UNIDAD I
DIAGRAMAS ANALOGICOS CON SIMBOLOGÍA ISA Y SAMA

1.1 Introducción

Una de las áreas de aplicación más importantes del control automático, es el control de los procesos industriales usualmente llamado simplemente *control de procesos*.

Los requerimientos crecientes de seguridad en la operación de los equipos, de mayores eficiencias energéticas, la preservación del medio ambiente y un control de calidad de los productos más estricto, hacen necesario contar en las industrias con sistemas de supervisión y control de los procesos cada vez más sofisticados. El sistema de instrumentación de un proceso industrial puede requerir sin embargo, desde instrumentos tan simples como un termómetro o indicador de presión local, hasta sistemas computadorizados distribuidos en la planta para la implantación de esquemas de control modernos.

Todo lazo se control realimentado simple requerirá como mínimo, de un elemento de medición y transmisión del valor de la variable que se desea controlar, un controlador y un elemento final de control debidamente interconectados entre si. Para la selección, instalación y puesta en servicio de los lazos de control industrial, se requiere conocer entonces sobre los instrumentos disponibles para la medición de las principales variables medidas o controladas en la industria, sobre las válvulas de control, las cuales son el elemento final de control más utilizado y sobre la operación de los controladores de uso industrial, su sintonización y los procedimientos para la obtención de la información necesaria del proceso para realizarla.

El controlador empleado en más del 95% de los lazos de control industrial es el controlador *PID*, el cual debe ser sintonizado adecuadamente para lograr el desempeño deseado del lazo de control. Para poder realizar esto, es necesario contar con información del comportamiento dinámico del proceso controlado, usualmente obtenida en forma experimental.

Proporcional – ***I***ntegral - ***D***erivativo

Breve reseña histórica

El desarrollo de la teoría de control automático y de los equipos requeridos para su aplicación al control de los procesos industriales, ha sido muy grande desde que James Watt desarrolló su gobernador para controlar la velocidad de una máquina de vapor en 1778, basado en el sensor de bolas giratorias inventado por Thomas Mead un año antes.

A continuación se citan algunos de los hitos históricos importantes en el desarrollo de la instrumentación y el control de proceso. Aun que ya en 1912 se utilizaban registradores de temperatura Taylor en la industria lechera, se

considera que el inicio de la aplicación de la teoría de control a los procesos industriales conocida como *control de procesos*, como un campo independiente, se dio en 1930 con la aparición de publicaciones técnicas sobre aplicaciones de los controladores, el efecto del tiempo muerto sobre la estabilidad de los lazos de control y otros temas afines.

El desarrollo de los instrumentos ha sido largo y grande, desde los instrumentos indicadores simples como termómetros, indicadores de presión y otros instalados localmente en el campo, hasta los actuales sistemas de control digital distribuido (*DCS*).

Los controladores *PID* comerciales actuales tienen su inicio en 1930 cuando Taylor produjo el modelo 10R siendo este el primer controlador proporcional neumático, Foxboro por su parte introdujo en 1934 el controlador proporcional - integral modelo 40 y en 1938 Taylor incorporó el modo derivativo en su modelo 56R, poniendo en 1940 en el mercado el primer controlador proporcional - integral - derivativo, el Fulscope modelo 100.

John Ziegler y Nataniel Nichols, ingenieros de Taylor Instruments, presentaron su método para el cálculo de los parámetros de los controladores *PID* en 1942, utilizado aún en la actualidad en su forma original o con variantes. El desarrollo de nuevos métodos de sintonización de controladores propuestos posteriormente ha sido grande y continuo, como lo demuestra la amplia literatura existente al respecto.

En 1945 se funda la *Instrument Society of America* (*ISA*) hoy en día denominada *ISA – The Instrumentation, Systems and Automation Society*.

Bedford Associates produce el primer Controlador Lógico Programable (*PLC*), el Modicon 084, en 1969

A mediados de los años setenta del siglo pasado, Yokowaga y Honeywell introducen los primeros Sistemas de Control Distribuido (*DCS*).

Leeds & Northrup introduce en 1981 el primer controlador con auto-sintonía.

Karl Aström y Tore Hägglund del Instituto de Tecnología de Lund, Suecia, proponen en 1984 el método de identificación de procesos mediante la realimentación con relé, base de la mayor parte de los controladores con auto-sintonía actuales.

La instrumentación inicialmente neumática, ha evolucionado hasta los actuales instrumentos electrónicos digitales y aunque las señales de transmisión dominantes son todavía analógicas, existe actualmente comunicación digital entre los instrumentos para efectos de calibración, mantenimiento y supervisión. Paulatinamente, y especialmente en los últimos tiempos, parte de los desarrollos de la teoría de control moderno, han encontrando aplicación en el control de procesos, aunque el controlador
PID sigue siendo el más empleado.

En el año 2000 la *Federación Internacional de Control* (*IFAC*) celebró la cesión de trabajo sobre controladores *PID* denominada "*Digital Control: Past, Present and Future of PID Control*" demostrando su total vigencia en el ámbito del control de procesos.
Se proporciona a continuación una traducción libre de la definición de algunos de los términos más utilizados en instrumentación.

