

**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E
INVESTIGACIÓN**



**“CONTROL DE TEMPERATURA DE UN REACTOR
CATALÍTICO PARA LA ALQUILACIÓN DE
HIDROCARBUROS BASADA EN RESPUESTA EN
FRECUENCIA”**

Para obtener el grado de:

**MAESTRO EN CIENCIAS EN
INGENIERÍA QUÍMICA**

Presenta:

ING. ARTURO ROMÁN VÁZQUEZ VELÁZQUEZ

Asesor (es) de Tesis:

**DRA. REBECA SILVA RODRIGO
DRA. GUEDELIA CARRIZALES MARTÍNEZ**

CD. MADERO, TAM., DICIEMBRE 2008

RESUMEN

La reacción de alquilación es una de las principales reacciones que se llevan a cabo en la industria química, ya que una de sus principales aplicaciones es la producción de gasolinas de alto número de octano o alto octanaje, pero a la vez es una de las reacciones que presenta un proceso complejo, y en donde se dan lugar reacciones secundarias que son indeseables, si no son controladas sus condiciones de operación.

En relación a las condiciones de operación, se sabe que una variación en la temperatura de reacción tiene un efecto casi lineal en el número de octano del alquilado. Cuando se aumenta la temperatura, el octanaje del alquilado disminuye y la producción de polímeros se incrementa. El mejorar el control de la temperatura en el reactor provee beneficios tales como mejora en la calidad y rendimiento del alquilado y reducción en el uso del catalizador.

Debido a estos y otros factores es necesario tener un adecuado control en las condiciones de operación, especialmente la temperatura, ya que esta variable es muy importante para mantener un destilado o producto con la calidad y rendimiento deseado. De esta manera, este proyecto de investigación plantea el problema de diseñar un controlador que estabilice de una forma práctica a un reactor continuo tipo tanque con agitación, el cual se basó de una reacción de alquilación para la realización y se usó como método de resolución la técnica de respuesta en frecuencia.

Se consideró un reactor químico continuo tipo tanque en donde se lleva a cabo la reacción de $A + B \rightarrow \text{Productos}$, por la similitud que tiene con la reacción de alquilación isobutano + propileno. Mediante balances de materia y energía se plantea el modelo no lineal que describe la dinámica de la concentración y la temperatura en el reactor, despreciando la dinámica de la chaqueta.

Encontrados los estados estacionarios que presenta el sistema, se linealizó el modelo no lineal para evaluar a lazo abierto la estabilidad que presenta el sistema, de una manera analítica y gráfica usando los diagramas de la técnica de respuesta en frecuencia.

Una vez que se determinó la estabilidad de los estados estacionarios, se observó que el sistema presenta dos estados estables y uno inestable, se continuó con el diseño del controlador, con la finalidad de implementar este controlador en el punto inestable que presenta el sistema. Al obtener el controlador se pone a prueba su funcionamiento con el objetivo de ver su desempeño ante perturbaciones exógenas en el proceso, obteniéndose resultados muy aceptables, ya que fue capaz de controlar las variaciones de entrada del proceso a las cuales fue sometido el controlador.

ABSTRACT

The alkylation reaction is one of the main reactions that can be carried out in the chemical industry, that is because one of its main application is the production of gasoline of high number of octane. At the same time it is one of the reactions that represent a complex process leading to secondary reactions that are undesirable, if there is not an appropriate control of the operation conditions.

About to the operation conditions, it is known that a change in the reaction temperature has an almost lineal effect in the octane number of the alkylate. When the reaction temperature increases, the octane of the alkylate decreases and the production of polymers increases. Improving the temperature control in the reactor can give benefits as a better quality and performance of alkylate and a reduction in the catalyst consumption.

Due to these and another factors it is necessary to have an adapted control in the operation conditions, especially the reaction temperature because it is an important variable to keep the product within the quality and performance expected. In this way, the present research exposes the necessity of installing a controller that will stabilize the temperature in a practical way in a continuous stirred tank reactor, using the frequency response as a way of solution.

First it was considered a continuous stirred tank reactor where the reaction of $A + B \rightarrow \text{Products}$, was carried out being similar the alkylation reaction of isobutane + propylene. Through energy and mass balances whit a non linear model was obtained which describes the dynamics of the concentration and the temperature in the reactor, despising the dynamics of the jacket.

Once the stationary states were found, the non linear model was linearized to evaluate the stability of the open loop that represents the system, by an analytical and graphic way using the diagrams of the frequency response.

When the stability of the stationary states was established, it was seen that the system presents two unstable states and one stable state, later the controller was designed, with the objective to implement it on the unstable point that the system presented. The controller was tested with the objective to know its performance at disturbances in the process simulation, having very acceptable results, because it was capable to control the entrance changes of the process which was the subject of the controller.

ÍNDICE

Resumen	
Abstract	
Introducción	1
Capítulo 1. Antecedentes	2
1.1 Proceso de alquilación	2
1.1.1 Importancia del proceso de alquilación	4
1.1.2 Influencia de las variables de operación	5
1.1.2.1 Fuerza ácida y composición del catalizador	6
1.1.2.2 Temperatura de reacción	6
1.1.2.3 Relación isobutano – olefina	7
1.1.2.4 Composición de la alimentación	8
1.1.2.5 Calidad de la emulsión	9
1.1.3 Comparación entre los procesos de ácidos sulfúrico y ácido fluorhídrico	10
1.2 Reactores químicos	12
1.2.1 El reactor continuo tipo tanque agitado (RCTA)	14
1.3 Análisis de procesos	17
1.3.1 Valor del análisis y simulación de procesos	19
1.3.2 Principios generales del análisis de procesos	22
1.3.3 Análisis del modelo matemático de un sistema de proceso	24
1.3.4 Simulación de procesos	26
1.4 Control de procesos	27
1.4.1 Antecedentes del control de procesos	28
1.4.2 Revisión histórica de la implementación de un sistema de control	31
1.4.3 La influencia del diseño de sistemas de control	33
1.4.4 Consideraciones del diseño de sistemas de control	34
1.4.5 Conceptos de control de procesos	35
1.4.5.1 Sistema	35

1.4.5.2 Bloque	36
1.4.5.3 Diagrama de bloques	37
1.4.5.4 Función de transferencia	38
1.4.5.5 Sistema controlado	39
1.4.5.6 Sistemas de control en lazo abierto	40
1.4.5.7 Sistemas de control en lazo cerrado	41
1.4.5.7.1 Control manual en lazo cerrado	42
1.4.5.7.2 Control automático en lazo cerrado	44
1.4.5.8 Sistemas de control en lazo cerrado en comparación con sistemas en lazo abierto	45
1.4.5.9 Perturbaciones	46
1.4.5.10 Control por retroalimentación	47
1.4.5.11 Algebra de bloques	50
1.4.5.12 Controlador	51
1.4.5.12.1 Controlador proporcional – integral (PI)	52
1.5 Respuesta en frecuencia	53
1.5.1 Diagrama de Bode	54
1.5.2 Diagrama de Nyquist	56
1.5.3 Concepto de estabilidad	57
1.5.4 Criterio de estabilidad de Bode	61
1.5.5 Criterio de estabilidad de Nyquist	63
Capítulo 2. Parte Experimental	64
2.1 Planteamiento del modelo no lineal	65
2.2 Cálculo de estados estacionarios	67
2.3 Linealización	67
2.4 Determinación de la función de transferencia y ecuación característica del proceso	68
2.5 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios	69

2.6 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios por medio de la técnica de respuesta en frecuencia	70
2.7 Determinación de K_c del controlador PI	71
2.8 Simulación del proceso	73
Capítulo 3. Resultados y Discusión	74
3.1 Planteamiento del modelo no lineal	74
3.2 Cálculo de los estados estacionarios.....	75
3.3 Linealización	78
3.4 Determinación de la función de transferencia y ecuación característica del proceso	83
3.5 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios	87
3.6 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios por medio de la técnica de respuesta en frecuencia	89
3.7 Determinación de K_c del controlador PI	94
3.8 Simulación del proceso	97
Conclusiones	102
Bibliografía	104

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura	Descripción	Página
1.1	Esquema general de un reactor continuo tipo tanque con agitación	17
1.2	Representación gráfica de un bloque	36
1.3	Elementos de un diagrama de bloques	37
1.4	Esquema de control manual en lazo cerrado	43
1.5	Flujo de información en control de procesos	43
1.6	Diagrama de bloques a lazo cerrado	44
1.7	Simplificación de un diagrama de bloques	51
1.8	Diagrama de Bode	55
1.9	Diagrama de Nyquist	57
1.10	Criterio de estabilidad de Bode	62
1.11	Criterio de estabilidad de Nyquist	63
2.1	Esquema detallado de Reactor Continuo Tipo Tanque Agitado	64
2.2	Diagrama de bloques a lazo cerrado	69
3.1	Diagrama de Bode para punto inestable (18.6, 1.6, 340.1)	90
3.2	Diagrama de Nyquist para punto inestable (18.6, 1.6, 340.1)	91
3.3	Diagrama de Bode para punto estable (19.7, 2.7, 314.3)	92
3.4	Diagrama de Nyquist para punto estable (19.7, 2.7, 314.3)	92
3.5	Diagrama de Bode de punto estable (17.3, 0.3, 367. 5)	93
3.6	Diagrama de Nyquist de punto estable (17.3, 0.3, 367. 5)	93
3.7	Diagrama de bloques a lazo cerrado usado en el programa Matlab	98
3.8	Representación gráfica del comportamiento del controlador.....	99
3.9	Gráfica del desempeño del controlador a +20% de θ	100
3.10	Gráfica del desempeño del controlador a -20% de θ	100

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla	Descripción	Página
3.1	Estados estacionarios que presenta el sistema	77
3.2	Información de a: Estados Estacionarios, b – e: Parámetros	88
3.3	Polos Calculados	89

INTRODUCCIÓN

La mayoría de los procesos industriales son estables a circuito abierto, es decir, son estables cuando no forman parte de un circuito de control por retroalimentación; esto equivale a decir que la mayoría de los procesos son autorregulables, o sea, la salida se mueve de un estado estable a otro, debido a los cambios en las señales de entrada. Al diseñar un sistema de control, se debe ser capaz de predecir su comportamiento dinámico a partir del conocimiento de los componentes. La característica más importante del comportamiento dinámico de un sistema de control es la estabilidad, es decir, el sistema es estable o inestable.

Un ejemplo típico de proceso inestable a circuito abierto es el tanque exotérmico de reacción con agitación llevando a cabo una reacción de alquilación, en el cual algunas veces existe un punto de operación inestable en el que, al incrementar la temperatura, se produce un incremento en la tasa de reacción, con el consecuente incremento en la tasa de liberación de calor, lo cual, a su vez, ocasiona un mayor incremento en la temperatura, debido a estos factores es importante formular e implementar un sistema de control que estabilice y regule estos cambios o variaciones indeseables.

Un camino muy práctico e importante para el análisis y diseño de un sistema es el método de la respuesta de frecuencia, que se define como la respuesta del sistema en el estado estacionario a una señal sinusoidal de entrada. Y haciendo uso de sus diagramas característicos de la respuesta en frecuencia, permitirá que se establezca la estabilidad o inestabilidad del sistema, si se determina un punto inestable en el sistema, este será el punto donde se incorpore un controlador.

En este trabajo de investigación se aborda el problema de regulación de temperatura en un reactor químico continuo tipo tanque agitado. El comportamiento dinámico del reactor será identificado en el dominio de la frecuencia y a partir de este modelo se diseñará el controlador.

CAPITULO I

ANTECEDENTES

1.1 Proceso de alquilación

La combinación de olefinas con parafinas para formar isoparafinas más grandes, es un proceso llamado alquilación. Debido a que las olefinas son reactivas (por lo tanto inestables) y son responsables de la emisión de agentes contaminantes derivados de la combustión, de esta forma, su conversión a isoparafinas de alto número de octano es lo más buscado en la actualidad en la industria de refinación del petróleo [1].

En la práctica, principalmente el isobutano es alquilado por reacción con iso o buteno normal y se obtiene como producto iso-octano. Aunque la alquilación es posible sin catalizador, los procesos comerciales usan cloruro de aluminio, pero principalmente ácido sulfúrico y ácido fluorhídrico como catalizadores cuando la reacción se realiza a temperaturas bajas, minimizando así las reacciones indeseables, como la polimerización de olefinas.

El alquilado está compuesto de una mezcla de isoparafinas que tienen números de octano que varían de acuerdo con las olefinas, de las cuales fueron hechas. Los butilenos producen el número de octano más alto, el propileno el más bajo y los pentilenos a un nivel intermedio. Todos los alquilados, sin embargo, tienen número de octano alto (>87) y son particularmente valiosos por esto.

El desarrollo de la reacción de alquilación en el procesamiento del petróleo, tuvo lugar a finales de 1930 y durante la segunda guerra mundial donde fue utilizada en la producción de mezclas de alto octano para la gasolina de la aviación. El proceso de alquilación de ácido sulfúrico fue introducido en 1938 y con ácido fluorhídrico en 1942.

La gran comercialización del proceso de alquilación se dio durante la segunda guerra mundial para abastecer las necesidades militares, pero muchas de estas plantas fueron cerradas al terminar la guerra. A mediados de 1950 la demanda de gasolina para la aviación comenzó a declinar y los requerimientos de la gasolina para motor de combustión interna aumentaron rápidamente.

Siempre que sea práctico, las refinerías han modificado el uso del alquilado y lo han orientado hacia el uso como gasolina premium para motores de combustión interna. Para mejorar la economía del proceso de alquilación y también la sensibilidad de la mezcla de la gasolina premium, se han adicionado olefinas de manera gradual en la alimentación del proceso de alquilación.

La alquilación involucra la adición de una isoparafina conteniendo un hidrógeno terciario a una olefina. Básicamente el proceso de alquilación combina olefinas (propileno, butilenos y/o amilenos) con parafinas, como el butano, en presencia de ácidos fuertes como catalizadores para producir hidrocarburos de cadena ramificada de alto número de octano.

Los productos de alquilado son mezclas de C_5 - C_{16} y se pueden dividir en cinco familias: Trimetilpentanos (TMP's), Ligeros (isoparafinas menores a C_5 - C_7), Dimetilhexanos (DMH's), Pesados (mayores a C_{10}) y Aceites solubles ácidos. El proceso de alquilación es usado por la industria petrolera para producir parafinas altamente ramificadas.

La justificación a la utilización de este proceso por contribución a que las gasolinas cumplan con las nuevas especificaciones emitidas por cuestiones ambientales. La influencia en el proceso de las variables de operación y su identificación como fuentes de incertidumbres para que sean tomadas en cuenta en el diseño de la ley de control, uno de los principales motivos de estudio de este proyecto; entre las variables de operación se encuentran: fuerza ácida y composición del catalizador, temperatura de reacción, relación isobutano a olefina, composición de la alimentación y calidad de la emulsión hidrocarburo-ácido.

Una comparación entre los procesos que usan ácido sulfúrico y ácido fluorhídrico como catalizador, con el objeto de seleccionar el proceso que se va a estudiar, eligiéndose el primero por su tendencia a desplazar al segundo a nivel internacional, principalmente por la alta peligrosidad que éste presenta por posibles fugas de ácido fluorhídrico.

1.1.1 Importancia del proceso de alquilación

Como una consecuencia del Acta del Aire Limpio (CAA, por sus siglas en inglés), las refinerías de Estados Unidos son forzadas a cambiar sus estrategias con motivo de cumplir con las nuevas especificaciones en la composición de las gasolinas, siguiéndose el mismo criterio en México [2].

Los objetivos establecidos por la CAA son dirigidos para superar problemas ambientales reduciendo la formación de ozono a nivel de superficie terrestre, la emisión de monóxido de carbono de vehículos, hidrocarburos tóxicos y emisiones de SO_x y NO_x en los tubos de escape de los automóviles. Con el objetivo de cumplir esto, las gasolinas tienen que desplazarse en la siguiente dirección:

- Reducir la Volatilidad: Esto es, bajar la presión de vapor Reid (PVR), especialmente en los meses de verano, con el objetivo de reducir los niveles de ozono. Esto se puede lograr por la remoción de butanos y aún C_5 de la gasolina.
- Reducir el contenido de aromáticos: Con un énfasis especial en el benceno. Esto puede resolverse reduciendo la severidad del reformado y/o reduciendo el corte superior del combustible de desintegración catalítica (FCC, por sus siglas en inglés).
- Incrementar la cantidad de oxigenados: En el cual el MTBE (éter metil terbutílico) y el TAME (teramil metil éter) son los preferidos, especialmente en zonas donde se concentra monóxido de carbono y ozono.

- Reducir las olefinas: Esto puede lograrse separando las olefinas C_5 de la gasolina de craqueo catalítico fluidizado (FCC, por sus siglas en inglés) esto también ayuda a reducir la PVR (Presión de Vapor Reid) y el isoamileno puede usarse como materia prima para la producción de TAME en las unidades de esterificación.

- Reducir los sulfuros: Se logra esto, hidratando la alimentación o removiendo parte de los productos pesados de la gasolina de FCC.

- Eliminar el plomo: Esto al llevarse a cabo, produce un decremento en el número de octano el cual tiene que ser compensado por otras corrientes que van al pool de gasolinas.

De lo visto anteriormente, se aprecia que la reformulación de gasolinas implica una reducción en el total de gasolina disponible, así como una disminución en el número de octano, especialmente en el octano de motor.

La gasolina de alquilación ayuda a adecuar el nuevo pool de gasolina, ya que tiene un número de octano de motor alto, con una baja sensibilidad de octano (número de octano de investigación – número de octano de motor), porque está formado mayormente por parafinas ramificadas de baja reactividad. De acuerdo con esto, la producción de gasolinas de alquilación se incrementará en los próximos años.

1.1.2 Influencia de las variables de operación

En una unidad de alquilación hay algunas variables que afectan el rendimiento y la calidad del producto, así como los costos de operación. Estas incluyen: 1) Fuerza ácida y composición del catalizador, 2) Temperatura de reacción, 3) Relación isobutano-olefina, 4) Composición de alimentación y 5) Calidad de la emulsión [2].

1.1.2.1 Fuerza ácida y Composición del catalizador

Los catalizadores comerciales usados para la alquilación de isobutano con olefinas $C_3 - C_5$ son el ácido sulfúrico y el ácido fluorhídrico. En plantas con ácido sulfúrico se obtiene un rendimiento y calidad de alquilado mayor en concentraciones de 95 a 97 % en peso, éstas se logran por la adición de ácido fresco de 98 a 100% de pureza. A concentraciones mayores que 99% ocurre la reacción de SO_3 y para concentraciones por debajo de 85 a 88%, la actividad del catalizador decrece sustancialmente [2].

Cuando se usa ácido fluorhídrico como catalizador, la formación de hidrocarburos solubles ácidos durante la reacción y la presencia de agua en la fase ácida desactivan el catalizador. Sin embargo, las plantas de ácido sulfúrico son más flexibles en este último aspecto que las plantas de ácido fluorhídrico, en las cuales la alimentación debe de estar seca antes de entrar a la sección de alquilación.

En plantas comerciales, la concentración del ácido usado es un balance entre rendimiento del alquilado y la vida del catalizador. La composición del ácido no solo afecta la calidad del alquilado, sino tiene también influye en la cinética de las reacciones.

Es por ello que la composición del catalizador contribuye a tener incertidumbres como error en el modelo, variaciones en los parámetros cinéticos y perturbaciones ya que se tienen variaciones de la composición de éste a la entrada de la unidad.

1.1.2.2 Temperatura de reacción

La temperatura de reacción en los procesos de alquilación con ácido sulfúrico, está usualmente en el rango de 8 – 10° C. A temperaturas mayores, las reacciones de oxidación son importantes y se incrementa el consumo de ácido. Si la operación toma lugar a temperaturas más bajas, la efectividad decrece debido al incremento en la viscosidad del ácido, unido a la disminución de la solubilidad de los hidrocarburos en la fase ácida [2].

Las temperaturas usadas en los procesos de ácido sulfúrico tienen un efecto significativo en los costos de refrigeración. En contraste, los procesos con ácido fluorhídrico pueden operar a temperaturas mayores, generalmente en el intervalo de 10 a 40° C, lo cual permite el uso de agua de enfriamiento como refrigerante, y así se ven disminuidos los costos de refrigeración.

Como una tendencia general, se dice que la calidad del alquilado se incrementa al reducir la temperatura. Por los motivos expuestos, la temperatura es una variable de operación muy importante para tener la calidad, el rendimiento y el beneficio económico adecuado, por lo cual se toma como variable de salida del presente estudio.

1.1.2.3 Relación isobutano – olefina

Esta es una de las variables más importantes, la cual afecta el consumo de ácido y el rendimiento de la calidad del alquilado. Cuando se alimentan altas relaciones de isobutano – olefina (I/O), las olefinas tienen una mayor probabilidad de reaccionar con una molécula de isobutano para obtener el producto deseado que de formar la polimerización buteno – buteno, y así minimizar las reacciones indeseables [2].

Un incremento en la relación I/O produce una disminución en el consumo de ácido, mientras que se incrementa el rendimiento y la calidad del alquilado. La relación externa I/O en plantas de ácido sulfúrico está en el rango de 5:1 a 10:1, mientras que las unidades de ácido fluorhídrico operan generalmente a relaciones más altas, frecuentemente en un rango de 10:1 a 15:1.

La concentración de la olefina en la fase ácida debe mantenerse a un nivel bajo para evitar reacciones de polimerización. Frecuentemente, los efectos de la concentración de la olefina están correlacionados al factor velocidad espacial; baja velocidad espacial en el reactor incrementa el octanaje y baja los requerimientos de ácido, mientras que altas velocidades espaciales incrementan la formación de sulfatos ácidos, los cuales causan problemas de corrosión en la sección de fraccionación anexa.

Una disminución en la relación I/O origina error en el modelo, puesto que las reacciones consideradas no contemplan la polimerización, pueden estar presentes perturbaciones al variar la relación I/O a la entrada de la unidad y puede haber variaciones paramétricas en el tiempo de resistencia.

Muchas refinerías han usado esta variable para mejorar el octanaje, pero con los altos costos de separación, puede ser ventajoso mejorar el sistema del reactor para alcanzar alto octanaje a una relación I/O menor o equivalente. En este sentido, cuando se necesitan usar más de un reactor se logra una relación más efectiva en cada zona de reacción, mediante una configuración de reactores de flujo en serie, en la cual la alimentación de la olefina se divide en cada reactor.

1.1.2.4 Composición de la alimentación

Las unidades de desintegración catalítica son la fuente principal de alimentación de las plantas de alquilación. En la actualidad, se dispone de más olefinas en las unidades de alquilación, pero al mismo tiempo se obtiene una menor calidad en la alimentación a la alquilación, esto es debido a la elevación en la severidad de las condiciones usadas para alcanzar la demanda de gasolina de alto octano, ya que se ha eliminado el tetraetilo de plomo de ellas [2].

El comportamiento individual de cada olefina como reactante en la alquilación depende del tipo de catalizador usado. En una planta de ácido sulfúrico, el mejor comportamiento se obtiene cuando se usa 2-buteno en la alquilación de isobutano, aunque el 1-buteno también da buenos resultados debido a la rápida isomerización del 1-buteno a 2-buteno.

Cuando están presentes otras olefinas diferentes a los butenos en la corriente de olefinas, se obtienen diferentes calidades del alquilado y del consumo de ácido. El propileno comparado con los butenos presenta un mayor consumo de ácido fresco y un alquilado de menor octanaje.

Cuando también se adicionan pentenos a la unidad de alquilación, se soporta un consumo de ácido ligeramente mayor y una calidad de alquilado menor, comparado con una alimentación típica de olefinas C₄.

En los procesos de ácido fluorhídrico, el tipo de olefina alimentada no tiene un impacto real en el consumo de ácido. Sin embargo, la naturaleza de la olefina tiene un claro impacto en la cantidad final de alquilado y la distribución de productos obtenidos.

En este proceso, la calidad mayor del alquilado se obtiene con 2-buteno. El isómero 1 - buteno produce un alquilado con un menor octanaje, debido a que la isomerización de este isómero a 2-buteno ocurre en un grado menor, produciendo una mayor cantidad de dimetilhexanos no deseados.

El propileno produce una calidad de alquilado relativamente alta, en contraste con el bajo octano de esta olefina cuando se utiliza ácido sulfúrico como catalizador. La variación en la calidad de la alimentación, así como fluctuaciones en el caudal de alimentación al reactor son perturbaciones exógenas. Queda claro que desde el punto de vista de la teoría de control, la composición de la alimentación es una perturbación y variable importante.

1.1.2.5 Calidad de la emulsión

La alta viscosidad, tensión superficial y densidad del ácido sulfúrico, unido con la baja solubilidad del isobutano en la fase ácida, implica que se necesita un mezclado más intenso de la mezcla hidrocarburo – ácido con el ácido sulfúrico que con el ácido fluorhídrico [2].

Los reactores en la alquilación con ácido fluorhídrico operan simplemente como intercambiadores de calor, con ningún otro mezclado dispersivo que el causado por la elevación de las gotas del hidrocarburo.

