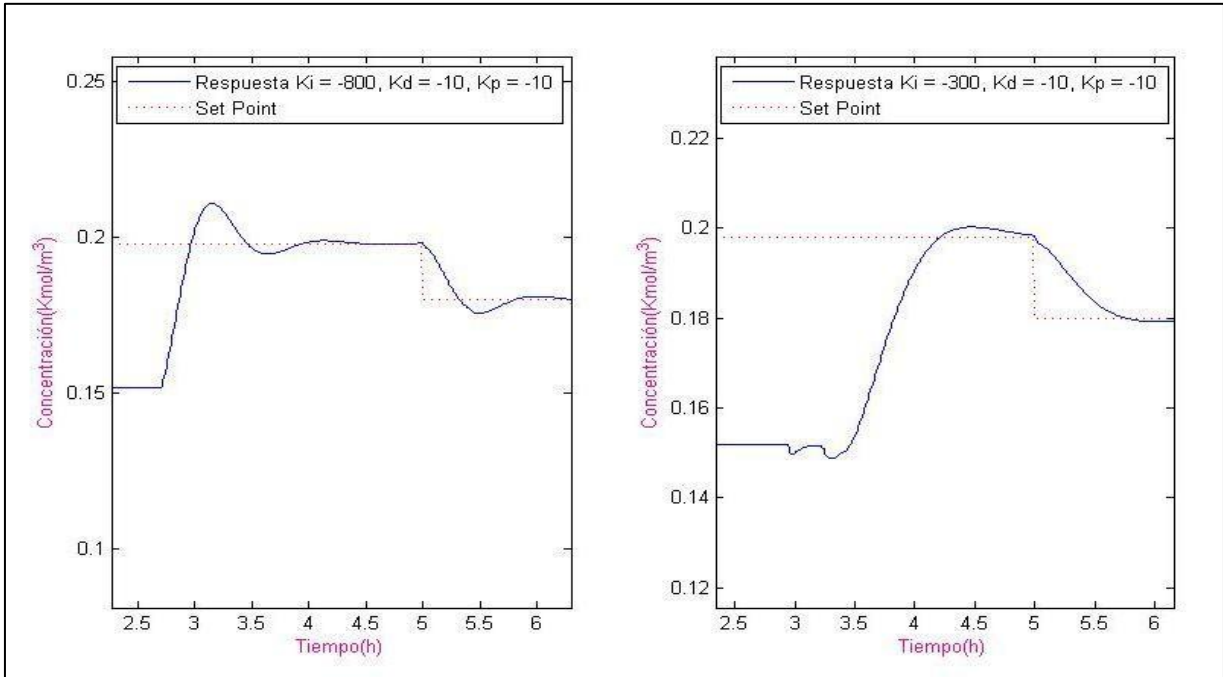


Figura 3.24 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con perturbación

Para el diseño del controlador Proporcional Integral Derivativo, donde se derive la señal de salida, PI_D, se mantiene como variable manipulada la Temperatura de la camisa del Reactor y como variable controlada la Concentración de A, .

De igual forma que para los casos anteriores se trabajó con varias ganancias integrales diferentes (K_i), Con fines prácticos en este proyecto de titulación se muestran únicamente el K_i con mejores resultados y con peores resultados, los cuales fueron -800 y -300 respectivamente, teniendo en cuenta que con valores superiores a -300 no se realiza una acción de control apropiada y el sistema tiende a volverse inestable y para valores inferiores a -500 el sistema responde de manera similar Además se trabajó con similares K_p y K_d iguales a -10, esto se hizo para comprobar el impacto de cada ganancia en el sistema, y las ecuaciones del controlador, basados en la Ecuación 2.17, que generaron estas ganancias son las Ecuaciones [3.30] y [3.31]:

[3.30]

$$m(t) = \bar{m} - 10e(t) - 800 \int_0^t e dt + 10 \frac{dx(t)}{dt}$$

[3.31]

$$m(t) = \bar{m} - 10e(t) - 300 \int_0^t e dt + 10 \frac{dx(t)}{dt}$$

En la Figura 3.25. se observa el diagrama de Simulink para el controlador PI_D y los resultados de las simulaciones se muestran en la Tabla 3.11.

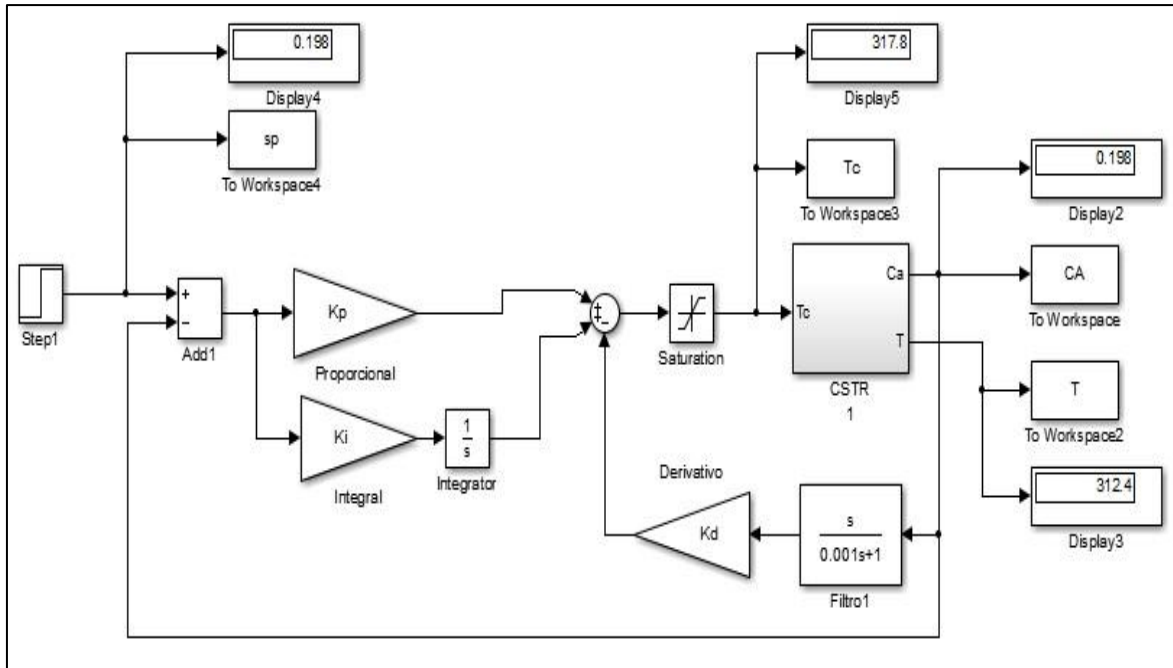


Figura 3.25 Diagrama de Bloques de un controlador proporcional Integral Derivativo PI_D

Tabla 3.11 Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Integral (K_i)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-10	-800	-10	0,198	312,4	317,8
-10	-300	-10	0,198	312,4	316,4

Como se observa, para el controlador con ganancia integral igual a -800, se genera un valor final de concentración de A igual a $0,198 \text{ kmol} / \text{m}^3$ la misma que se obtiene con una temperatura del reactor igual a $312,4 \text{ K}$, mientras que la temperatura de la camisa que genera estos valores es de $317,8 \text{ K}$. Como se puede observar, el error de posición quedó completamente eliminado.

Para el caso del segundo controlador, cuando se trabajó con una ganancia integral de -300, también se obtuvo un valor igual a $0,198$, lo que de igual forma elimina

el error de posición, con una temperatura del reactor igual a 312,4 K, la diferencia entre este y el controlador anterior está en el valor de T_c el cual ahora es 316,4 K.

Cuando se analiza la Figura 3.26 se observa que el seguimiento de trayectoria de este controlador cumple con el objetivo de alcanzar el valor de concentración deseado. A demás se observa que de la misma manera que para el controlador PID, este controlador también genera un sobreimpulso en la señal de respuesta.

Como para los casos anteriores se realizó una perturbación a cada uno de los sistemas para comprobar que los controladores se ajustan correctamente independientemente de los valores de setpoint que se desee obtener. La perturbación consistió en alterar la concentración deseada a las 5h, de 0,198 a 0,180 kmol/m³. En la Tabla 3.12 se presentan los nuevos resultados con las respectivas ganancias del controlador.

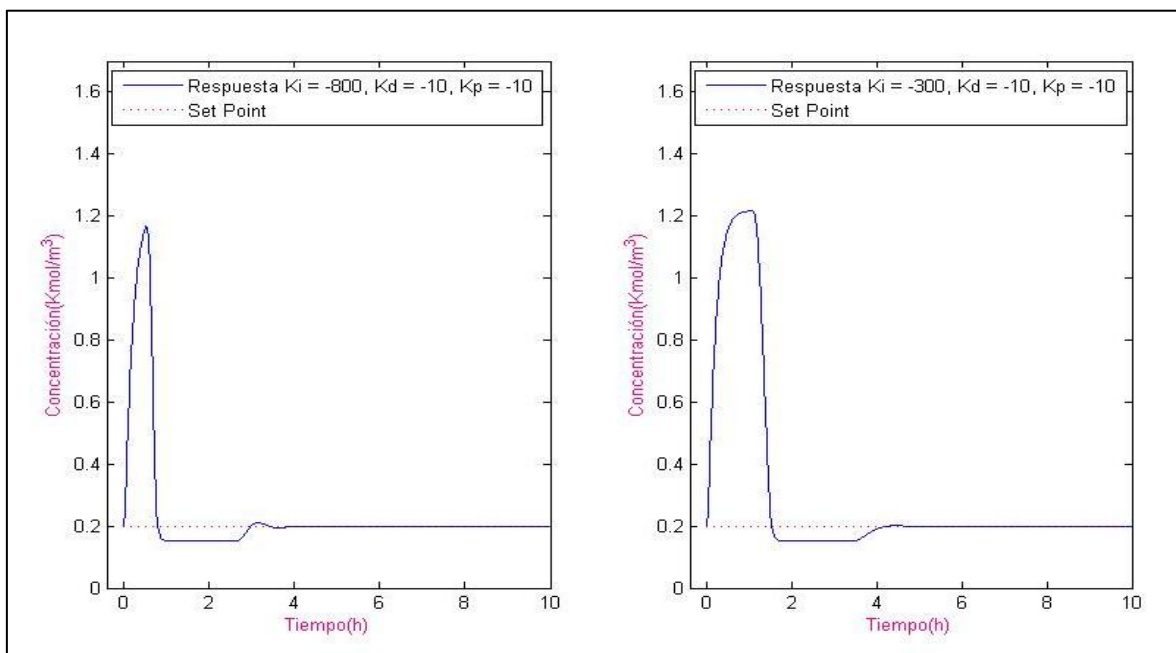


Figura 3.26 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D

Para ambos casos de controladores se observa que la temperatura de la camisa alcanza un valor de 317,8 K, mientras que la temperatura del reactor es igual a

313,6 K, y con estos valores se alcanza una C_A igual a 0,18, lo que elimina el error de posición.

Tabla 3.12 Resultados de simulación para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D con perturbación

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Integral (K_i)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol / m ³)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-10	-800	-10	0,18	313,6	317,8
-10	-300	-10	0,18	313,6	317,8

Como se observa en las Figuras 3.27 y 3.28 los controladores se ajustan perfectamente al sistema y mantienen el seguimiento de la trayectoria por el nuevo valor de setpoint, sin embargo también presentan un ligero sobreimpulso en la respuesta como para el caso de los controladores PID.

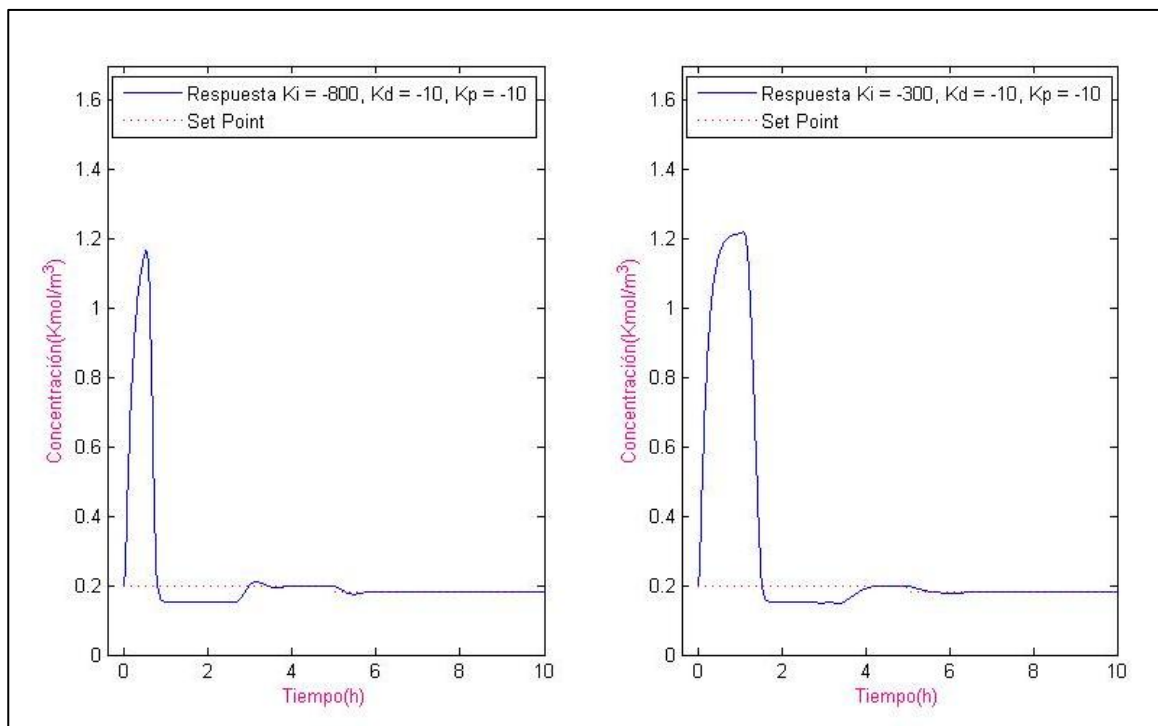


Figura 3.27 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D con perturbación

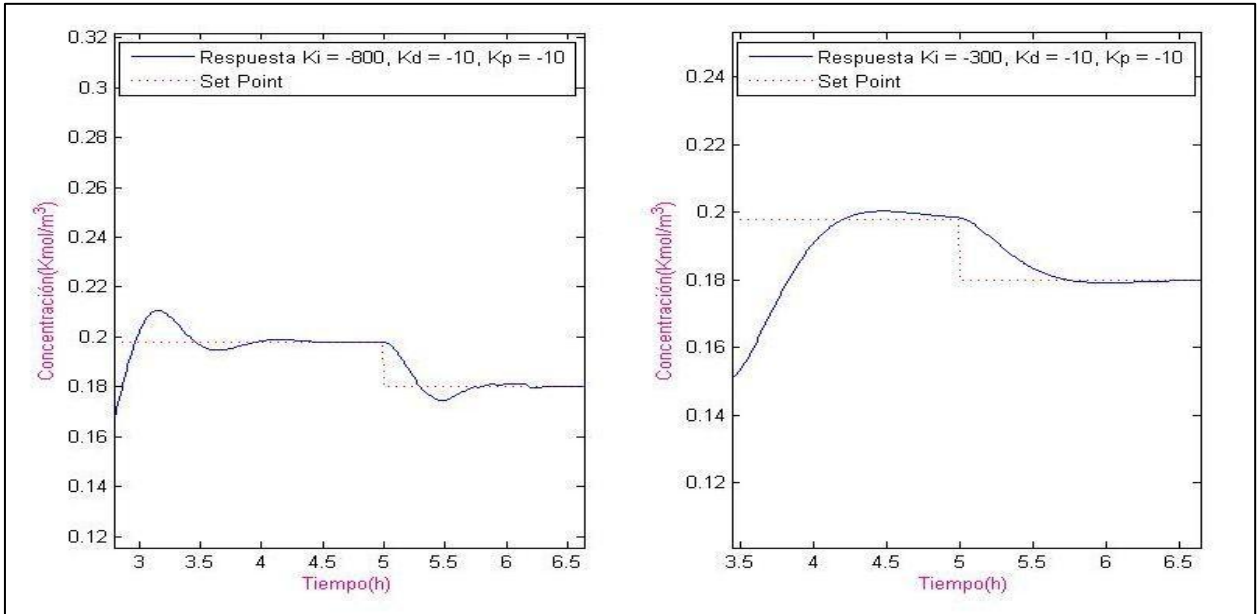


Figura 3.28 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PI_D con perturbación (Escala Aumentada)

3.2.5 DISEÑO DE UN CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO CON ANTIWINDUP.

Una vez diseñado los controladores PID, se presentaron en todos los casos sobreimpulsos en las respuestas del sistema, para corregir esto se presentaron 2 medidas correctivas como antiwindup.

3.2.5.1 Integración Condicional

En la Figura 3.29 se observa el diagrama de Simulink de un controlador PID con una integración condicional para eliminar el sobreimpulso, como se muestra la concentración de A, la temperatura de la camisa y la temperatura del reactor mantiene los valores esperados.

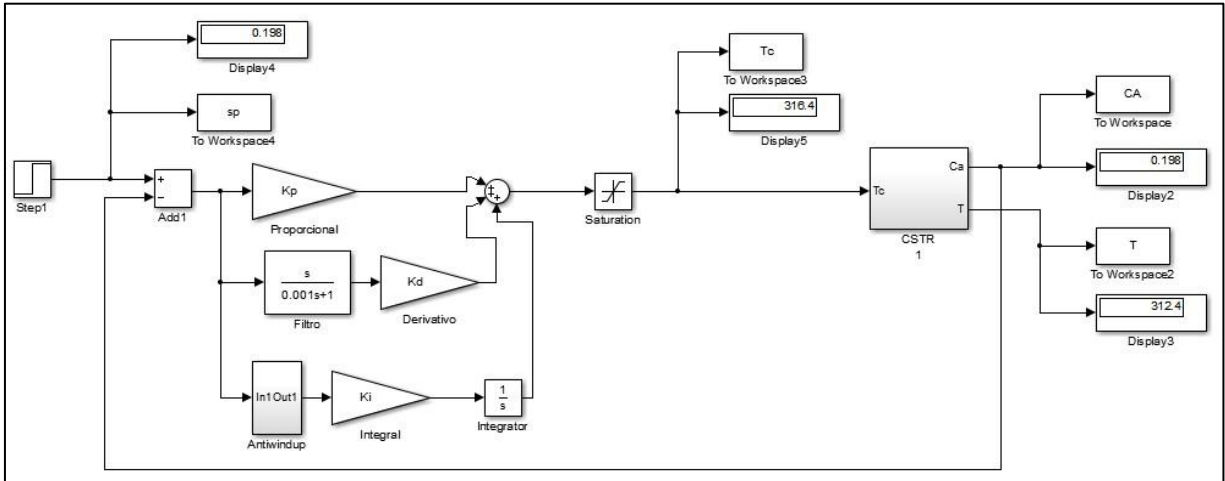


Figura 3.29 Controlador proporcional Integral Derivativo PID con integración condicional como medida antiwindup

Como se observa en la Figura 3.30 en la trayectoria de la concentración de A, no se elimina el sobreimpulso por lo que a continuación se aplica otra medida correctiva.