En la alquilación con ácido sulfúrico las reacciones principales ocurren en (o cerca) de la interfase entre las fases ácido e hidrocarburo, así que el nivel de agitación es de gran importancia para este proceso. El tipo de agitador y la velocidad de agitación influyen en la calidad del alquilado.

El hecho de que el nivel de agitación influye tanto en el rendimiento como en la calidad del alquilado demuestra que los efectos de la transferencia de masa son importantes en la reacción de alquilación y que la transferencia de masa del isobutano de las gotas de hidrocarburo a la fase ácida, es la etapa controlante en la reacción de alquilación.

En la elaboración del modelo se hace la suposición de mezclado perfecto y por lo que se acaba de mencionar es un error de modelado. También lo es el caso de que la transferencia de masa del isobutano de las gotas de hidrocarburo a la fase ácida es la etapa controlante y que se usan algunas ecuaciones que no determinan exactamente la concentración del isobutano en la fase ácida porque tienen variaciones en los parámetros.

1.1.3 Comparación entre los procesos de ácidos sulfúrico y ácido fluorhídrico

Una comparación directa de los dos catalizadores ácidos no es justa debido a que cada ácido tiene ventajas y desventajas. Las diferencias en calidad de alquilado ya se han mencionado en la sección de composición de alimentación [2 – 3].

Con respecto a los costos, el impacto del costo del catalizador es mucho mayor cuando se usa ácido sulfúrico (30%) que el ácido fluorhídrico (5%); con el objeto de ser competitivos, se requiere tener una planta de regeneración de ácido cerca de la unidad de ácido sulfúrico.

Como podía ser esperado, existen algunos problemas con la operación de ácido fluorhídrico. Sin embargo, la cantidad de corrosión es relativamente menor excepto donde ocurren mezclas de ácido fluorhídrico y agua.

En general, el metal Monel (es el nombre que se asigna a las aleaciones comerciales con razones níquel-cobre de aproximadamente 2:1 de peso, el monel es más duro que el cobre y extremadamente resistente a la corrosión) se ha encontrado en excelentes condiciones cuando se ha usado con ácido fluorhídrico, aún cuando el ácido fluorhídrico acuoso esté presente. Aunque cabe señalar que los materiales derivados del silicio deben ser evitados.

Con el ácido sulfúrico, la temperatura de operación es alrededor de 10° C. Las temperaturas mucho más bajas no son adecuadas debido a que la viscosidad del ácido sube rápidamente así como la temperatura baja y esto causa que los requerimientos de energía para el mezclado se incrementen exponencialmente. Y a temperaturas mucho más altas, la naturaleza corrosiva del ácido sulfúrico se presenta de manera importante y causa efectos indeseables.

Con el ácido fluorhídrico, el efecto de la temperatura es algo más alto, alrededor de 25° a 35°C. Esto es no solo porque el ácido fluorhídrico no corroe como el ácido sulfúrico. En términos de actividad catalítica, se podría decir que el ácido fluorhídrico es un catalizador ligeramente menos activo y requiere temperaturas más altas para proveer de velocidades de reacción comparables.

Adicionalmente, se deben considerar los costos de enfriamiento en la unidad de ácido sulfúrico (donde son más altos, entre otros, debido a la operación en baja temperatura). En lo concerniente a los costos de separación, son generalmente mayores para el proceso de ácido fluorhídrico.

Cuando se usan estos tipos de ácidos como catalizadores, los aspectos de la seguridad y ambiental se tornan muy importantes. Ambos tipos de unidades tienen peligros potenciales similares en lo que respecta a condiciones que favorecen el fuego y la explosión de las mezclas hidrocarburos – aire. Sin embargo, se tienen diferencias significativas cuando se estudian los ácidos. Ambos ácidos son peligrosos al contacto con la piel de una persona, pero el ácido fluorhídrico es mucho más peligroso.

Con respecto a las fugas de ácido, las de ácido sulfúrico se limitan generalmente a los alrededores, pero cuando se presentan fugas de ácido fluorhídrico, el ácido se dispersa rápidamente del punto de escape a varios kilómetros debido a su alta volatilidad.

El peligro del ácido fluorhídrico se puede disminuir al reducir los inventarios de ácido en la planta, por ello en algunos países se ha legislado para restringir su uso y en algunos casos se prohíbe su uso en las unidades de alquilación.

Debido a ello, la tendencia de las nuevas plantas de alquilación es al uso de ácido sulfúrico como catalizador en lugar del ácido fluorhídrico y algunas ya existentes de ácido fluorhídrico se están reconvirtiendo para usar ácido sulfúrico como catalizador.

Se construyeron nuevas plantas de alquilación en los últimos 15 años, de ellas casi el 70% del producto alquilado es o va a producirse utilizando ácido sulfúrico como catalizador. Es por estas razones que se selecciona el ácido sulfúrico como catalizador para la alquilación de hidrocarburos en la presente investigación.

1.2 Reactores químicos

Los reactores químicos fueron creados para ser usados en diferentes procesos que difieren en tamaño, geometría y diseño. Sin embargo, un número común de rasgos permiten clasificarlos en una forma sistemática [4].

Aspectos como, flujo de la mezcla de reacción, condiciones de transferencia de calor en el reactor, modo de operación, variación en las variables del proceso con respecto al tiempo y algunas más pueden ser consideradas.

Este trabajo trata con la clasificación según el flujo de la mezcla de reacción, las condiciones de transferencia de calor y el modo de operación. El principal propósito es mostrar la utilidad

de un reactor continuo tipo tanque agitado desde el punto de vista del diseño de control y el estudio del fenómeno no lineal.

Según al tipo de flujo, los reactores pueden ser tipo tanque agitado y tubular. Un reactor tipo tanque agitado es un recipiente cuyo contenido o mezcla de reacción es agitada por medio de un mecanismo de agitación o por una bomba de recirculación.

En la teoría de los reactores químicos es costumbre primero considerar una mezcla perfecta o completa, en que todas las condiciones de reacción son completamente las mismas en cualquier punto del volumen del reactor. Un reactor tubular es un tubo o una tubería, en donde el progreso de la reacción se lleva a cabo a medida que los reactivos van pasando por el conducto.

En un reactor tubular ideal, los reactivos y productos se mueven a largo del reactor de una manera distinta de distribución de concentraciones individuales, y variables como la temperatura son establecidas a lo largo de la longitud del reactor. En un reactor de lecho fluidizado, una capa en suspensión es formada cuando una corriente de un fluido es pasada a través de una capa de un material granular sólido.

El valor de la velocidad del fluido es la apropiada para obtener un lecho donde las partículas del material granular estén suspendidas. Estos reactores se caracterizan por una alta eficiencia en procesos heterogéneos involucrando transferencia de masa y calor.

Relacionado a las condiciones de transferencia de calor, la liberación o absorción de calor de la reacción así como de los procesos físicos asociados, como la disolución, cristalización, evaporación, etc., toman lugar dentro del reactor químico y deben ser considerados.

Como el calor es liberado o absorbido, la temperatura en el reactor cambia y un gradiente de temperatura es establecido entre el reactor y sus alrededores. En un reactor adiabático, todo el

calor absorbido o liberado es usado en una transferencia de calor interna y consecuentemente, la mezcla de reacción tampoco es enfriada o calentada.

En un reactor isotérmico, la transferencia de calor hacia o desde los alrededores mantiene una temperatura constante dentro del reactor. Además, en un reactor de calor regulado, el calor desarrollado o tomado por la reacción química es en parte balanceado por el intercambiador de calor con los alrededores, y en parte causa un cambio en la temperatura de la mezcla de reacción.

La clasificación toma en cuenta el modo de operación y considera cómo los reactivos son alimentados y cómo los productos son descargados del reactor. Así, hay reactores batch y reactores continuos.

En los reactores batch, todos los reactivos son alimentados a un tanque antes de iniciarse la reacción y la mezcla de productos es descargada una vez que el proceso ha terminado, por lo tanto las variables de un reactor batch cambian con respecto al tiempo.

En un reactor continuo, la alimentación de reactivos y la descarga de productos procede en paralelo, y por lo tanto no hay pérdida de tiempo en operaciones no productivas. Esta es la razón de que en la actualidad los procesos químicos de plantas donde se esperan un alto nivel de producción, operen con reactores continuos.

1.2.1 El reactor continuo tipo tanque agitado (RCTA)

El control de los reactores químicos es uno de los más desafiantes problemas en el control de procesos. Considerando que este tipo de reactor es el corazón de muchos procesos, su operación estable y eficiente es de suprema importancia para el éxito de una planta entera. Algunos reactores son inherentemente inestables, así que un efectivo y bien diseñado sistema de control es necesario para asegurar una operación estable. La inestabilidad aparece cuando las reacciones irreversibles exotérmicas son llevadas a cabo en un RCTA [4].

Estas reacciones tienden a producir un gran incremento en la temperatura, reduciendo el tiempo de vida del reactor. Ya que al llevarse a cabo la reacción, más calor es generado, calentando la masa de reacción y consecuentemente, aumenta la temperatura del reactor e incrementa la velocidad de reacción. Debido a estas razones y al estar en un sistema en retroalimentación, el sistema puede alcanzar altos niveles indeseables de temperatura. La solución a este problema es un sistema de control de temperatura capaz de detectar el aumento de la temperatura del reactor y rápidamente remover el calor del reactor.

Por lo tanto, este tipo de reactor consiste de un tanque bien agitado en donde hay un flujo continuo de material reactivo, así como el material reaccionado pasa continuamente. Esto es porque los recipientes o tanques son cortos en su forma, en donde una adecuada agitación de sus contenidos es esencial; de otra manera podría ocurrir un derramamiento de fluido entre la entrada y salida y mucho del volumen del recipiente podría ser esencialmente espacio muerto.

La característica importante de un RCTA es la agitación. La primera aproximación más apropiada a una estimación de su funcionamiento está basada en la aseveración que su contenido está perfectamente mezclado. Una aproximación al mezclado perfecto no es difícil de lograr en un reactor RCTA, debido a que la fase del fluido no es muy viscosa.

En términos generales, si el material reactivo alimentado es distribuido uniformemente a lo largo de todo el volumen del tanque en un tiempo mucho más corto que el tiempo promedio de residencia en el tanque, entonces el tanque puede probablemente ser considerado como “perfectamente agitado”.

Una gran ventaja del RCTA, aparte de la simplicidad de su construcción, es la facilidad de la implementación del control de temperatura. Por ejemplo en la entrada de reactivos al recipiente de reacción mezclado con fluidos parcialmente reaccionados y debido a la agitación de la mezcla reactiva que provee el reactor, los puntos de calor localizados no tienden a ocurrir.

Además, el tanque de los RCTA provee una gran superficie de enfriamiento, así como la superficie externa de los propios recipientes y una gran cantidad de superficie interna, en la forma de rollos de refrigeración sumergidos, que pueden ser provistos.

Una ventaja más que contiene este tipo de reactor, es el bajo costo y la solidez de su construcción, esto hace que la limpieza de su superficie interna sea más fácil y esto es importante para el caso de reacciones donde hay una tendencia a acumularse o depositarse materia sólida, como procesos de polimerización y en reacciones donde se generen subproductos indeseables.

Por estas diversas razones, los campos típicos de aplicación de los RCTA son procesos continuos de sulfonación, nitración, polimerización, alquilación de hidrocarburos, etc. Son usados muy ampliamente también en la industria de la química orgánica y particularmente en la producción de plásticos, explosivos y caucho sintético.

Los RCTA son también usados en situaciones donde sea necesario mantener una agitación, por ejemplo, para mantener las burbujas de gas o partículas sólidas en suspensión en una fase líquida, así como mantener gotas de un líquido en suspensión de otro, como en la nitración de benceno o tolueno. La velocidad de algunas reacciones puede variar dependiendo del grado de dispersión y por lo tanto en el vigor de la agitación [5].

Por lo tanto, los reactores continuos tipo tanque agitado son normalmente utilizados para reacciones en fase líquida, que pueden llevarse a cabo a gran escala o a nivel laboratorio. Sin embargo, para la realización a un nivel de laboratorio es más común su uso para las reacciones de fase gaseosa, particularmente cuando se trabajan con catalizadores sólidos.

Los reactores agitados pueden utilizarse también en arreglos tipo en serie; por ejemplo, para la obtención de caucho sintético por medio de la copolimerización continua de estireno y butadieno. En la Figura 1.1 se muestra un esquema general de un RCTA.

Un reactor continuo tipo tanque agitado muestra las siguientes características principales:

1. El flujo a través del reactor así como las corrientes de salida y entrada son continuas, pero no necesariamente a una velocidad constante.
2. Los fluidos que se encuentran dentro de cada reactor están perfectamente mezclados y por lo tanto, sus propiedades son uniformes a cualquier tiempo, debido a su eficiente agitación.
3. La densidad del fluido no es necesariamente constante; es decir, que la densidad de la corriente de salida puede ser distinta a la corriente de entrada.
4. El sistema puede operar en un estado estable e incluso en menor medida y bajo ciertas circunstancias de un estado inestable.
5. Este tipo de reactor puede ser provisto de diversos equipos como intercambiadores de calor, sistemas de refrigeración, para realizar las reacciones deseadas [5 – 7].

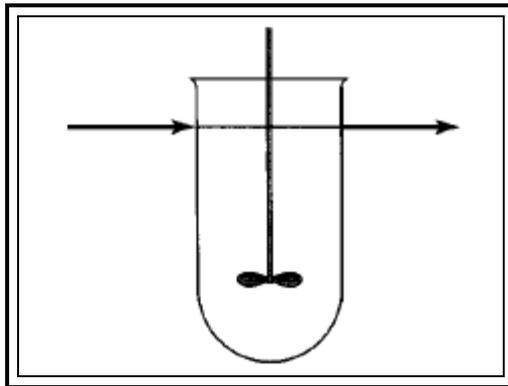


Figura 1.1. Esquema general de un reactor continuo tipo tanque con agitación [6].

1.3 Análisis de procesos

El empleo de métodos científicos en el análisis de procesos no es nuevo, pero la verdad es que se observa un creciente interés en los últimos diez años en este campo. Por métodos científicos

se entiende la acumulación de información, el análisis de esta información por técnicas y toma de decisiones, todo ello utilizando una base matemática [8].

Una gran parte de este crecimiento de las aplicaciones científicas se debe sin duda a la existencia y empleo de calculadoras y computadoras de gran capacidad, que en la actualidad permiten el estudio de problemas de gran complejidad, que, solamente hace unos años, no se podían abordar. Esta tendencia ha de continuar sin duda en el futuro a medida que se desarrollen nuevos métodos y se perfeccionen los actualmente disponibles.

El rápido desarrollo del análisis de procesos, ha puesto en uso una inevitable proliferación de términos y conceptos. Términos tales como modelo, sistemas y variable (por mencionar solamente unos pocos) se han utilizado en notaciones muy diferentes.

El análisis de procesos se refiere a la aplicación de métodos científicos al reconocimiento y definición de problemas, así como el desarrollo de procedimientos para su solución. En una forma más concreta, esto quiere decir: (1) especificación matemática del problema para la situación física dada, (2) análisis detallado para obtener modelos matemáticos, y (3) síntesis y presentación de resultados para asegurar la total comprensión.

El proceso representa una serie real de operaciones o tratamiento de materiales, tal como es respaldado por el modelo, que representa una descripción matemática del proceso real. A continuación se describen algunos conceptos:

Sistema: La disposición de elementos (divisiones arbitrarias y abstractas del proceso) que están unidos entre sí por flujos comunes de materiales y/o información. La salida del sistema es una función no solamente de las características de los elementos del sistema, que reciben también el nombre de subsistemas, sino también de sus interacciones e interrelaciones.

Parámetro: Una propiedad del proceso o de su entorno, a la que se puede asignar valores numéricos arbitrarios; también puede ser una constante o coeficiente de una ecuación.

Simulación: El estudio de un sistema o de sus partes mediante manipulación de su representación matemática o de su modelo físico.

El tratamiento de sistemas: Relaciona primordialmente las técnicas empleadas para el entrenamiento del personal que es (o será) el usuario del sistema. El punto de vista correspondiente a un tratamiento global basado en los requerimientos funcionales que debe cumplir el sistema.

De esta forma, se pueden obtener las soluciones deseadas en función de los datos y parámetros. Por otra parte, con frecuencia se incorpora un análisis dinámico, en contraste con los estudios más clásicos de estado estacionario. Por consiguiente, es necesario conocer los criterios de estabilidad y los métodos de operación para tener éxito en el funcionamiento del sistema.

1.3.1 Valor del análisis y Simulación de procesos

Existen ciertas características de los procesos industriales que las diferencian de otros tipos de industrias, debido esencialmente a que hay una compleja estructura de muchas etapas, cada una de las cuales consta a su vez de numerosos subcomponentes [8].

Las ecuaciones que describen las relaciones entre las variables importantes oscilan desde unas muy sencillas hasta otras muy complicadas. Teniendo en cuenta que interviene un elevado flujo de materiales con un valor económico relativamente alto, se comprende que pequeñas modificaciones en las características del diseño y operación pueden tener una importante repercusión económica.

Finalmente, las características de los subcomponentes del proceso todavía no son, en general, lo suficientemente bien conocidas como para basarse exclusivamente en la teoría para proceder al diseño y control.

En última instancia, el personal en una industria se ocupan en dos principales tipos de trabajo: la operación de plantas ya existentes y el diseño de plantas nuevas o modificadas. Por lo que se refiere a la operación de instalaciones, el control de procesos constituye una de las funciones más importantes.

Para poder desarrollar con eficacia el trabajo en este campo, se debe estar en condiciones de poder realizar un análisis sofisticado del proceso en sí. Será preciso programar los sistemas de cálculo de forma que se puedan combinar las relaciones que describen las partes individuales de la instalación; habrá que evaluar los parámetros básicos de estas relaciones.

Por último, será preciso dar un contenido más cuantitativo a los aspectos cualitativos de los criterios de que se dispone. Por éstas y muchas otras razones con ellas relacionadas, el control de procesos tiene su base fundamental en el análisis de procesos.

El segundo tipo de trabajo, que es el diseño, resulta en cierto modo más difícil. Por supuesto que los datos de la planta real no son conocidos de antemano y por esta razón, se tiene que utilizar una parte importante del criterio intuitivo. Por otra parte, cuando se modifican plantas existentes o se diseñan plantas similares a otras ya construidas, se puede disponer de una importante experiencia.

De lo expuesto hasta aquí, se observa que la construcción de modelos matemáticos teóricos o semiteóricos constituye frecuentemente una necesidad preliminar. Tanto el diseño como la operación se pueden facilitar mediante la simulación del proceso o de sus partes.

Desde un punto de vista más general, el análisis y simulación de procesos presenta las ventajas que se señalan a continuación.

1. Experimentación económica: Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en la planta real. La simulación puede aumentar o reducir el

tiempo real de una forma análoga a como una cámara fotográfica acelera o retarda las imágenes; de esta forma se puede observar más fácilmente la operación del sistema.

2. Extrapolación: Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real. También es posible establecer características de funcionamiento.

3. Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes de actuación: Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.

4. Repetición de experimentos: La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se pueden introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real.

5. Control de cálculo: La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.

6. Ensayo de sensibilidad: Se puede ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10 por ciento en la velocidad de alimentación podrá tener, según los casos, un efecto mínimo o muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.

7. Estudio de la estabilidad del sistema: Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.

Por estas razones y otra más se puede notar que el análisis de procesos constituye un elemento muy importante para tomar una decisión más científica y responsable.

1.3.2 Principios generales del análisis de procesos

Para planificar, organizar, evaluar y controlar los complejos procesos de la moderna tecnología es preciso conocer los factores fundamentales que influyen en el funcionamiento del proceso. Una forma de conseguir esto consiste en construir una replica real a pequeña escala del proceso y efectuar cambios en las variables de entrada mientras se observa el funcionamiento del proceso [8 – 9].

Una técnica de este tipo no solamente lleva tiempo y resulta cara sino que además puede resultar imposible de llevar a cabo en la práctica. Con frecuencia resulta mucho más conveniente y económico emplear un método de representaciones conceptuales del proceso. Este hecho recibe el nombre de construcción del modelo.

Para un proceso y un problema determinado, es necesario establecer una serie de relaciones matemáticas, juntamente con las condiciones límite, que son isomórficas con las relaciones entre las variables del proceso.

Debido a la complejidad de los procesos reales y las limitaciones matemáticas, el modelo desarrollado no deja de ser siempre altamente idealizado y generalmente sólo representa con exactitud unas pocas propiedades del proceso.

Tomando como base el primer modelo, es importante encontrar las principales deficiencias y construir otro modelo que corrija las deficiencias seleccionadas y que al mismo tiempo siga siendo lo suficientemente sencillo para su tratamiento matemático. De esta forma, es necesario ensayar distintos modelos antes de encontrar uno que represente satisfactoriamente aquellos atributos particulares del proceso que se tiene interés.

Es evidente que la representación conceptual de un proceso real no puede abarcar todos los detalles del proceso, a pesar de los avances de las modernas técnicas de cálculo y de los métodos de análisis matemático. Tal como se ha indicado, solamente se pueden determinar

ciertos atributos y relaciones del sistema, especialmente aquellos que son fáciles de medir y tienen importancia desde del punto de vista de su efecto sobre el proceso.

Por lo tanto, es importante desarrollar modelos de procesos que puedan ser fácilmente manipulados, que sirvan para un elevado número de variables e interrelaciones y que tengan una cierta seguridad de representar el proceso físico real con un razonable grado de confianza.

La estrategia general del análisis de procesos sigue un camino relativamente bien definido, que consta de las siguientes etapas:

1. Formulación del problema y establecimiento de objetivos y criterios; delineación de las necesidades de operación.
2. Inspección preliminar y clasificación del proceso con el fin de descomponerlo en subsistemas (elementos).
3. Determinación preliminar de las relaciones entre los subsistemas.
4. Análisis de las variables y relaciones para obtener un conjunto tan sencillo y consistente como sea posible.
5. Establecimiento de un modelo matemático de las relaciones de función de las variables y parámetros; descripción de los elementos que solamente se pueden representar en forma incompleta mediante modelos matemáticos.
6. Evaluación de la forma en la que el modelo representa al proceso real, utilizando el juicio crítico personal para acoplar las representaciones matemáticas con las no matemáticas.
7. Aplicación del modelo; interpretación y comprensión de los resultados.

Estas etapas están concebidas para desarrollar un método de estructuración y análisis de procesos, por medio de modelos matemáticos. Este método permite un análisis más riguroso y tiende a que los criterios subjetivos sean más metódicos y completos.

Una premisa fundamental que interviene en todo análisis de procesos es que el proceso global se puede descomponer en subsistemas diferentes y que existen relaciones entre los subsistemas que, cuando se integra en un todo, pueden simular el proceso.

Por ejemplo, se puede desarrollar un modelo de reactor considerando sucesivos subreactores perfectamente agitados, aunque de hecho tales unidades no existan en el reactor real. Veremos que en el desarrollo de un modelo de los subsistemas hipotéticos pueden resultar igualmente útiles que los subsistemas reales.

La única razón para dividir el proceso en partes para el análisis se debe a que el proceso es tan complejo que no es posible conocerlo y describirlo con propiedad como un todo. Mediante una adecuada manipulación y ajuste de los subsistemas se intenta obtener una representación razonablemente correcta del proceso total basada en principios relativamente sencillos y bien conocidos para las partes.

Es natural que, puesto que la representación global del proceso real es una simplificación, sea de esperar una cierta diferencia entre la operación real y la prevista para el proceso, aunque, esta diferencia se puede disminuir para los atributos importantes del proceso de forma que se mantenga la unidad práctica del modelo.

1.3.3 Análisis del modelo matemático de un sistema de proceso

Una de las formas de realizar el análisis de un proceso consiste en representarlo mediante un modelo matemático cuya resolución suministre la información del comportamiento del proceso. Esta representación recibe el nombre de simulación [10].

A través de la simulación y con la ayuda de las computadoras es posible estudiar de una forma rápida, eficiente y generalmente economiza las posibles modificaciones a introducir en los procesos existentes, o efectuar la comparación y selección de las diversas opciones de un futuro proceso.

El rápido crecimiento de las computadoras ha hecho que la simulación de procesos sea una valiosa herramienta de trabajo, hasta tal punto que hoy en día existen empresas dedicadas exclusivamente a confeccionar programas de computadoras para simular cualquier proceso.

Son numerosos los casos en que el análisis por simulación de un proceso existente ha conducido a la mejora del mismo y por lo tanto a la consecución de mayores beneficios.

Un modelo matemático está constituido, principalmente por:

- 1.- Balances de materia, de energía y de cantidad de movimiento.
- 2.- Ecuaciones de Velocidad de Transferencia de Masa, Transmisión de Energía, Transferencia de Cantidad de Movimiento.
- 3.- Ecuaciones de estado.
- 4.- Relaciones de equilibrio.
- 5.- Expresiones de velocidad de reacción.

Este conjunto de relaciones puede reproducir, aproximadamente, el comportamiento del proceso o de parte del mismo. Algunas de las relaciones pueden presentarse como tabla o gráfico.

La simulación conduce a resultados aproximados debidos, principalmente, a que la complejidad de los procesos reales hace, a veces, muy difícil establecer relaciones matemáticas representativas y también debido a las limitaciones de origen matemático.

Cuando la simulación del proceso alcanza cierto grado de fiabilidad son numerosas las ventajas que se obtienen, entre las que cabe destacar, el ahorro económico, el poder estudiar el proceso sin necesidad de operar en la planta real, la extrapolación al obtener resultados difícilmente obtenidos en la planta, el estudio de la dinámica del proceso frente a diversas perturbaciones, diseño de los sistemas de control, etc.

Los símbolos correspondientes a las magnitudes que forman parte de un modelo matemático ya determinado, son de tres tipos: variables independientes, variables dependientes y parámetros conocidos.

1.3.4 Simulación de procesos

La simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de estos se lleva a cabo por medio de programas de computadoras y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso [11].

El número de variables que aparecen en la descripción matemática de una planta de proceso química puede ser tan grande y el número de ecuaciones no lineales que deben resolverse pueden ser del orden de miles, por lo tanto, la única forma viable de resolver el problema es por medio de una computadora.

La crisis del petróleo de los años setenta obligó a la industria en general a enfocar sus esfuerzos en ser energéticamente más eficiente, iniciándose así una etapa de desarrollo tecnológico encaminado a mejorar los procesos existentes y a diseñar otros nuevos más eficientes.

Esto propició lo necesario para motivar el desarrollo en simulación de procesos. El comienzo fue lento y se dio en forma conceptual, experimental y académica en algunas compañías y universidades en de todo el mundo.

En los últimos años, la simulación de procesos ha llegado a ser una herramienta de apoyo para el diseño de procesos químicos y además su uso se está extendiendo en las instituciones educativas.

La simulación de procesos está jugando un papel muy importante en la industria química, como herramienta adecuada y oportuna para el diseño, caracterización, optimización y monitoreo del funcionamiento de procesos industriales.

1.4 Control de procesos

Todos los procesos son sujetos a perturbaciones que tienden a cambiar las condiciones de operación, composición y propiedades físicas de las corrientes. Con el fin de minimizar los efectos que podrían resultar debido a los efectos de las perturbaciones, las plantas químicas han implementado cantidades sustanciales de equipamiento de instrumentación y control. En casos críticos y especialmente en grandes plantas, la instrumentación es computarizada y monitoreada por conveniencia, seguridad y optimización [12].

Con el objetivo de que el proceso sea controlado por una máquina, éste debe estar representado por un modelo matemático. Idealmente, cada elemento de un sistema dinámico, por ejemplo, un tambor de reflujo o un plato individual de un fraccionador, es representado por ecuaciones diferenciales basadas en balances de materia y energía, velocidades de transferencias, eficiencias de etapas, relaciones de etapas de equilibrio, etc, así como los parámetros de los dispositivos de control e instrumentación.

Por ejemplo, si la temperatura, la composición y la velocidad de flujo de la alimentación a un reactor son perturbadas, es necesario determinar los otros flujos y el balance de calor requerido

para mantener el valor constante de la pureza general del proceso y todo esto se facilita usando los principios del control de procesos y con el uso de las computadoras [13].

El control automático ha desempeñado un papel vital en el avance de la ingeniería y la ciencia. Además de su gran importancia en los sistemas de vehículos espaciales, de guiado de misiles, robóticos y análogos, el control automático se ha convertido en una parte importante e integral de los procesos modernos industriales y de fabricación.

Por ejemplo, el control automático es esencial en el control numérico de las máquinas-herramientas de las industrias de manufactura, en el diseño de sistemas de pilotos automáticos en la industria aeroespacial, y en el diseño de automóviles y camiones en la industria automotriz. También es esencial en las operaciones industriales como el control de presión, temperatura, humedad, viscosidad y flujo en las industrias de proceso.

Como los avances en la teoría y la práctica del control automático proporcionan los medios para conseguir un comportamiento óptimo de los sistemas dinámicos, mejorar la productividad, simplificar el trabajo de muchas operaciones manuales y rutinarias, así como de otras actividades, la mayoría de los profesionales deben tener un buen conocimiento de este campo.

1.4.1 Antecedentes del control de procesos

El primer trabajo significativo en control automático fue el regulador de velocidad centrífuga de James Watt para el control de la velocidad de una máquina de vapor, en el siglo XVIII. Minorsky, Hazen y Nyquist, entre muchos otros, aportaron trabajos importantes en las etapas iniciales del desarrollo de la teoría de control [14 – 15].

En 1922, Minorsky trabajó en controladores automáticos para el guiado de embarcaciones, y mostró que la estabilidad puede determinarse a partir de ecuaciones diferenciales que describen el sistema. En 1932, Nyquist diseñó un procedimiento relativamente simple para

determinar la estabilidad de sistemas en lazo cerrado, a partir de la respuesta en lazo abierto a entradas sinusoidales en estado estacionario.

En 1934, Hazen, quien introdujo el término de servomecanismos para los sistemas de control de posición, analizó el diseño de los servomecanismos con relé, capaces de seguir con precisión una entrada cambiante.

Durante la década de los cuarenta, los métodos de la respuesta en frecuencia (especialmente los diagrama de Bode) hicieron posible los diseños de sistemas de control lineales en lazo cerrado que cumplieran los requisitos de comportamiento. A finales de los años cuarenta y principios de los cincuenta, se desarrolló por completo el método del lugar de las raíces.

Los métodos de respuesta en frecuencia y del lugar de las raíces, que forman el núcleo de la teoría de control clásica, conducen a sistemas estables que satisfacen un conjunto más o menos arbitrario de requisitos de comportamiento. Desde el final de la década de los cincuenta, el énfasis en los problemas de control se ha desplazado del diseño de uno de los posibles sistemas que funcionan adecuadamente al diseño de un sistema óptimo respecto de algún criterio.

Con el aumento de los costos de operación y equipamiento y con el desarrollo de procesos cada vez más severos, de mayor capacidad y de mayor rendimiento, hizo cada vez más necesario la implementación de sistemas de control en las distintas plantas. Por estas razones fueron implementados los controladores por retroalimentación en las plantas, aunque con poca consideración real de la dinámica de los mismos procesos, además la técnica de diseño que se utilizó fue principalmente la experiencia de los operadores.

Conforme las plantas modernas con muchas entradas se vuelven más y más complejas, la descripción de un sistema de control moderno requiere una gran cantidad de ecuaciones. La teoría de control clásica, que trata de sistemas de una entrada y una salida, pierde su potencialidad cuando se trata de sistemas con entradas y salidas múltiples.

Hacia 1960, debido a la disponibilidad de los computadores digitales fue posible el análisis en dominio del tiempo de sistemas complejos. La teoría de control moderna, basada en el dominio del tiempo y la síntesis a partir de variables de estados, se ha desarrollado para manejar la creciente complejidad de las plantas modernas y los requisitos cada vez más exigentes sobre precisión, peso y costo en aplicaciones militares, espaciales e industriales.

Durante los años comprendidos entre 1960 y 1980, se investigó a fondo el control óptimo adaptativo y el aprendizaje de sistemas complejos. Desde 1980 hasta la actualidad, los avances en la teoría de control moderna se centraron en el control robusto, respuesta en frecuencia y temas relacionados.

Ahora que las computadoras digitales se han hecho más baratas y más compactas, se usan como parte integral de los sistemas de control. Las aplicaciones recientes de la teoría de control moderna incluyen sistemas fuera del ámbito de las ingenierías, tales como los sistemas biológicos, biomédicos, económicos y socioeconómicos.

El rápido incremento de los precios de la energía en los últimos años origina necesidades adicionales para los sistemas de control. El diseño y rediseño de las plantas para reducir el consumo de energía, resultó en hacer las plantas cada vez más complejas, por lo tanto hace que las plantas sean más interactivas.

De esta manera los retos para los sistemas de control han continuado creciendo cada año, esto hace que el estudio de los sistemas de control sean aún mas importantes principalmente en el área de la ingeniería química.

1.4.2 Revisión histórica de la implementación de un sistema de control

Una perspectiva histórica sobre la evolución de las herramientas y filosofía de la implementación de un sistema de control, es esencial para establecer una apropiada apreciación del estado actual de los asuntos de la industria práctica [16].

De esta manera, el corazón de esta evolución es saber como las acciones de transmisión (flujo de información) y cálculos de control (toma de decisión) son realizadas. A continuación se describen las diversas implementaciones que se han hecho en los sistemas de control:

1. Implementación neumática: En la mayoría de las implementaciones más recientes de los sistemas de control y flujo de información fueron realizadas por medio de transmisión neumática.

Desde que el medio de transmisión fue el aire, hubo una limitación fundamental a la velocidad del flujo de información. También, la naturaleza mecánica de los dispositivos computacionales significó que los cálculos actuales que se pudieran obtener no podrían ser del todo sofisticados. No obstante, la multiplicación y suma, así como la integración y diferenciación podrían llevarse a cabo por medio de estos dispositivos.

También, los controladores neumáticos a prueba de explosión, así que la seguridad no es un tema de discusión. Por esta razón, algunas partes del sistema del control local continúan siendo neumáticas aún en instalaciones modernas. Así los problemas primarios asociados con la implementación neumática son:

- Transmisión: La señal transmitida neumáticamente es de respuesta lenta y susceptible a la interferencia.
- Cálculos: Los dispositivos mecánicos de computación deben ser relativamente simples y tienden a llevarse a cabo rápidamente.

2. Implementación electrónico analógico: El medio de transmisión con este modo de implementación son por medio de electrones y por tanto las señales podrían potencialmente viajar a una velocidad cercana a la de la luz. También los dispositivos computacionales electrónicos analógicos no están sujetos al mismo grado de uso como su contraparte mecánica.

A pesar de las ventajas que ofrece la implementación electrónico analógico, algunos elementos de control final son aún neumáticos por las razones antes mencionadas. Esta coexistencia de elementos neumáticos y analógicos solo es posible, porque esos dispositivos pueden convertir señales eléctricas a señales de presión y viceversa.

Los principales problemas asociados con la implementación electrónico analógico son:

- Transmisión: Las señales analógicas son susceptibles a la contaminación de otras señales y la calidad de la señal tiende a sobre degradarse a lo largo de las líneas de transmisión.
- Cálculos: La computación posible con los dispositivos electrónico analógico, aunque menos restringida que para los dispositivos neumáticos, aún sigue siendo limitada.

3. Implementación digital: La necesidad de preservar la integridad de la señal en conjunción con la necesidad de más dispositivos computacionales versátiles, llevó al desarrollo de estrategias de la implementación digital. El medio de comunicación sigue siendo eléctrico, pero las señales son transmitidas como números binarios. Por tanto, las señales digitales son mucho menos sensibles al ruido.

También, el dispositivo de computación es la computadora digital, son más flexibles porque son programables y son mucho más versátiles porque no hay virtualmente limitaciones que puedan llevarse a cabo debido a la complejidad de la computación. Además, con la implementación digital, es posible llevar a cabo la computación necesaria con un dispositivo simple de la computadora o con una red de dispositivos.

Porque algunos sensores naturalmente producen voltaje, la revolución digital en las herramientas de los sistemas de control, no han eliminado todos los dispositivos electrónicos – analógicos.

Como se mencionó anteriormente esta evolución de estrategias para la implementación de los sistemas de control de neumático luego a electrónico analógico y finalmente a digital, no significa que uno sustituye al otro, sino lo que se busca es utilizar el óptimo para determinadas funciones.

Esto es porque, por ejemplo, las válvulas de control aún siguen siendo neumáticas, un buen número de sensores aún son electrónico analógico y muchos de los controladores son ahora digitales.

1.4.3 La influencia del diseño de sistemas de control

Tradicionalmente, el diseño de procesos y los sistemas de control han sido actividades separadas. El diseño de los sistemas de control no se inicia hasta que el diseño de la planta se ha puesto en marcha y la mayoría de las piezas de los equipos han sido ordenadas [17].

Este enfoque tiene serias limitaciones, desde que el diseño de la planta determina las características dinámicas de los procesos así como la operabilidad de la planta. En situaciones extremas, la planta podría ser incontrolable aún pensando que el diseño del proceso es satisfactorio, desde un punto de vista del estado estable.

En años recientes, ha ido aumentando el reconocimiento de la importancia de considerar las cuestiones dinámicas y de control en el diseño de las plantas. Esta interacción entre el diseño y el control ha llegado a ser muy importante para el procesamiento y diseño de las plantas modernas, que tienden a tener un grado más grande de integración de materia y energía y especificaciones de funcionamiento más estrictos.

Debido a esto, se dice que los expertos en sistemas de control pueden hacer una mayor contribución a el proyecto advirtiéndolo al equipo del proyecto sobre como el diseño del proceso influenciará a los procesos dinámicos y a la estructura de control.

1.4.4 Consideraciones del diseño de sistemas de control

La formulación de los objetivos de los sistemas de control depende en gran medida del procesamiento de las plantas. El objetivo primario de una planta es maximizar los beneficios derivados de la transformación de materia prima a productos, de esta forma satisfaciendo un número de criterios importantes, como los siguientes [17 – 18]:

- Seguridad: Esto es esencialmente que la planta opere de manera segura para proteger el bienestar del personal de la planta y a las comunidades aledañas. Por ejemplo, las consideraciones de seguridad pueden limitar las condiciones de temperatura y presión para un proceso, mientras que los límites de explosión pueden restringir la relación de hidrocarburo – oxígeno.
- Regulaciones ambientales: Las plantas procesadoras deben estar operadas de una manera tal que cumplan con las regulaciones ambientales, concernientes a la calidad del aire y agua, así como el confinamiento de los desechos.
- Especificaciones de productos: Para que las plantas puedan vender sus productos, es necesario que cumplan con las especificaciones del producto, principalmente en la calidad del producto y la velocidad de producción.
- Limitaciones operacionales: Además de los tres criterios descritos anteriormente, es necesario que las variables del proceso cumplan con ciertas limitaciones operacionales. Por ejemplo, las columnas de destilación son operadas de tal manera que se evitan condiciones como inundaciones, lloriqueo; las temperaturas del reactor son

generalmente controladas o limitadas, para prevenir la degradación del catalizador o que el proceso presente reacciones indeseables.

Por lo tanto, es conveniente sintetizar y enumerar algunas de estas razones por las cuales todo esto es importante, estas razones son producto de la experiencia industrial, tal vez no sean las únicas, pero sí las más importantes.

- Evitar lesiones al personal de la planta o daño del equipo. La seguridad siempre debe estar en la mente de todos, ésta es la consideración más importante.
- Mantener la calidad del producto (composición, pureza, color, etc.) en un nivel continuo y con un costo mínimo.
- Mantener la tasa de producción al costo mínimo.

De esta forma, se puede decir que las razones de la automatización de las plantas de proceso son proporcionar un entorno seguro y a la vez mantener la calidad deseada del producto y alta eficiencia de la planta con reducción de la demanda de trabajo humano.

1.4.5 Conceptos de control de procesos

1.4.5.1 Sistema

Un sistema es un conjunto de elementos, interrelacionados entre sí, los cuales se caracterizan por poseer unos parámetros inherentes que los definen y por mostrar unas condiciones físicas asociadas, susceptibles de evolucionar con el tiempo [19 – 21].

Los parámetros característicos, específicos de cada elemento, son considerados normalmente constantes e invariables con el tiempo y se les denomina parámetros del sistema.

Las condiciones físicas de cada componente, cambiantes con respecto al tiempo, determinan el estado del sistema en todo momento y se expresan mediante las denominadas variables del sistema. Sus magnitudes y su evolución vienen regidas por leyes específicas, en función del tiempo, de la configuración de los componentes y de los parámetros de los mismos.

1.4.5.2 Bloque

En teoría de control, cada uno de los componentes elementales o básicos en que puede descomponerse un sistema, constituye un bloque. Asimismo, un conjunto de bloques contiguos puede reagruparse formando un único bloque [19 – 21].

Un bloque puede representarse gráficamente por un rectángulo, con una flecha de entrada y otra de salida, las cuales significarán las señales de entrada y salida, respectivamente a dicho bloque. En la Figura 1.2, se muestra una representación gráfica de un bloque.

La señal de entrada corresponderá a una variable física o variable de entrada, la cual será convertida o manipulada por el bloque, proporcionando o generando, como resultado, una señal de salida, es decir, la variable de salida.

La forma como se realiza esta conversión depende de las características específicas del bloque y será representada por una ecuación matemática, denominada función de transferencia, que podrá ser inscrita en el rectángulo.

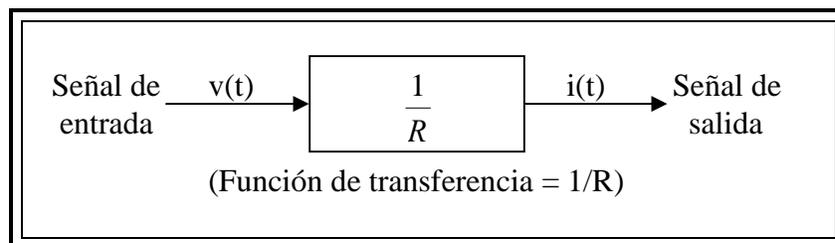


Figura 1.2 Representación gráfica de un bloque [19].

La entrada debe ser considerada como la causa, la acción o el estímulo que actúan sobre el bloque; mientras que la salida será el efecto, la respuesta, la reacción o la consecuencia de aquella entrada sobre la función que representa dicho bloque.

1.4.5.3 Diagrama de bloques

La representación gráfica del conjunto de bloques que componen un sistema formará el diagrama de bloques. Los bloques se unen mediante líneas, que con sus flechas señalan la dirección del flujo de información o señales que circulan a lo largo del sistema. En la Figura 1.3 se muestran los elementos de un diagrama de bloques [19 – 21].

La adición algebraica o comparación de señales se representará por un pequeño círculo o sumatorio y se anotará junto a cada señal de entrada el signo con el que se halle operando.

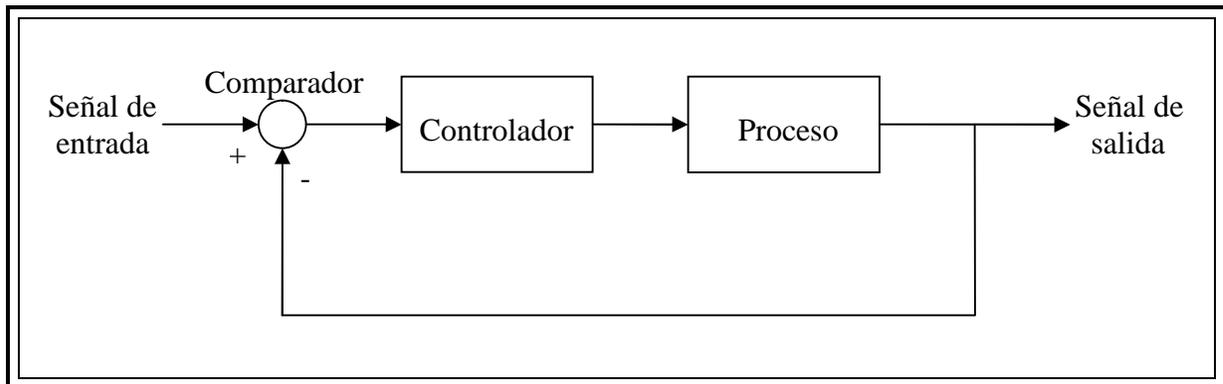


Figura 1.3 Elementos de un diagrama de bloques [19].

Un diagrama de bloques es una forma convencional de representar gráficamente las interrelaciones entre las variables significativas del sistema, así como las características de los componentes que lo forman.

James Watt introdujo por primer vez estos diagramas de bloques cuando aplicó el concepto de control por retroalimentación a la máquina de vapor, esta maquina de vapor constaba de varios acoplamientos y otros dispositivos mecánicos lo suficientemente complejos como para que

Watt decidiera ilustrar gráficamente en sus esquema de control la interacción de todos estos dispositivos.

1.4.5.4 Función de transferencia

Toda variable que evoluciona con el tiempo siguiendo una determinada ley, podrá ser representada por una ecuación matemática en función de una serie de parámetros y de la variable tiempo; es decir, por una función temporal [19 – 21].

La expresión o ecuación matemática que, en un bloque, relaciona la variable de salida con la variable de entrada, se denomina función de transferencia o también transmitancia del bloque.

Ésta será, por tanto, el cociente entre la función temporal de la salida y la de entrada. La función de transferencia no es más que un modelo matemático representativo del comportamiento dinámico de un componente, frente a una señal de entrada.

Por tanto, la función de transferencia del diagrama de bloque de la Figura 1.2 será, según sea dicho, la razón entre las funciones de entrada y salida. Llamando $G(t)$ a esta función, se tendrá (1.1):

$$G(t) = \frac{i(t)}{v(t)} = \frac{1}{R} \quad (1.1)$$

Lo importante es percatarse de que un bloque puede significar cualquier elemento, componente, dispositivo o sistema, capaz de responder de una forma característica frente a una determinada perturbación y de esta forma queda bien definida precisamente por la función de transferencia del bloque.

Asimismo, un conjunto de bloques conectados puede reagruparse para formar un solo bloque, reuniendo entonces las características de cada uno de los bloques que lo forman.

La función de transferencia también define completamente las características de estado estacionario y dinámico, es decir, la respuesta total de un sistema que se describe mediante una ecuación diferencial lineal.

Ésta es característica del sistema y sus términos determinan si el sistema es inestable o estable y si su respuesta a una entrada no oscilatoria es oscilatoria o no. Se dice que el proceso es estable cuando su salida se mantiene limitada (finita) para una entrada limitada.

Las siguientes son algunas propiedades importantes de las funciones de transferencia:

1.- En las funciones de transferencia de los sistemas físicos reales, la potencia más alta de “ s ” en el numerador nunca es mayor a la del denominador.

2.- La función de transferencia relaciona las transformadas de las variables de entrada con las de salida, a partir de algún estado inicial estacionario; de lo contrario, las condiciones iniciales que no son cero originan términos adicionales en la transformada de la variable de salida.

1.4.5.5 Sistema controlado

Un proceso es un conjunto de equipos o dispositivos, ya sean mecánicos, eléctricos, físicos, químicos, térmicos o de cualquier índole, dispuestos de tal modo que puedan realizar las operaciones necesarias con el fin de lograr un determinado objetivo [19 – 21].

Un ejemplo de proceso podría ser el horno para calentamiento, en el que el objetivo final sería conseguir mantener constante, en un valor prefijado, la temperatura del fluido circulante a la salida.

Pero para conseguir ese objetivo es evidente que son necesarios una serie de dispositivos adicionales, que de alguna manera lleven a cabo el control o regulación del proceso. Estos

dispositivos reciben el nombre de sistema de control. Se denomina sistema controlado al conjunto formado por el proceso y el sistema de control.

En este ejemplo, será necesario, como mínimo, disponer de una información continua de la temperatura que se está controlado y de un dispositivo capaz de modificar o ajustar el caudal de aportación de combustibles. Prácticamente hablando, de un termómetro situado en la tubería de salida de producto y de una válvula situada en la tubería de aporte de combustible al horno.

1.4.5.6 Sistemas de control en lazo abierto

Los sistemas en los cuales la salida no tiene efecto sobre la acción de control se denominan sistemas de control en lazo abierto. En otras palabras, en un sistema de control en lazo abierto no se mide la salida ni se realimenta para compararla con la entrada [19 – 21].

Un ejemplo práctico y común es un sistema de lavado. El remojo, el lavado y el centrifugado en el sistema de lavado opera con una base de tiempo. La máquina no mide la señal de salida, que es la limpieza de la ropa.

En cualquier sistema de control en lazo abierto, la salida no se compara con la entrada de referencia. Así, a cada entrada de referencia le corresponde una condición de operación fija; como resultado de ello, la precisión del sistema depende de la calibración.

Ante la presencia de perturbaciones, un sistema de control en lazo abierto no realiza la tarea deseada. En la práctica, el control de lazo abierto solo se usa si se conoce la relación entre la entrada y la salida si no hay perturbaciones internas ni externas.

Es evidente que estos sistemas no son de control retroalimentados. De tal manera que cualquier sistema de control que opere con una base de tiempo está en lazo abierto. Por

ejemplo, el control de tráfico mediante señales operadas con una base de tiempo es otro ejemplo de control en lazo abierto.

La mayoría de los análisis y diseños de sistemas de control son sistemas de control en lazo cerrado. En estas circunstancias, (por ejemplo, si no hay perturbaciones o la salida es muy difícil de medir) pueden ser deseables los sistemas de control en lazo abierto.

De esta manera, es conveniente mencionar a continuación las ventajas y desventajas de los sistemas de control en lazo abierto, las ventajas son:

- Construcción simple y facilidad de mantenimiento.
- Menos costosos que el correspondiente sistema en lazo cerrado.
- No hay problemas de estabilidad.
- Convenientes cuando la salida es difícil de medir o cuando medir la salida de manera precisa no es económicamente viable.

Las desventajas fundamentales de los sistemas de control en lazo abierto son las siguientes:

- Las perturbaciones y los cambios en la calibración originan errores y la salida puede ser diferente de lo que se desea.
- Para mantener la calidad requerida en la salida, es necesaria la recalibración de vez en cuando.

1.4.5.7 Sistemas de control en lazo cerrado

Los sistemas de control retroalimentados se denominan también sistemas en lazo cerrado. En la práctica, los términos de control retroalimentado y control en lazo cerrado se usan indistintamente [19 – 21].