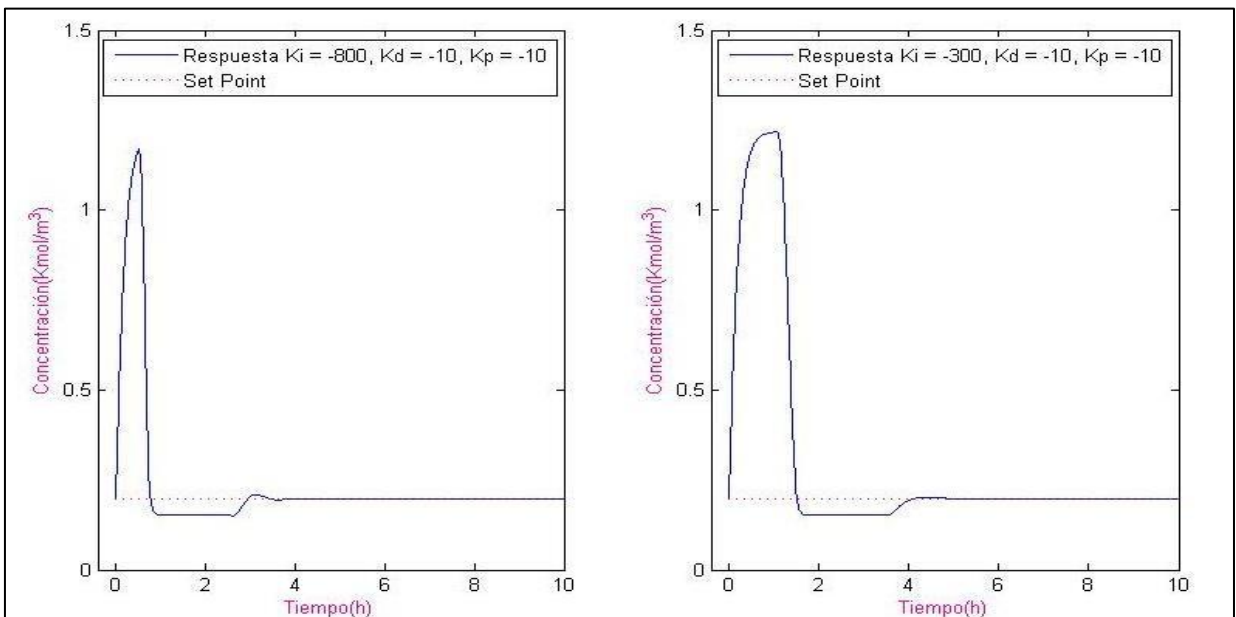


Figura 3.30 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con integración condicional como medida antiwindup

3.2.5.2 Recálculo y Seguimiento

Se aplica el recálculo y seguimiento como medida correctiva para eliminar el sobreimpulso del sistema generado por los controladores PID, como se observa en

la Figura 3.31 que los valores de concentración de A alcanza el valor esperado de $0,198 \text{ kmol/m}^3$ con los valores de temperatura del reactor y temperatura de la camisa de $312,4 \text{ K}$ y 318 K respectivamente.

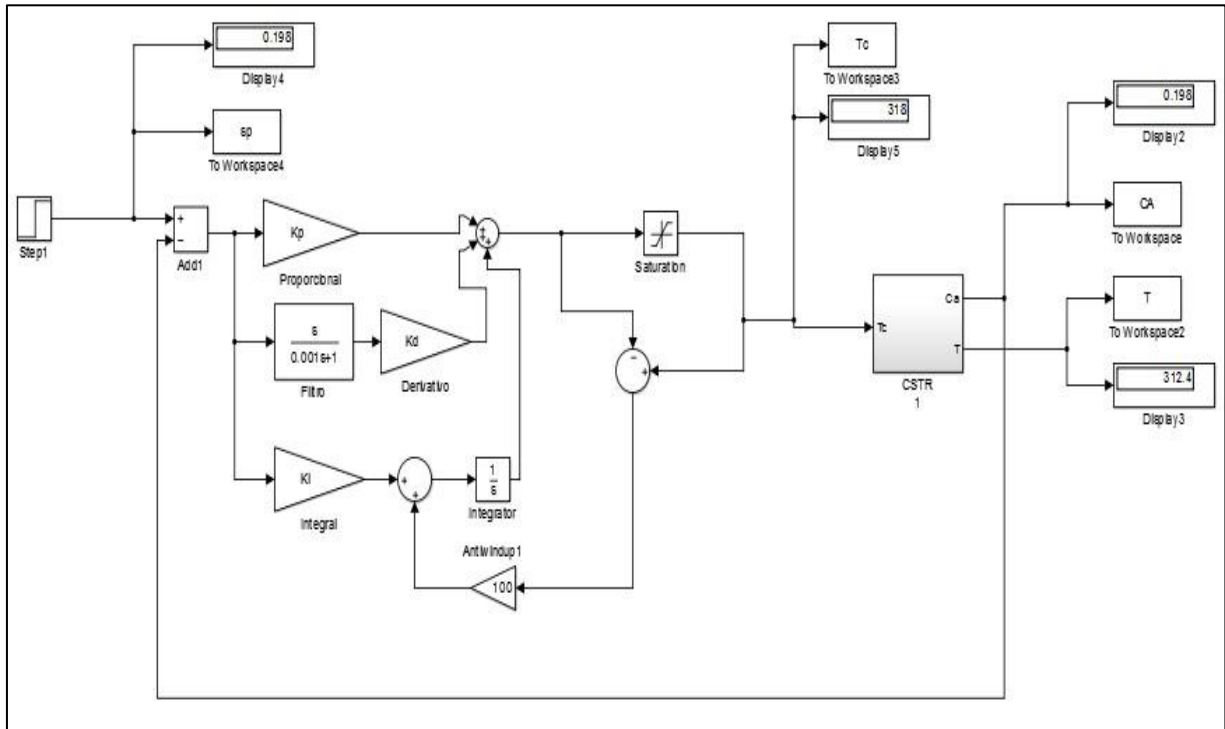


Figura 3.31 Controlador proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup

En la Figura 3.32. se puede observar como se ha reducido el sobreimpulso para ambos casos, sin embargo para el caso del controlador PID con $K_i = -300$, el sobreimpulso se eliminó completamente. Esto se debe a que para este caso los términos que se integran acumulan menor error significativo.

Finalmente se aplica la medida correctiva cuando se genera una perturbación para verificar que el sobreimpulso en este caso también se reduce o se elimina. Como se observa en la Figura 3.33, este controlador también permite alcanzar el valor de setpoint deseado

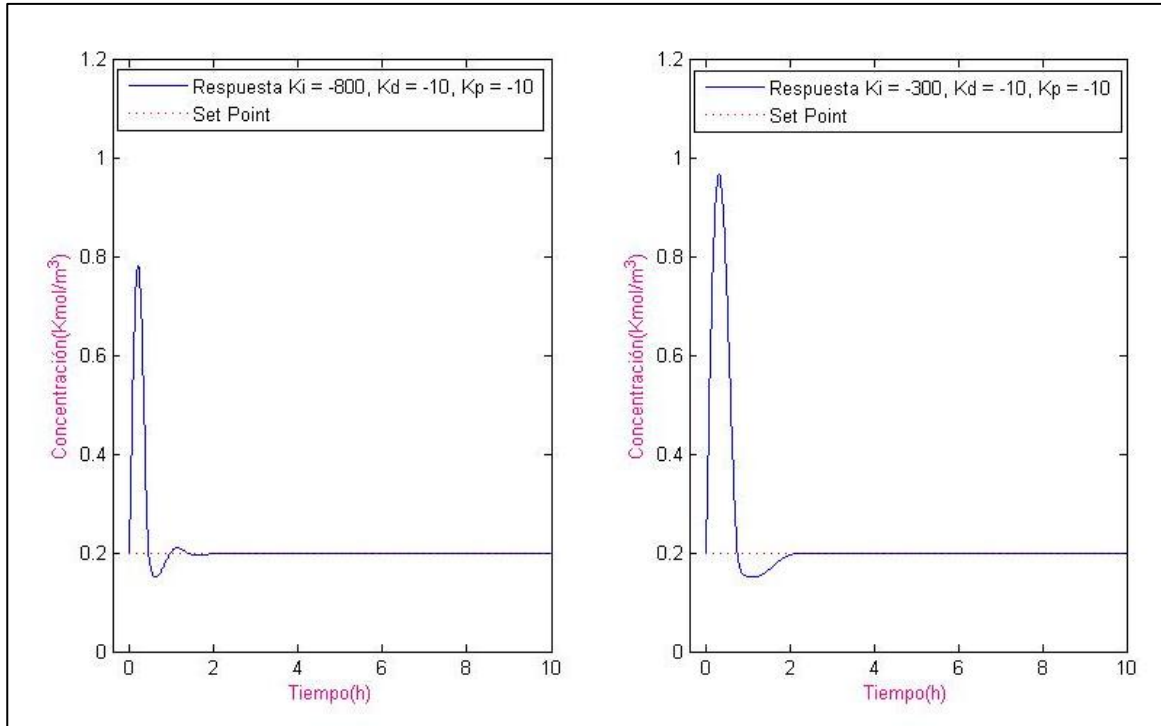


Figura 3.32 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup

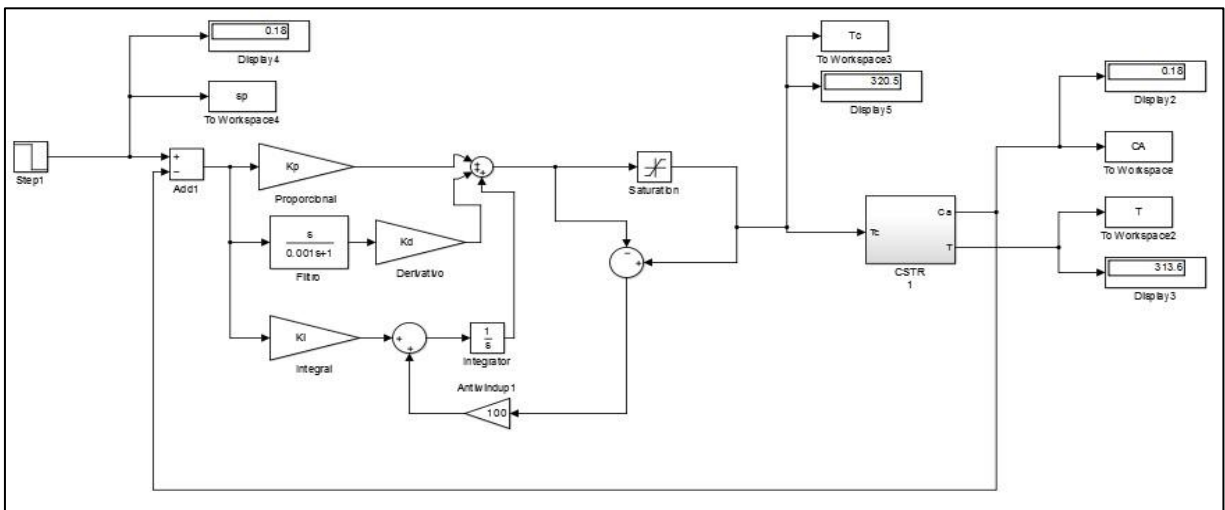


Figura 3.33 Controlador proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup y con perturbación

Finalmente en la Figura 3.34 se observa como la concentración de A, alcanza el valor deseado sin la generación del sobreimpulso y de la misma manera que para el sistema sin perturbación, para el controlador con $K_i = -300$ la medida correctiva elimina el error completamente.

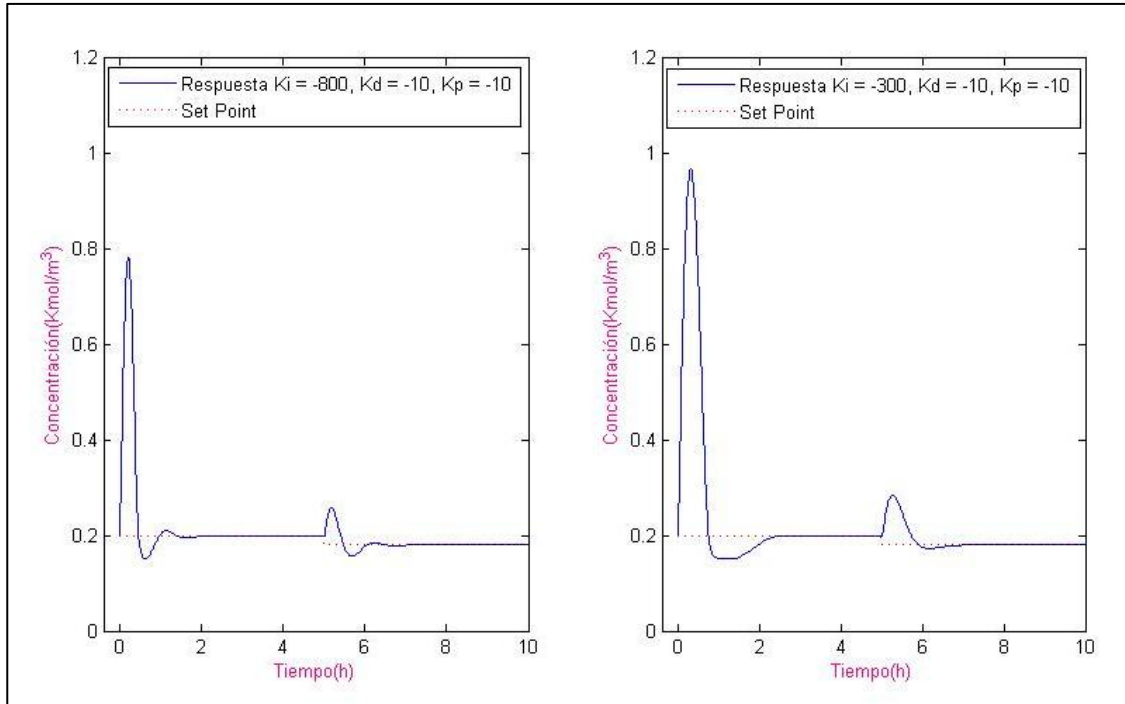


Figura 3.34 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con recálculo y seguimiento como medida antiwindup y con perturbación

3.2.6 DISEÑO DE UN CONTROLADOR CON MODELO INTERNO (IMC)

3.2.6.1 Modelo Lineal del sistema

En base a las Ecuaciones [3.18] y [3.19], las cuales presentan el modelo no lineal del reactor CSTR, se reagrupó los términos obteniendo las Ecuaciones [3.32] y [3.33]:

$$\frac{dC'_A}{dt} + \left[\frac{q}{V} + k_0 e^{-E/RT_0} \right] C'_A + \left[\left(\frac{k_0 E}{RT_0^2} e^{-E/RT_0} C_{A,0} \right) \right] T' = \frac{q}{V} C'_{Ai} \quad [3.32]$$

$$\frac{dT'}{dt} + \left[\frac{q}{V} + \frac{-\Delta H k_0}{\rho C_p} \left(\frac{k_0 E}{RT_0^2} e^{-E/RT_0} C_{A,0} \right) + \frac{UA}{V \rho C_p} \right] T' + \left[\frac{-\Delta H k_0}{\rho C_p} e^{-E/RT_0} \right] C'_A = \frac{q}{V} T'_i + \frac{UA}{V \rho C_p} T'_c \quad [3.33]$$

Para simplificar la notación de las ecuaciones se generaron las siguientes constantes, las cuales se presentan en las Ecuaciones [3.34], [3.35], [3.36], [3.37], [3.38] y [3.39]:

$$a_1 = \frac{q}{V} + k_0 e^{-E/RT_0} \quad [3.34]$$

$$a_2 = \frac{k_0 E}{RT_0^2} e^{-E/RT_0} C_{A,0} \quad [3.35]$$

$$b_1 = \frac{-\Delta H k_0}{\rho C_p} e^{-E/RT_0} \quad [3.36]$$

$$b_2 = \frac{q}{V} + \frac{-\Delta H k_0}{\rho C_p} \left(\frac{k_0 E}{RT_0^2} e^{-E/RT_0} C_{A,0} \right) + \frac{UA}{V \rho C_p} \quad [3.37]$$

$$c_1 = \frac{q}{V} \quad [3.38]$$

$$c_2 = \frac{UA}{V \rho C_p} \quad [3.39]$$

Lo que generó que las Ecuaciones [3.32] y [3.33] se transformen en las Ecuaciones [3.40] y [3.41]:

$$\frac{dC'_A}{dt} + a_1 C'_A + a_2 T' = c_1 C'_{Ai} \quad [3.40]$$

$$\frac{dT'}{dt} + b_2 T' + b_1 C'_A = c_1 T'_i + c_2 T'_c \quad [3.41]$$

Considerando que las condiciones iniciales son:

$$C'_A(0) = T'(0) = 0$$

Se aplica la transformada de Laplace a las Ecuaciones [3.40] y [3.41], y se despeja $\overline{C}'_A(s)$ y $\overline{T}'(s)$, se obtiene las Ecuaciones [3.42] y [3.43]

$$\begin{aligned} \overline{C}'_A(s) = & \frac{c_1(s+b_2)}{s^2+(a_1+b_2)s+(a_1b_2+a_2b_1)} \overline{C}'_{Ai}(s) - \frac{a_2c_1}{s^2+(a_1+b_2)s+(a_1b_2+a_2b_1)} \overline{T}'_i(s) - \\ & \frac{a_2c_2}{s^2+(a_1+b_2)s+(a_1b_2+a_2b_1)} \overline{T}'_c(s) \end{aligned} \quad [3.42]$$

$$\begin{aligned} \overline{T}'(s) = & \frac{b_1c_1}{s^2+(a_1+b_2)s+(a_1b_2+a_2b_1)} \overline{C}'_{Ai}(s) + \frac{c_1(s+a_1)}{s^2+(a_1+b_2)s+(a_1b_2+a_2b_1)} \overline{T}'_i(s) + \\ & \frac{c_2(s+a_1)}{s^2+(a_1+b_2)s+(a_1b_2+a_2b_1)} \overline{T}'_c(s) \end{aligned} \quad [3.43]$$

Al considerar que el sistema es SISO, que la entrada es u y la salida es y y que todas las demás variables se pueden despreciar se obtiene la función de transferencia, en la Ecuación [3.44]:

$$\frac{\overline{C'_A}(s)}{\overline{T'_c}(s)} = -\frac{a_2 c_2}{s^2 + (a_1 + b_2)s + (a_1 b_2 + a_2 b_1)} \quad [3.44]$$

Y reemplazando las constantes con los parámetros de la reacción de formación de propilenglicol, finalmente se obtuvo el modelo lineal del reactor CSTR, en la Ecuación [3.45]

$$\frac{\overline{C'_A}(s)}{\overline{T'_c}(s)} = -\frac{7.82932}{s^2 + 35.40006s + 586.82} \quad [3.45]$$

3.2.6.2 Controlador con Modelo Interno

Se obtuvo la familia del modelo en la Ecuación [3.46] y [3.47], según la Ecuación [1.25]:

$$q_0 = \left(-\frac{7.82932}{s^2 + 35.40006s + 586.82} * \frac{1}{s} \right)^{-1} \times \frac{1}{s} \quad [3.46]$$

$$q_0 = -\frac{s^2 + 35.40006s + 586.82}{7.82932} \quad [3.47]$$

Se aplica el teorema de acuerdo a las Ecuaciones [1.26] y [1.27], y se obtuvieron las Ecuaciones [3.48] y [3.49]:

$$q = -\frac{s^2 + 35.40006s + 586.82}{7.82932 (\lambda s + 1)^2} \quad [3.48]$$

$$C = -\frac{s^2 + 35.40006s + 586.82}{15.6582\lambda s \left(\frac{\lambda s}{2} + 1\right)^2} \quad [3.49]$$

Finalmente de acuerdo a la Ecuación [1.30], del controlador PID, obtengo las ecuaciones de las ganancias K_i , K_p y K_d , luego de definir $\lambda = 0.1$, en las Ecuaciones [3.50], [3.51], [3.52], [3.53] y [3.54]

$$C = -\frac{\frac{s^2}{-15.6582\lambda} + \frac{35.40006s}{-15.6582\lambda} + \frac{586.82}{-15.6582\lambda}}{s\left(\frac{\lambda s}{2} + 1\right)} \quad [3.50]$$

$$Tp = \frac{\lambda}{2} = 0.05 \quad [3.51]$$

$$Ki = \frac{586.82}{-15.6582\lambda} = -374.7685 \quad [3.52]$$

$$Kp = \frac{35.40006s}{-15.6582\lambda} - KiTp = -3.8699 \quad [3.53]$$

$$Kd = \frac{1}{-15.6582\lambda} - KpTp = -0.4451 \quad [3.54]$$

Para este controlador se sigue manteniendo como variable manipulada la temperatura de la camisa del reactor y como variable controlada la concentración de A.

Al trabajar con un sistema lineal el setpoint con el que se trabaja ya no es el valor final de concentración que se desea alcanzar sino es una variación a este valor, que para este caso de estudio la variación que se le pide al sistema es de 0,1 kmol/m³.

Como se observa en la Figura 3.35 el valor de setpoint deseado se alcanza completamente por lo que el error de posición es cero. El valor en la temperatura de la camisa es igual a -7,503 K, lo que quiere decir que si la temperatura de entrada de la camisa fue de 323 K, para alcanzar este setpoint disminuyo 7,503 K, lo que equivale a una temperatura de la camisa igual a 315,497 K.

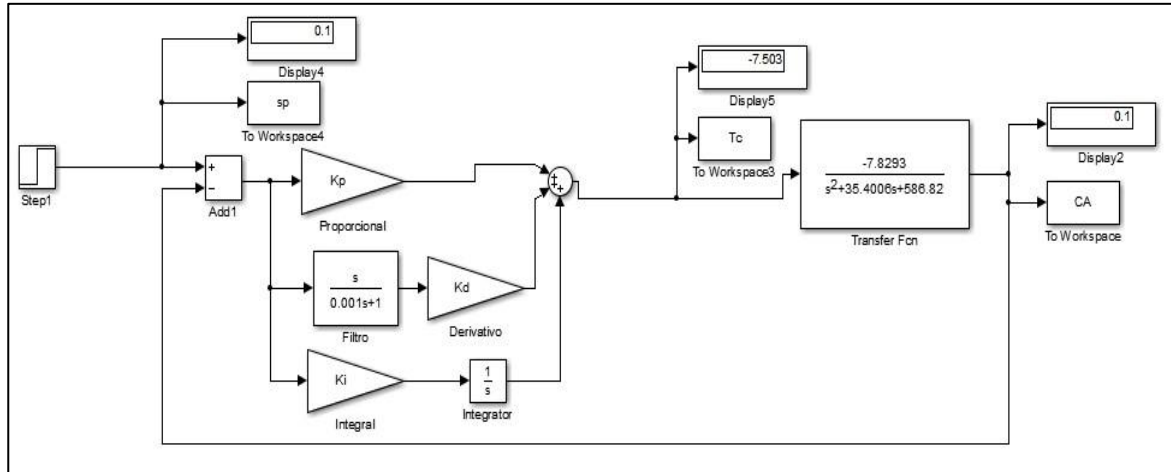


Figura 3.35 Diagrama de bloques de un controlador proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC

Y en la Figura 3.36 se observa el seguimiento de la trayectoria de la variación de concentración que se desea, como se muestra el controlador alcanza este valor de manera total y sin sobreimpulso.

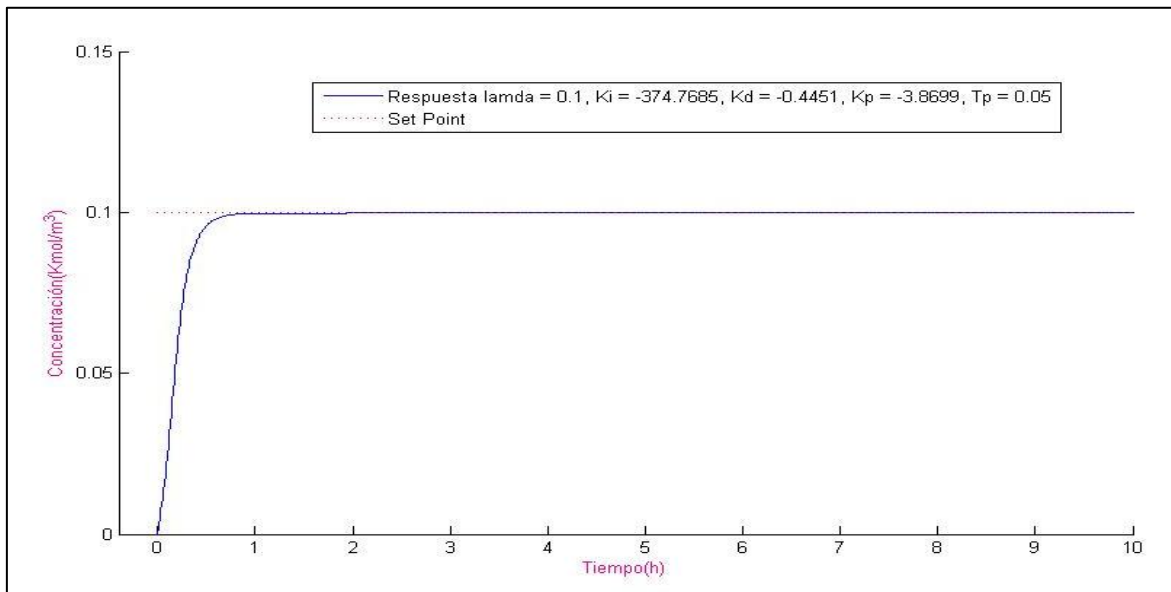


Figura 3.36 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC

Finalmente para verificar que el controlado se ajusta al sistema sin importar el valor de concentración de A deseado, se genera una perturbación de $0,5 \text{ kmol/m}^3$ a las 5h de reacción. Como se observa en la Figura 3.37 para alcanzar la nueva concentración deseada de 0,5 la temperatura de la camisa debe disminuir $11,28 \text{ K}$, lo que equivale a una temperatura de $311,72 \text{ K}$.

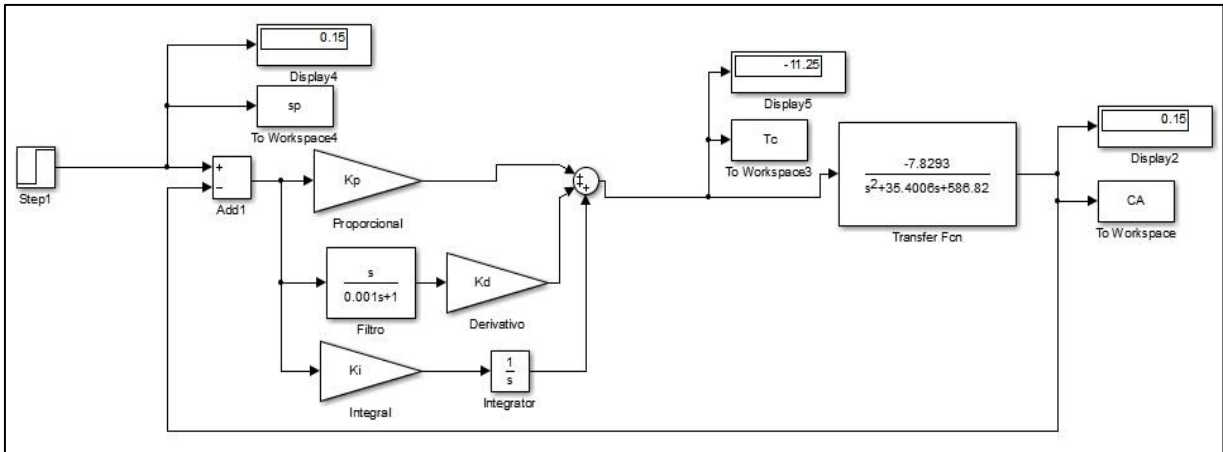


Figura 3.37 Diagrama de bloques de un controlador proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC y perturbación

Por último en la Figura 3.38 se muestra como la concentración sigue la trayectoria deseada sin generar algún error de posición.

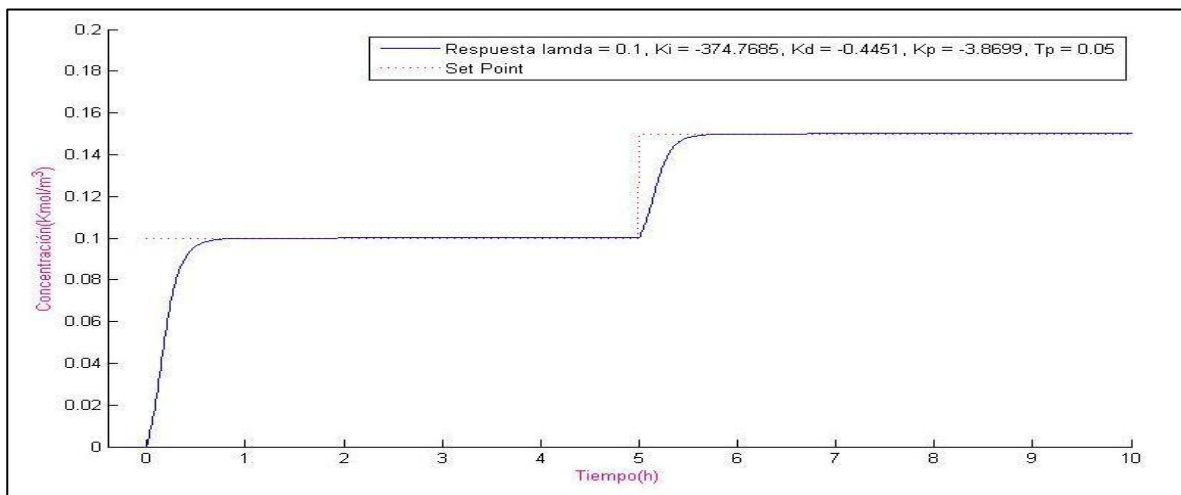


Figura 3.38 Seguimiento de Trayectorias para controlador Proporcional Integral Derivativo PID con estructura IMC y perturbación.

3.2.7 DISEÑO DE UN CONTROLADOR DE DINÁMICA INVERSA

Para realizar el controlador de dinámica inversa, se trabajó como variable manipulada la Temperatura de la camisa del Reactor y como variable controlada la temperatura del reactor, esto para seguir un perfil de temperatura determinado.

Se obtuvo la ecuación diferencial homogénea, en la Ecuación [3.55]:

$$TC = \frac{T - \frac{q}{V}(T_i - T) + k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \Delta HC_A + \frac{UA}{V\rho C_p} T}{\frac{UA}{V\rho C_p}} \quad [3.55]$$

Y con esta ecuación se realiza el diagrama en Simulink del controlador como se muestra en la Figura 3.39 en este caso lo que se desea alcanzar como temperatura del reactor es 313 K, y como se observa para llegar a esta temperatura la temperatura de la camisa es de 318,2 K, con lo que se genera una concentración de A igual a 0,189 kmol/m³.

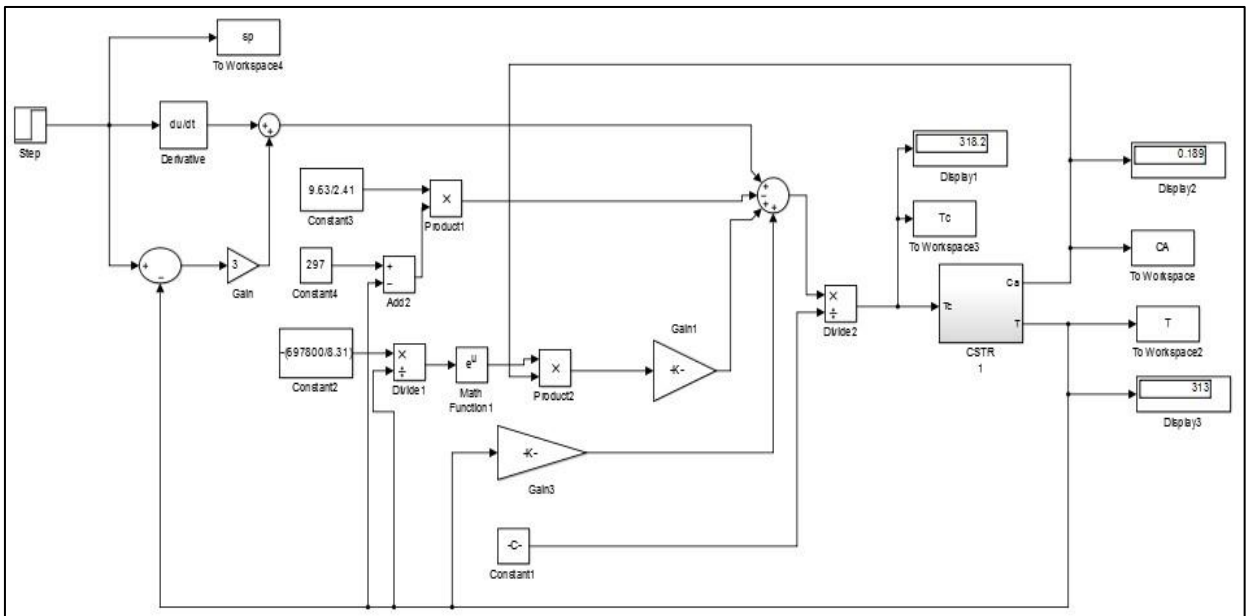


Figura 3.39 Controlador de dinámica inversa

Finalmente se observa en la Figura 3.40 el seguimiento de trayectoria del controlador y se comprueba que no existe error de posición ya que se alcanza el valor de setpoint deseado cerca de la hora y media de reacción.

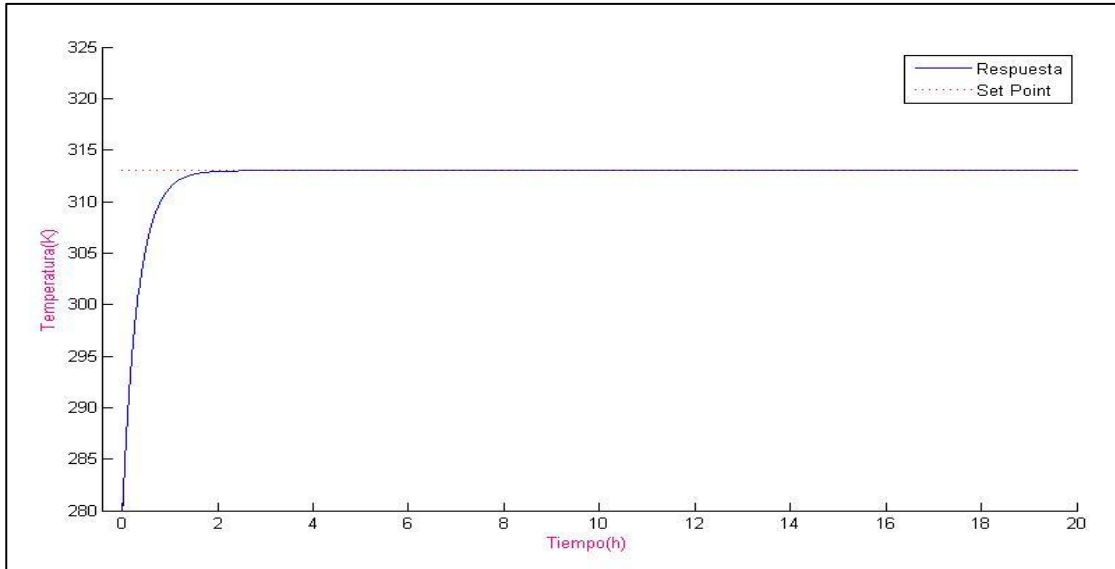


Figura 3.40 Seguimiento de Trayectorias para controlador con Dinámica Inversa

Para verificar que el controlador se ajusta se genera una perturbación, la cual consiste en alterar la temperatura en un lazo de histéresis que consiste en variar la temperatura 10 K cada 5 horas. Y como se muestra en la Figura 3.41, el sistema responde correctamente.