En un sistema de control de lazo cerrado, se alimenta al controlador la señal de error de actuación, que es la diferencia entre la señal de entrada y la señal de retroalimentación (que puede ser la propia señal de salida o una función de la señal de salida y sus derivadas y/o integrales), con el fin de reducir los errores y llevar la salida del sistema a un valor deseado. El término control en lazo cerrado siempre implica el uso de una acción de control retroalimentado para reducir el error del sistema.

1.4.5.7.1 Control manual en lazo cerrado

Con lo ya descrito se podría intentar y efectuar un control manual del proceso, operando del siguiente modo [19 – 21]:

Según que la temperatura indicada por el termómetro (TI) esté por debajo o por encima del valor deseado, se abriría o cerraría, respectivamente (en mayor o menor medida, según la diferencia observada), la válvula de aportación de combustible. En la Figura 1.4 se observa un esquema de un control manual en lazo cerrado.

A continuación se esperaría ver el efecto que produce tal corrección y se actuaría en consecuencia, ajustando nuevamente la posición de la válvula, hasta conseguir mantener la temperatura en el valor deseado.

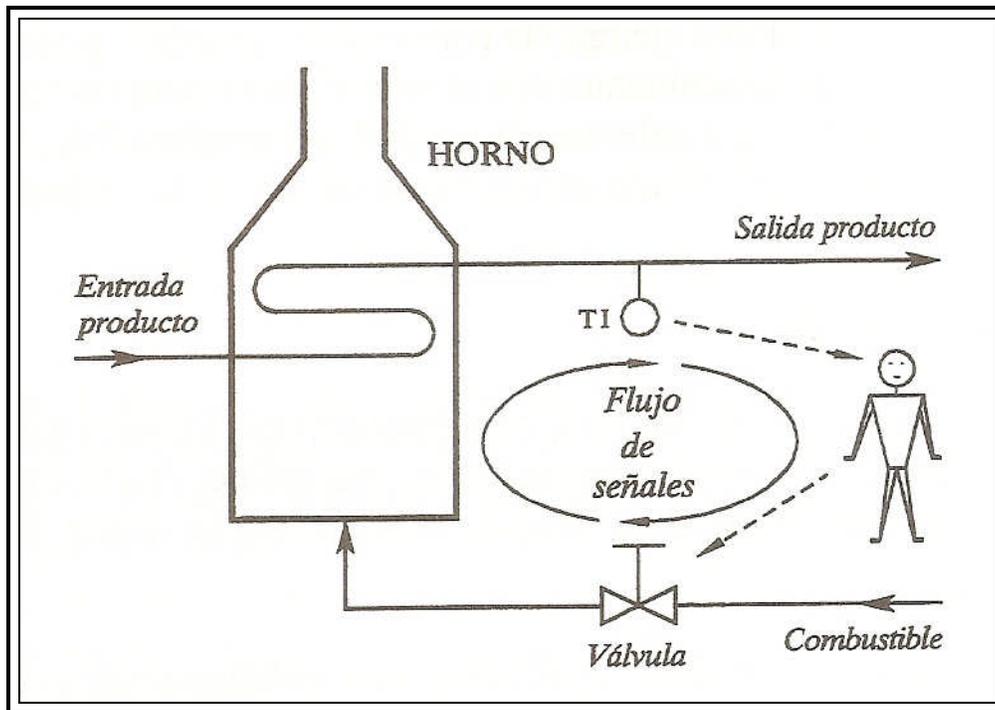


Figura 1.4. Esquema de control manual en lazo cerrado [19].

En la Figura 1.5 se observa que el flujo de información que se efectúa en el control de este proceso, circula cerrándose sobre sí mismo a través del ser humano, siguiendo la secuencia cerrada.

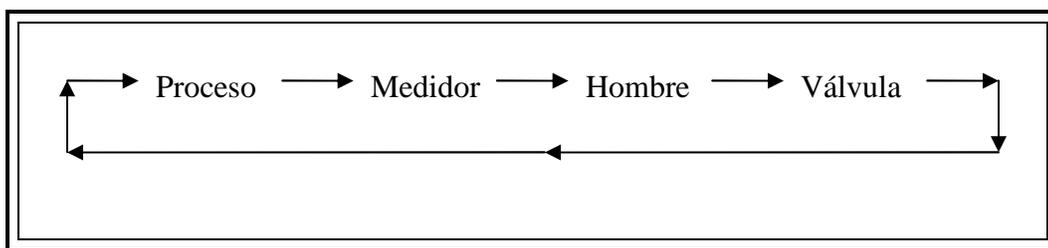


Figura 1.5 Flujo de información en control de procesos [19].

Sin que pueda decirse cuál de estos componentes está en primer lugar. Forman un anillo o control en lazo cerrado, sin principio ni fin.

1.4.5.7.2 Control automático en lazo cerrado

El modo de regulación manual descrito en el punto anterior tiene, evidentemente, numerosos inconvenientes. El principal es que precisa la atención humana permanente, lo que hace que sea costoso [19 – 21].

Otros inconvenientes, en general, derivados del ya mencionado punto anterior, son su lentitud, inseguridad y poca precisión. Es de destacar el riesgo que pueda comportar una eventual distracción humana.

La regulación o control automático en lazo cerrado consiste en sustituir la acción del hombre por un dispositivo llamado controlador o regulador. El conjunto que forman los componentes que llevarán a cabo el control automático de un proceso se llamará sistema de control automático.

La Figura 1.6 muestra un diagrama de bloques de la disposición básica de los componentes que forman un proceso con control automático en lazo cerrado. Obsérvese que el flujo de señales se cierra sobre sí mismo y que el sistema tiene como señal de entrada el punto de consigna y como señal de salida la variable controlada.

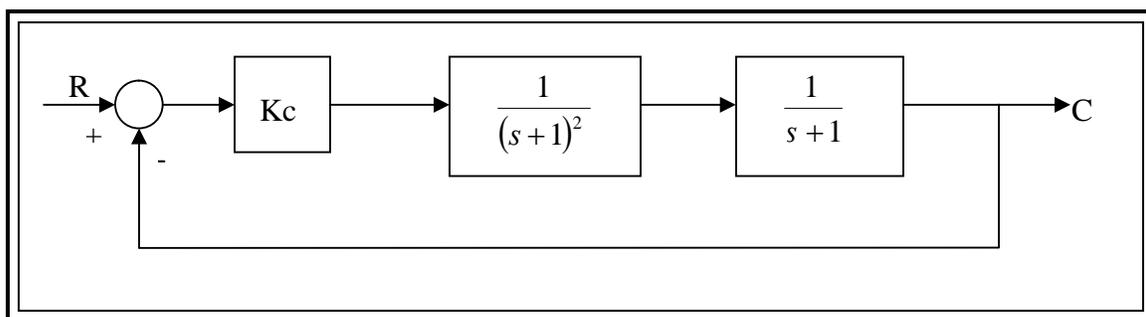


Figura 1.6 Diagrama de bloques a lazo cerrado [18].

1.4.5.8 Sistemas de control en lazo cerrado en comparación con sistemas en lazo abierto

Una ventaja del sistema de control en lazo cerrado es que el uso de la retroalimentación vuelve la respuesta del sistema relativamente insensible a las perturbaciones externas y a las variaciones internas en los parámetros del sistema [19 – 21].

Es así posible usar componentes relativamente poco precisos y baratos para obtener el control adecuado de una planta determinada, mientras que hacer eso es imposible en el caso de un sistema en lazo abierto.

Desde el punto de vista de estabilidad, el sistema de control en lazo abierto es más fácil de desarrollar. Por otra parte, la estabilidad es un gran problema en el sistema de control, que puede conducir a corregir en exceso errores que producen oscilaciones de amplitud constante o cambiante.

Debe señalarse que, para los sistemas en los que se conocen con anticipación las entradas y en los cuales no hay perturbaciones, es aconsejable emplear un control en lazo abierto. Los sistemas de control en lazo cerrado sólo tienen ventajas cuando se presentan perturbaciones y/o variaciones en los componentes del sistema.

Se observa que la potencia nominal de salida determina en forma parcial el costo, peso y tamaño de un sistema de control. El número de componentes usados en un sistema de control en lazo cerrado es mayor que el que se emplea para un sistema de control equivalente en lazo abierto.

Por tanto, el sistema de control en lazo cerrado suele tener costos y potencias más grandes. Para disminuir la potencia requerida de un sistema, se emplea un control en lazo abierto siempre que pueda aplicarse. Por lo general, una combinación adecuada de controles en lazo abierto y en lazo cerrado es menos costosa y ofrecerá un comportamiento satisfactorio del sistema global.

1.4.5.9 Perturbaciones

El controlador actúa continuamente para corregir los efectos de desajuste que producen en la regulación los cambios inevitables a los que el proceso está sometido. Estos cambios pueden ser de tres categorías, perfectamente diferenciadas y estas son [19 – 21]:

- a) Cambios en valor deseado de la variable controlada. Pueden también llamarse cambios del punto de consigna.
- b) Cambios debidos a exigencias o condiciones específicas del proceso que, sin afectar al punto de consigna, modifican alguna de sus variables principales; es decir, son alteraciones en el flujo de energía (o material) de entrada o salida del proceso, relacionadas directamente con el mismo. Son los llamados cambios de carga.
- c) Cambios producidos por alteraciones ajenas a las exigencias del proceso y en muchos casos, de origen externo al mismo. Este tipo de cambios son denominados perturbaciones. No obstante, cualquiera de los tres casos puede ser denominado genéricamente, con esta misma expresión.

Los de la primera categoría no merecen apenas comentario, son debidas a necesidades específicas de operación, al precisarse un cambio en el valor de la variable controlada.

Es decir, en el ejemplo de un horno de calentamiento, pertenecería a la segunda categoría un cambio en el caudal del producto circulante. Es evidente que un aumento en la demanda de dicho caudal tenderá a producir, en principio, un enfriamiento que será mostrado por el medidor de temperatura instalado a la salida del horno. Es un caso claro de cambios de carga del sistema.

A la tercera categoría pertenecería, por ejemplo, un cambio en la presión o en la calidad del combustible, o por el contrario un cambio en la temperatura ambiente, serían perturbaciones al proceso.

La distinción entre la segunda y la tercera categoría no siempre es evidente y puede ser muy sutil. Por ejemplo, una alteración en la temperatura de entrada del producto será del tipo de cambio de carga, si las condiciones normales del proceso son las del caudal constante y temperatura de entrada variable, que es precisamente la que se quiere controlar a la salida.

Por el contrario, si las condiciones normales de operación son temperatura de entrada constante y caudal variable, entonces se tendrá una perturbación. No obstante, no es importante la distinción entre sí, sino más bien su evaluación, debido a que, en cualquier caso, produce efectos perniciosos sobre la controlabilidad y comportamiento el proceso, por lo que puede ser necesario, en algunos casos, un diseño especial del sistema de control que evite o mitigue estos efectos.

1.4.5.10 Control por retroalimentación

Los cambios citados en el apartado anterior, acontecen constantemente, en mayor o menor grado, causando, según se ha dicho, alteraciones en la variable controlada, como consecuencia de los desequilibrios producidos en los balances energéticos, másicos, químicos, dinámicos, etc [19 – 21].

En el control automático en lazo cerrado, las diferentes etapas de que se compone una acción correctora pueden enumerarse como sigue:

- a) Medición de la variable controlada y transmisión de la señal de medida al controlador. Esta misión es llevada a cabo por el transmisor, el cual incluye o está asociado al elemento primario o sensor del proceso.

- b) Comparación entre el valor del punto de consigna prefijado y la señal de medida, efectuando la diferencia entre ambos para establecer la denominada señal de error o desviación. Por lo que sería dispositivo comparador y suele estar contenido en el propio controlador.
- c) Partiendo de la señal de error, el controlador elabora su señal de salida o señal de control, de acuerdo con determinado algoritmo o ecuación. El controlador analiza la señal de error, teniendo en cuenta su signo, magnitud, duración y tendencia o velocidad de cambio.
- d) La señal de salida del controlador es conducida al elemento final de regulación, por lo general una válvula de control, que efectuará la correspondiente corrección en la variable manipulada de entrada al proceso.
- e) Reacción del proceso, con la consiguiente modificación del valor de la variable controlada.
- f) Nueva señal de medida, según la etapa “a”, con lo que se cierra el ciclo.

Cualquier perturbación que se introduzca en algún punto del ciclo o circuito (lo que sucede principalmente en el proceso), acabará afectando a la variable controlada y por tanto, será detectada por el medidor (transmisor), entrando en la secuencia de corrección.

Esta secuencia se ejecuta simultáneamente en todo circuito y su acción es continua en el tiempo, tendiendo a restablecer las condiciones de regulación deseadas, esto es, a igualar la medida con la consigna.

Es importante notar que en esta serie de acciones conectadas, hay un flujo de señales que están circulando constantemente desde la salida hacia la entrada del proceso, a través del sistema de medida, del controlador y del elemento final de control.

A este fenómeno de “circulación hacia atrás” del flujo de información se le llama retroalimentación; es el denominado feedback en inglés. Los efectos de esta retroalimentación fluyen hacia delante, vía proceso, para cerrar el circuito de flujo de señales, con lo que se establece un anillo o lazo cerrado de causas y efectos. Otras posibles denominaciones son realimentación y retroacción.

La ventaja del control por retroalimentación consiste en que es una técnica muy simple ya que compensa todas las perturbaciones. Cualquier perturbación puede afectar a la variable controlada, cuando ésta se desvía del punto de control, el control cambia su salida para que la variable regrese al punto de control [12, 22].

El circuito de control no detecta qué tipo de perturbación entra al proceso, únicamente trata de mantener la variable controlada en el punto de control y de esta manera compensar cualquier perturbación.

La desventaja del control por retroalimentación estriba en que únicamente puede compensar la perturbación hasta que la variable controlada se ha desviado del punto de control, esto es, la perturbación se debe propagar por todo el proceso antes de que la pueda compensar el control por retroalimentación [23].

Un ejemplo sería el sistema de control de temperatura de una habitación. Midiendo la temperatura real y comparándola con la temperatura de referencia (temperatura deseada), el termostato activa o desactiva el equipo de calefacción o de enfriamiento para asegurar que la temperatura de la habitación se mantiene en un nivel confortable independientemente de las condiciones externas.

Los sistemas de control retroalimentados no se limitan a la ingeniería, sino que también se encuentran en diversos campos ajenos a ella. Por ejemplo, el cuerpo humano es un sistema de control retroalimentado muy avanzado. Tanto la temperatura corporal como la presión sanguínea se conservan constantes mediante una retroalimentación fisiológica.

De hecho, la retroalimentación realiza una función vital: hace que el cuerpo humano sea relativamente insensible a las perturbaciones externas, permitiendo que funcione de forma adecuada en un entorno cambiante [21].

1.4.5.11 Algebra de bloques

Dada la importancia que tienen los sistemas de control mediante diagramas de bloques, a continuación se mencionarán las reglas que rigen la manipulación y transformación de estos diagramas [19].

Las reglas aquí mencionadas son válidas siempre que se trate de electos lineales. Si la transmitancia de un bloque no es lineal, es posible, en general, linealizar su función en el punto de trabajo, lo que resulta una buena aproximación a efectos de llevar a cabo cualquier análisis del sistema.

Sin embargo, para ello se habrá que tener en cuenta determinadas consideraciones que se mencionarán más adelante. Las variables se representarán con letras minúsculas, mientras que las mayúsculas significarán las transmitancias o funciones de transferencias de los bloques.

Debe recordarse que la transmitancia o función de transferencia de un bloque es siempre la relación entre las señales de salida y entrada, por lo que si llamamos G a la función de transferencia de un bloque, “ x ” a su entrada, e “ y ” a su salida, ecuación (1.2).

$$G = \frac{y}{x} \quad (1.2)$$

En todo momento podrán aplicarse las leyes conmutativas, asociativas y distributivas, igualmente válidas en álgebra de bloques. De hecho, las reglas del álgebra de bloques se basan en estas leyes, que se puede resumir en el sistema de ecuaciones (1.3).

$$\begin{aligned}
 GF &= FG \\
 G + F &= F + G \\
 Gx + Gy &= G(x + y) \\
 Gx + Fx &= (G + F)x \\
 x - y &= x + (-y) = x - (+y)
 \end{aligned}
 \tag{1.3}$$

Por otra parte, un bloque con ganancia unitaria puede siempre ser suprimido, dejando solamente la línea de flujo. Así, por ejemplo, se efectuará la simplificación, como se muestra en la Figura 1.7.

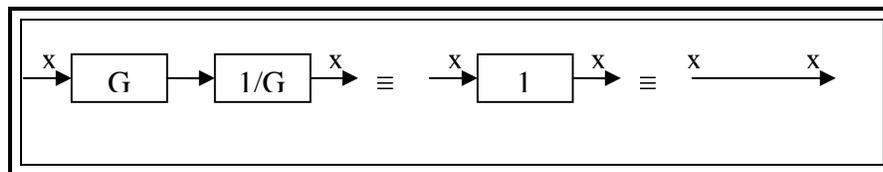


Figura 1.7 Simplificación de un diagrama de bloques [19].

1.4.5.12 Controlador

Como ya se ha mencionado, el controlador es el dispositivo responsable de elaborar la señal correctora que constantemente es enviada al elemento final de regulación del proceso, con el fin último de alcanzar, restablecer o mantener las condiciones de regulación deseadas; es decir, hacer que la medida se mantenga en un valor lo más próximo posible al punto de consigna [24].

Esta señal correctora, o salida del controlador, es función de la señal de error, llamada también desviación (la diferencia entre la consigna y medida), y tiene o puede tener en cuenta su signo, magnitud, duración y tendencia.

Los diversos modos de actuación que determinan la salida del controlador se llaman modos de regulación y son debidos, a su vez, a la incorporación combinada de diferentes acciones de control.

1.4.6.12.1 Controlador proporcional – integral (PI)

Este modo de regulación reúne las características de los modos proporcional e integral, aprovechando las ventajas y obviando los inconvenientes de ambos modos. Contendrá, por tanto, la acción proporcional y la integral [24].

Este tipo de controlador presenta las siguientes características:

Acción Integral: Esta acción correctora, proporcionada por el modo de regulación flotante de velocidad proporcional, se supone a la acción proporcional.

Ahora ya no será necesaria la operación manual de reajuste, después de un cambio de carga o de un cambio en el punto de consigna, puesto que la acción integral la efectuará de forma automática. De aquí que a esta acción se le denomine también reajuste automático.

Se tendrá, pues, que en los instantes que siguen a un cambio de carga o de punto de consigna (set point), la acción proporcional facilitará inmediatamente un cambio en la salida del controlador que tenderá de manera aproximada a ajustar el proceso.

Finalmente, la acción integral, proporcionará paulatinamente la corrección suplementaria exacta hasta anular la desviación. Una vez que el proceso recupera el equilibrio y se estabiliza, la válvula habrá adoptado la posición necesaria y precisa para satisfacer la demanda debida a los nuevos requisitos impuestos por el cambio de carga.

Tiempo Integral o de Integración: Puede definirse como el tiempo que tarda la acción integral en repetir el movimiento de la válvula debido a la acción proporcional, frente a un cambio en escalón de la desviación, si este se mantuviera constante.

El valor del tiempo integral o de integración es independiente del valor de la desviación. A mayor desviación corresponden unos efectos igualmente mayores de las correcciones debidas a las acciones proporcional e integral, manteniéndose la relación de proporcionalidad entre los tres valores. Ecuación del controlador (1.4). La respuesta global es la suma algebraica de las respuestas de cada una de las dos acciones individuales.

$$G_c = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \quad (1.4)$$

En la que: τ_i = tiempo de integración, K_c = ganancia del controlador

1.5 Respuesta en frecuencia

Con el término de respuesta en frecuencia, se quiere hacer referencia a la respuesta de un sistema en estado estacionario a una entrada sinusoidal. En los métodos de respuesta en frecuencia, la frecuencia de la señal de entrada se varía en un cierto rango, para estudiar la respuesta resultante [25].

Los métodos de respuesta en frecuencia fueron desarrollados en los años 1930 y 1940 por Nyquist, Bode y Nichols, entre otros. Los métodos de respuesta en frecuencia son los más potentes en la teoría de control convencional. También son indispensables para la teoría de control robusto.

El criterio de estabilidad de Nyquist permite averiguar la estabilidad relativa y absoluta de los sistemas lineales en lazo cerrado a partir del conocimiento de sus características de frecuencia de lazo abierto.

Una ventaja del método de respuesta en frecuencia es que las pruebas de la respuesta en frecuencia son, generales, sencillas y pueden ser muy precisas con el uso de generadores de señales sinusoidales y un equipo de medición preciso.

A menudo, las funciones de transferencia de los componentes complicados se determinan experimentalmente mediante pruebas de respuesta en frecuencia. Además, este método tiene la ventaja de que permite diseñar un sistema en el que se eliminen los efectos no deseados del ruido así como extender este análisis y diseño a ciertos sistemas de control no lineales.

Aunque la respuesta en frecuencia de un sistema de control presenta una imagen cualitativa de la respuesta transitoria, la correlación entre las respuestas en frecuencia y transitoria es indirecta, excepto en el caso de los sistemas de segundo orden.

Al diseñar un sistema en lazo cerrado, las características de la respuesta en frecuencia de la función de transferencia a lazo abierto se ajustan mediante varios criterios de diseños, con el fin de obtener características adecuadas de respuesta transitoria para el sistema.

La función de transferencia sinusoidal, función compleja de la respuesta en frecuencia, se caracteriza por su magnitud y ángulo de fase, con la frecuencia (ω) como parámetro.

Por lo general, se usan dos representaciones gráficas de las funciones de transferencia sinusoidales:

- 1.- El diagrama de Bode o diagrama logarítmico.
- 2.- El diagrama de Nyquist o diagrama polar.

1.5.1 Diagrama de Bode

Un diagrama de Bode está formado por dos gráficas: una es la gráfica del logaritmo de la magnitud de la función de transferencia sinusoidal y la otra es la grafica del ángulo de fase,

ambas se dibujan contra la frecuencia en escala logarítmica. En la Figura 1.8 se observa la representación del diagrama de Bode [26 – 28].

La representación común de la magnitud logarítmica es $20 \log$, donde la base del logaritmo es 10. La unidad utilizada en esta representación para la magnitud es el decibelio, por lo general abreviado dB.

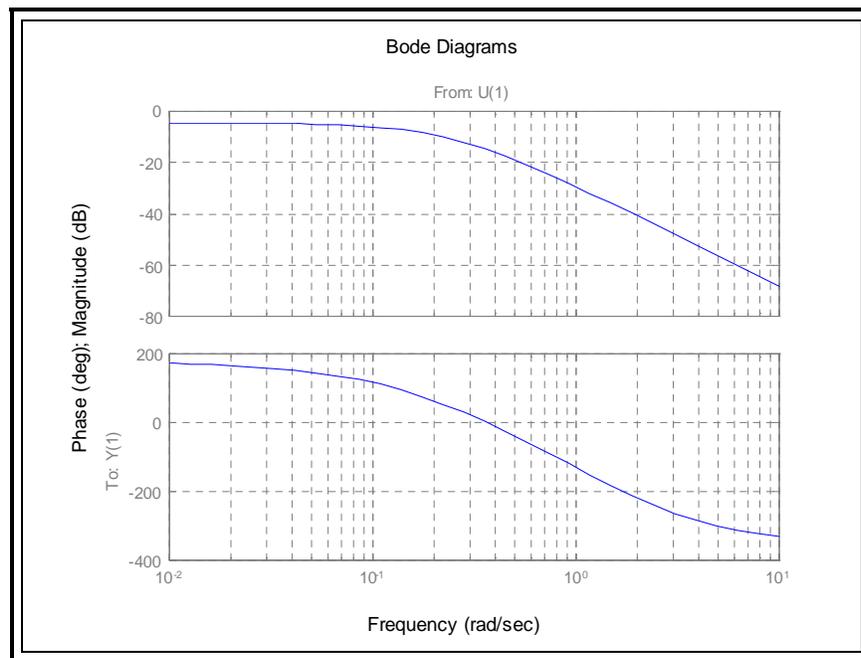


Figura 1.8 Diagrama de Bode [34].

En la representación logarítmica, se dibujan las curvas sobre papel semilogarítmico, con la escala logarítmica para la frecuencia y la escala lineal para cualquier magnitud (en decibelios) o el ángulo de fase (en grados).

La ventaja principal de utilizar el diagrama de Bode es que la multiplicación de magnitudes se convierte en sumas. Además, cuenta con un modelo simple para dibujar una curva aproximada de magnitud logarítmica. Se basa en aproximaciones asintóticas. Esta aproximación, mediante asíntotas (líneas rectas), es suficiente si sólo se necesita información general sobre la característica de la respuesta en frecuencia.

Es muy útil ampliar el rango de bajas frecuencias mediante el uso de una escala logarítmica, debido a que las características de las bajas frecuencias son las más importantes en los sistemas prácticos. Aunque no es posible dibujar las curvas hasta una frecuencia cero, debido a la frecuencia logarítmica, pero esto no es un problema serio.