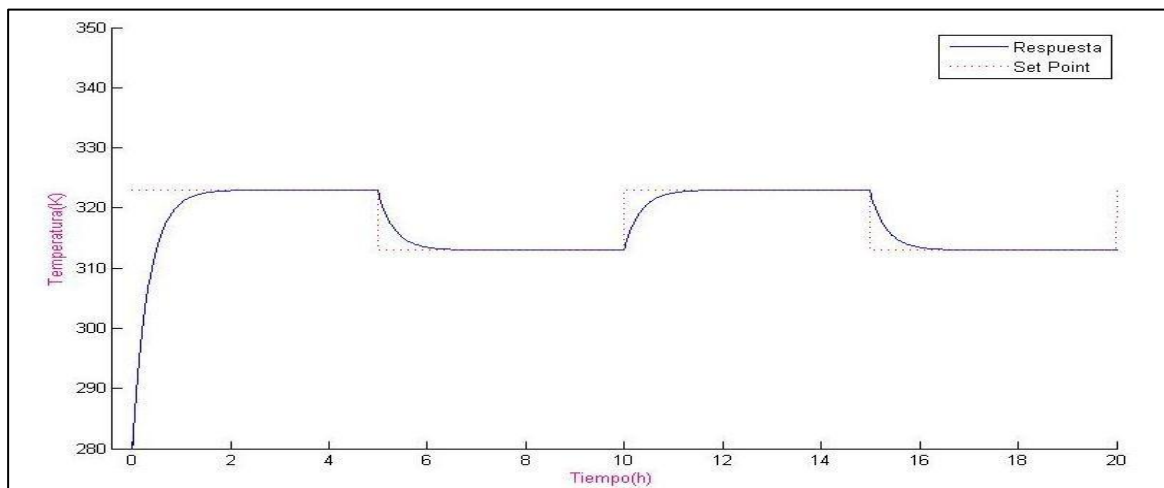


Figura 3.41 Seguimiento de Trayectorias para controlador con Dinámica Inversa y perturbación

3.2.8 DISEÑO DE UN CONTROLADOR BASADO EN ALGEBRA LINEAL

Al modelo matemático del reactor en sistema SISO, Ecuaciones [3.2] y [3.4] se las expresó como un conjunto de ecuaciones diferenciales lineales de primer orden, en la Ecuación [3.56]:

$$\begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} T_C = \begin{bmatrix} \dot{C}_A - \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A) + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} C_A \\ \frac{\dot{T} - \frac{q}{V}(T_i - T) + \frac{\Delta H k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}}}{\rho C_p} C_A + \frac{UA}{V \rho C_p} T}{\frac{UA}{V \rho C_p}} \end{bmatrix} \quad [3.56]$$

Usando la aproximación de Euler se tiene las Ecuaciones [3.57] y [3.58]:

$$\dot{C}_A = \frac{C_{A(n+1)} - C_{An}}{T_0} \quad [3.57]$$

$$\dot{T} = \frac{T_{(n+1)} - T_n}{T_0} \quad [3.58]$$

Con el objetivo de que el error de seguimiento tienda a cero, se definen las siguientes expresiones en las Ecuaciones [3.59] y [3.60]

$$C_{A(n+1)} = C_{Aref(n+1)} - k_{CA}(C_{Arefn} - C_{An}) \quad [3.59]$$

$$T_{(n+1)} = T_{ref(n+1)} - k_T(T_{refn} - T_n) \quad [3.60]$$

Donde C_{Arefn} y T_{refn} son variables de referencia para que el sistema de la ecuación [3.56] posea solución exacta y de ésta manera el reactor CSTR siga la trayectoria deseada y k_{CA} y k_T son constantes de diseño entre 0 y 1.

Reemplazando las Ecuaciones [3.59] y [3.60] en las aproximaciones de Euler se obtiene las Ecuaciones [3.61] y [3.62] :

$$\dot{C}_A = \frac{C_{Aref(n+1)} - k_{CA}(C_{Arefn} - C_{An}) - C_{An}}{T_0} \quad [3.61]$$

$$\dot{T} = \frac{T_{ref(n+1)} - k_T(T_{refn} - T_n) - T_n}{T_0} \quad [3.62]$$

Se obtiene la temperatura de referencia al despejar T de la Ecuación [3.56] y se obtiene la Ecuación [3.63].

$$T_{refn} = - \frac{E}{R \left(\ln \left(\frac{C_{Aref(n+1)}^{-k_{CA}} (C_{Arefn} - C_{An})^{-C_{An}} + \frac{q}{V} (C_{Ai} - C_A)}{T_0 k_0 C_A} \right) \right)} \quad [3.63]$$

Y sabiendo que $T_{ref(n+1)} \approx T_{refn}$, se define la acción de control T_C , al reemplazar la Ecuación [3.63] en la Ecuación [3.56], generando la Ecuación [3.64]:

$T_C =$

$$T_C = \frac{\frac{E}{R \left(\ln \left(\frac{C_{Aref(n+1)}^{-k_{CA}} (C_{Arefn} - C_{An})^{-C_{An}} + \frac{q}{V} (C_{Ai} - C_A)}{T_0 k_0 C_A} \right) \right)}}{\frac{T_0}{\frac{UA}{V\rho C_p}}} - \frac{k_T \left(\frac{E}{R \left(\ln \left(\frac{C_{Aref(n+1)}^{-k_{CA}} (C_{Arefn} - C_{An})^{-C_{An}} + \frac{q}{V} (C_{Ai} - C_A)}{T_0 k_0 C_A} \right) \right)} - T_n - T_n \right)}{\frac{T_0}{\frac{UA}{V\rho C_p}}} + \frac{\frac{q}{V}(T_i - T) + \frac{\Delta H k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}}}{\rho C_p} C_A + \frac{UA}{V\rho C_p} T}{\frac{UA}{V\rho C_p}} \quad [3.64]$$

Se realizó el diseño del controlador en Simulink, y se generó la función del mismo en Matlab, esta función se presenta en el Anexo I, se definió una trayectoria la cual consistió en alcanzar varias concentraciones respecto al tiempo, estos valores se expresan en la Tabla 3.13.

Tabla 3.13 Valores de la trayectoria que debe seguir el controlador de algebra lineal para el sistema SISO

Tiempo de reacción (h)	Concentración de A (kmol/m ³)
0 – 2,5	0,180
2,5 – 5	0,198
5 – 7,5	0,22
7,5 – 10	0,24

En la Figura 3.42 se observa el diagrama de Simulink para el controlador basado en Algebra Lineal, mientras que en la Tabla 3.14 se muestran los resultados de las simulaciones para cada intervalo de tiempo de la reacción.

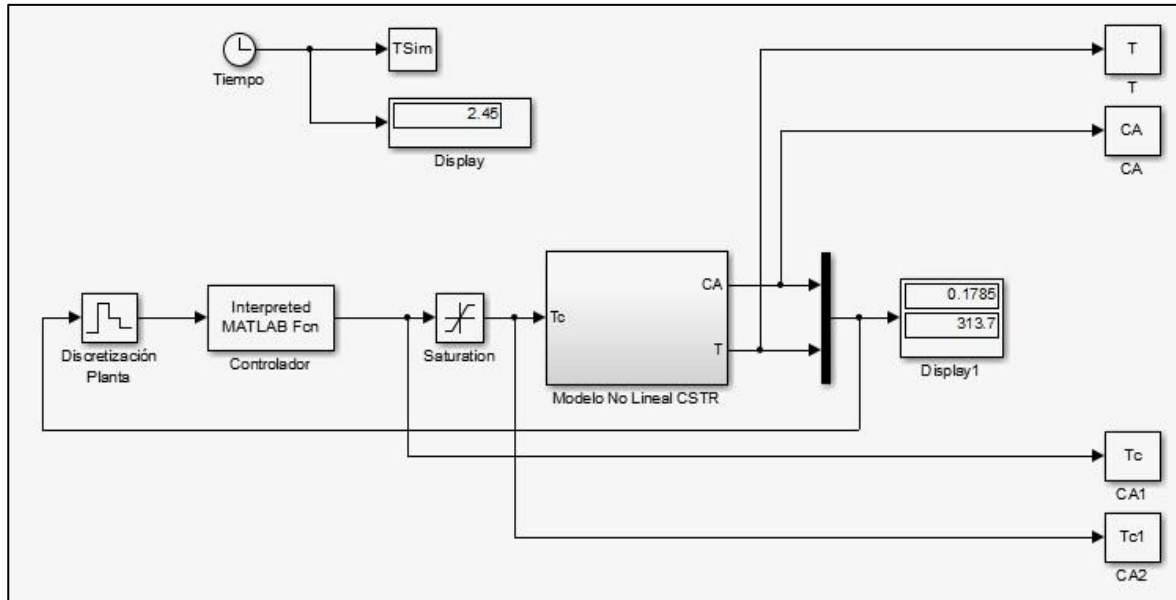


Figura 3.42 Diagrama de Bloques para un controlador con álgebra lineal para un sistema SISO

Como se observa en la Tabla 3.14, para el primer valor de concentración, la concentración final alcanzada tiene un valor de $0,1785 \text{ kmol/m}^3$ lo que indica un error de posición de $0,83\%$, lo cual se puede despreciar. También se observa que la temperatura del reactor para lograr esta concentración es de $313,7 \text{ K}$ por lo que está dentro de los límites establecidos.

Tabla 3.14 Resultados de la simulación de un controlador de algebra lineal para el sistema SISO

Tiempo de reacción (h)	Concentración de A (kmol/m^3)	Temperatura del Reactor (K)	% error de posición
0 – 2,5	0,1785	313,7	0,83
2,5 – 5	0,1975	312,5	0,75
5 – 7,5	0,2185	311,1	0,68
7,5 – 10	0,2385	310	0,625

La concentración final alcanzada entre los 2,5 y las 5 h de reacción, tiene un valor de $0,1965 \text{ kmol/m}^3$ lo que indica un error de posición de $0,75\%$, error que de la

misma manera que para el caso anterior es despreciable. También se observa que la temperatura del reactor para lograr esta concentración es de 312,5 K por lo que está dentro de los límites establecidos.

Los valores alcanzados entre los 5 y las 7,5 h de reacción, como se observa son: la concentración es igual a 0,2185 kmol/m³ lo que indica un error de posición de 0,68%, lo cual es un error despreciable y la temperatura del reactor es de 311,1 K por lo que está dentro de los límites establecidos.

Finalmente se observa los valores finales alcanzados entre las 7,5 y las 10 h de reacción, en donde la concentración alcanza 0,2385 kmol/m³ lo que indica un error de posición de 0,625%, lo cual es un error despreciable, por último la temperatura del reactor es de 310 K por lo que está dentro de los límites establecidos.

En la Figura 3.43 se muestra finalmente todo el seguimiento de la trayectoria del controlador y como se observa el error de posición es despreciable para todos los intervalos de tiempo.

Y de acuerdo a los valores alcanzados durante todo el seguimiento de trayectoria se comprueba que mientras mayor sea la concentración final deseada la temperatura del reactor disminuye como se observa en la Figura 3.44, ya que para este caso de estudio se trabajó con un sistema exotérmico es decir a mayor temperatura se genera menos concentración y viceversa.

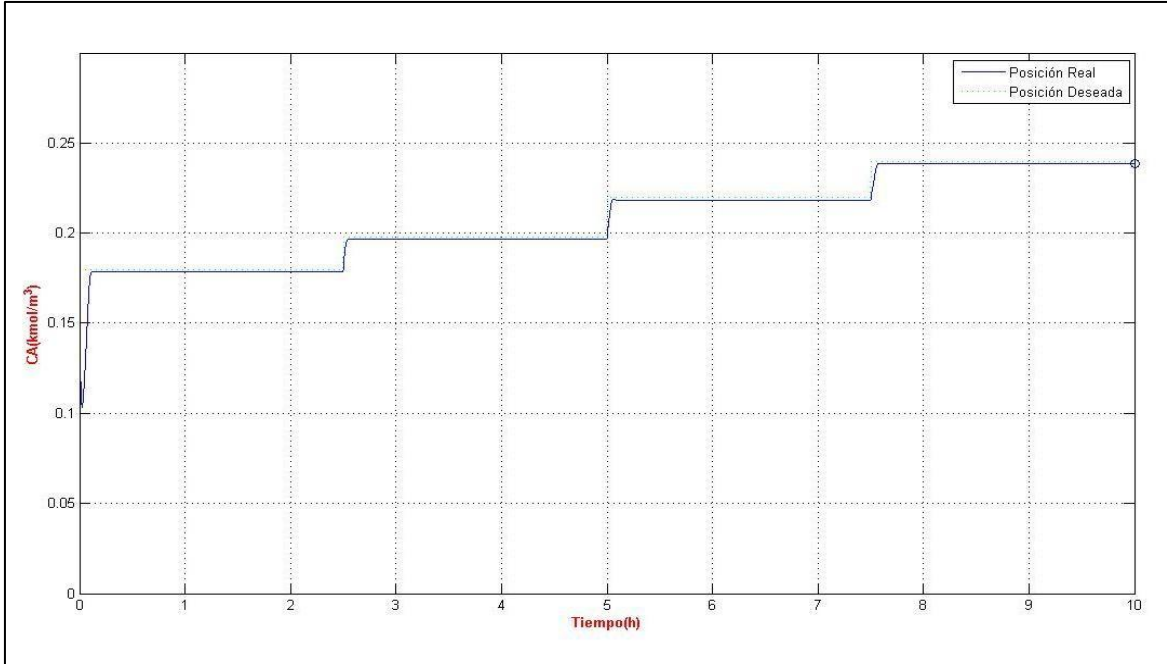


Figura 3.43 Seguimiento de Trayectoria de concentración de A del Controlador con Algebra lineal

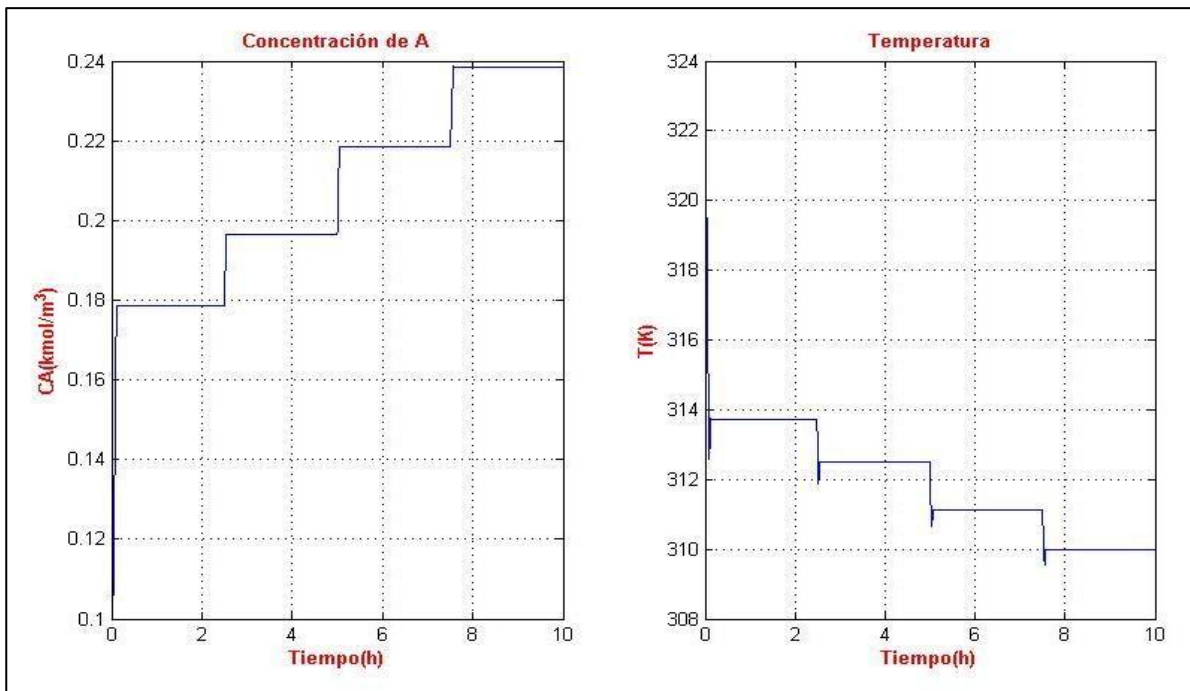


Figura 3.44 Comparación entre Seguimiento de Trayectoria concentración de A con el seguimiento de trayectoria de temperatura del Controlador con Algebra lineal

3.3 DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UN CONTROLADOR PARA CSTR EN SISTEMAS MIMO USANDO TÉCNICAS DE ALGEBRA LINEAL EN MATLAB.

3.3.1 Reacción de formación de Propilenglicol

Al modelo matemático MIMO, Ecuaciones [3.5], [3.6], [3.7] y [3.8] se las expresó como un conjunto de ecuaciones diferenciales lineales de primer orden presentado en la Ecuación [3.65], en donde se despeja de cada ecuación del modelo T_c . Esto quiere decir que como en las ecuaciones del balance de masa de los componentes A y B no existe el término T_c , en la matriz que representa este término, los valores serán cero. Caso contrario ocurre en las ecuaciones de los balances de energía tanto del reactor como de la camisa, en donde el término dentro de la matriz aparecerá como 1.

$$\begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \\ 1 \end{bmatrix} T_c = \begin{bmatrix} \dot{C}_A - \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A) + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} C_A \\ \dot{C}_B + \frac{q}{V} C_B + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} C_A \\ \dot{T} - \frac{q}{V}(T_i - T) + \frac{\Delta H k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} C_A + \frac{UA}{V\rho C_p} T}{\frac{UA}{V\rho C_p}} \\ \frac{T_c - \frac{qc}{V_c} T_{co} - \frac{UA}{V_c \rho_c C_{pc}}}{-\frac{qc}{V_c} - \frac{UA}{V_c \rho_c C_{pc}}} \end{bmatrix} \quad [3.65]$$

Usando la aproximación de Euler se tiene las ecuaciones [3.66], [3.67] y [3.68]:

$$\dot{C}_B = \frac{C_{B(n+1)} - C_{Bn}}{T_0} \quad [3.66]$$

$$\dot{T} = \frac{T_{(n+1)} - T_n}{T_0} \quad [3.67]$$

$$\dot{T}_c = \frac{T_{c(n+1)} - T_{cn}}{T_0} \quad [3.68]$$

Con el objetivo de que el error de seguimiento tienda a cero, se definen las siguientes expresiones [3.69], [3.70] y [3.71]

$$C_{B(n+1)} = C_{Bref(n+1)} - k_{CB}(C_{Brefn} - C_{Bn}) \quad [3.69]$$

$$T_{(n+1)} = T_{ref(n+1)} - k_T(T_{refn} - T_n) \quad [3.70]$$

$$T_{C(n+1)} = T_{Cref(n+1)} - k_{Tc}(T_{Crefn} - T_{Cn}) \quad [3.71]$$

Donde T_{Crefn} , T_{refn} y C_{Brefn} son variables de referencia para que el sistema de la Ecuación 3.65 posea solución exacta y de ésta manera el reactor CSTR siga la trayectoria deseada y k_{Tc} , k_T y k_{CB} son constantes de diseño entre 0 y 1.

Reemplazando las Ecuaciones [3.69], [3.70] y [3.71] en las aproximaciones de Euler se obtienen las Ecuaciones [3.72], [3.73] y [3.74]:

$$\dot{C}_B = \frac{C_{Bref(n+1)} - k_{CB}(C_{Brefn} - C_{Bn}) - C_{Bn}}{T_0} \quad [3.72]$$

$$\dot{T} = \frac{T_{ref(n+1)} - k_T(T_{refn} - T_n) - T_n}{T_0} \quad [3.73]$$

$$\dot{T}_C = \frac{T_{Cref(n+1)} - k_{Tc}(T_{Crefn} - T_{Cn}) - T_{Cn}}{T_0} \quad [3.74]$$

Se obtiene la temperatura de referencia al despejar T de la Ecuación [3.65] y se obtiene la Ecuación [3.75].

$$T_{refn} = - \frac{E}{R \left(\ln \left(\frac{C_{Aref(n+1)} - k_{CA}(C_{Arefn} - C_{An}) - C_{An} + \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A)}{k_0 C_A} \right) \right)} \quad [3.75]$$

Y sabiendo que $T_{ref(n+1)} \approx T_{refn}$, se define T_c al reemplazar la Ecuación [3.75] en la Ecuación [3.65], lo que genera la Ecuación [3.76]

$T_c =$

$$\begin{aligned}
 & \frac{\frac{E}{R \ln \left(\frac{C_{Aref(n+1)} - k_{CA}(C_{Arefn} - C_{An}) - C_{An} + \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A)}{T_0 k_0 C_A} \right)}}{\frac{T_0}{\frac{UA}{V\rho C_p}}} \\
 & \frac{k_T \left[\frac{E}{R \ln \left(\frac{C_{Aref(n+1)} - k_{CA}(C_{Arefn} - C_{An}) - C_{An} + \frac{q}{V}(C_{Ai} - C_A)}{T_0 k_0 C_A} \right)} \right] - T_n - T_n}{\frac{T_0}{\frac{UA}{V\rho C_p}}} + \frac{\frac{q}{V}(T_i - T) + \frac{\Delta H k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}}}{\rho C_p} C_A + \frac{UA}{V\rho C_p} T}{\frac{UA}{V\rho C_p}}
 \end{aligned} \quad [3.76]$$

Finalmente se despeja q_c , la cual es la acción de control, de la Ecuación [3.64], y se obtiene la Ecuación [3.77]:

$$q_c = \frac{V_c(T_c - \frac{UA}{V\rho C_p}(T - T_c))}{T_{co} - T_c} \quad [3.77]$$

Se define que $T_c \approx T_{cref(n+1)} \approx T_{crefn}$ y se reemplaza la Ecuación [3.74] en la Ecuación [3.77] lo que genera la Ecuación [3.78]:

$$q_c = \frac{V_c \left(\frac{T_{cref(n+1)} - k_{TC}(T_{crefn} - T_{cn}) - T_{cn} - \frac{UA}{V\rho C_p}(T - T_c)}{T_0} \right)}{T_{co} - T_c} \quad [3.78]$$

A continuación en la Figura 3.45 se muestra el modelo matemático MIMO diseñado en Matlab, con el cual se trabajará en el controlador.

Se realizó el diseño del controlador en Simulink, y se generó la función del mismo en Matlab, como para el caso del sistema SISO, esta función se presenta en el Anexo II, se definió una trayectoria la cual consistió en alcanzar varias concentraciones respecto al tiempo, estos valores se expresan en la Tabla 3.15.

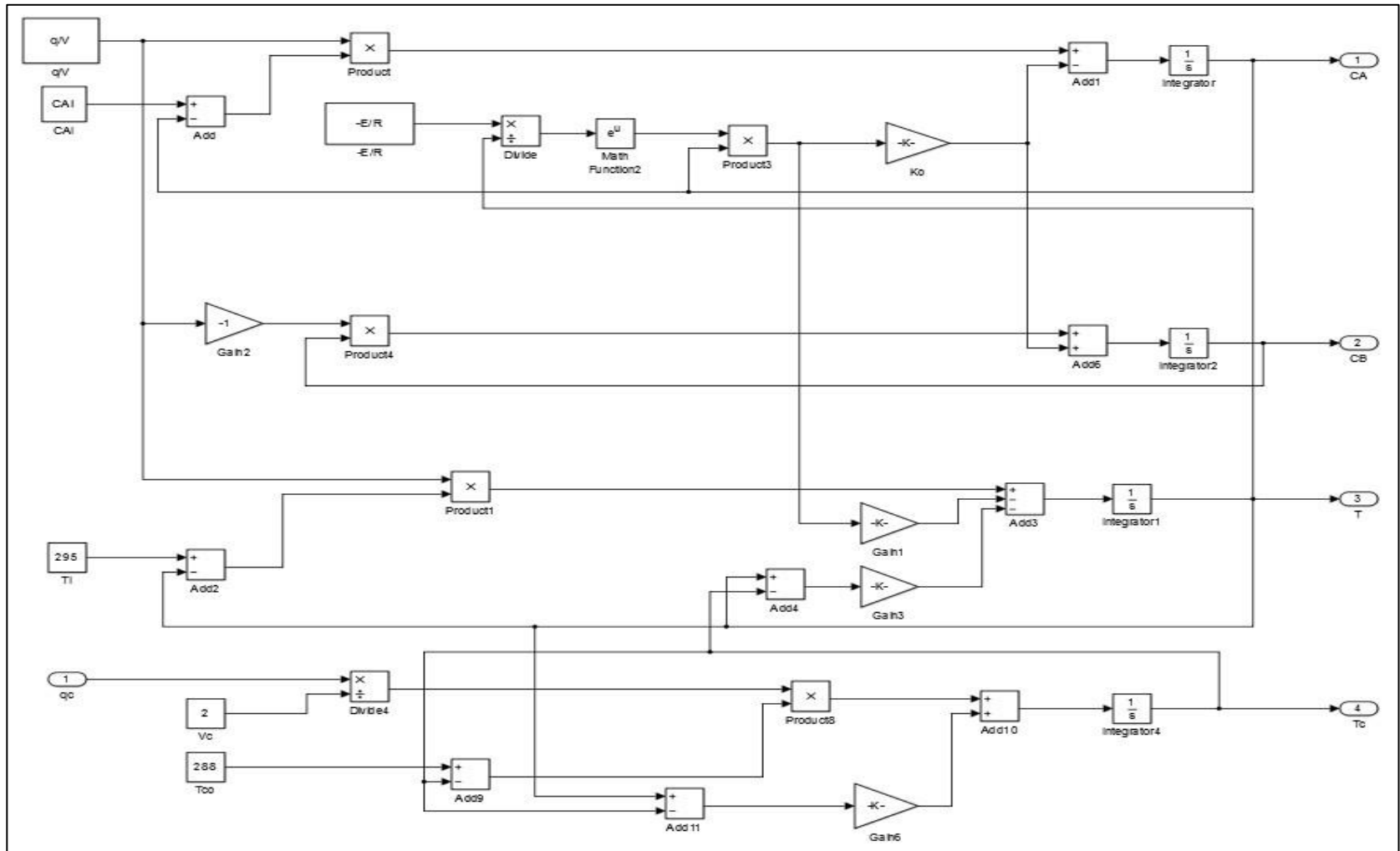


Figura 3.45 Modelo no Lineal de un Reactor CSTR para un sistema MIMO

Tabla 3.15 Valores de la trayectoria que debe seguir el controlador de álgebra lineal para el sistema MIMO

Tiempo de reacción (h)	Concentración de A (kmol/m ³)
0 – 2,5	1,65
2,5 – 5	1,782
5 – 7,5	1,85
7,5 – 10	1,95

En la Figura 3.46 se observa el diagrama de Simulink para el controlador basado en Álgebra Lineal, mientras que en la Tabla 3.16 se muestran los resultados de las simulaciones para cada intervalo de tiempo de la reacción.

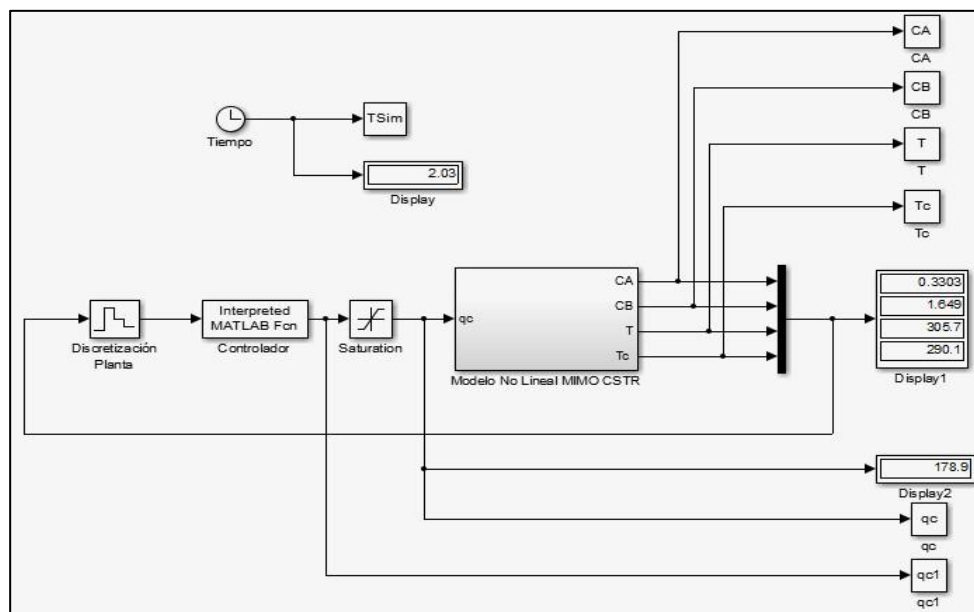


Figura 3.46 Diagrama de Bloques de un controlador con álgebra lineal para un sistema MIMO

Como se muestra en la Tabla 3.16, para un tiempo de reacción entre las 0 y las 2,5 h de reacción, la concentración final alcanzada tiene un valor de 1,649 kmol/m³ lo que indica un error de posición de 0,06%, lo cual es despreciable, la concentración de B tiene un valor de 0,333 kmol/m³, lo cual comprueba que las concentraciones dependen una de la otra. Finalmente se observa la temperatura del reactor igual a 305,7 K, temperatura de la camisa igual a 290,1 K y el valor de la acción de control (T_c) igual a 178,9 m³/h.

Tabla 3.16 Resultados de la simulación de un controlador de algebra lineal para el sistema MIMO

Tiempo de reacción (h)	Conc. de A (kmol/m ³)	Conc. de B (kmol/m ³)	Temp. del Reactor (K)	Temp. de la Camisa (K)	Acción de Control q_c (m ³ /h)	% error de posición
0 – 2,5	1,649	0,333	305,7	290,1	178,9	0,06
2,5 – 5	1,779	0,2008	312,2	297,6	40,82	0,05
5 – 7,5	1,849	0,1308	317,7	303,8	22,39	0,05
7,5 – 10	1,949	0,03	335,9	328,1	5,558	0,05

Para el segundo intervalo de tiempo la concentración final alcanzada tiene un valor de 1,779 kmol/m³ lo que indica un error de posición de 0,05%, por lo que se desprecia, la concentración de A tiene un valor de 0,2008 kmol/m³, la temperatura del reactor es 312,2 K, la temperatura de la camisa es 297,6 K y el valor de la acción de control (T_c) es 40,82 m³/h.

Por su parte para un tiempo de reacción entre 5 y 7,5 horas la concentración final alcanzada tiene un valor de 1,849 kmol/m³ lo que indica un error de posición despreciable de 0,05%, la concentración de A tiene un valor de 0,1308 kmol/m³, la temperatura del reactor es 317,7 K, la temperatura de la camisa es 303,8 K y el valor de la acción de control (T_c) es 22,39 m³/h.

Y finalmente para un intervalo de tiempo de 7,5 a 10 horas la concentración final alcanzada tiene un valor de 1,949 kmol/m³ lo que indica un error de posición despreciable de 0,05%, la concentración de A tiene un valor de 0,03 kmol/m³, la temperatura del reactor es 335,9 K, la temperatura de la camisa es 328,1 K y el valor de la acción de control (T_c) es 5,558 m³/h. como se observa en este caso, ambas temperaturas sobrepasan los valores permitidos por lo que, pese a que el controlador se ajusta al sistema, en la realidad esta concentración de B no sería posible sin una degradación de los componentes.

En la Figura 3.47 se muestra finalmente todo el seguimiento de la trayectoria del controlador para el caso de la Concentración de B y como se observa el error de

posición es despreciable. También se muestra la trayectoria de la concentración de A, y como son dependientes una de la otra, se observa que al aumentar una disminuye la otra.

Por último en la Figura 3.48 se muestran todos los valores alcanzados durante todo el seguimiento de trayectoria y se comprueba que mientras mayor sea la concentración final de B las temperaturas del reactor y la camisa aumentan y viceversa para el caso de la concentración de A.

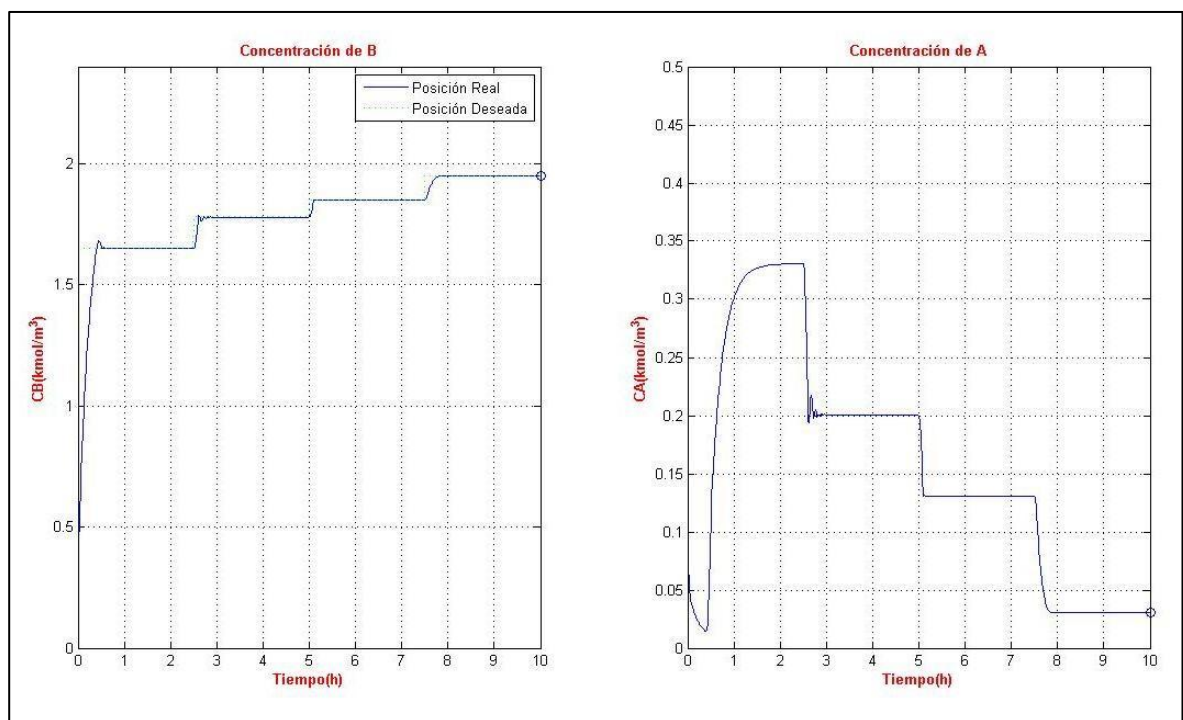


Figura 3.47 Comparación entre Seguimiento de Trayectoria de concentración de A con el seguimiento de trayectoria de concentración de B del Controlador con Algebra lineal

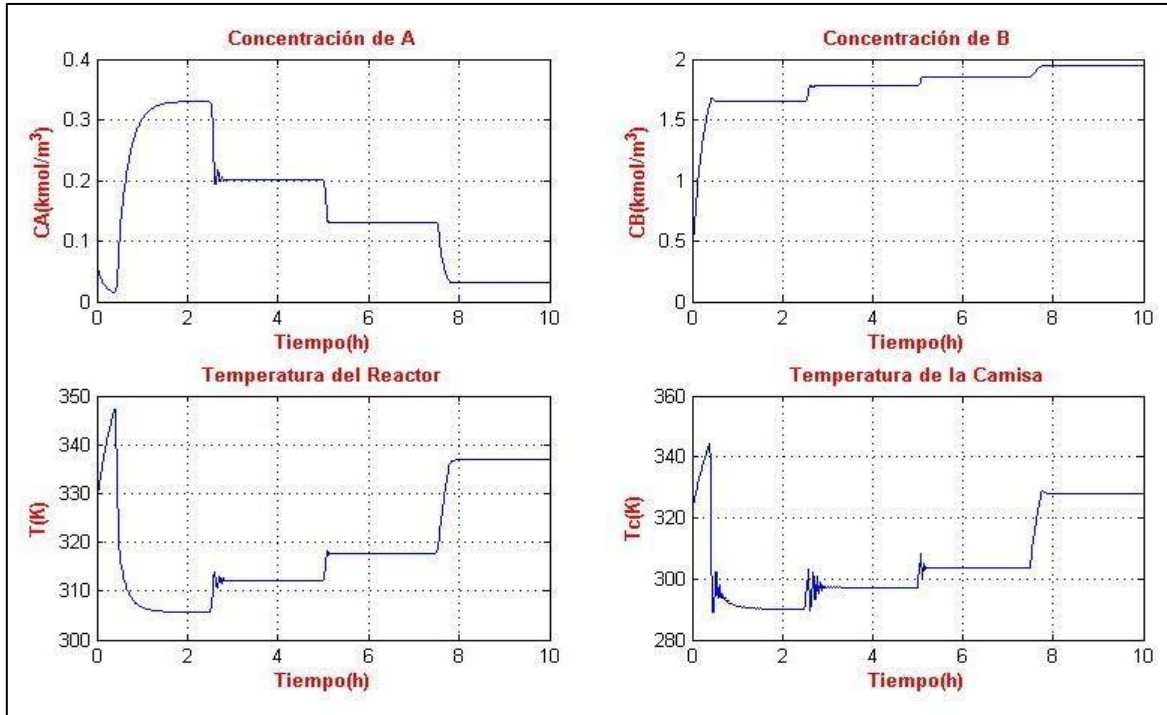


Figura 3.48 Seguimiento de Trayectoria de todos los valores obtenidos del Controlador con Algebra lineal

3.3.2 Reacción de Van der Vusse

Se define el modelo matemático considerando todas las simplificaciones necesarias explicadas en el numeral 1.3.2, y se plantea dos balances de masa y dos balances de energía, en las ecuaciones [3.79], [3.80], [3.81] y [3.82]:

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{qr}{V_r} (C_{A0} - C_A) - k_1 C_A - k_3 C_A^2 \quad [3.79]$$

$$\frac{dC_B}{dt} = -\frac{qr}{V_r} C_B + k_1 C_A - k_2 C_B \quad [3.80]$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{qr}{V_r} (T_{r0} - T_r) - \frac{hr}{\rho r C_{pr}} + \frac{UA}{V_r \rho r C_{pr}} (T_c - T_r) \quad [3.81]$$

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{1}{m c_{pc}} (Q_c + AU(T_r - T_c)) \quad [3.82]$$

Donde $C_A \geq 0$ y $C_B \geq 0$; y donde la velocidad de reacción está establecida por la Ecuación [3.83]:

$$k_j(T_r) = k_{0j} * e^{-\frac{E}{RT_r}}, \text{ para } j = 1, 2, 3 \quad [3.83]$$

Finalmente la entalpia de reacción ΔH_r , de la ecuación 3.81 está definida por la Ecuación [3.84]:

$$hr = \Delta H_1 * k_1 * C_A + \Delta H_2 * k_2 * C_B + \Delta H_3 * k_3 * C_A^2 \quad [3.84]$$

Se realizó el diseño del controlador en Simulink, y se generó la función del mismo en Matlab, como para el caso de la reacción de formación de propilenglicol, esta función se presenta en el Anexo III, se definió una trayectoria la cual consistió en alcanzar distintos valores para las variables que se controlan, los cuales se muestran en la Tabla 3.17.