1.5.2 Diagrama de Nyquist

El diagrama polar de una función de transferencia sinusoidal $G(j\omega)$ es una gráfica de la magnitud de $G(j\omega)$ con respecto al ángulo de fase de $G(j\omega)$ en coordenadas polares, cuando ω varía de cero a infinito. Por tanto, el diagrama polar es el lugar geométrico de los vectores $|G(j\omega)| \angle G(j\omega)$ cuando ω varía de cero a infinito [26 – 28].

Se sabe que, en las gráficas polares, los ángulos de fase son (negativos) si se miden en el sentido contrario al de las agujas del reloj, a partir del eje real positivo. El diagrama polar se denomina, a menudo, diagrama de Nyquist y se muestra en la Figura 1.9.

Cada punto en el diagrama polar de $G(j\omega)$ representa el punto terminal de un vector en un valor determinado ω . En el diagrama polar, es importante mostrar la graduación de la frecuencia del lugar geométrico. Las proyecciones de $G(j\omega)$ en los ejes real e imaginario son sus componentes real e imaginaria.

Una ventaja de utilizar un diagrama de Nyquist es que representa, en una sola gráfica, las características de la respuesta en frecuencia de un sistema en el rango de frecuencia completo. Una desventaja es que el diagrama no indica en forma clara la contribución de todos los factores individuales de la función de transferencia en lazo abierto.

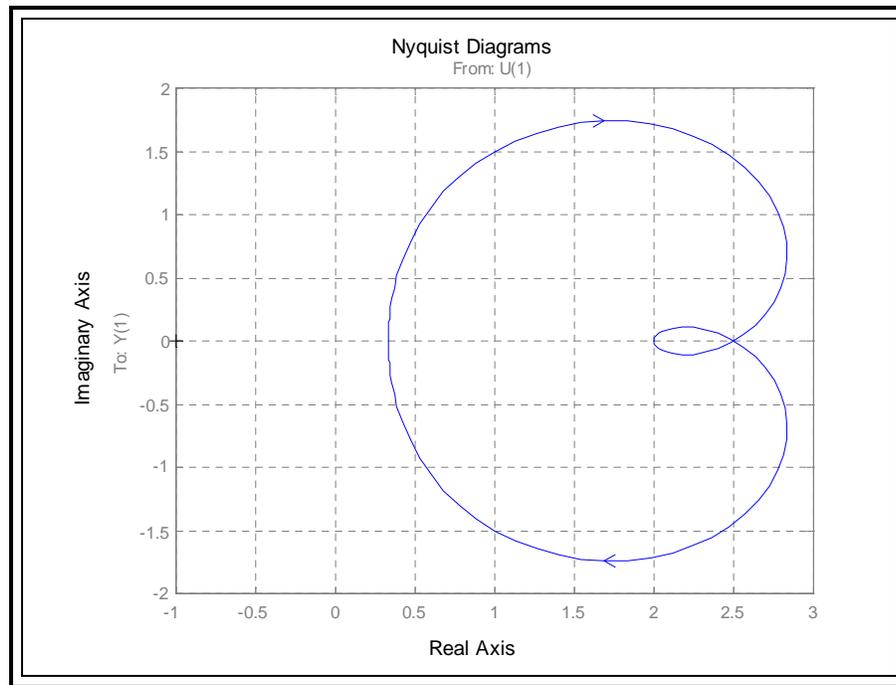


Figura 1.9 Diagrama de Nyquist [34].

1.5.3 Concepto de estabilidad

La mayoría de los procesos industriales son estables a circuito abierto, es decir, son estables cuando no forman parte de un circuito de control por retroalimentación; esto equivale a decir que la mayoría de los procesos son autorregulables, o sea, la salida se mueve de un estado estable a otro, debido a los cambios en las señales de entrada [29].

Un ejemplo típico de proceso inestable a circuito abierto es el tanque exotérmico de reacción con agitación, en el que algunas veces existe un punto de operación inestable en el que al incrementar la temperatura, se produce un aumento en la tasa de reacción, con el consecuente incremento en la tasa de liberación de calor, lo cual, a su vez, ocasiona un mayor incremento en la temperatura.

Aún para los procesos estables a circuito abierto, la estabilidad vuelve a hacer considerable cuando el proceso forma parte de un circuito de control por retroalimentación, debido a que las

variaciones en las señales se refuerzan unas a otras conforme viajan sobre el circuito y ocasiona que la salida y todas las señales en el circuito se vuelvan ilimitadas.

La representación más sencilla de un circuito por retroalimentación inestable es el controlador cuya dirección de acción es opuesta a la que debería hacer; por ejemplo, en un intercambiador de calor, si la salida del controlador se incrementara al aumentar la temperatura, el circuito es inestable, porque al abrir la válvula de vapor se provoca un mayor incremento en la temperatura.

En este caso, lo que se necesita es un controlador de acción directa cuya salida se decremente cuando la temperatura se incremente, de manera que se cierre la válvula de vapor y baje la temperatura.

Sin embargo, aun con el controlador de acción adecuada, el sistema se puede volver inestable, debido a los retardos en el circuito, lo cual ocurre generalmente cuando se incrementa la ganancia del circuito.

En consecuencia, la ganancia del controlador a la que el circuito alcanza el umbral de inestabilidad es de gran importancia en el diseño de un circuito de control con retroalimentación. Esta ganancia máxima se conoce como ganancia última.

De esta manera la regulación de un proceso, mediante un sistema de control automático, se lleva a cabo mediante una disposición en lazo cerrado, en el que la medida de la variable controlada se devuelve al controlador para que efectúe la comparación con el punto de consigna [30].

Como resultado de esta comparación, el controlador establece la señal de error o desviación, en función de la cual genera la señal de salida que determinará la posición de la válvula. Ésta, a su vez, reajusta el caudal de la variable manipulada, para que al actuar sobre el proceso se alcancen unas nuevas condiciones de operación, más próximas a las deseadas.

Esta disposición de los elementos que componen un sistema de control automático, implica una realimentación, gracias a la cual es posible alcanzar el objetivo deseado, esto es, llevar el valor de la variable controlada al punto de consigna.

Sin embargo, también es objetivo del control automático la forma como, tras la aparición de una desviación, se efectúa el restablecimiento o recuperación del valor deseado en la variable manipulada. Esta forma es la llamada respuesta transitoria.

Por otra parte, se entiende por respuesta permanente o estacionaria la forma que adopta la respuesta, una vez que pueda considerarse extinguido el fenómeno transitorio inicial.

Por causa de cambios de carga o perturbaciones en el proceso, una regulación ideal no presentaría jamás desviación alguna y en el caso de cambios del punto de consigna, la variable controlada adoptaría instantáneamente el nuevo valor deseado.

Pero debido a las características de todo proceso real, no es técnicamente posible lograr una regulación ideal. La variable controlada puede efectuar la aproximación al punto de consigna de manera bien diferente a la ideal, por lo que pueden distinguirse diversas formas no satisfactorias de hacerlo:

- a) Aproximación demasiado lenta, “perezosa” o errática.
- b) No estabilizarse en el punto de consigna, haciéndolo ya sea por debajo o por encima del mismo y quedando, por tanto, una desviación permanente.
- c) Rebasamiento transitorio excesivo del valor de consigna, en la dirección opuesta a la procedencia (sobrepulso), antes de alcanzar su valor final.
- d) Restablecimiento al valor de consigna, después de excesivas oscilaciones amortiguadas en torno al mismo.

- e) Presentar una oscilación mantenida (de amplitud constante) e incluso una oscilación o trayectoria creciente en amplitud, hasta alcanzar la saturación o el deterioro de algún componente del sistema.
- f) Una combinación de algunas de las formas anteriores.

De esta manera, la recuperación debe efectuarse con la máxima rapidez, el mínimo rebasamiento, las mínimas oscilaciones y con una desviación permanente nula.

Sin embargo, los medios para lograr estos requisitos de optimización, producen resultados que están en mutuo conflicto y así, por ejemplo, todo intento para conseguir la máxima rapidez de respuesta tenderá a aumentar el rebasamiento y las oscilaciones indeseadas. Siempre será preciso llegar a una solución de compromiso.

Más aún, determinados procesos son esencialmente difíciles de controlar y aunque por optimizar pudiéramos optimizar asumir que es lograr la respuesta “menos mala”, la regulación final podría presentar unas oscilaciones o desviaciones transitorias intolerables.

Y esta es la palabra clave: oscilaciones. En la mayoría de los procesos, al fijar determinados valores de los parámetros del controlador, el sistema puede volverse más o menos inestable, esto es, mostrar un exceso de oscilaciones, ya sean mantenidas o crecientes, así como importantes rebasamientos.

Y este fenómeno aparece justamente como consecuencias del intento de conseguir una respuesta lo más rápida posible, frente a cambios de consigna o de carga, complementada con la convivencia de anular la desviación permanente. En general, los sistemas controlados reales presentan una respuesta oscilatoria (respuesta transitoria), antes de alcanzar el estado final estacionario (respuesta permanente).

Se entiende por estabilidad, de manera cualitativa, el mayor o menor grado de oscilaciones que presenta la respuesta de un sistema controlado frente a cambios de carga o de consigna (perturbaciones en general). Será tanto más estable, cuanto menos oscilaciones aparezcan (menor amplitud y menor duración).

De esta forma, en general, un sistema controlado es estable si las oscilaciones que presenta son constantes o no existen, ya que es inestable si son crecientes. Un punto de referencia cuantitativo será aquel en que se producen oscilaciones mantenidas, es decir, de amplitud constante.

Si bien se ha mencionado que las oscilaciones aparecen como consecuencia de algún cambio, un proceso muy inestable entrará en oscilación sin necesidad aparente de cambio alguno. Esto sucede porque, en la práctica, todo proceso real está constantemente sometido, cuanto menos, a ruidos y cambios de carga infinitesimales.

Una simple señal de medida, por ejemplo, contendrá algo de ruido, suficiente para iniciar la oscilación. Podemos imaginar un sistema sin ningún tipo de cambios ni de ruido; si a pesar de ser inestable, no precisa efectuar ningún tipo de corrección, podrá mantenerse en una situación de aparente estabilidad; pero al menor cambio en cualquier variable o señal interna, se iniciarán ínfimas oscilaciones que irán creciendo progresiva e indefinidamente en amplitud, hasta saturar algún componente del sistema.

De hecho, es posible simular esta situación con la computadora, debido a que todas las señales son generadas digitalmente y en este caso carecen de ruido; sin embargo, en cuanto se introduce un cambio, aunque sea pequeño, se inicia el proceso oscilatorio.

1.5.4 Criterio de estabilidad de Bode

El criterio de estabilidad de Bode indica como se puede establecer un método racional para ajustar los controladores por retroalimentación con el fin de evitar un comportamiento de

inestabilidad para la respuesta en lazo cerrado de un proceso. De esta manera se logra establecer el siguiente criterio [19]:

Si el módulo del lazo abierto a la frecuencia en la que el ángulo es de -180° es menor que la unidad (ganancia en dB negativa), el sistema será estable; si es mayor (ganancia en dB positiva), el sistema será inestable; y si es igual (ganancia 0 dB), se estaría en condición crítica (límite de estabilidad). En la Figura 1.10 se muestra gráficamente el criterio de estabilidad de Bode.

Cabe señalar que el margen de fase se define como la diferencia entre el ángulo de fase real y -180° ; y el margen de ganancia es lo que hay proporcionar al sistema para que se haga crítico, es decir, para que el módulo global en lazo abierto, valga la unidad.

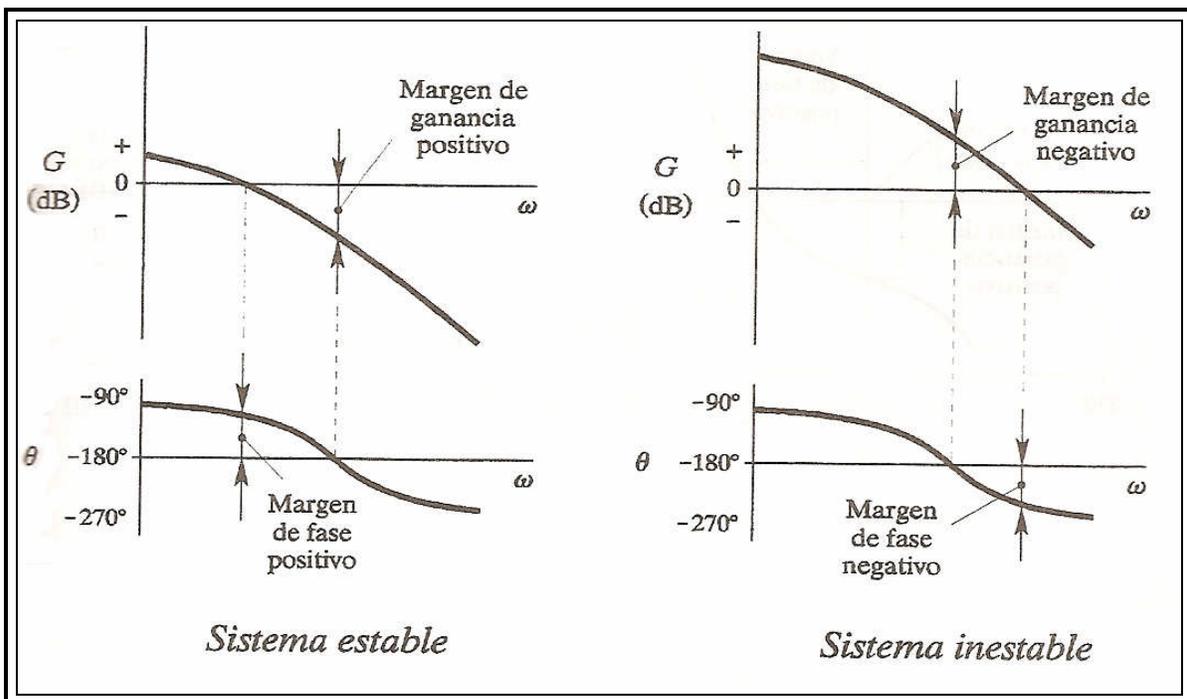


Figura 1.10 Criterio de estabilidad de Bode [19].

1.5.5 Criterio de estabilidad de Nyquist

El criterio de estabilidad de Nyquist, es un método para determinar la estabilidad de sistemas en el dominio de la frecuencia. Esto casi siempre se aplica a todos los sistemas y tipos de lazo de control [19]. De esta forma se puede establecer el siguiente criterio:

Para una correcta interpretación del criterio de estabilidad de Nyquist, es preciso conocer si es rodeado o no por el punto $[-1, 0]$ del diagrama polar, por la curva de respuesta en frecuencia en lazo abierto. En la Figura 1.11 se observa gráficamente el criterio de estabilidad de Nyquist. Por lo tanto, pueden surgir las siguientes posibilidades:

- a) Hay uno o más rodeos: El sistema es inestable.
- b) No hay ningún rodeo: El sistema es estable.

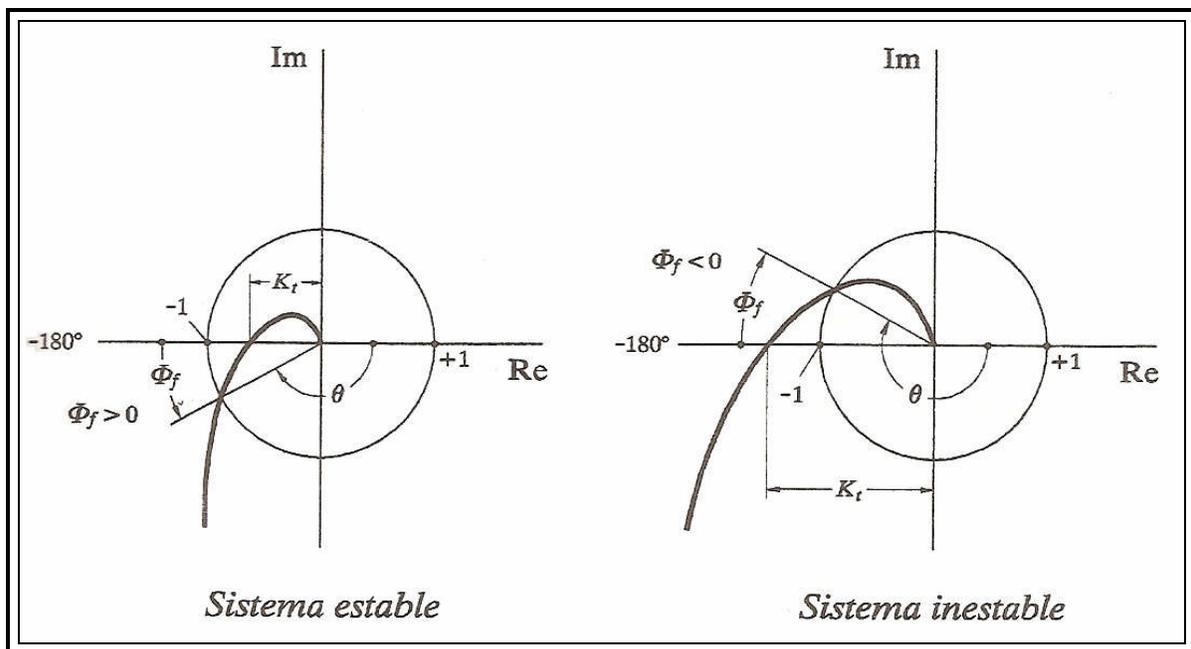


Figura 1.11 Criterio de estabilidad de Nyquist [19].

CAPÍTULO II

PARTE EXPERIMENTAL

En este proyecto de investigación se considera el caso de un reactor químico continuo tipo tanque con agitación (RCTA), en donde se lleva a cabo una reacción exotérmica irreversible de segundo orden $A + B \rightarrow \text{Productos}$. En la Figura 2.1 se observa un esquema detallado de un RCTA.

El principal motivo de la selección de este tipo de reacción es por la similitud que presenta con la reacción de alquilación de Isobutano + Propileno $\rightarrow iC_j$ donde $j = 5, 6, 7, 8, 9, 10$; y a que el intervalo de valores de temperaturas que es la variable a controlar, así como algunos otros parámetros tales como relación de reactivos, calor de reacción, se encuentran en el intervalo de la reacción de alquilación.

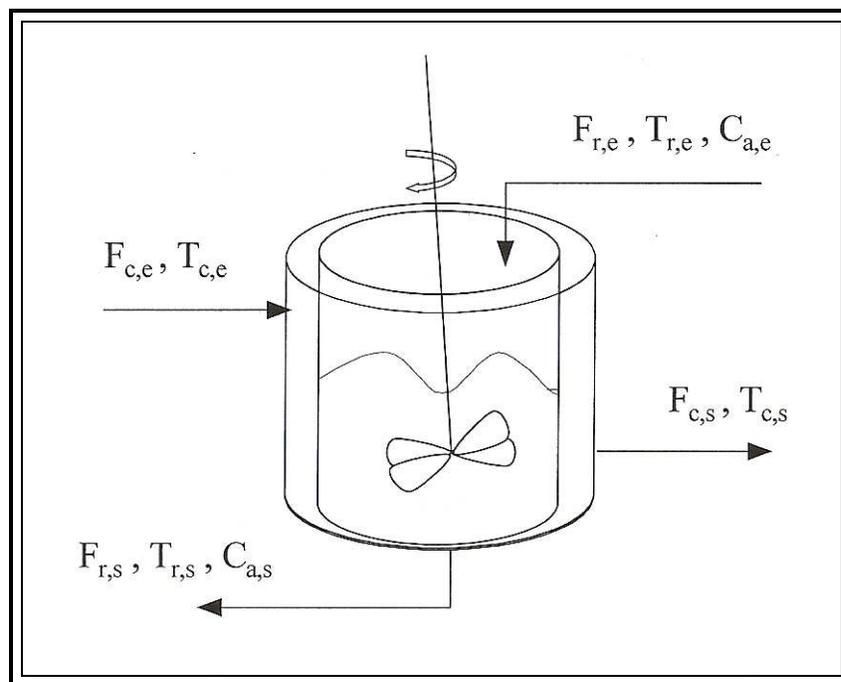


Figura 2.1 Esquema detallado de Reactor Continuo Tipo Tanque Agitado [2].

2.1 Planteamiento del modelo no lineal

Para la realización del planteamiento del modelo no lineal, cuyo objetivo es describir la dinámica de la concentración de los reactivos A y B con la temperatura del reactor, es mediante el uso de balances de materia y energía, cabe señalar que la dinámica de la chaqueta se desprecia.

Estos balances de materia y energía para poder llevarse a cabo en un proceso, primero es necesario especificar en qué consiste el sistema para el cual se realizará el balance. De tal forma que un balance de materia no es más que una contabilización de material, y de igual manera un balance de energía es una relación de energía o calor generado con el calor perdido o liberado [31].

Por tanto, los balances de materia y energía que se llevan a cabo para la obtención del modelo no lineal, siguen la siguiente forma:

- 1) Balance para especie A: En la ecuación (2.1) se muestra el balance de la especie A.

$$\text{Acumulación de especie A} = \left(\begin{array}{c} \text{Inverso de} \\ \text{Tiempo de} \\ \text{Residencia} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \text{Diferencia de} \\ \text{Conc.Ent. A} \\ \text{con Conc. A*} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Ecuación} \\ \text{Cinética} \end{array} \right) \quad (2.1)$$

* Diferencia de concentración de entrada de especie A con concentración de especie A

- 2) Balance para especie B: En la ecuación (2.2) se muestra el balance de la especie B.

$$\text{Acumulación de especie B} = \left(\begin{array}{c} \text{Inverso de} \\ \text{Tiempo de} \\ \text{Residencia} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \text{Diferencia de} \\ \text{Conc.Ent. B} \\ \text{con Conc. B*} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Ecuación} \\ \text{Cinética} \end{array} \right) \quad (2.2)$$

* Diferencia de concentración de entrada de especie B con concentración de especie B

3) Balance de energía del proceso: En la ecuación (2.3) se muestra el balance de energía del proceso.

$$\text{Acumulación dentro del sistema} = \left(\text{Inverso de Tiempo de Residencia} \right) \left(\text{Diferencia de entradas y salidas de Temperaturas} \right) + \left(\text{Generación de Calor} \right) - \left(\text{Remoción de Calor} \right) \quad (2.3)$$

Cabe señalar que la llamada ecuación cinética, se considera como la expresión del coeficiente cinético de reacción dada por Arrhenius, que se muestra en la ecuación (2.4), de esta forma se obtiene el modelo no lineal bajo las siguientes condiciones: mezclado perfecto, reacción de segundo orden, caudal de segundo orden, caudal de alimentación constante, proceso no isotérmico, propiedades constantes y parámetros conocidos.

$$R(x) = X_A X_B K_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RX_T}\right) \quad (2.4)$$

Donde:

X_A = Concentración de especie A

X_B = Concentración de especie B

K_0 = Factor de frecuencia

E_a = Energía de activación

R = Constante de los gases

X_T = Temperatura del reactor

2.2 Cálculo de estados estacionarios

A las ecuaciones obtenidas de los balances de materia y energía realizados, se les sustituye la expresión cinética de Arrhenius con la finalidad de establecer un sistema de ecuaciones algebraicas necesarias para la determinación de los estados estacionarios [32]. De esta manera, para la obtención de los estados estacionarios es necesario igualar a cero las ecuaciones algebraicas y resolver el sistema de ecuaciones originado, los resultados que se buscan son distintos valores de X_A , X_B , y X_T , que se logran obtener del sistema de ecuaciones igualado a cero.

Estos valores que se obtienen son de vital importancia ya que se usarán para la determinación de la estabilidad en forma analítica del sistema a lazo abierto, y cabe señalar que para poder llevar a cabo la resolución del sistema de ecuaciones es necesario emplear los datos que se presentan a continuación ó parámetros conocidos [32]:

$$\begin{array}{lll}
 \theta = 0.1 \text{ min}^{-1} & \alpha = 10071.5 \text{ }^\circ\text{K} & X_{Te} = 290 \text{ }^\circ\text{K} \\
 X_{Ae} = 20 \text{ gmol/l} & X_{Be} = 3 \text{ gmol/l} & \gamma = 0.0385 \text{ min}^{-1} \\
 u = 360 \text{ }^\circ\text{K} & \beta = 30.769 \text{ }^\circ\text{K-l/gmol} & K_0 = 33 \times 10^9 \text{ min}^{-1}
 \end{array}$$

2.3 Linealización

La linealización es el proceso en donde se aproximan los sistemas no lineales a los sistemas lineales. Este es un proceso ampliamente usado en el estudio de los procesos dinámicos y en los sistemas de diseño de control [22].

Con este proceso se puede tener soluciones analíticas para sistemas lineales, además de tener y comprender el comportamiento dinámico y general de un proceso, independientemente de los valores particulares de los parámetros de entrada de las variables. Todo esto no es posible realizar en sistemas no lineales, por tanto, generalmente es necesario linealizar los sistemas no lineales.

Por lo tanto, en este punto se trabajan con las ecuaciones derivadas de los balances de materia y energía, y ya que estas ecuaciones son obtenidas en una forma no lineal, es necesario aplicar el proceso de linealización a dichas ecuaciones, y la manera de hacerlo es usando la técnica llamada la expansión por series de Taylor (2.5), que es una técnica muy útil y eficaz para sistemas no lineales, que una vez linealizadas ayudarán para hacer un análisis mediante transformadas de Laplace.

$$f(x, y) = f(\bar{x}, \bar{y}) + \frac{\partial f}{\partial x}(x - \bar{x}) + \frac{\partial f}{\partial y}(y - \bar{y}) \quad (2.5)$$

La suposición básica es que la respuesta de la aproximación lineal representa la respuesta del proceso en la región cercana al punto de operación, alrededor del cual se realiza la linealización.