Para el caso de este sistema las acciones de control existentes son el flujo de entrada del reactor y el calor removido de la camisa del reactor, y las variables que se controlan son la concentración de A y B, la temperatura del reactor y la temperatura de la camisa.

Tabla 3.17 Valores de la trayectoria que debe seguir el controlador de algebra lineal para el sistema MIMO- Reacción de Van der Vusse

Variable que se Controla	Trayectoria
Concentración de A	0 – 2,1 kmol/m ³
Concentración de B	0 – 0,9 kmol/m ³
Temperatura del Reactor	390 K
Temperatura de la Camisa	385,9 K

En la Figura 3.49 se observa el diagrama de Simulink para la reacción de Van der Vusse. En la Figura 3.50 se muestra el seguimiento de trayectoria de la concentración de A de la reacción, como se observa la concentración aumenta desde 0 hasta 2,1 kmol/m³ lo cual es lo que se espera. Esta trayectoria no presenta error de posición alguno.

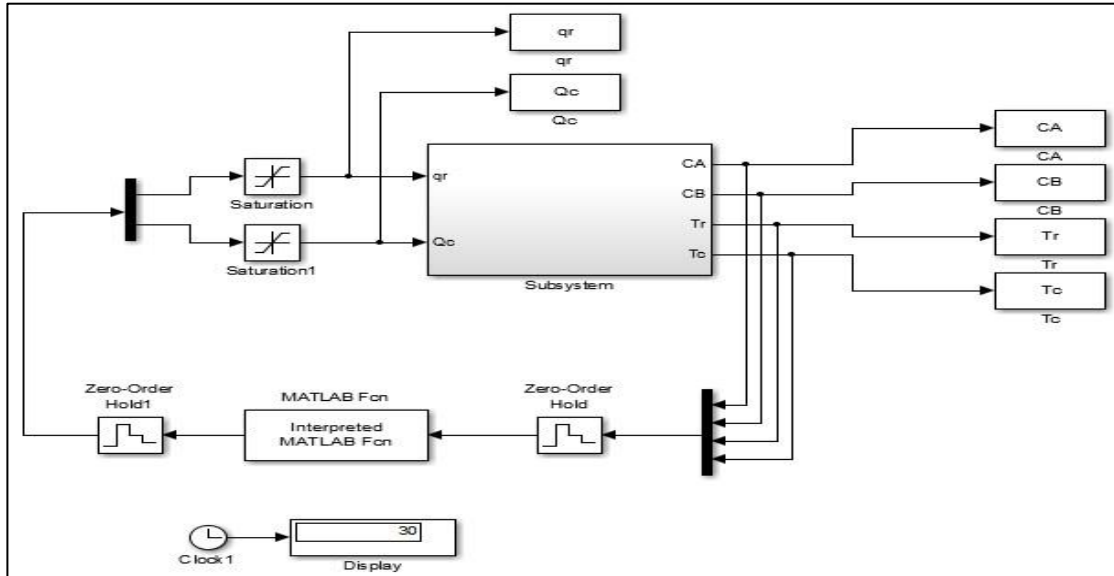


Figura 3.49 Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse

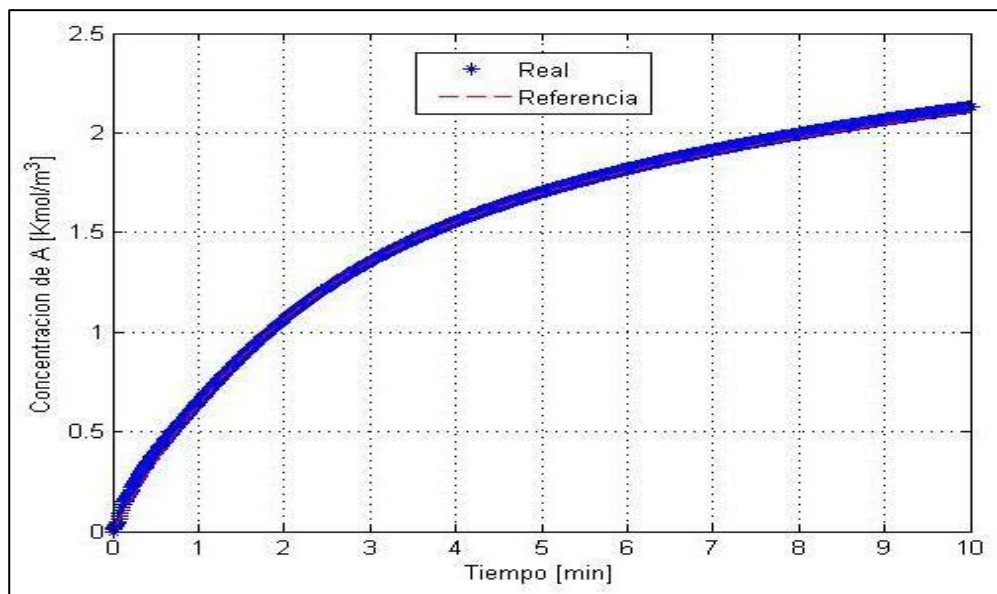


Figura 3.50 Seguimiento de Trayectoria de la Concentración de A del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse

En la Figura 3.51 se observa en cambio el seguimiento de trayectoria de la concentración de B, la concentración aumenta desde 0 hasta 1 kmol/m^3 por lo que se presenta error de posición igual al 11,11%, lo cual es un error significativo, el cual ocurre debido a que al ser B el producto intermedio su concentración no se puede controlar apropiadamente.

El seguimiento de trayectoria de la temperatura del reactor alcanza el valor esperado al seguir correctamente la referencia desde 365 K hasta 390 K, por lo

que para este caso tampoco se presenta error de posición, como se observa en la Figura 3.52

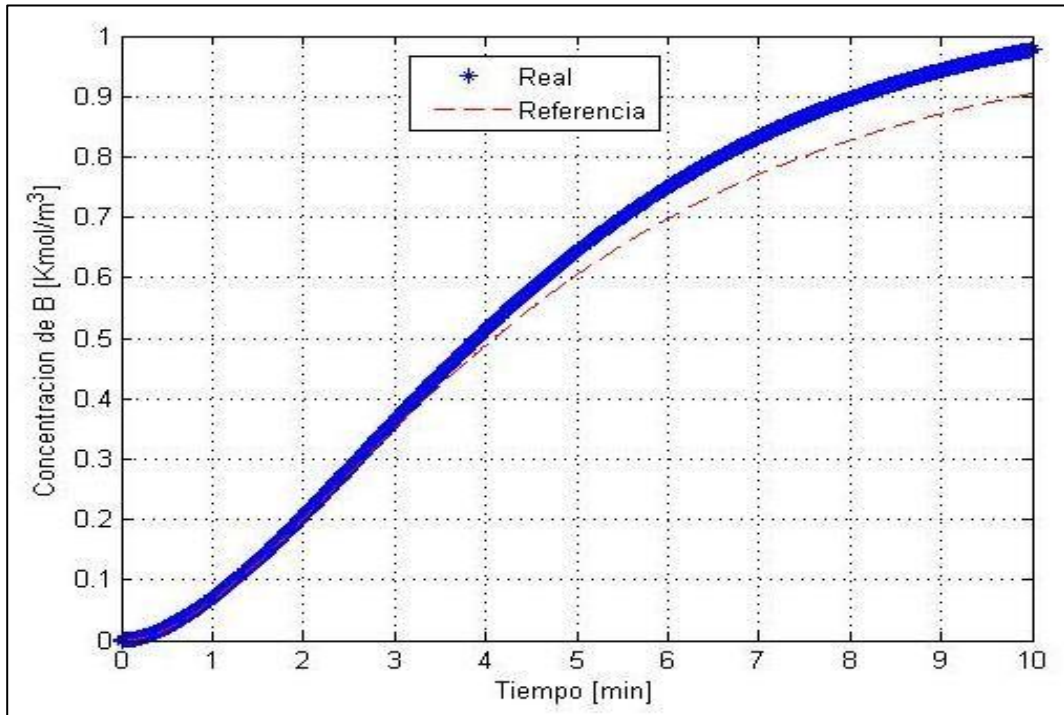


Figura 3.51 Seguimiento de Trayectoria de la Concentración de B del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse

Finalmente el seguimiento de trayectoria de la temperatura de la camisa del reactor alcanza el valor esperado de 385,9 K pero en los primeros instantes de la reacción no sigue la referencia apropiada, esto se debe a que para esta temperatura se requiere mayor tiempo de estabilidad por parte del sistema, como se aprecia en la Figura 3.53

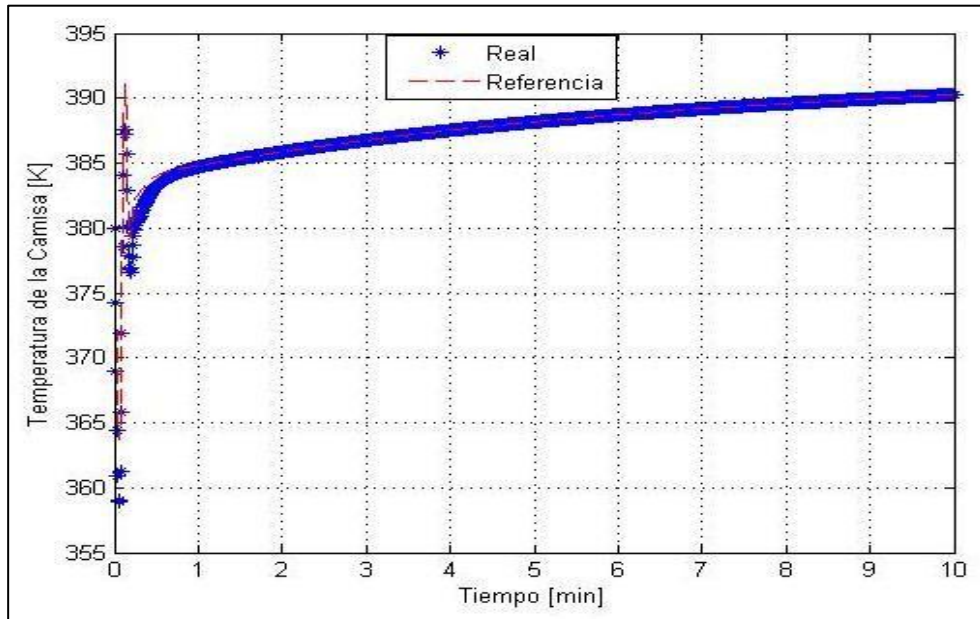


Figura 3.52 Seguimiento de Trayectoria de la temperatura del reactor del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse

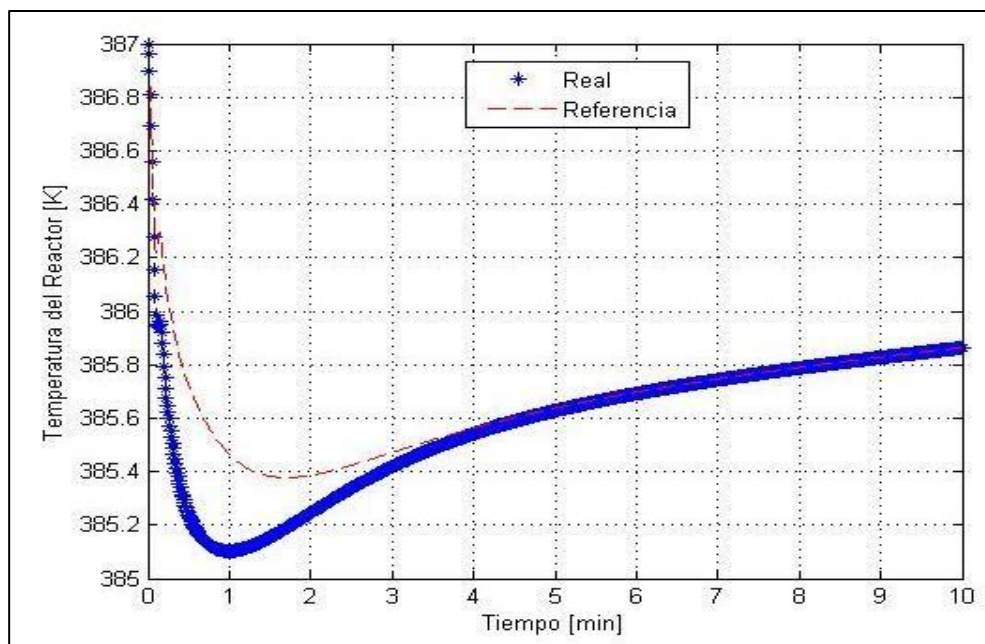


Figura 3.53 Seguimiento de Trayectoria de la temperatura de la camisa del Controlador con Algebra lineal para la reacción de Van der Vusse

Como parte final de este proyecto de titulación se presentan las Tabla 3.18, 3.19 y 3.20, con un resumen de los mejores parámetros de diseño y los resultados obtenidos para cada uno de los sistemas de control desarrollados.

Tabla 3.18 Mejores parámetros de diseño para sistemas de control

Sistema de Control	Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Integral (K_i)	Ganancia Derivativa (K_d)
Control Proporcional (P)	-100 000	0	0
Control Proporcional Integral (PI)	-500	-300	0
Control Proporcional Derivativo (PD/P_D)	-50 000	0	-10
Control Proporcional Integral Derivativo (PID/PI_D)	-10	-800	-10
Control con Modelo Interno (IMC) $\lambda = 0,05$	-3,8699	-374,7685	-0,4451

Tabla 3.19 Resultados de simulaciones realizadas para los sistemas de control utilizados en sistemas SISO

Sistema de Control	Concentración de A (kmol / m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)	% error de posición
Control Proporcional (P)	0,2023	312,4	320	2,17
Control Proporcional Integral (PI)	0,198	312,4	317,4	0
Control Proporcional Derivativo (PD/P_D)	0,2043	312	317,4	3,18
Control Proporcional Integral Derivativo (PID/PI_D)	0,198	312,4	317,8	0
Control con Modelo Interno (IMC) $\lambda = 0.05$	0,198	315,497	-	0
Control con Dinámica Inversa	0,189	313	318,2	0
Control basado con Algebra Lineal	0,1965	312,5	-	0,75

Tabla 3.20 Resultados de simulaciones realizadas para sistemas MIMO con un controlador basado en Algebra Lineal

Sistema MIMO	Conc. de A (kmol/m³)	Conc. de B (kmol/m³)	Temp. del Reactor (K)	Temp. de la Camisa (K)	Acción de Control qc (m³/h)	% error de posición
Reacción de Propilenglicol	1,849	0,1308	317,7	303,8	22,39	0,05
Reacción de Van der Vusse	2,1	0,9	390	385,9	-	0

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- El presente proyecto cumplió con los objetivos propuestos, que consistieron en diseñar sistemas de control lineales y no lineales para reactores continuos tipo tanque agitado (CSTR) usando la herramienta MATLAB/SIMULINK, esto se demuestra con las pruebas realizadas en el Capítulo tres, en el cual se presentan los resultados de las simulaciones efectuadas al reactor.
- Para el seguimiento de trayectoria de la concentración de A con un controlador proporcional, a medida que se aumentó la ganancia del controlador se corrigió parcialmente el error de posición, sin embargo no fue recomendable aumentar mucho esta ganancia ya que no es posible la implementación real del controlador. Este controlador no eliminó el error en estado transitorio.
- Para el seguimiento de trayectoria de la concentración de A con un controlador proporcional derivativo, a medida que se aumentó la ganancia del controlador se corrigió la oscilación del sistema, sin embargo el error de posición permaneció constante. La diferencia entre un controlador P_D y un PD fue mínima por lo que ambos controladores resultaron convenientes.
- El seguimiento de trayectoria de la concentración de A con un controlador proporcional integral permitió eliminar el error de posición a medida que se aumentó la ganancia del controlador, sin embargo el error en estado transitorio permaneció constante.
- El seguimiento de trayectoria de la concentración de A con un controlador proporcional integral derivativo permitió eliminar todos los errores de seguimiento es decir el error de posición y la oscilación. Sin embargo se creó un sobreimpulso en el sistema.

- La medida correctiva o antiwindup con integración condicional no permitió la eliminación del sobreimpulso del sistema por lo que se aplicó la medida de recálculo y seguimiento y se comprobó que es preferible acumular el menor error significativo al integrar el término de salida en el límite de la saturación que predefinir una banda de setpoint.
- Para el seguimiento de trayectoria de la concentración de A con un controlador con modelo interno se utilizó el modelo lineal del sistema lo que permitió establecer las mejores ganancias (K_i , K_p y K_d) del controlador PID y de esta manera se eliminó el error de posición y el error en estado transitorio.
- El seguimiento de trayectoria de la temperatura se realizó con un controlador con dinámica inversa, el cual permitió una respuesta rápida y una eliminación total de los errores de seguimiento.
- El controlador basado en Álgebra Lineal permitió el seguimiento de más de una trayectoria basándose en métodos numéricos que permitieron obtener acciones de control muy precisas sin importar si se trató de un sistema SISO, MIMO o si es una reacción en cadena (Van der Vusse).
- Para el caso de la Reacción de Van der Vusse, el controlador basado en Álgebra Lineal permitió Múltiples acciones de control (q_r y Q_c) así como interacciones entre todas estas.