El manejo de las ecuaciones linealizadas se facilita en gran medida con la utilización de las variables de desviación, las cuales se obtienen una vez que se ha hecho el análisis mediante la transformada de Laplace.

2.4 Determinación de la función de transferencia y ecuación característica del proceso

Para la determinación de la función de transferencia del proceso es necesario hacer uso de las ecuaciones que se obtienen de los balances de materia y energía, que posteriormente se linealizaron y se dejaron en términos de variables de desviación.

El procedimiento a seguir para realizar esta determinación, es simplemente hacer uso de las matemáticas necesarias de sustitución de una ecuación con otra, ya que la finalidad del método y lo que se está buscando es encontrar la relación de la concentración de la especie A entre el término de remoción de calor, es decir, $X_A(s)/U(s)$.

Una vez que se determinó la función de transferencia del proceso, es necesario establecer la ecuación característica del proceso, y la manera de hacerlo es primero seguir el diagrama de bloques a lazo cerrado que se estableció para este proyecto de investigación.

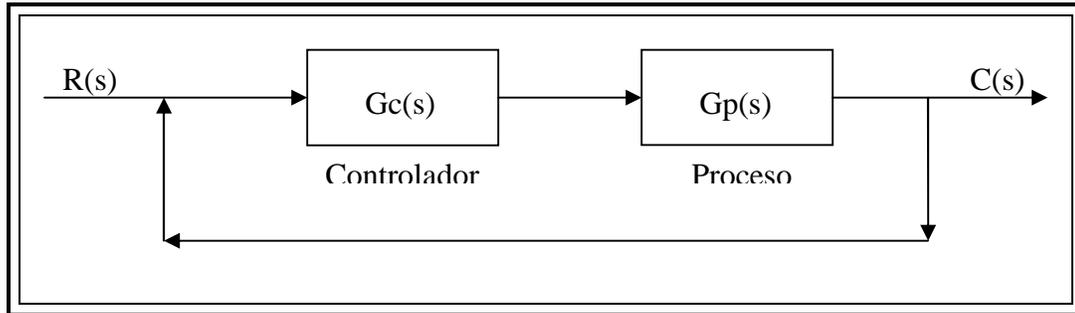


Figura 2.2 Diagrama de bloques a lazo cerrado.

Ya establecido el diagrama de bloques a lazo cerrado, como se muestra en la Figura 2.2, es preciso realizar el llamado algebra de bloques, ya que se necesita determinar la función de transferencia del lazo o circuito cerrado, y su importancia radica en que el denominador de esta función de transferencia es la ecuación característica del proceso.

En la ecuación (2.6) se muestra la representación general de la función de transferencia del lazo o circuito cerrado, y en la ecuación (2.7) se observa la ecuación característica de esta función de transferencia.

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{Gc(s)Gp(s)}{1 + Gc(s)Gp(s)} \quad (2.6)$$

$$1 + Gc(s)Gp(s) = 0 \quad (2.7)$$

2.5 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios

Para poder llevar a cabo la determinación de la estabilidad de los estados estacionarios, es necesario hacer una tabulación de cada uno de los estados estacionarios encontrados, que serán

representados como coordenadas de concentración de la especie A con temperatura del reactor, también se incluyen los parámetros utilizados para encontrar la función de transferencia específica para cada caso y los polos calculados.

Cabe señalar que cada punto de equilibrio o estado estacionario se analiza mediante raíces de la ecuación característica que se obtiene cuando el denominador de la función de transferencia se iguala a cero. Estas raíces también se denominan polos; polos con signo negativo indican que el sistema es estable y los polos con signo positivo muestran que el sistema es inestable.

2.6 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios por medio de la técnica de respuesta en frecuencia

En la determinación de la estabilidad de los estados estacionarios o puntos de equilibrio por medio de la técnica de respuesta en frecuencia se requieren las diferentes funciones de transferencia que se obtuvieron de cada uno de los estados estacionarios encontrados, ya que estos serán los datos necesarios para emplear la técnica de respuesta en frecuencia por medio del uso del programa Matlab.

Cabe señalar que Matlab es el nombre abreviado de “Matrix Laboratory”. Matlab es un programa de cómputo para realizar cálculos numéricos con vectores y matrices. Como caso particular, puede también trabajar con números escalares, tanto reales como complejos.

Una de las capacidades más atractivas es la de realizar una amplia variedad de gráficos en dos y tres dimensiones. Matlab tiene también un lenguaje de programación propio y dispone de un código básico y de varias librerías especializadas (toolboxes por su término en inglés) [33].

Dentro de los códigos básicos con los que cuenta el Matlab se encuentran unos muy importantes para la obtención de los diagramas de Bode y Nyquist, característicos de la respuesta en frecuencia. Estos códigos ayudan en gran medida, ya que de manera eficiente se

obtienen gráficos que representan el comportamiento del proceso en términos de respuesta en frecuencia y se puede dar una buena interpretación de su comportamiento.

En la ecuación (2.8) se muestra el código o lenguaje de programación que se emplea en Matlab para la obtención de un diagrama de Nyquist y en la ecuación (2.9) se observa la forma de obtener un diagrama de Bode.

$$\text{nyquist}(\text{tf}(\text{num},\text{den})); \quad (2.8)$$

$$\text{bode}(\text{tf}(\text{num},\text{den})); \quad (2.9)$$

Donde:

tf = Función de transferencia

num = Numerador de la función de transferencia

den = Denominador de la función de transferencia

2.7 Determinación de Kc del controlador PI

Para la determinación de la ganancia (Kc) del controlador tipo PI es necesario emplear la ecuación característica del proceso, que una vez desarrollada esta ecuación solo se trabajará con el numerador de dicha ecuación. Esto es debido a que se sigue el método de sustitución directa como la técnica de resolución.

Cabe señalar que la función de transferencia del controlador que se emplea, es la ecuación general de los controladores tipo PI, como se muestra en la ecuación (2.10).

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \quad (2.10)$$

Donde:

K_c = Ganancia del controlador

τ_i = Tiempo de integración

Esta técnica de resolución consiste principalmente como ya se mencionó, en trabajar con el numerador de la ecuación característica del proceso, el numerador se agrupa en términos numéricos y en términos que contengan s , s^2 , s^3 , etc.

Una vez agrupado se sustituyen los términos de “ s ” por “ iw ”, para posteriormente aplicar la regla de los números imaginarios, ya que posteriormente es necesario separar este numerador en dos partes, una en parte imaginaria y otra en parte real.

Ya que se encuentra dividido en ambas partes, de la parte real se determinará la frecuencia (w) que luego se sustituye en la parte imaginaria para poder obtener el valor de la ganancia (K_{cu}) del controlador tipo PI.

Posteriormente, se hace uso de la técnica de asentamiento de un cuarto o también llamada de Ziegler – Nichols, se emplea esta técnica para determinar la ganancia última (K_c) del controlador PI así como para determinar su tiempo de integración (τ_i).

En la ecuación (2.11) se presenta la formula para determinar la ganancia del controlador y en la ecuación (2.12) la manera de determinar el tiempo de integración y la ecuación (2.13) el tiempo último de integración.

$$K_c = \frac{K_{cu}}{2.2} \quad (2.11)$$

Donde:

K_c = Ganancia del controlador

K_{cu} = Ganancia última del controlador

$$\tau_i = \frac{T_u}{1.2} \quad (2.12)$$

y

$$T_u = \frac{2\pi}{w} \quad (2.13)$$

Donde:

τ_i = Tiempo de integración

T_u = Tiempo último de integración

w = Frecuencia

2.8 Simulación del proceso

Entre las múltiples librerías especializadas con las que cuenta el Matlab, se encuentra una aplicación llamada Simulink que es muy importante y muy útil para la simulación de los sistemas o procesos, ya que maneja un ambiente de trabajo sencillo y práctico, donde se establece el diagrama de bloques que representa el sistema o proceso, además de tener la posibilidad de ver e interpretar el comportamiento del sistema por medio de un gráfico.

Cabe señalar que Matlab es un gran programa de cálculo científico y técnico. Generalmente es muy rápido, ya que ejecuta sus funciones en los códigos adecuados que le permitan aprovechar sus capacidades de vectorización.

Debido a esto y muchas otras razones, al programa Matlab se le considera una magnífica herramienta de alto nivel para desarrollar aplicaciones técnicas, fácil de usar y que aumenta la productividad de los usuarios de este programa respecto a otros entornos de desarrollo. De esta manera y por medio de este programa, se evaluará el funcionamiento del controlador que se formuló para los estados estacionarios inestables que pudiera presentar el sistema, así como también se empleará para observar el comportamiento del controlador ante variaciones a las que será sometido.

CAPÍTULO III

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Planteamiento del modelo no lineal

Se considera una reacción $A + B \rightarrow \text{Productos}$

Se realizan los balances de materia y energía establecidos en las ecuaciones (2.1) y (2.2) para obtener de esta manera los modelos no lineales de las concentraciones de las especies A y B, mostrados en las ecuaciones (3.1) y (3.2), respectivamente.

$$\dot{X}_{1,1} = \theta(X_{1,1e} - X_{1,1}) - R(x) \quad (3.1)$$

$$\dot{X}_{1,2} = \theta(X_{1,2e} - X_{1,2}) - R(x) \quad (3.2)$$

Donde:

$\dot{X}_{1,1}$ = Término de acumulación de especie A

$\dot{X}_{1,2}$ = Término de acumulación de especie B

$X_{1,1e}$ = Concentración de especie A en la alimentación

$X_{1,2e}$ = Concentración de especie B en la alimentación

$X_{1,1}$ = Concentración de especie A

$X_{1,2}$ = Concentración de especie B

$R(x)$ = Ecuación cinética de Arrhenius

X_2 = Temperatura del reactor

θ = Inverso del tiempo de residencia

De igual manera, se realiza el balance de materia y energía mencionado en la ecuación (2.3) para obtener el modelo no lineal de la temperatura del reactor, ilustrado en la ecuación (3.3).

$$\dot{X}_2 = \theta(X_{2e} - X_2) + \beta R(x) - \gamma(X_2 - U) \quad (3.3)$$

Donde:

\dot{X}_2 = Término de acumulación de la temperatura del reactor

X_{2e} = Temperatura del reactor en la alimentación

X_2 = Temperatura del reactor

θ = Inverso del tiempo de residencia

β = Término asociado a la generación de calor

γ, U = Términos asociados a la remoción de calor

$R(x)$ = Ecuación cinética de Arrhenius

Y en ambos balances de materia y energía la ecuación cinética de Arrhenius equivale a:

$$R(x) = X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.4)$$

Donde:

K_o = Factor de frecuencia

R = Constante de los gases

Ea = Energía de activación

$X_{1,1}$ = Concentración de especie A

$X_{1,2}$ = Concentración de especie B

X_2 = Temperatura del reactor

3.2 Cálculo de los estados estacionarios

Para encontrar los estados estacionarios se igualan a cero las ecuaciones (3.1), (3.2) y (3.3) que son obtenidas de los balances de materia y energía, también se sustituye la ecuación cinética de Arrhenius (3.4) en cada una de estas ecuaciones, por lo tanto se tiene:

$$\theta(X_{1,1e} - X_{1,1}) - X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) = 0 \quad (3.5)$$

$$\theta(X_{1,2e} - X_{1,2}) - X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) = 0 \quad (3.6)$$

$$\theta(X_{2e} - X_2) + \beta \left[X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \right] - \gamma(X_2 - U) = 0 \quad (3.7)$$

Se igualan las ecuaciones (3.5) y (3.6) para encontrar $X_{1,1}$

$$\theta(X_{1,1e} - X_{1,1}) = X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right)$$

$$\theta(X_{1,2e} - X_{1,2}) = X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right)$$

Por lo tanto:

$$\theta(X_{1,1e} - X_{1,1}) = \theta(X_{1,2e} - X_{1,2})$$

Despejando $X_{1,1}$ se tiene:

$$X_{1,1} = X_{1,1e} - X_{1,2e} + X_{1,2} \quad (3.8)$$

Posteriormente, se sustituye la ecuación (3.8) en (3.9) y se tiene:

$$\theta(X_{2e} - X_2) + \beta \left[(X_{1,1e} - X_{1,2e} + X_{1,2})X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \right] - \gamma(X_2 - U) = 0 \quad (3.9)$$

Sustituyendo los siguientes datos en la ecuación (3.9):

$$\begin{array}{lll} \theta = 0.1 \text{ min}^{-1} & \alpha = 10071.5 \text{ K} & X_{2e} = 290 \text{ K} \\ X_{1,1e} = 20 \text{ gmol/l} & X_{1,2e} = 3 \text{ gmol/l} & \gamma = 0.0385 \text{ min}^{-1} \\ U = 360 \text{ K} & \beta = 30.769 \text{ K-l/gmol} & K_0 = 33 \times 10^9 \text{ min}^{-1} \end{array}$$

y considerando que: $\alpha = \frac{Ea}{R}$

Se tiene la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} &0.1 \text{ min}^{-1} (290K - X_2) \\ &+ 30.769 \frac{K-l}{\text{gmol}} \left[\left(17 \frac{\text{gmol}}{l} + X_{1,2} \right) (X_{1,2}) (33 \times 10^9 \text{ min}^{-1}) \exp \left(\frac{-10071.5K}{X_2} \right) \right] \\ &- 0.0385 \text{ min}^{-1} (X_2 - 360K) = 0 \end{aligned} \quad (3.10)$$

Una vez que se sustituyeron los valores en la ecuación (3.10), se prosigue a trabajar con esta ecuación dando diversos intervalos de valores de concentración y temperatura hasta que la ecuación encuentre diversos valores de $X_{1,1}$, $X_{1,2}$, X_2 , que serán los estados estacionarios que presenta el sistema.

Los estados estacionarios que presenta el sistema se muestran en la Tabla 3.1 y son los siguientes:

Tabla 3.1 Estados estacionarios que presenta el sistema

$X_{1,1}$	$X_{1,2}$	X_2
19.7	2.7	314.3
18.6	1.6	340.1
17.3	0.3	367.5

Como se muestra en la Tabla 3.1, se puede notar que el sistema o proceso presenta tres estados estacionarios en diversos puntos de $X_{1,1}$, $X_{1,2}$, X_2 .

3.3 Linealización

Una vez determinados los estados estacionarios que presenta el sistema, es necesario volver a trabajar con las ecuaciones (3.1), (3.2) y (3.3) que son las que se originan de los balances de materia y energía, esto es con la finalidad de encontrar la estabilidad de los estados estacionarios determinados.

Y la manera de realizarlo es por medio de la linealización, usando la técnica de expansión por series de Taylor, luego se dejan en términos de desviación para posteriormente hacer un análisis mediante transformadas de Laplace.

Partiendo de las ecuaciones (3.1), (3.2) y (3.3) y aplicando la técnica de expansión por series de Taylor, que consiste en usar derivadas parciales, por lo tanto, se derivará parcialmente el término de acumulación de cada ecuación con cada una de las variables que representen las concentraciones de las especies A y B, así como con la temperatura del reactor y así sucesivamente hasta encontrar unas ecuaciones que determinarán la estabilidad del sistema.

Se comienza con la linealización de $X_{1,1}$

$$\dot{X}_{1,1} = \theta(X_{1,1e} - X_{1,1}) - X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right)$$

$$\frac{\partial f_1(x)}{\partial X_{1,1}} = -\theta - X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.11)$$

$$\frac{\partial f_1(x)}{\partial X_{1,2}} = -X_{1,1}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial f_1(x)}{\partial X_2} = -\frac{X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right)Ea}{RX_2^2} \quad (3.13)$$

Se aplica y sustituyen las ecuaciones (3.11), (3.12) y (3.13) en la ecuación de la técnica de expansión por series de Taylor y considerando que $\alpha = \frac{Ea}{R}$.

$$f(x, y) = f(\bar{x}, \bar{y}) + \frac{\partial f}{\partial x}(x - \bar{x}) + \frac{\partial f}{\partial y}(y - \bar{y})$$

$$F = \left[-\theta - X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \right] X_{1,1} + \left[-X_{1,1}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \right] X_{1,2} + \left[-\frac{X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)\alpha}{X_2^2} \right] X_2 \quad (3.14)$$

De la ecuación (3.14) se determinan los siguientes parámetros:

$$b_1 = -\theta - X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_2 = -X_{1,1}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_3 = -\frac{X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)\alpha}{X_2^2}$$

Se simplifica la ecuación (3.14) y se pone en términos de variables de desviación, quedando de la siguiente manera:

$$F = b_1 X_{1,1} + b_2 X_{1,2} + b_3 X_2 \quad (3.15)$$

Se continúa con la linealización de $X_{1,2}$

$$\dot{X}_{1,2} = \theta(X_{1,2e} - X_{1,2}) - \left[X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \right]$$

$$\frac{\partial f_2(x)}{\partial X_{1,1}} = -X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.16)$$

$$\frac{\partial f_2(x)}{\partial X_{1,2}} = -\theta - X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.17)$$

$$\frac{\partial f_2(x)}{\partial X_2} = -\frac{X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) Ea}{X_2^2 R} \quad (3.18)$$

Se aplica y sustituyen las ecuaciones (3.16), (3.17) y (3.18) en la ecuación de la técnica de expansión por series de Taylor y considerando que $\alpha = \frac{Ea}{R}$.

$$F = \left[-X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \right] X_{1,1} + \left[-\theta - X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \right] X_{1,2} + \left[-\frac{X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \alpha}{X_2^2} \right] X_2 \quad (3.19)$$

De la ecuación (3.19) se determinan los siguientes parámetros:

$$b_4 = -X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_5 = -\theta - X_{1,1}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_6 = -\frac{X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)\alpha}{X_2^2}$$

Se simplifica la ecuación (3.19) y se pone en términos de desviación, quedando de la siguiente manera:

$$F = b_4X_{1,1} + b_5X_{1,2} + b_6X_2 \quad (3.20)$$

Y se continúa con la linealización de X_2

$$\dot{X}_2 = \theta(X_{2e} - \theta X_2) + \beta \left[X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \right] - \gamma X_2 + \gamma U$$

$$\frac{\partial f_3(x)}{\partial X_{1,1}} = \beta X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.21)$$

$$\frac{\partial f_3(x)}{\partial X_{1,2}} = \beta X_{1,1}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right) \quad (3.22)$$

$$\frac{\partial f_3(x)}{\partial X_2} = -\theta + \frac{\beta X_{1,1}X_{1,2}K_o \exp\left(\frac{-Ea}{RX_2}\right)Ea}{RX_2^2} - \gamma \quad (3.23)$$

$$\frac{\partial f_3(x)}{\partial U} = \gamma \quad (3.24)$$

Se aplica y sustituyen las ecuaciones (3.21), (3.22), (3.23) y (3.24) en la ecuación de la técnica de expansión por series de Taylor y considerando que $\alpha = \frac{Ea}{R}$.

$$F = \left[\beta X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \right] X_{1,1} + \left[\beta X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \right] X_{1,2} + \left[-\theta - \gamma + \frac{\beta X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \alpha}{X_2^2} \right] X_2 + [\gamma] U \quad (3.25)$$

De la ecuación (3.25) se determinan los siguientes parámetros:

$$b_7 = \beta X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_8 = \beta X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_9 = -\theta - \gamma + \frac{\beta X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \alpha}{X_2^2}$$

$$b_{10} = \gamma$$

Se simplifica la ecuación (3.25) y se pone en términos de desviación, quedando de la siguiente manera:

$$F = b_7 X_{1,1} + b_8 X_{1,2} + b_9 X_2 + b_{10} U \quad (3.26)$$

Ya que se linealizaron las ecuaciones y se dejaron en términos de variables de desviación, el paso a seguir es poner estas ecuaciones en términos de “s” usando las transformadas de Laplace.

$$F = b_1 X_{1,1} + b_2 X_{1,2} + b_3 X_2$$

$$(s - b_1) X_{1,1}(s) = b_2 X_{1,2}(s) + b_3 X_2(s) \quad (3.27)$$

$$F = b_4 X_{1,1} + b_5 X_{1,2} + b_6 X_2$$

$$(s - b_5) X_{1,2}(s) = b_4 X_{1,1}(s) + b_6 X_2(s) \quad (3.28)$$

$$F = b_7 X_{1,1} + b_8 X_{1,2} + b_9 X_2 + b_{10} U$$

$$(s - b_9) X_2(s) = b_7 X_{1,1}(s) + b_8 X_{1,2}(s) + b_{10} U(s) \quad (3.29)$$

3.4 Determinación de la función de transferencia y ecuación característica del proceso

Se comienza a trabajar con las ecuaciones (3.27) y (3.28), iniciando así la deducción de la función de transferencia del proceso.

$$(s - b_1) X_{1,1}(s) = b_2 X_{1,2}(s) + b_3 X_2(s) \quad (3.27)$$

$$(s - b_5) X_{1,2}(s) = b_4 X_{1,1}(s) + b_6 X_2(s) \quad (3.28)$$

$$\frac{(s - b_1) X_{1,1}(s) - b_3 X_2(s)}{b_2} = X_{1,2}(s)$$

$$\frac{b_4 X_{1,1}(s) - b_6 X_2(s)}{(s - b_5)} = X_{1,2}(s)$$

$$(s - b_1) X_{1,1}(s) - b_3 X_2(s) = \frac{b_2 b_4 X_{1,1}(s) - b_2 b_6 X_2(s)}{(s - b_5)}$$

Igualadas ambas ecuaciones se despeja el término de $X_2(s)$, por tanto, dando acomodo a la ecuación se tiene que:

$$X_2(s)[b_3(s-b_5)+b_2b_6] = -b_2b_4X_{1,1}(s) + (s-b_5)(s-b_1)X_{1,1}(s)$$

Despejando $X_2(s)$:

$$X_2(s) = \frac{(s-b_5)(s-b_1)X_{1,1}(s) - b_2b_4X_{1,1}(s)}{b_3(s-b_5) + b_2b_6} \quad (3.30)$$

Sustituyendo la ecuación (3.30) en la ecuación (3.29) y despejando el término $U(s)$, se tiene que:

$$U(s) = \left\{ (s-b_9) \left[\frac{(s-b_5)(s-b_1)X_{1,1}(s) - b_2b_4X_{1,1}(s)}{b_3(s-b_5) + b_2b_6} \right] - b_7X_{1,1}(s) \right\} \frac{1}{b_{10}}$$

$$U(s) = \left[\frac{(s-b_9)(s-b_5)(s-b_1)X_{1,1}(s) - (s-b_9)b_2b_4X_{1,1}(s)}{b_3(s-b_5) + b_2b_6} - b_7X_{1,1}(s) \right] \frac{1}{b_{10}}$$

Factorizando y despejando el término de $X_{1,1}(s)$:

$$U(s) = X_{1,1}(s) \left[\frac{(s-b_9)(s-b_5)(s-b_1) - (s-b_9)b_2b_4 - b_3b_7(s-b_5) - b_2b_6b_7}{[b_3(s-b_5) + b_2b_6]b_{10}} \right]$$

$$\frac{X_{1,1}(s)}{U(s)} = \frac{[b_{10}b_3(s-b_5) + b_{10}b_2b_6]}{[(s-b_9)(s-b_5)(s-b_1) - (s-b_9)b_2b_4 - b_3b_7(s-b_5) - b_2b_6b_7]}$$

Se desarrollan los términos que se encuentran dentro de la ecuación, posteriormente se agrupan en términos de s^3 , s^2 , s .

$$\frac{X_{1,1}(s)}{U(s)} = \frac{b_{10}b_3s - (b_{10}b_3b_5 - b_{10}b_2b_6)}{s^3 - (b_9 + b_5 + b_1)s^2 + (b_9b_5 + b_1b_9 + b_1b_5 - b_2b_4 - b_3b_7)s - (b_1b_9b_5 - b_2b_4b_9 - b_3b_7b_5 + b_2b_6b_7)} \quad (3.31)$$

Después, para simplificar la ecuación se establecen los siguientes términos, obtenidos de la ecuación (3.31):

$$\begin{aligned} a_1 &= b_{10}b_3 \\ a_2 &= b_{10}b_3b_5 - b_{10}b_2b_6 \\ a_3 &= b_9 + b_5 + b_1 \\ a_4 &= b_9b_5 + b_1b_9 + b_1b_5 - b_2b_4 - b_3b_7 \\ a_5 &= b_1b_9b_5 - b_2b_4b_9 - b_3b_7b_5 + b_2b_6b_7 \end{aligned}$$

De esta manera, se obtiene la función de transferencia del proceso, quedando de la siguiente forma:

$$\frac{X_{1,1}(s)}{U(s)} = \frac{a_1s - a_2}{s^3 - a_3s^2 + a_4s - a_5}$$

si: $\frac{X_{1,1}(s)}{U(s)} = Gp(s)$, por lo tanto, se tiene que la función de transferencia del proceso es:

$$Gp(s) = \frac{a_1s - a_2}{s^3 - a_3s^2 + a_4s - a_5} \quad (3.32)$$

Para llevar a cabo la determinación de la ecuación característica del proceso, es necesario hacer uso del diagrama de bloques para el sistema a lazo cerrado mostrado en la Figura 2.2, y por medio del álgebra de bloques, se puede llegar a la determinación de esta ecuación característica.