4.2 RECOMENDACIONES

- Desarrollar la implementación real de todos los sistemas de control a un reactor CSTR para aplicar lo desarrollado en este proyecto de titulación
- Desarrollar los distintos sistemas de control aplicados en este proyecto de titulación a otros procesos químicos en lugar de la reacción de formación de propilenglicol

- Diseñar sistemas de control para procesos aplicados a reactores tubulares y reactores nucleares para estudiar las diferencias presentes en el control de reactores.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Acedo, J. (2003). *Control Avanzado de Procesos. Teoría y Práctica*. Madrid, España: Díaz de Santos S.A.
2. Acedo, J. (2013). *Instrumentación y Control Avanzado de Procesos*. Madrid, España: Díaz de Santos S.A.
3. Aris, R. (1989). *Elementary Chemical Reactors Analysis*. Boston, Estados Unidos: Buttherworths
4. Agalya, A. (2013). Certain Investigation on Concentration Control of CSTR – A Comparative Approach. *International Journal of Advances*, 5(2). 1-14.
Recuperado de:
http://home.ijasca.com/data/documents/IJASCA03_CSTR.pdf (Abril 2014)
5. Bohn, C. y Atherton, D. (1995). An analysis package comparing pid anti-windup strategies. *IEEE Systems Magazine*. (pp. 34-40).
6. Cooper, D. (2008). *Practical Process Control*. Recuperado de <http://www.controlguru.com/2008/021008.html> (Marzo 2014)
7. Coronado, M. (2013). Sistemas lineales de primer orden – siso. *Simulación y Control de Procesos. Programa de Ingeniería Química. Universidad del Atlántico*. (p. 78). España.
8. Coulson, J. y Richardson, J. (2004). *Chemical Engineering Design*. (4ta. ed.).Oxford, Gran Bretaña: Elsevier
9. Denbigh, K. y Turner, J. (1984). *Chemical Reactor Theory*. (3ra. ed.). Londres, Gran Bretaña: J.W. Arrowsmith Ltd.

10. Dulhoste, J. (2010). *Teoría de Control*. Merida, Venezuela: Universidad de los Andes.
11. Fernández, A. (2007). *Control de los Sistemas Continuos*. Oviedo, España: Ediciones de la Universidad de Oviedo.
12. Fogler, S. (2001). *Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas*. (3ra. ed.). México DF, México: Prentice Hall Inc.
13. Fogler, S. (2004). *Elements of Chemical Reactions Engineering*. (3ra. ed.). Michigan, Estados Unidos: Prentice Hall Inc.
14. García, Y. y Lobo, I. (2009). Controlador PID integrado por la estructura de control de modelo interno (IMC) y lógica difusa *Revista Ciencia e Ingeniería*. Vol. 30, No. 1(pp. 29-40). Mérida, Venezuela.
15. Grimm, W. M., "Robot non-linearity bounds evaluation techniques for robust control," *Int. J. of Adaptative Control and Signal Processing*, vol. 4, pp. 501-504, 1990.
16. Himmelblau, D. (1976). *Análisis y Simulación de Procesos*. Barcelona, España: Reverté S.A.
17. Kumar, S. (2012). Temperature Control of CSTR using PID and PID (Two Degree of Freedom) Controller. Volume 2, Issue 5, *International Journal of Advanced Research in Computer Science and Software Engineering Research Paper*. (p. 327). Punjab, India
18. Kuo, B. (1996). *Sistemas de Control Automático*. (7ma. ed.). México: Prentice- Hall Inc.
19. Lewis, F. y Syrmos, V. (1995). *Optimal Control*, (2da. ed). Estados Unidos: Jhon Wiley & Sons, Inc

20. Martínez, V. y Alonso, P. (2000). *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. México DF, México: Plaza y Valdez S.A.
21. Mazzone, V. (2002). Estructuras Prácticas de Control SISO. *Automatización y Control Industrial, Universidad Nacional de Quilmes*. (p. 3). Argentina
22. Mejía, D., Bolaños, R. y Correa, C. (2007). Técnicas de control adaptativas aplicadas a sistemas multivariados (M.I.M.O.). *Scientia Et Technica, vol. XIII, núm. 35. Universidad Tecnológica de Pereira*. (pp. 37-42). Colombia.
23. Menéndez, G, y Guerrero. F. (2013). *Modelación, Simulación y Control de Sistemas Aéreos No Tripulados utilizando Inteligencia Artificial*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en Electrónica y Control no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
24. Ogata, K. (2003). *Ingeniería de Control Moderna*. (4ta. ed.). Madrid, España: Prentice-Hall Inc.
25. Ojeda, H. (2009). *Control Difuso de Procesos que Exhiben Respuesta Inversa* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Maestro en Ciencias en Ingeniería Química no publicado). Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Michoacán, México.
26. Peña, E. y Pérez, A. (2008) Modelado de un reactor químico tipo CSTR y evaluación del control predictivo aplicando Matlab-Simulink. *REVISTA INGENIERÍA UC. Vol. 15, No 3*. (pp 97-112). Carabobo, Venezuela.
27. Prat, L. (1999). *Circuitos y Dispositivos Electrónicos: Fundamentos de Electrónica*. (6ta. Ed.). Barcelona, España: UPC
28. Roca, A. (2002). *Control de Procesos*. (2da. ed.). México DF, México: Alfaomega

29. Rosillo, N. (2009). *Estudio e Implementación de Controladores Dinámicos de Robots Industriales en Tiempo Real*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Doctor Ingeniero Informático no publicado). Universidad Politécnica de Valencia, Valencia, España.
30. Scaglia, G. (1999). *Control Robusto de Sistemas Dinámicos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Electrónico no publicado). Universidad Nacional de San Juan, San Juan, Argentina.
31. Scaglia, G. (2006). *Estrategias para seguimiento de trayectorias*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Doctor en Ingeniería en Sistemas de Control no publicado). Universidad Nacional de San Juan, San Juan, Argentina.
32. Smith, C. y Corripio, A. (1991). *Control Automático de Procesos. Teoría y Práctica*. (1ra. ed.). México DF, México: Limusa S.A.
33. Spong, M. y Ortega, R. (1988). On Adaptive Inverse Dynamics Control of Rigid Robots. *IEEE Systems Magazine*. (pp. 34-40). *IEEE Transactions on Automatic Control*. Vol. 35, No. (pp. 92-95). Estados Unidos.
34. Stephanopolous, G. (1984). *Chemical Process Control*, (1ra. ed.). New Jersey, Estados Unidos: Prentice Hall Inc.
35. Strang, G. (1980). *Linear Algebra and Its Applications*. (1ra. ed.). New York, Estados Unidos: Academic Press
36. Thomas, R. y Rosa, A. (1991) *Circuitos y Señales: introducción a los circuitos lineales y de acoplamiento*. (1ra. ed.). Barcelona, España: Reverté S.A.
37. Velasco, A. y Álvarez, J. (2011) Control múltiple entrada una salida (miso) de un CSTR. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*. Vol. 10, No.2 (pp. 322-323). México.

38. Visioli, A. (2003). Modified anti-windup scheme for pid controllers. *IEEE Control Theory and Applications*. (pp. 49-54).

39. Vojtesek, J. y Dostal, P. (2009). Simulation of Adaptive Control of Continuous Stirred Tank Reactor. *Int j simul model 8*. (pp. 133-144). República Checa.

ANEXOS

ANEXO I

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR EN BASE A ÁLGEBRA LINEAL PARA SISTEMAS SISO

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR EN BASE A ÁLGEBRA LINEAL*****
%*****Parámetros y Simulación*****

clc;
close all;
clear all;

Generacion_Trayectoria;

k=1;          %Incremento de las variables

%Condiciones Iniciales del Controlador
Tref_1 =
293;
Tsim_1 =
10;

%Guardo Condiciones
Iniciales save k.txt k -
ascii;
save Tref_1.txt Tref_1 -ascii;

% Cargo las variables de referencia para
graficarlas load CAref.txt;

%% Parámetros del Controlador Ganancias del

Controlador ts      = 0.01;
kCA = 0.2;
kT  = 0.1;

%Parámetros de la Planta

q = 9.63;
V = 2.41;
E = 69780;
R = 8.31;
Ti = 297;
To = 313;
deltaH = -86335.8;
pCp = 2450.54;
Ko = 16.96e12;
CAi = 1.98;
CAo =CAi -0.9*CAi;
U = 8280; A = 8.69;

%% Simulación del Archivo en Simulink sim('Controlador_Algebra_Lineal');

[a,b]=size(TSim); aux=1; velocidad=10;

```

```

%Grafica de la trayectoria de referencia y la
controlada n=length(TSim);
fig=figure;
set(fig,'Position',[10 50 1260 650]);

for i=1:velocidad:a
%Grafica de CB vs Tiempo
    plot(TSim(1:i),CA(1:i),'
        b');

    hold on;
    plot(TSim(1:a),CAref(1:a),'
        g');
    plot(TSim(i),CA(i),'bo');
    xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}CA(kmol/m^3)');
    grid on;
    legend('Posición Real','Posición Deseada')
    axis([0 10 0 0.3]);
    hold off

    MM(aux)=getframe(fig); %para no utilizar memoria y realizar
el efecto de animación
    aux=aux+1;
end

%% GRAFICAS DE LA ENTRADA
fig2=figure();
set(fig2,'Position',[210 120 900 500]);
subplot(1,2,1)
plot(TSim(1:a),Tc(1:a)); title('\bf\color{red}Tc
despues del filtro')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo');ylabel('\bf\color{red}T
c'); grid on

subplot(1,2,2)
plot(TSim(1:a),Tc1(1:a));
title('\bf\color{red}Tc antes del
filtro')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo');ylabel('\bf\color{red}Tc1');
grid on

%% GRAFICAS DE LA SALIDA
fig3=figure();
set(fig3,'Position',[210 120 900 500]);
subplot(1,2,1)
plot(TSim(1:a),CA(1:a));
title('\bf\color{red}Concentración de A')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}CA(kmol/m^3)');
grid on

subplot(1,2,2)
plot(TSim(1:a),T(1:a));
title('\bf\color{red}Temperatu
ra')

xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}T(K)');
grid on

```

```

%*****Generación de Trayectoria Deseada*****
clear all;
clc;

%Variable
Principales k=1;

%Tiempo de
Muestreo
ts=0.01;

%Condiciones Iniciales
CAref_1=0;

%Generación de
Trayectoria while
k<=250
    CAref(k) = 0.180;
    k=k+1;
end

while k<=500 && k>250
    CAref(k) = 0.198;
    k=k+1;
end

while k<=750 && k>500
    CAref(k) = 0.22;
    k=k+1;
end

while k<=1500 && k>750
    CAref(k) = 0.24;
    k=k+1;
end

%Guardo Valores para utilizar en
Controlador save CAref.txt CAref -ascii;

function [Tc] = controlador_alg_lineal(u)
    load k.txt;
    load CAref.txt;
    load Tref_1.txt;

    %% Parámetros del Controlador Ganancias del

    Controlador ts = 0.01;
    kCA = 0.2;
    kT = 0.2;

    %Parámetros de la Planta

    q = 9.63;
    V = 2.41;
    E = 69780;
    R = 8.31;
    Ti = 293;

```



```

To = 313;
deltaH = -86335.8;
pCp = 2450.54; Ko = 16.96e12; CAi = 1.98;
CAo =CAi -0.9*CAi;
U = 8280;
A = 8.69;

%Controlador

dCA = (CAref(k+1)-kCA*(CAref(k)-u(1))-u(1))/ts;      %u(1) =
Valor actual CA

Tref = -(E/R)/log((-dCA+q/V*(CAi-
u(1)))/(Ko*u(1)));

Tn = Tref-kT*(Tref_1-u(2));                          %u(2) = Entrada T
dTn = (Tn-
u(2))/ts;

Tc = dTn - q/V*(Ti-u(2)) + (Ko*exp(-E/(R*u(2)))*deltaH/(pCp))*u(1)
+ U*A/(V*pCp)*u(2);
Tc =
Tc/(U*A/(V*pCp));

k = k+1; % Incremento del
indice

%Guardo los Parámetros del Controlador y de la Planta

```

ANEXO II

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR EN BASE A ÁLGEBRA LINEAL PARA SISTEMAS MIMO – REACCIÓN DE FORMACIÓN DE PROPILENGLICOL

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR EN BASE A ÁLGEBRA LINEAL*****
%*****Parámetros y Simulación*****

clc;
close all;
clear all;

Generacion_Trayecto

ria;

k=1;      %Incremento de las variables

%Condiciones Iniciales del Controlador
Tref_1 = 288;
Tcref_1 = 288;
Tsim_1 = 10;

%Guardo Condiciones
Iniciales save k.txt k -
ascii;
save Tref_1.txt Tref_1 -ascii;
save Tcref_1.txt Tcref_1 -ascii;

% Cargo las variables de referencia para
graficarlas load CBref.txt;
% load Tref_1.txt;

%% Parámetros del Controlador Ganancias del

    Controlador ts      = 0.01;

%Parámetros de la
Planta

q = 9.63;
V = 2.41;
E = 69780;
R = 8.31;
Ti = 297;
To = 313;
deltaH = -86335.8;
pCp = 2450.54;
Ko = 16.96e12;
CAi = 1.98;
CBi = 0;
CAo = CAi -0.9*CAi;

```

```

CBo = 1.782;
U = 280; A = 8.69; Vc = 2;
pcCpc = 2823.19;
Tco = 288;

%% Simulación del Archivo en
Simulink sim('ModeloMIMO');
[a,b]=size(TS
im); aux=1;
velocidad=10;

%Grafica de la trayectoria de referencia y la
controlada n=length(TSim);
fig=figure;
set(fig,'Position',[10 50 1260 650]);

for i=1:velocidad:a
%Grafica de CB vs Tiempo

subplot(1,2,1)
plot(TSim(1:i),CB(1:i),'b');
title('\bf\color{red}Concentración de B')
hold on;
plot(TSim(1:a),CBref(1:a),':g'); plot(TSim(i),CB(i),'bo');
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}CB(kmol/m^3)');
grid on;
legend('Posición Real','Posición Deseada')
axis([0 10 0 2.4]);
hold off

%Gráfica de CA vs Tiempo

subplot(1,2,2)
plot(TSim(1:i),CA(1:i),'b');
hold on;
title('\bf\color{red}Concentración de A') plot(TSim(i),CA(i),'bo');
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}CA(kmol/m^3)');
grid on;
axis([0 Tsim_1 0 0.5]);
hold off;

MM(aux)=getframe(fig); %para no utilizar memoria y realizar
el efecto de animación
aux=aux+1;
end

% cmap=colormap(hsv2rgb(hsv(128)));
%
movie2avi(MM,'reactor_al.avi','colormap',cmap,'compression','Cinepak','
quality',100,'fps',10);

%% GRAFICAS DE LA ENTRADA
fig2=figure();
set(fig2,'Position',[210 120 900
500]); subplot(1,2,1)
plot(TSim(1:a),qc(1:a));
title('\bf\color{red}qa despues del filtro')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo');ylabel('\bf\color{red}qc'); grid on

```

```

subplot(1,2,2)
plot(TSim(1:a),qc1(1:a));
title('\bf\color{red}qa antes del
filtro')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo');ylabel('\bf\color{red}qc1');
grid on

%% GRAFICAS DE LA SALIDA
fig3=figure();
set(fig3,'Position',[210 120 900 500]);
subplot(2,2,1)
plot(TSim(1:a),CA(1:a));
title('\bf\color{red}Concentración de
A')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}CA(kmol/m^3)');
grid on

subplot(2,2,2)
plot(TSim(1:a),CB(1:a));
title('\bf\color{red}Concentración de
B')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}CB(kmol/m^3)');
grid on

subplot(2,2,3) plot(TSim(1:a),T(1:a));
title('\bf\color{red}Temperatura del
Reactor')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}T(K)');
grid on

subplot(2,2,4) plot(TSim(1:a),Tc(1:a));
title('\bf\color{red}Temperatura de la
Camisa')
xlabel('\bf\color{red}Tiempo(h)');ylabel('\bf\color{red}Tc(K)');
grid on

%*****Generación de Trayectoria Deseada*****
clear all;
clc;

%Variable
Principales k=1;

%Tiempo de
Muestreo
ts=0.01;

%Condiciones Iniciales
CBref_1=0;

t = 0:ts:12;

%Generación de
Trayectoria while k <=
250
    CBref(k) = 1.65;
    k=k+1;
end

```

```

while k > 250 && k<=500
    CBref(k) = 1.78;
    k=k+1;
end

while k <= 750 && k>500
    CBref(k) = 1.85;
    k=k+1;
end

while k <= 1500 && k>750
    CBref(k) = 1.95;
    k=k+1;
end

%Guardo Valores para utilizar en Controlador save CBref.txt CBref -ascii;
%Grafico Trayectoria Desea
% fig=figure;
% set(fig,'Position',[210 120 900 500]);
% title('\bf\color{red}Trayectorias')
% grid on
% xlabel('\bf\color{red}Tiempo [s]');ylabel('CBref []');
% plot(CBref)

function [qc] = controlador_alg_lineal(u)
    load k.txt;
    load CBref.txt;
    load Tref_1.txt;
    load Tcref_1.txt;

    %% Parámetros del Controlador Ganancias del Controlador

    ts = 0.01;
    kCA = 0.2;
    kCB = 0.2;
    kT = 0.2;
    kTc = 0.2;

    %Parámetros de la Planta

    q = 9.63; V = 2.41;
    E = 69780; R = 8.31; Ti = 297; To = 313;
    deltaH = -86335.8;
    pCp = 2450.54; Ko = 16.96e12; CAi = 1.98;
    CBi = 0;
    CAo = CAi -0.9*CAi;
    CBo = 1.782; U = 8280;
    A = 8.69; Vc = 2;
    pcCpc = 2823.19;
    Tco = 288;

    %Controlador

    % dCA = (CAref(k+1) - kCA * ( CAref(k) - u(1) ) - u(1) ) / ts;
    %u(1) = Valor actual CA
    dCB = (CBref(k+1) - kCB * (CBref(k) - u(2)) - u(2)) / ts;
    %u(2) = Valor actual CB
    Tref = -(E/R) / log(( dCB + q/V * (u(2))) / (Ko*u(1)));

```

```

    Tn = Tref - kT * (Tref_1 - u(3));
    %u(3) = Valor actual T
    dTn = (Tn - u(3)) / ts;

    Tcref = dTn - q/V*(Ti-u(3)) + (Ko*exp(-
E/(R*u(3)))*deltaH/(pCp))*u(1) + U*A/(V*pCp)*u(3);
    Tcref = Tcref / (U*A/(V*pCp));

    dTc = (Tcref - kTc * (Tcref_1 - u(4)) - u(4))/ ts;
    %u(4) = Valor actual Tc
    qc = Vc * ( dTc - (U*A)/(Vc*pcCpc)* (u(3) - u(4)))/(Tco -u(4));

    k = k+1; % Incremento del indice

    %Guardo los Parámetros del Controlador y de la Planta

end

save k.txt k -ascii;
save Tref_1.txt Tref -ascii;
save Tcref_1.txt Tcref -ascii;

```

ANEXO III

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR EN BASE A ÁLGEBRA LINEAL PARA SISTEMAS MIMO – VAN DER VUSSE

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR EN BASE A ÁLGEBRA LINEAL*****
%*****REACCION DE VAN DER VUSSE*****

clear all;
clc;