Se utiliza la función de transferencia de un controlador tipo PI, función de transferencia del proceso y la ecuación característica, mostradas en las ecuaciones (2.10), (3.32), (2.7) respectivamente, teniendo lo siguiente:

$$Gc(s) = Kc \left(1 + \frac{1}{\tau is} \right) \quad (2.10)$$

$$Gp(s) = \frac{a_1 s - a_2}{s^3 - a_3 s^2 + a_4 s - a_5} \quad (3.32)$$

$$1 + Gc(s)Gp(s) = 0 \quad (2.7)$$

$$1 + Gc(s)Gp(s) = 0$$

$$1 + \left[Kc \left(1 + \frac{1}{\tau is} \right) \right] \left[\frac{a_1 s - a_2}{s^3 - a_3 s^2 + a_4 s - a_5} \right] = 0$$

$$\frac{\tau is^4 - \tau ia_3 s^3 + \tau ia_4 s^2 - \tau isa_5 + Kc \tau ia_1 s^2 - Kc \tau isa_2 + Kca_1 s - Kca_2}{\tau is^4 - \tau ia_3 s^3 + \tau ia_4 s^2 - \tau isa_5} = 0$$

Se agrupa la ecuación en términos de “s” y se acomoda la ecuación, obteniendo de esta manera la ecuación característica del proceso, que se utilizará, específicamente el numerador de esta ecuación, ya que es necesario para la obtención de la ganancia Kc del controlador.

Por lo tanto, la ecuación característica del proceso es:

$$\frac{(\tau i)s^4 - (\tau ia_3)s^3 + (\tau ia_4 + Kc \tau ia_1)s^2 + (Kca_1 - \tau ia_5 - Kc \tau ia_2)s - Kca_2}{\tau is^4 - \tau ia_3 s^3 + \tau ia_4 s^2 - \tau isa_5} = 0 \quad (3.33)$$

3.5 Determinación de la estabilidad de los estados estacionarios

Para realizar la determinación de la estabilidad del sistema es necesario hacer uso de los estados estacionarios encontrados y de los parámetros establecidos, mencionándolos a continuación:

$$\begin{array}{lll}
 \theta = 0.1 \text{ min}^{-1} & \alpha = 10071.5 \text{ K} & X_{2e} = 290 \text{ K} \\
 X_{1,1e} = 20 \text{ gmol/l} & X_{1,2e} = 3 \text{ gmol/l} & \gamma = 0.0385 \text{ min}^{-1} \\
 U = 360 \text{ K} & \beta = 30.769 \text{ K-l/gmol} & K_0 = 33 \times 10^9 \text{ min}^{-1}
 \end{array}$$

$$b_1 = -\theta - X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_4 = -X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_2 = -X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_5 = -\theta - X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$b_3 = -\frac{X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \alpha}{X_2^2}$$

$$b_6 = -\frac{X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \alpha}{X_2^2}$$

$$b_7 = \beta X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$a_1 = b_{10} b_3$$

$$b_8 = \beta X_{1,1} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right)$$

$$a_2 = b_{10} b_3 b_5 - b_{10} b_2 b_6$$

$$b_9 = -\theta - \gamma + \frac{\beta X_{1,1} X_{1,2} K_o \exp\left(\frac{-\alpha}{X_2}\right) \alpha}{X_2^2}$$

$$a_3 = b_9 + b_5 + b_1$$

$$a_4 = b_9 b_5 + b_1 b_9 + b_1 b_5 - b_2 b_4 - b_3 b_7$$

$$a_5 = b_1 b_9 b_5 - b_2 b_4 b_9 - b_3 b_7 b_5 + b_2 b_6 b_7$$

$$b_{10} = \gamma$$

Esta información es calculada y tabulada, para que la información que se obtenga ayude a determinar la estabilidad del sistema, esta información se muestra en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2 Información de a: Estados estacionarios, b – e: Parámetros

$X_{1,1}$	$X_{1,2}$	X_2
19.7	2.7	314.3
18.6	1.6	340.1
17.3	0.3	367.5

a)

b_1	b_2	b_3
-0.101	-0.007	-0.002
-0.107	-0.085	-0.012
-0.115	-0.721	-0.019

b)

b_4	b_5	b_6
-0.0011	-0.1079	-0.0022
-0.0074	-0.1851	-0.0120
-0.0150	-0.821	-0.0194

c)

b_7	b_8	b_9
0.0344	0.2452	-0.0690
0.2284	2.6209	0.2316
0.4627	22.1857	0.4612

d)

a_1	a_2	a_3	a_4	a_5
-0.0120	0.00120	-0.0609	-0.0457	0.0041
0.0022	0.00022	-0.2781	0.0254	-0.0007
-0.0194	0.00194	-0.4748	0.3391	-0.0376

e)

Una vez determinados los estados estacionarios y los parámetros, se sustituyen en la función de transferencia del proceso que ya se ha determinado, donde se calculan las raíces de esta función de transferencia, con la finalidad de encontrar los valores de los polos con los que cuenta el proceso y de esta manera determinar la estabilidad del sistema. Los polos calculados se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Polos calculados

$X_{1,1}$	$X_{1,2}$	X_2	s_1	s_2	s_3
19.7	2.7	314.3	-0.07	-0.11	-0.09
18.6	1.6	340.1	0.22	-0.18	-0.1
17.3	0.3	367.5	-0.12	-0.17	-0.17

Al analizar los resultados de la Tabla 3.3 que representan los polos o raíces de la función de transferencia, se puede observar que los estados estacionarios de $X_{1,1} = 19.7$ gmol/l, $X_{1,2} = 2.7$ gmol/l, $X_2 = 314.3$ K y $X_{1,1} = 17.3$ gmol/l, $X_{1,2} = 0.3$ gmol/l, $X_2 = 367.5$ K presentan raíces negativas y que el estado estacionario de $X_{1,1} = 18.6$ gmol/l, $X_{1,2} = 1.6$ gmol/l, $X_2 = 340.1$ K presenta parte real positiva.

De esta manera, se puede determinar que los estados estacionarios que presentan polos o raíces negativas muestran que el sistema es estable y que el estado estacionario que presenta raíces o polos positivos, muestra que es inestable el sistema. Por lo tanto, se determina que el sistema presenta dos estados estables y uno inestable, en las coordenadas antes mencionadas.

3.6 Determinación de la estabilidad de los estados Estacionarios por medio de la técnica de respuesta en frecuencia

Una vez que se determinó la estabilidad y la inestabilidad de los estados estacionarios, es importante corroborar estos resultados con métodos gráficos y una manera muy práctica y confiable es por medio de la técnica de respuesta en frecuencia y se obtuvieron los siguientes resultados:

En la Figura 3.1 se muestra el diagrama de Bode y en la Figura 3.2 se observa el diagrama de Nyquist del estado estacionario inestable $X_{1,1} = 18.6$ gmol/l, $X_{1,2} = 1.6$ gmol/l, $X_2 = 340.1$ K.

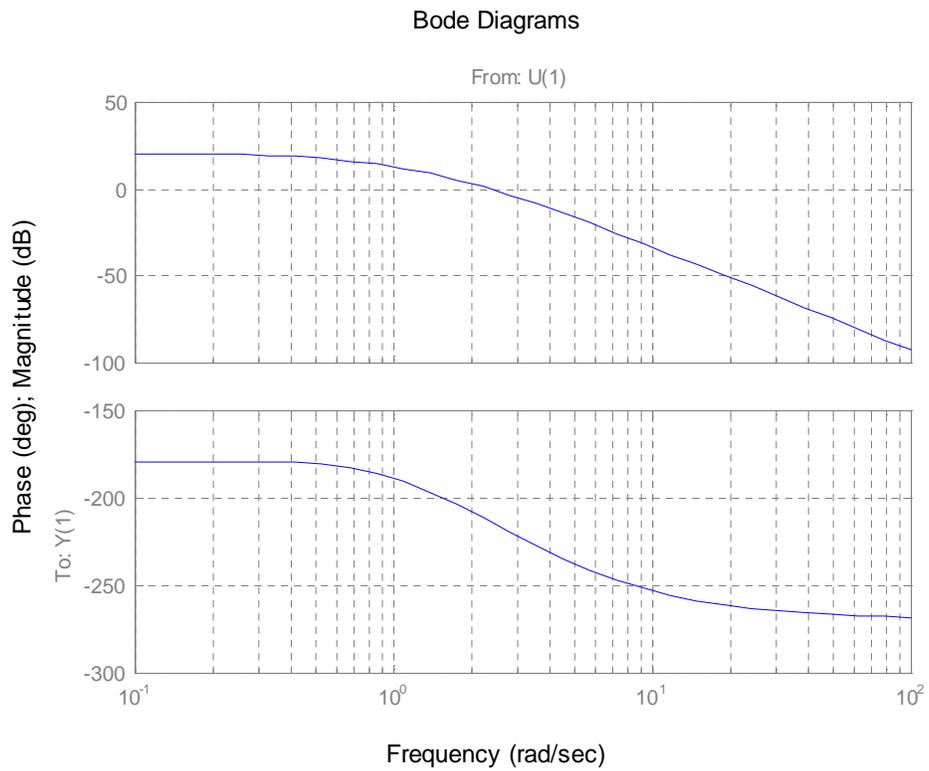


Figura 3.1 Diagrama de Bode para punto inestable (18.6, 1.6, 340.1)

Al analizar el diagrama de Bode que presenta el punto inestable $X_{1,1} = 18.6$ gmol/l, $X_{1,2} = 1.6$ gmol/l, $X_2 = 340.1$ K, se puede comprobar que cumple con el criterio de estabilidad de los diagramas de Bode, donde se menciona que para que un sistema sea inestable, se deberán tener valores positivos de ganancia a un ángulo de fase de -180° , y por lo tanto al cumplir con este criterio, se determina que este estado estacionario es inestable.

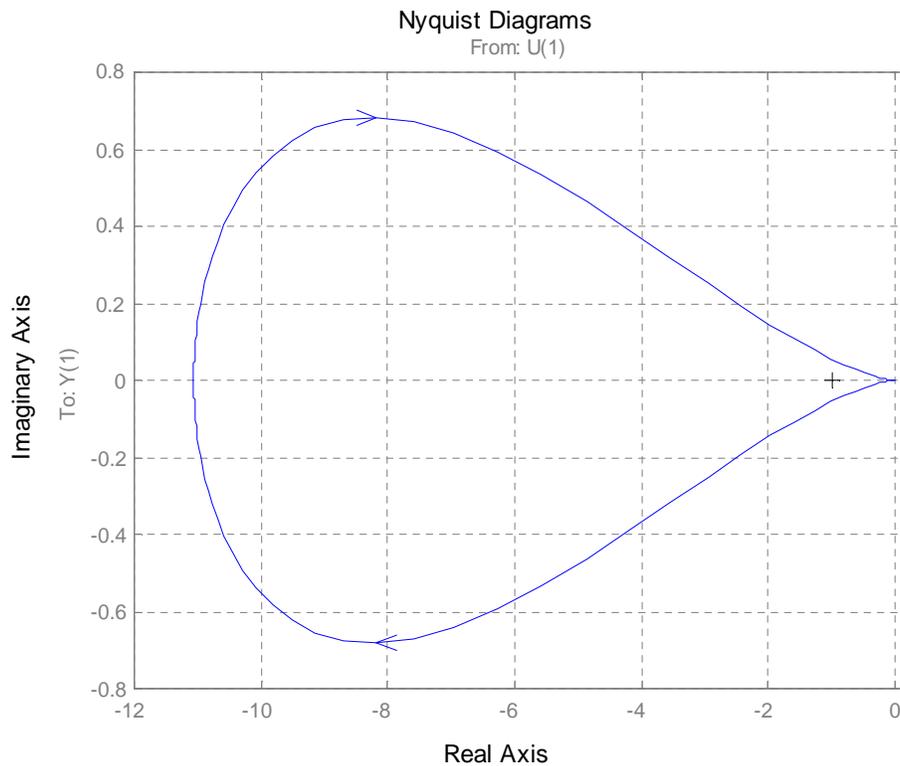


Figura 3.2 Diagrama de Nyquist para punto inestable (18.6, 1.6, 340.1)

Al examinar el diagrama de Nyquist que presenta el punto inestable $X_{1,1} = 18.6$ gmol/l, $X_{1,2} = 1.6$ gmol/l, $X_2 = 340.1$ K, se puede comprobar que cumple con el criterio de estabilidad de los diagramas de Nyquist, donde se menciona que para que un sistema sea inestable, el punto o coordenada $(-1, 0)$ deberá estar rodeado o dentro de la gráfica y por lo tanto al cumplir con este criterio, se determina que este estado estacionario es inestable.

En la Figura 3.3 se muestra el diagrama de Bode y en la Figura 3.4 se observa el diagrama de Nyquist del estado estacionario estable $X_{1,1} = 19.7$ gmol/l, $X_{1,2} = 2.7$ gmol/l, $X_2 = 314.3$ K.

De igual manera en la Figura 3.5 se muestra el diagrama de Bode y en la Figura 3.6 se observa el diagrama de Nyquist del estado estacionario estable $X_{1,1} = 17.3$ gmol/l, $X_{1,2} = 0.3$ gmol/l, $X_2 = 367.5$ K.

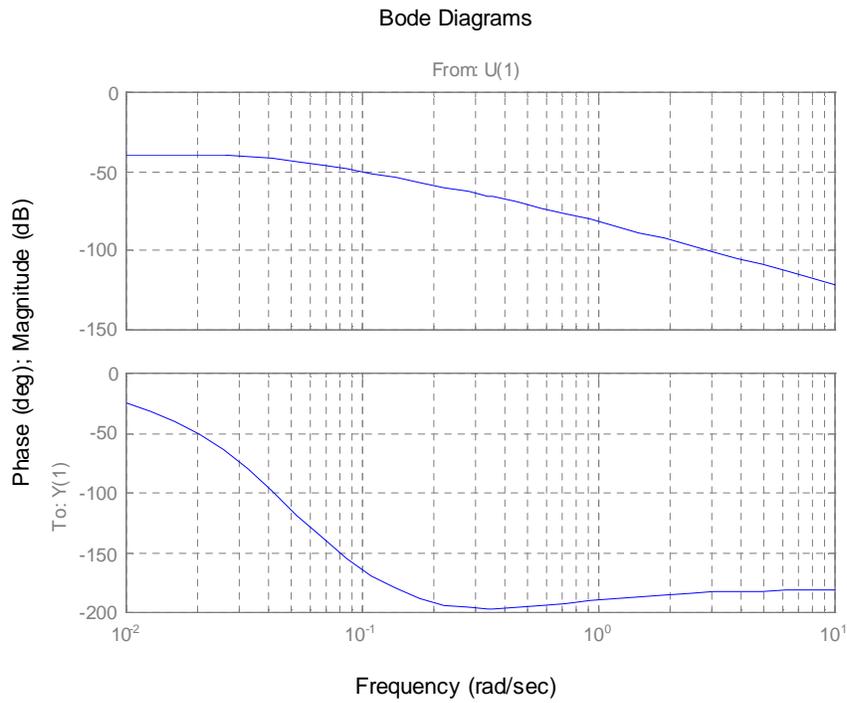


Figura 3.3 Diagrama de Bode para punto estable (19.7, 2.7, 314.3)

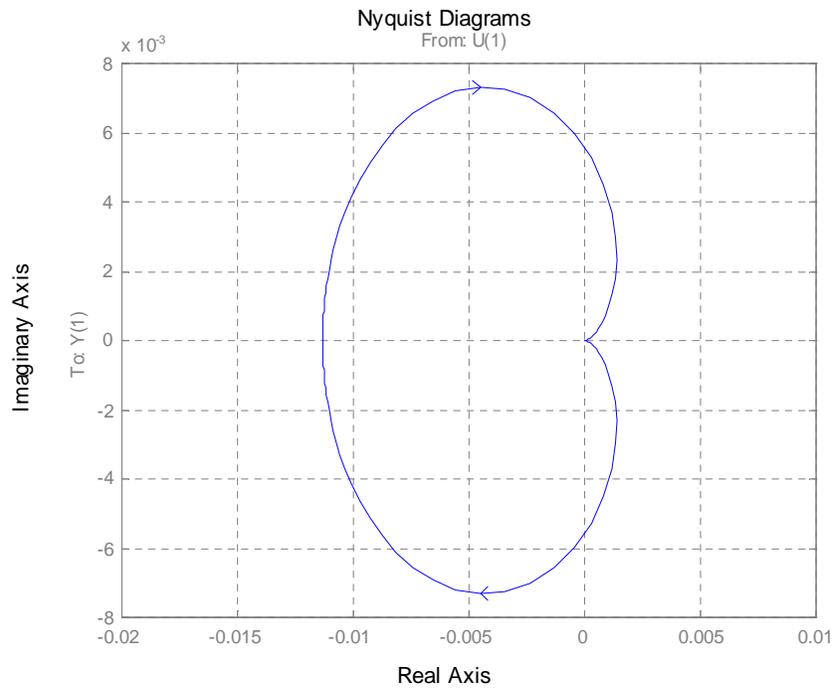


Figura 3.4 Diagrama de Nyquist para punto estable (19.7, 2.7, 314.3)

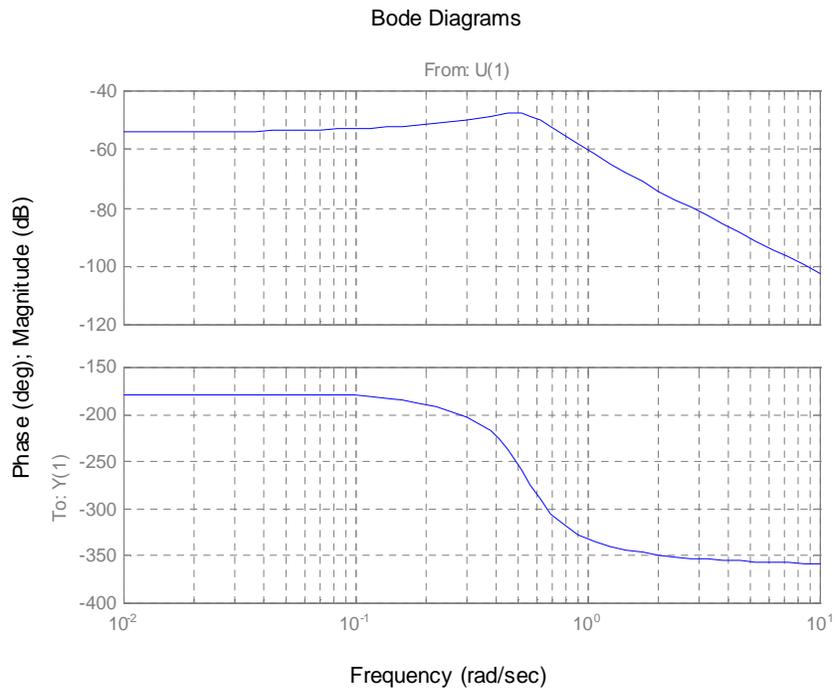


Figura 3.5 Diagrama de Bode de punto estable (17.3, 0.3, 367. 5)

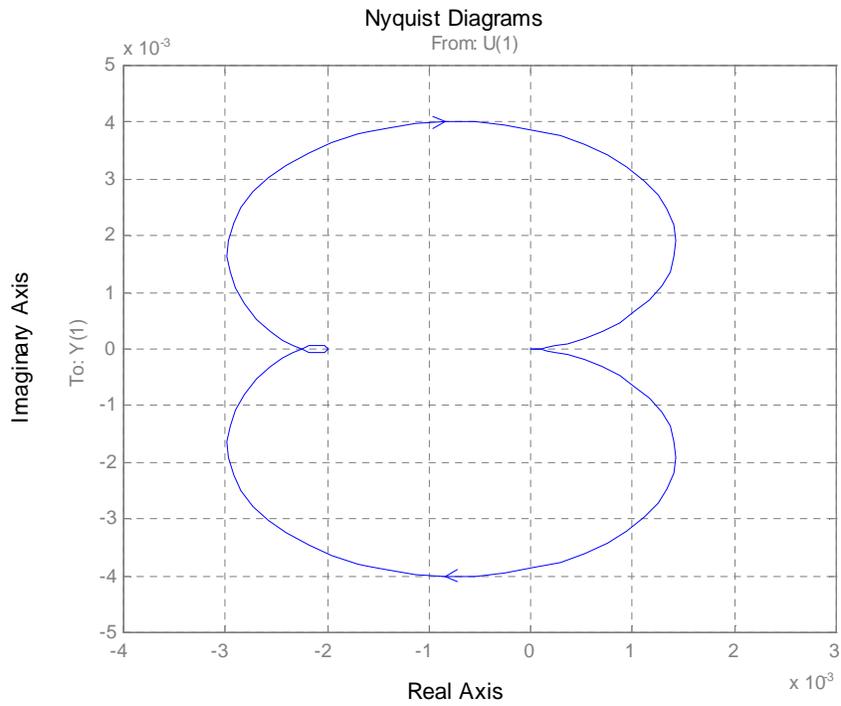


Figura 3.6 Diagrama de Nyquist de punto estable (17.3, 0.3, 367. 5)

Al examinar las gráficas de las Figuras 3.3 y 3.5 que representan los diagramas de Bode de los estados estacionarios $X_{1,1} = 19.7 \text{ gmol/l}$, $X_{1,2} = 2.7 \text{ gmol/l}$, $X_2 = 314.3 \text{ K}$ y $X_{1,1} = 17.3 \text{ gmol/l}$, $X_{1,2} = 0.3 \text{ gmol/l}$, $X_2 = 367.5 \text{ K}$, respectivamente, se puede observar que cumplen con el criterio de estabilidad de los diagramas de Bode, donde menciona que para que un sistema sea estable tendrá que presentar valores negativos de ganancia a un valor de ángulo de fase de -180° , por lo tanto al cumplir con este criterio se puede decir que estos estados estacionarios son estables.

Y de igual forma, se analizaron las gráficas de las Figuras 3.4 y 3.6 que representan los diagramas de Nyquist de los estados estacionarios $X_{1,1} = 19.7 \text{ gmol/l}$, $X_{1,2} = 2.7 \text{ gmol/l}$, $X_2 = 314.3 \text{ K}$ y $X_{1,1} = 17.3 \text{ gmol/l}$, $X_{1,2} = 0.3 \text{ gmol/l}$, $X_2 = 367.5 \text{ K}$, respectivamente, se puede observar que cumplen con el criterio de estabilidad de los diagramas de Nyquist, donde se establece que para que un sistema sea estable el punto o coordenada $(-1, 0)$ no tendrá que ser rodeado o estar dentro de la gráfica, es decir, el punto o coordenada deberá estar fuera de la gráfica, por lo tanto al cumplir con este criterio se puede decir que estos estados estacionarios son estables.

3.7 Determinación de K_c del controlador PI

Una vez que se determinó la estabilidad de los estados estacionarios y se corroboró tanto gráficamente por medio de la respuesta en frecuencia como por medio de las raíces de la función de transferencia, que el sistema presenta dos estados estables y un estado inestable, por lo que se establece que es necesario implementar un controlador de temperatura que será de tipo PI. De esta forma, se describe a continuación la determinación de la ganancia K_c del controlador PI.

Para llevar a cabo la determinación de la ganancia K_c del controlador PI, se usará la técnica de sustitución directa y es necesario hacer uso de la ecuación característica del proceso (3.33), ya que se trabajará con el numerador de esta ecuación característica.

$$\frac{(\tau i)s^4 - (\tau i a_3)s^3 + (\tau i a_4 + Kc\tau i a_1)s^2 + (Kca_1 - \tau i a_5 - Kc\tau i a_2)s - Kca_2}{\tau i s^4 - \tau i a_3 s^3 + \tau i a_4 s^2 - \tau i s a_5} = 0 \quad (3.33)$$

$$\begin{aligned} (\tau i)s^4 - (\tau i a_3)s^3 + (\tau i a_4 + Kc\tau i a_1)s^2 + (Kca_1 - \tau i a_5 - Kc\tau i a_2)s - Kca_2 &= 0 \\ \tau i s^4 - \tau i a_3 s^3 + \tau i a_4 s^2 + Kc\tau i a_1 s^2 + Kca_1 s - \tau i a_5 s - Kc\tau i a_2 s - Kca_2 &= 0 \end{aligned}$$

Al dividir entre τi y si $1/\tau i = 0$ se tiene que:

$$\begin{aligned} s^4 - a_3 s^3 + a_4 s^2 + Kca_1 s^2 - a_5 s - Kca_2 s &= 0 \\ s^4 - a_3 s^3 + (a_4 + Kca_1)s^2 - (a_5 - Kca_2)s &= 0 \end{aligned}$$

Sustituir “s” por “iw” y aplicar regla de los números imaginarios:

$$\begin{aligned} (iw)^4 - a_3(iw)^3 + (a_4 + Kca_1)(iw)^2 - (a_5 - Kca_2)(iw) &= 0 \\ w^4 + (a_3)iw^3 - (a_4 + Kca_1)w^2 - (a_5 - Kca_2)iw &= 0 \end{aligned}$$

Se divide la ecuación en parte real y parte imaginaria:

$$\text{Parte real: } w^4 - (a_4 + Kca_1)w^2 = 0 \quad (3.34)$$

$$\text{Parte imaginaria: } (a_3)iw^3 - (a_5 - Kca_2)iw = 0 \quad (3.35)$$

De la parte real (3.34) despejar el término w^2 :

$$\begin{aligned} w^4 - (a_4 + Kca_1)w^2 &= 0 \\ w^2 &= a_4 + Kca_1 \end{aligned} \quad (3.36)$$

Se divide la parte imaginaria (3.35) entre iw, y después se sustituye la ecuación (3.36) en la parte imaginaria:

$$(a_3)iw^3 - (a_5 + Kca_2)iw = 0$$

$$(a_3)(a_4 + Kca_1) - (a_5 + Kca_2) = 0$$

$$Kc(a_3a_1 - a_2) = a_5 - a_3a_4$$

$$Kc = \frac{a_5 - a_3a_4}{a_3a_1 - a_2} \quad (3.37)$$

Posteriormente, se sustituyen los valores de los parámetros correspondientes al punto o estado estacionario inestable $X_{1,1} = 18.6 \text{ gmol/l}$, $X_{1,2} = 1.6 \text{ gmol/l}$, $X_2 = 340.1 \text{ K}$ en la ecuación (3.37) para determinar el valor de Kc y τ_i del controlador PI.