%Parámetros del sistema,
constantes: Vr = 0.01;
ro_r = 934.2;
cpr = 3.01;
mc = 5;
cpc = 2;
Ar = 0.215;
U = 67.2;
k0_1 = 2.145E10;
k0_2 = 2.145E10;
k0_3 = 1.5072E8;
E1_sobre_R = -
9758.3;
E2_sobre_R = -
9758.3;
E3_sobre_R = -
8560; h_1 = -
4200;
h_2 = 11000; h_3 = 41850; CA0 = 5.1;
Tr0 = 387.05;
alfa_1 = 1/(ro_r * cpr);
alfa_2 = (Ar * U) / (Vr * ro_r * cpr);
alfa_3 = (Ar * U) / (mc * cpc);
alfa_4 = mc * cpc;

cero = 0;
trescientos_ochenta_y_siete =
387;
trescientos_ochenta_y_seis =
386;

% Tiempos
T0 = 0.01; % Intervalos de tiempo - tiempo de muestreo
Tf1 = 10;%1*350/350*198; % Tiempo final de simulación en el sistema
real (Planta-proceso-simulink), la tray. de ref. deberá ser mas larga que
la tray. real

% Vector de
Tiempo t =
0:T0:Tf1+10;

% Trayectoria de Referencia, Valores de Estado Estacionario

m = 1; %valor inicial de la variable

```

```

save T0.txt T0 -ascii;
save Tr_ez.txt trescientos_ochenta_y_siete -ascii;
save Tc_ez.txt trescientos_ochenta_y_seis -ascii;
save cont.txt cero -ascii;

save k0_1.txt k0_1 -ascii; save k0_2.txt k0_2 -ascii; save k0_3.txt k0_3 -
ascii;
save E1_sobre_R.txt E1_sobre_R -ascii; save E2_sobre_R.txt E2_sobre_R -
ascii; save E3_sobre_R.txt E3_sobre_R -ascii; save h_1.txt h_1 -ascii;
save h_2.txt h_2 -ascii;
save h_3.txt h_3 -ascii; save CA0.txt CA0 -ascii; save Tr0.txt Tr0 -ascii;
save alfa_1.txt alfa_1 -ascii;
save alfa_2.txt alfa_2 -ascii;
save alfa_3.txt alfa_3 -ascii; save alfa_4.txt alfa_4 -ascii; save Vr.txt
Vr -ascii;

%% Simulación sim('Simulink_Van_Der_Vusse.mdl')

%% Gráficos load Tr_ez.txt;
load Tc_ez.txt;
load CA_d.txt; load CB_d.txt; load Tr_d.txt; load Tc_d.txt;

clf figure(1)
plot(t(1:length(CA)),CA(1:length(CA)), '*b',
t(1:length(CA)),CA_d(1:length(CA)), '--r'); legend('Real',
'Referencia', 'location', 'NorthEast'); xlabel('Tiempo [min]');
ylabel('Concentracion de A [Kmol/m^3]');
grid on

figure(2)
plot(t(1:length(CB)),CB, '*b', t(1:length(CB)),CB_d(1:length(CB)), '--r');
legend('Real', 'Referencia', 'location', 'NorthEast');
xlabel('Tiempo [min]'); ylabel('Concentracion de B [Kmol/m^3]'); grid on

figure(3)
plot(t(1:length(Tr)),Tr(1:length(Tr)), '*b', t(1:length(Tr)),
Tr_ez(1:length(Tr)), '--r');
legend('Real', 'Referencia', 'location', 'NorthEast');
xlabel('Tiempo [min]');
ylabel('Temperatura del Reactor [K]');
grid on

figure(4)
plot(t(1:length(Tc)),Tc, '*b',t(1:length(Tc)), Tc_ez(1:length(Tc)), '--r');
legend('Real', 'Referencia', 'location', 'NorthEast');
xlabel('Tiempo [min]');
ylabel('Temperatura de la Camisa [K]');
grid on

figure(5)
plot(t, qr, '*b');
legend('qr', 'location', 'NorthEast');
xlabel('Tiempo [min]');
ylabel('Flujo Volumetrico [m^3/min]');
grid on

figure(6)
plot(t, Qc, '*b'); legend('Qc', 'location', 'NorthEast'); xlabel('Tiempo
[min]');
ylabel('Calor removido [kJ/min]');

```



```

grid on

function salidas = Controlador_Rn_Van_Der_Vusse(entradas) % entradas
tambien se puede poner como (u)
%%
% Cargo Entradas y Parámetros

load CA_d.txt; load CB_d.txt; load Tr_d.txt; load Tc_d.txt; load T0.txt;

load Tr_ez.txt;
load Tc_ez.txt;

load k0_1.txt; load k0_2.txt; load k0_3.txt;
load E1_sobre_R.txt;
load E2_sobre_R.txt; load E3_sobre_R.txt; load h_1.txt;
load h_2.txt; load h_3.txt; load CA0.txt; load Tr0.txt;

load alfa_1.txt; load alfa_2.txt; load alfa_3.txt; load alfa_4.txt; load
Vr.txt;
load cont.txt;

i = cont(1) + 1; %contador
Tr_ez(i);

% Entradas
CA = entradas(1); %con solo poner la palabra entrada (1) alcanzaría
para q las tome en el orden correspondiente al q estan en el simulink
CB = entradas(2); Tr = entradas(3); Tc = entradas(4);

% Parametros del controlador que regulan la veloc. de convergencia
k1 = 0.95;
k2 = 0.95;
k3 = 0.99;
k4 = 0.96;

Tr_deseado = Tr_d(i+1);

options = optimset('Algorithm','interior-point');

[Trzz, fval]=fmincon(@ (Trzz) abs(1/1* ([ (CA0-CA); -
CB; (Tr0-
Trzz)]' * [1/T0* ((CA_d(i+1)-k1*(CA_d(i)-CA)) -
CA)+h_1*k0_1*exp(E1_sobre_R/Trzz)*CA+k0_3 * exp(E3_sobre_R / Trzz)* CA^2
;
1/T0*((CB_d(i+1) - k2*(CB_d(i) - CB)) - CB) - (k0_1 * exp(E1_sobre_R /
Trzz))*CA + k0_2 * exp(E2_sobre_R /Trzz)*CB ; 1/T0*((Trzz - k3*(Tr_ez(i)
-
Tr)) - Tr) + (h_1 * (k0_1 * exp(E1_sobre_R / Trzz)) * CA + h_2 * k0_2
* exp(E2_sobre_R /Trzz) * CB + h_3 *(k0_3 * exp(E3_sobre_R / Trzz)) *
CA^2)*alfa_1 - alfa_2*(Tc-Tr) ] - ( norm([ (CA0-CA) ; -CB; (Tr0-
Trzz)] * norm([1/T0*((CA_d(i+1) - k1*(CA_d(i) - CA)) - CA) + h_1 *
k0_1 * exp(E1_sobre_R / Trzz)*CA + k0_3 * exp(E3_sobre_R / Trzz)* CA^2
;
1/T0*((CB_d(i+1) - k2*(CB_d(i) - CB)) - CB) - (k0_1 * exp(E1_sobre_R /
Trzz))*CA + k0_2 * exp(E2_sobre_R /Trzz)*CB ; 1/T0*((Trzz - k3*(Tr_ez(i)
-
Tr)) - Tr) + (h_1 * (k0_1 * exp(E1_sobre_R / Trzz)) * CA + h_2 * k0_2
* exp(E2_sobre_R /Trzz) * CB + h_3 *(k0_3 * exp(E3_sobre_R / Trzz)) *

```

```

CA^2)*alfa_1 - alfa_2*(Tc-Tr) ] ) ) ) ,
Tr_deseado, [], [], [], [], 370, 387);

Tr_ez(i+1) = Trzz;
error_Temp_reaccion = fval;

%PROBANDO EL CAMBIO DE AMBAS (PEND. Y O.O) EL ERROR DE Tr_ez ERA ALTISIMO

% PROBANDO CAMBIANDO LAS O.O DE LAS

RECTAS K1 = k0_1 * exp(E1_sobre_R /

Tr_ez(i+1));
K2 = k0_2 * exp(E2_sobre_R / Tr_ez(i+1));
K3 = k0_3 * exp(E3_sobre_R / Tr_ez(i+1));
hr = h_1 * K1 * CA + h_2 * K2 * CB + h_3 * K3 * CA^2;

A = [ ((CA0-CA)/Vr); ((-CB)/Vr); ((Tr0-Tr)/Vr)];

b = [(1/T0*((CA_d(i+1) - k1*(CA_d(i) - CA))-CA) + K1*CA + K3*CA^2);
(1/T0*((CB_d(i+1) - k2*(CB_d(i) - CB))-CB) - K1*CA + K2*CB);
(1/T0*((Tr_ez(i+1) - k3*(Tr_ez(i) - Tr))-Tr) + (h_1 * k0_1 *
exp(E1_sobre_R
/ Tr) * CA + h_2 * k0_2 * exp(E2_sobre_R / Tr) * CB + h_3 * k0_3 *
exp(E3_sobre_R / Tr) * CA^2)*alfa_1 - alfa_2*(Tc-Tr))];

qr(i) = pinv(A)*b;

%Calculo la referencia para la Temperatura de la Chaqueta
Tc_ez(i+1)=(1/Vr*(Tr0-Tr)*qr(i)-1/T0*(Tr_ez(i+1)-k3*(Tr_ez(i)-Tr)-
Tr)- hr*alfa_1)/(-alfa_2)+Tr;

%% Calculo de la segunda accion de control
Qc(i)=(1/T0*((Tc_ez(i+1)-k4*(Tc_ez(i)-Tc))-Tc)-alfa_3*(Tr-Tc))*alfa_4;

% Salidas
salidas(1) = qr(i);
salidas(2) = Qc(i);

save cont.txt i -ascii
save Tr_ez.txt Tr_ez -ascii
save Tc_ez.txt Tc_ez -ascii
save Error_Tr.txt error_Temp_reaccion -ascii
end

```

ANEXO IV

CÓDIGO DE MATLAB PARA LAS CONSTANTES DE LA REACCIÓN DE FORMACIÓN DE PROPILENGLICOL

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONSTANTES*****
%*****REACCION DE FORMACIÓN DE PROPILENGLICOL*****
q = 9.63;
V = 2.41;
E = 69780;
R = 8.31;
Ti =
297;
To =
313;
deltaH = -86335.8;
pCp = 2450.54;
Ko = 16.96e12;
CAi = 1.98;
CAo =CAi -0.9*CAi;
U = 8280; A = 8.69;

c1 = q/V
a1 = ((q/V)+ (Ko*exp(-E/(R*To))))
b1 = (((deltaH*Ko)/(pCp)) * (exp(-E/(R*To))))
a2 = (((Ko*E)/(R*To^2)) * (exp(-E/(R*To)) *CAo))
b2 = (((q/V)+ (((deltaH*Ko)/(pCp)) * (exp(-
E/(R*To))) * (E/(R*To^2)) *CAo) + ((U*A)/(pCp*V))))
c2 = ((U*A)/(pCp*V))

```

ANEXO V

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR PROPORCIONAL

```
%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL P*****
```

```
Clear
clc
```

```
fig=figure;
set(fig,'Position',[210 120 900 500]); Kp=-10000;
sim('CP');
hold on subplot(1,2,1) plot(t,CA,'b') hold on plot(t,sp,':r')
xlabel('Tiempo(h)', 'color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color',1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Kp = -10.000', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 0.8])
```

```
Kp=-100000; sim('CP'); hold on
subplot(1,2,2) plot(t,CA,'b') hold on plot(t,sp,':r')
xlabel('Tiempo(h)', 'color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color',1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Kp = -100.000', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 0.8])
```

ANEXO VI

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR PROPORCIONAL DERIVATIVO

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL DERIVATIVO PD*****

```

```

clear
clc

```

```

Kp = 0;
Kd = 0;
sim('CPD');

```

```

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]); Kp = -50000;
Kd = -10; sim('CPD'); hold on subplot(1,2,1) plot(t,CA, 'b') hold on
plot(t,sp, ':r')
xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Kd = -10, Kp = -50.000', 'Set Point') axis([-0.4 10 0
0.8])

```

```

Kp = -50000; Kd = -1; sim('CPD'); hold on subplot(1,2,2) plot(t,CA, 'b')
hold on
plot(t,sp, ':r')
xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Kd = -1, Kp = -50.000', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 0.8])

```

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL DERIVATIVO P_D*****

```

```

clear clc
Kp = 0; Kd = 0;

```

```

sim('CP_D');

```

```

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]); Kp = -50000;
Kd = -10; sim('CP_D'); hold on subplot(1,2,1) plot(t,CA, 'b') hold on
plot(t,sp, ':r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Kd = -10, Kp = -50.000', 'Set Point') axis([-0.4 10 0
0.8])

```

```
Kp = -50000; Kd = -1; sim('CP_D'); hold on subplot(1,2,2) plot(t,CA,'b')
hold on plot(t,sp,':r')

xlabel('Tiempo (h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración (Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Kd = -1, Kp = -50.000', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 0.8])
```

ANEXO VII

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL PI*****

clear clc
Kp = 0;
Ki = 0;
sim('CPI');

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]); Kp = -500;
Ki = -500; sim('CPI'); hold on subplot(1,2,1) plot(t,CA, 'b') hold on
plot(t,sp, ':r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki = -500, Kp = -500', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 1])

Kp = -500; Ki = -300; sim('CPI'); hold on subplot(1,2,2) plot(t,CA, 'b')
hold on
plot(t,sp, ':r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki = -300, Kp = -500', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 1])

```

ANEXO VIII

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO PID*****

clear clc
Kp = 0;
Ki = 0;
Kd = 0;
sim('CPID');

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]);
Kp = -10; Kd = -10; Ki = -800;
sim('CPID'); hold on subplot(1,2,1) plot(t,CA, 'b') hold on plot(t,sp, ':r')
xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki = -800, Kd = -10, Kp = -10', 'Set Point') axis([-0.4 10
0 2])

Kp = -10; Kd = -10; Ki = -300;
sim('CPID');
hold on subplot(1,2,2) plot(t,CA, 'b') hold on plot(t,sp, ':r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki = -300, Kd = -10, Kp = -10', 'Set Point') axis([-0.4 10
0 2])

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO PI_D*****

clear clc

Kp = 0; Ki = 0; Kd = 0;
sim('CPI_D');

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]);
Kp = -10;
Kd = -10; Ki = -800; sim('CPI_D'); hold on subplot(1,2,1) plot(t,CA, 'b')
hold on plot(t,sp, ':r')
xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki = -800, Kd = -10, Kp = -10', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 2])

Kp = -10; Kd = -10; Ki = -300;
sim('CPI_D');
hold on subplot(1,2,2) plot(t,CA, 'b') hold on plot(t,sp, ':r')

```



```
xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])  
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0 128])  
legend('Respuesta Ki = -300, Kd = -10, Kp = -10', 'Set Point') axis([-0.4 10  
0 2])
```

ANEXO IX

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO CON ANTIWINDUP

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO PID*****
%*****ANTIWINDUP RECALCULO Y SEGUIMIENTO*****

clear
clc

Kp = 0;
Ki = 0; Kd = 0; sim('CPID_antiwindup');

fig=figure;
set(fig,'Position',[210 120 900
500]); Kp = -10;
Kd = -10;
Ki = -800;
sim('CPID_antiwindu
p'); hold on
subplot(1,2,1)
plot(t,CA,'b')
hold on
plot(t,sp,'
:r')

xlabel('Tiempo(h)','color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)','color',1/255*[255 0
128]) legend('Respuesta Ki = -800, Kd = -10, Kp = -
10','Set Point') axis([-0.4 10 0 2])

Kp = -10; Kd = -10; Ki = -300;
sim('CPID_antiwindup');
hold on
subplot(1,2,2) plot(t,CA,'b') hold on plot(t,sp,':r')

xlabel('Tiempo(h)','color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)','color',1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki = -300, Kd = -10, Kp = -10','Set Point') axis([-0.4
10 0 2])

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES
CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA
FLORES*****
%*****CONTROLADOR PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO
PID*****
%*****ANTIWINDUP INTEGRACION
CONDICIONAL*****

clear
clc
Kp = 0; Ki = 0; Kd = 0;
sim('CPID_antiwindup2');

```

```

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]);
Kp = -10; Kd = -10; Ki = -800;
sim('CPID_antiwindup2');
hold on
subplot(1,2,1) plot(t,CA, 'b') hold on plot(t,sp, ':r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0
128]) legend('Respuesta Ki = -800, Kd = -10, Kp = -
10', 'Set Point') axis([-0.4 10 0 1.5])

Kp = -10; Kd = -10; Ki = -300;
sim('CPID_antiwindup2');
hold on
subplot(1,2,2)
plot(t,CA, 'b') hold on plot(t,sp, ':r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color', 1/255*[255 0
128]) legend('Respuesta Ki = -300, Kd = -10, Kp = -
10', 'Set Point') axis([-0.4 10 0 1.5])

```

ANEXO X

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR CON MODELO INTERNO

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%*****CONTROLADOR CON MODELO INTERNO*****

lamda=0.1*1

Tp=lamda/2
Ki=586.82/(-15.6582*lamda)
Kp=(35.4006/(-15.6582*lamda))-Ki*Tp
Kd=(1/(-15.6582*lamda))-Kp*Tp

sim('IMCfinal');

fig=figure;
set(fig,'Position',[210 120 900 500]);

sim('IMCfinal');
hold on

plot(t,CA,'
b') hold on
plot(t,sp,'
:r')

xlabel('Tiempo (h)', 'color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración(Kmol/m^3)', 'color',1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta lamda = 0.1, Ki = -374.7685, Kd = -0.4451, Kp = -
3.8699, Tp = 0.05', 'Set Point')
axis([-0.4 10 0 0.2])

```

ANEXO XI

CÓDIGO DE MATLAB PARA EL CONTROLADOR CON DINÁMICA INVERSA

```

%*****ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL*****
%*****DISEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL PARA REACTORES CSTR*****
%*****ILIANA ELIZABETH CARRERA FLORES*****
%***** CONTROLADOR CON DINAMICA INVERSA*****

clear clc

% Kp = 0;
% Ki = 0;
% Kd = 0;
sim('dinamica_inversaoficial');

fig=figure;
set(fig, 'Position', [210 120 900 500]);
% Kp = -10;
% Kd = -10;
% Ki = -800;
% sim('dinamica_inversaoficial');
hold on
plot(t,T, 'b') hold on plot(t,sp, 'r')

xlabel('Tiempo(h)', 'color', 1/255*[255 0 128])
ylabel('Temperatura(K)', 'color', 1/255*[255 0 128]) legend('Respuesta', 'Set Point')
axis([-0.4 20 280 350])

```