De esta forma se determina que el valor de $Kc = 407.4$

Se aplica la técnica de Ziegler – Nichols de $\frac{1}{4}$ de decaimiento, que cuando se aplica esta técnica la Kc pasa a ser Kcu , y de esta forma se puede calcular la Kc del controlador PI.

Al emplear la técnica de Ziegler – Nichols de $\frac{1}{4}$ de decaimiento, es necesario emplear las siguientes ecuaciones:

$$Kc = \frac{Kcu}{2.2} \quad (2.11)$$

$$\tau_i = \frac{Tu}{1.2} \quad (2.12)$$

$$Tu = \frac{2\pi}{w} \quad (2.13)$$

Donde: $Tu =$ Tiempo último

Se sustituye el valor de $Kcu = 407.4$ en la ecuación (2.11) para determinar la ganancia del controlador PI:

$$Kc = \frac{Kcu}{2.2}$$

$$Kc = 185.2$$

Por lo tanto, la ganancia del controlador PI es:

$$Kc = 185.2$$

A continuación, se determina el valor del tiempo de integración del controlador usando las ecuaciones (2.12), (2.13):

Primero se determina la frecuencia (w), empleando la ecuación (3.36) y sustituyendo los valores de los parámetros $w = 0.096$.

Ya que es determinado el valor de la frecuencia (w), se sustituye en la ecuación (2.13), para determinar el término Tu :

$$Tu = \frac{2\pi}{w} \quad (2.13)$$

$$Tu = 65.1$$

Se sustituye el valor del término Tu en la ecuación (2.12) para la determinación del tiempo de integración (τ_i):

$$\tau_i = \frac{Tu}{1.2} \quad (2.12)$$

$$\tau_i = 54.2$$

Por lo tanto, el tiempo de integración (τ_i) del controlador PI: $\tau_i = 54.2$ seg.

3.8 Simulación del proceso

La simulación del proceso se realizó mediante el uso del programa Matlab, que dentro de sus múltiples librerías, cuenta con una muy importante llamada Simulink que ayuda en mucho en la simulación de sistemas o procesos, de esta forma se pudo llevar a cabo la simulación del sistema obteniéndose los siguientes resultados:

Primero es necesario dar de alta el diagrama de bloques de lazo cerrado, en el programa Matlab dentro de la aplicación de Simulink, este diagrama de bloques representará el proceso con el que se está trabajando. El diagrama presenta un cambio escalón unitario que representará las perturbaciones de entrada y así probar que el controlador vuelva a alcanzar un nuevo estado estable, además consta de un sumador, cuya función es unir las señales de entrada y salida del proceso, también consta de un bloque que representa el controlador tipo PI, en este controlador se usaron los resultados obtenidos de K_c y τ_i .

También cuenta con otro bloque que representa la función de transferencia del proceso en el punto inestable que presenta el reactor, en este bloque se usa información obtenida para el punto inestable del sistema, y por último cuenta con un aditamento llamado scope, de donde se podrá obtener la gráfica necesaria para determinar la estabilidad del sistema y para saber también si el controlador implementado funciona adecuadamente. En la Figura 3.7 se observa el diagrama de bloques usado para la simulación.

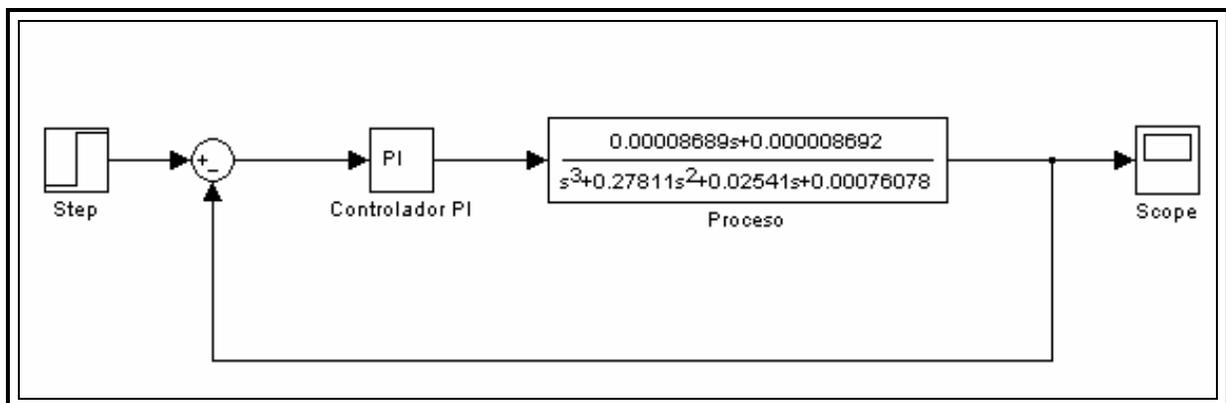


Figura 3.7 Diagrama de bloques a lazo cerrado usado en el programa Matlab.

Una vez que se estableció el diagrama y dio de alta en el Matlab, se simuló el sistema y se obtuvo la siguiente gráfica, que representa el funcionamiento del controlador dentro del sistema y en el punto inestable. En la Figura 3.8 se muestra el comportamiento del controlador PI.

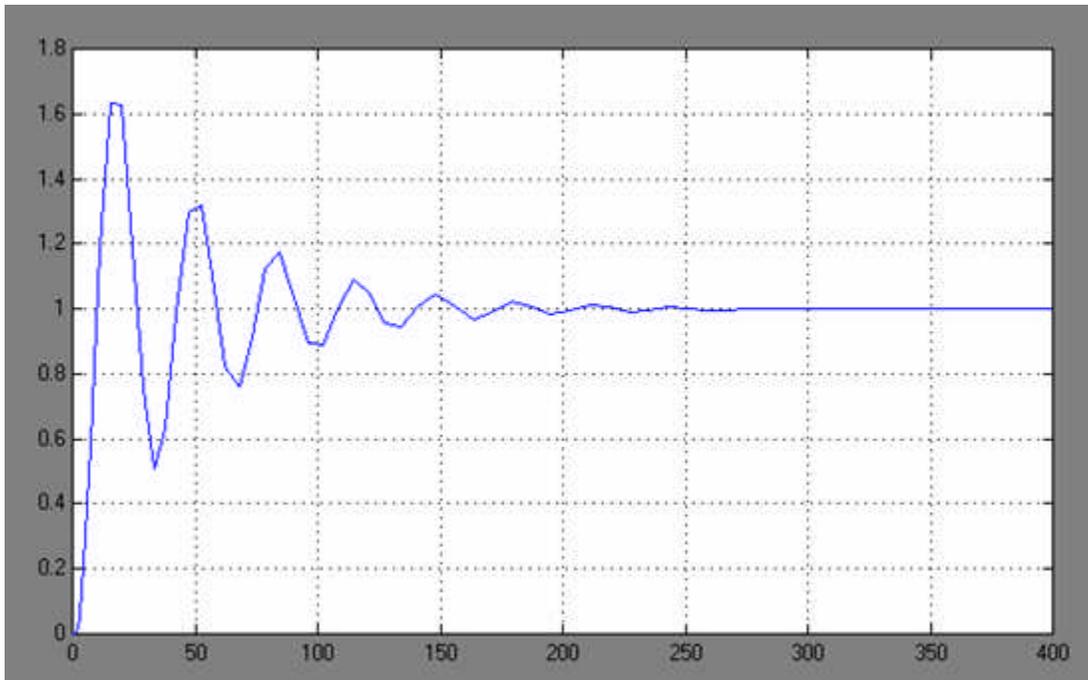


Figura 3.8 Representación gráfica del comportamiento del controlador.

Al analizar la Figura 3.8 se puede observar que el sistema es perturbado por el cambio escalón, que representa las variaciones de entrada, estas perturbaciones pondrán a prueba la capacidad del controlador para ver si es posible que tolere o controle estas variaciones; y como se puede ver, la representación gráfica presenta alteraciones que van disminuyendo hasta permanecer otra vez una línea constante, el cual representa el nuevo estado estacionario del sistema, de igual forma muestra y confirma que el controlador sintetizado funciona de manera adecuada tolerando y controlado las variaciones de entrada, haciendo que el sistema nuevamente se estabilice.

Para seguir probando el desempeño del controlador, se realizó una variación del parámetro asociado con el inverso del tiempo de residencia, θ , de $\pm 20\%$, lo que significa que se manejó un valor de 0.12 min^{-1} , representando el $+20\%$, y un valor de 0.08 min^{-1} para representar el -20% . Y en las Figuras 3.9 y 3.10 se muestra el comportamiento del controlador ante estas variaciones.

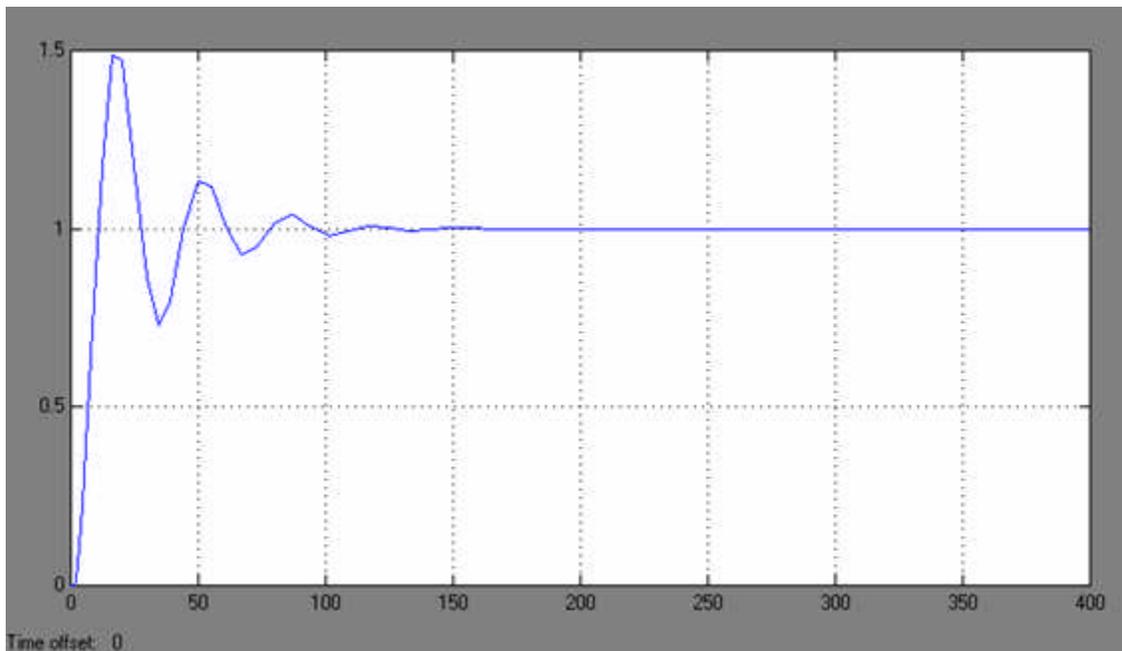


Figura 3.9 Gráfica del desempeño del controlador a +20% de θ .

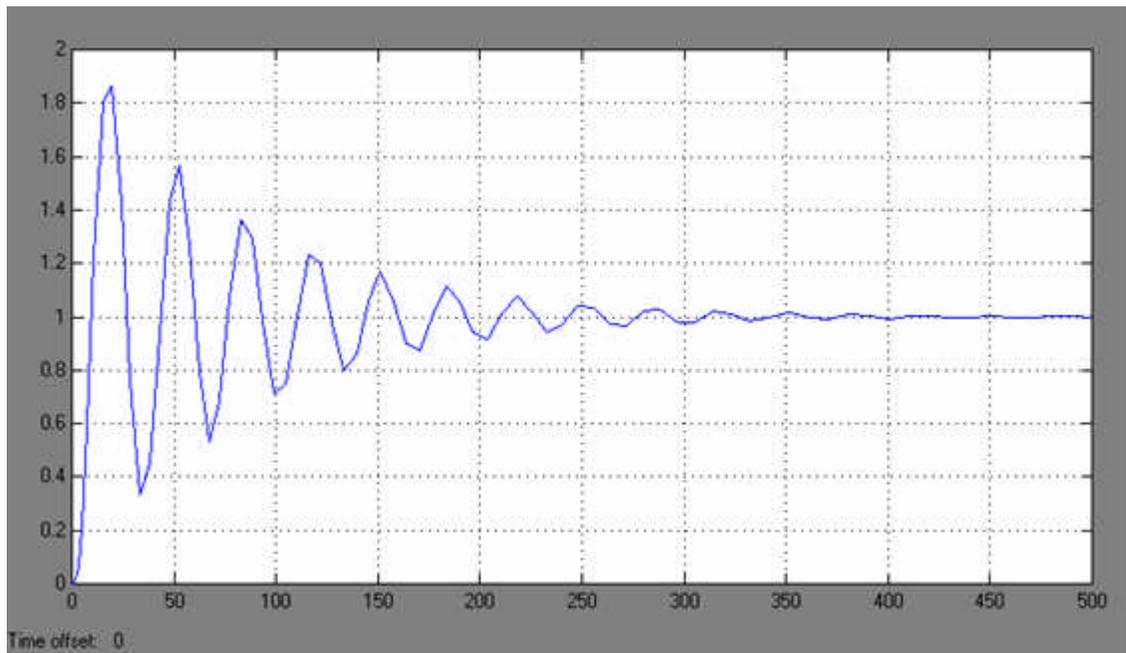


Figura 3.10 Gráfica del desempeño del controlador a -20% de θ

Al analizar las graficas anteriores, se puede notar que en la Figura 3.9 que representa el +20% de θ , el controlador tolera esta variación, alcanzando un nuevo estado estable en un tiempo más corto en comparación con el comportamiento de la Figura 3.10, que representa el -20% de θ , donde se ve que el controlador también tolera y alcanza un nuevo estado estable en un tiempo más largo, por lo cual se determina que el controlador funciona de manera adecuada.

Una vez analizados los resultados obtenidos se puede apreciar que son aceptables, ya que fueron comparados con otros estudios realizados [35] y las características de estos resultados son similares desde el punto de vista de la estabilidad ya que se comprueba que la reacción de $A + B \rightarrow \text{Productos}$ puede ser controlada bajo diversos métodos y técnicas de control, además se corrobora que este tipo de reacción tiene una similitud con la reacción de alquilación puntualizando de esta manera que la técnica de respuesta en frecuencia es un método adecuado para este tipo de procesos.

De igual manera se compararon las variables relacionadas al inverso del tiempo de residencia, donde se determinó que los resultados que se obtuvieron fueron aproximados a los demás estudios realizados [35], de esta forma se determina que la técnica de respuesta en frecuencia es una alternativa confiable y acertada para la determinación del comportamiento de las perturbaciones o variaciones exógenas a las que pueden ser sometidas o probadas en un proceso.

CONCLUSIONES

En este trabajo de investigación se abordó el tema de los efectos o variaciones que pueden presentar las reacciones al no poder controlar por sí mismas las perturbaciones que se les presentan, y dada esta situación es necesario sintetizar un controlador que pueda tolerar o controlar estas perturbaciones, debido a la importancia que conlleva el diseño del controlador, se centró como objetivo primordial de este proyecto.

Todo esto se pudo analizar en una de las reacciones más importantes, como es la reacción de alquilación, que es ampliamente usada en las industrias de refinación para la producción de gasolinas; además de esta característica, se usó la reacción de alquilación ya que es una de las más complejas y en el cual se tiene que tener especial cuidado en las condiciones de operación, es decir, mantener dentro de un determinado parámetro ciertas variables como la temperatura, presión, concentración, etc.

Ya que al no tener un buen control de estas variables y en especial de la temperatura, se ha comprobado que cabe la posibilidad de orientar la reacción hacia otro punto y obtener productos indeseables, reduciendo la calidad del destilado. Por estos y otros factores, es importante este proyecto de investigación, ya que permite analizar el comportamiento de este tipo de reacción, así como, establecer los pasos a seguir para la implementación de un controlador hasta probar su funcionamiento en este tipo de reacciones.

De esta forma, del procedimiento seguido para la realización de este proyecto se puede concluir lo siguiente:

En la consideración de que la reacción de alquilación isobutano + propileno \rightarrow $iC_5 - iC_{10}$ se podría representar como una reacción de $A + B \rightarrow$ Productos, se observó que los resultados obtenidos son satisfactorios y representativos debido a la similitud que presenta con una reacción de alquilación.

Con respecto a los balances de materia y energía empleados para la determinación de los estados estacionarios, se consideran que son los adecuados, ya que se logró determinar los tres estados estacionarios con los que cuenta el sistema. De igual manera, con lo que respecta a la linealización usando las series de Taylor y las transformadas de Laplace, se llega a la determinación que son buenas técnicas para la obtención de un modelo linealizado.

En la determinación de la estabilidad de los estados estacionarios encontrados, en cuanto a la forma de la obtención de la estabilidad por medio de las raíces o polos fue muy útil, ya que permitió establecer que los tres estados estacionarios que presenta el sistema, dos de ellos son estables y uno de ellos fue inestable, por lo tanto, es una vía muy confiable para la determinación de la estabilidad de estados estacionarios de una manera analítica.

La estabilidad de los estados estacionarios se corroboró de manera gráfica, empleando la técnica de respuesta en frecuencia que por medio de los diagramas de Bode y Nyquist, y aplicando sus respectivos criterios de estabilidad, se comprobó que el sistema presenta dos estados estables y uno inestable, concluyendo así, que la técnica de respuesta en frecuencia es un método muy eficaz para la determinación de la estabilidad de los procesos.

Con respecto del controlador que se logró obtener, se alcanzaron resultados satisfactorios de K_c y τ_i , ya que al probarse en la simulación del proceso se vio que son los adecuados, debido a que este controlador pudo tolerar las perturbaciones o variaciones de entrada al sistema. Por lo tanto, el controlador sintetizado tiene un funcionamiento adecuado dentro del sistema.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Speight James G., The Chemistry and Technology of Petroleum, Editorial Marcel Dekker Inc., Estados Unidos (2001) 612 – 614.
- [2] Carrizales Martínez Gudelia, Estudio Dinámico y Control de una Clase de Reactor Catalítico para la Alquilación de Hidrocarburos, Tesis Doctoral, Universidad de Guadalajara (2005).
- [3] Thomas Charles L., Catalytic Processes and Proven Catalysts, Editorial Academic Press, Estados Unidos (2000) 87 – 90.
- [4] Méndez Acosta Hugo, Femat Ricardo, González Álvarez Víctor, Selected Topics in Dynamics and Control of Chemical and Biological Processes, Estados Unidos, Editorial Springer (2007) 3 – 5.
- [5] Denbigh K. G., Turner J. C. R., Chemical Reactor Theory, Editorial Cambridge University Press, Inglaterra (1994) 8 – 10.
- [6] Missen Ronald W., Mims Charles A., Saville Bradley A., Introduction to Chemical Reaction Engineering and Kinetics, Estados Unidos, Editorial John Wiley & Sons, (1999) 29, 335 – 336.
- [7] Shinskey F. Greg, Process Control Systems, Editorial Mc Graw Hill, Estados Unidos (1996) 269 – 275.
- [8] Himmelblau David M., Bischoff Kenneth B., Análisis y Simulación de Procesos, Editorial Reverté, España (1992) 1 – 8.
- [9] Jiménez Gutiérrez Arturo, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, Editorial Reverté, España (2003) 127 – 133.
- [10] Costa López J., Cervera March S., Canill García F., Curso de Ingeniería Química: Introducción a los Procesos, Operaciones Unitarias y Fenómenos de Transporte, Editorial Reverte, España (2002) 380 – 382.
- [11] Martínez Sifuentes Víctor H., Alonso Dávila Pedro A., Rocha Uribe José A., Simulación de Procesos en Ingeniería Química, Editorial Plaza y Valdés, México (2000) 33 – 35.

- [12] Walas Stanley M., Chemical Process Equipment, Editorial Butterworth – Heinemann, Estados Unidos (2005) 39.
- [13] Corriou Jean Pierre, Process Control: Theory and Applications, Editorial Springer, Inglaterra (2004) 3 – 5.
- [14] Ogata Katsuhiko, Ingeniería de Control Moderna, Editorial Pearson – Prentice Hall, España (2005) 1 – 3.
- [15] Luyben William L., Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, Editorial McGraw – Hill, Singapur (1996) 6.
- [16] Babatunde A. Ogunnaike, W. Harmon Ray, Process Dynamics, Modeling and Control Editorial Oxford University Press, Estados Unidos (1994) 35 – 38.
- [17] Seborg Dale E., Thomas F. Edgar, Mellichamp Duncan A., Process Dynamics and Control, Editorial: John Wiley & Sons, Estados Unidos (1989) 673 – 682.
- [18] Smith Carlos A., Corripio Armando B., Control Automático de Procesos, Editorial Limusa, México (2004) 25.
- [19] Roca Cusidó Alfred, Control de Procesos, Editorial Alfaomega, México, 1 – 10, (2006) 326 – 333.
- [20] Acevedo Sánchez José, Instrumentación y Control Avanzado de Procesos, Editorial Díaz de Santos, España (2006) 366 – 369.
- [21] Liptak Bela G., Control de Procesos, Editorial In Chief, Estados Unidos (1995) 55 – 62.
- [22] Stephanopoulos George, Chemical Process Control: An introduction to theory and practice, Editorial Prentice Hall, Estados Unidos (1998) 158, 308.
- [23] Anderson Norman A, Instrumentation for Process Measurement and Control, Editorial CRC Press, Estados Unidos (2008) 1 – 30.
- [24] Creus Sole Antonio, Instrumentación Industrial, Editorial Marcombo, España (2005) 697.
- [25] Coughanowr Donald R., Process Systems Analysis and Control, Editorial Mc Graw Hill, Estados Unidos (1991) 201.
- [26] Bequette Wayne B., Process Control Modeling Design and Simulation, Editorial Pearson – Prentice Hall, Estados Unidos (2003) 215 - 238.

- [27] Luyben Michel L., Luyben William L., Essentials of Process Control, Editorial Mc Graw Hill, Singapur (1997) 339 – 372.
- [28] Luyben William L., Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, Editorial Mc Graw Hill, Singapur (1996) 415 – 455.
- [29] Harriot Peter, Process Control, Editorial McGraw Hill, Estados Unidos (1984) 10 – 12.
- [30] McKetta John J. Chemical Processing and Design, Editorial CRC Press, Estados Unidos (1993) 138.
- [31] Himmelblau David M., Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química, Editorial Prentice Hall, México (1997) 142, 388.
- [32] Aris R, Análisis de Reactores, Editorial Alambra, España (1973).
- [33] Pérez López César, Matlab y sus aplicaciones en las ciencias e ingeniería, Editorial Pearson, España (2002) 15.
- [34] Programa Matlab.
- [35] G. Carrizales, R. Femat, V. González, Control de Temperatura en un reactor Catalítico para la alquilación de hidrocarburos con cinética incierta, Información Tecnológica Vol. 14 No. 5 (2003) 43 – 50.

Trabajos derivados de este tema de tesis

Estabilidad a lazo Abierto de un reactor químico continuo tipo tanque agitado basado en la respuesta en frecuencia.

6to. Encuentro de Investigadores de Posgrado en Ingeniería Química, 2007.

Estabilidad a lazo abierto de un reactor químico continuo tipo tanque agitado basado en la respuesta en frecuencia.

Congreso Nacional de Ingeniería Química “Reacción en Acción”, 2007.

Control de temperatura en un reactor químico continuo tipo tanque agitado basado en la respuesta en frecuencia.

1er. Congreso Internacional de la Academia Mexicana Multidisciplinaria, A.C., 2008.

Estabilización de temperatura de un reactor químico continuo tipo tanque agitado basado en la respuesta en frecuencia.

20° Encuentro Nacional de Investigación Científica y Tecnológica del Golfo de México, 2008.