• **Instrumento** Dispositivo que realiza una función determinada (medir, indicar, registrar, …)

• **Instrumentación** Conjunto de instrumentos o su aplicación con el propósito de observar, medir o controlar

• **Proceso** Cambio físico o químico de la materia, o conversión de energía

• **Control de procesos** Regulación o manipulación de las variables que influyen en la conducta de un proceso de manera de obtener un producto de una calidad y cantidad deseadas de una manera eficiente

• **Señal de referencia de entrada (valor deseado o punto de ajuste)** Variable de entrada que establece el valor deseado para la variable controlada

• **Variable controlada (directa)** Variable cuyo valor es medido para originar una señal realimentada

• **Señal actuante de error** Diferencia algebraica entre el valor deseado y la señal realimentada

• **Variable manipulada** Cantidad o condición que es variada en función de la señal actuante de error de manera de cambiar el valor de la variable controlada

• **Perturbación** Cambio no deseado en el proceso el cual tiende a afectar adversamente el valor de la variable controlada

• **Señal realimentada** Señal de retorno que resulta de la medición directa de la variable controlada

• **Control realimentado** Control en el cual una variable medida es comparada con su valor deseado para producir una señal actuante de error, la cual actúa de tal manera de disminuir la magnitud del error

• **Control prealimentado (en avance, en adelanto)** Control en el cual la información relacionada con una o más condiciones que pueden alterar la variable controlada son convertidas, fuera de cualquier lazo de realimentación, en una acción correctiva para minimizar las desviaciones de la variable controlada

• **Elemento primario** Elemento que convierte la energía de la variable medida en una forma apropiada para ser medida

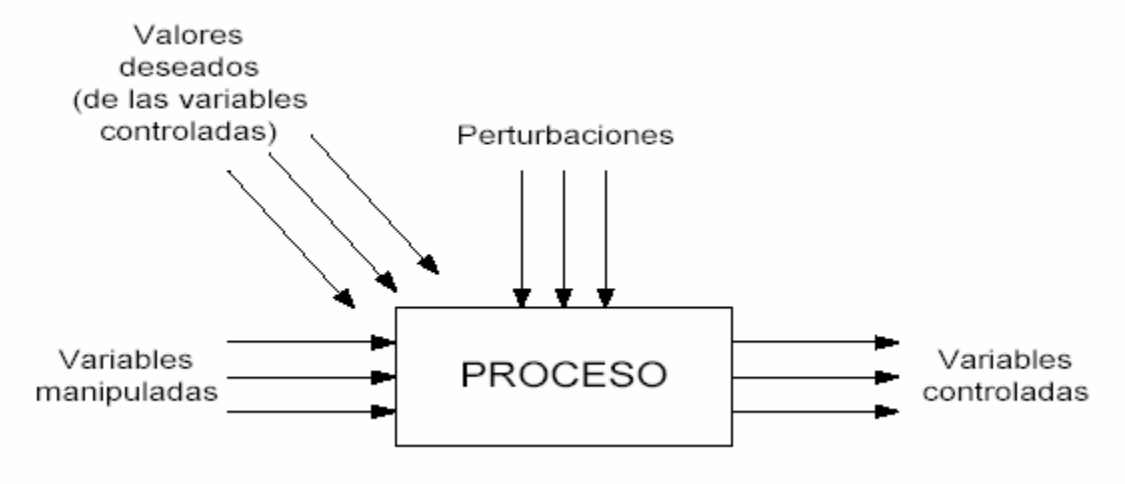
• **Elemento sensor** Elemento responsable del valor de la variable medida

• **Transmisor** Transductor que responde a una variable medida por medio de un elemento sensor y la convierte a una señal de transmisión normalizada que es función de la variable medida solamente
• **Controlador** Dispositivo que opera en forma automática para regular una variable controlada
• **Elemento final de control** Elemento que cambia directamente el valor de la variable manipulada
• **Válvula de control** Elemento final de control, a través del cual pasa un fluido, en el cual ajusta el tamaño del pasaje del fluido según lo indicado por una señal desde el controlador para modificar la razón de flujo del fluido
• **Sistema de control** Sistema en el cual la guía o manipulación deliberada se utiliza para alcanzar un valor prescrito de una variable
• **Sistema de control automático** Sistema de control que opera sin intervención humana

Esquemas de control

En el control de un proceso industrial están envueltas varias variables que entran y salen del mismo, relacionadas entre si por el proceso mismo y por el lazo de control. Las cantidades o *variables controladas* son aquellas condiciones que se desean controlar o mantener en un valor deseado y pueden ser caudales, temperaturas, niveles, composiciones u otras características necesarias de controlar. Para cada una de estas variables se establecerá un *valor deseado* también llamado *punto de ajuste* o de *referencia*. Para cada variable controlada existe una cantidad o *variable manipulada* de entrada asociada a esta, que se puede modificar para lograr el objetivo de control. En el control de procesos esta es normalmente alguna razón de flujo que se puede variar empleando una válvula de control.
Las *perturbaciones* son también entradas al proceso pero sobre las que no se puede actuar y tienden a llevar a las variables controladas fuera de sus condiciones deseadas. Pueden ser cambios en alguna característica del proceso o del medio ambiente. Las perturbaciones más importantes son los *cambios de carga*, producidos por variaciones en las características las entradas o en la demanda del proceso. Será necesario entonces contar con algún sistema de control para ajustar las variables manipuladas de manera de mantener las variables controladas en su valor deseado a pesar de las perturbaciones.

También puede ser necesario cambiar los valores deseados requiriéndose entonces modificar las variables manipuladas para llevar las variables controladas a sus nuevos valores.



Variables envueltas en el control de un proceso

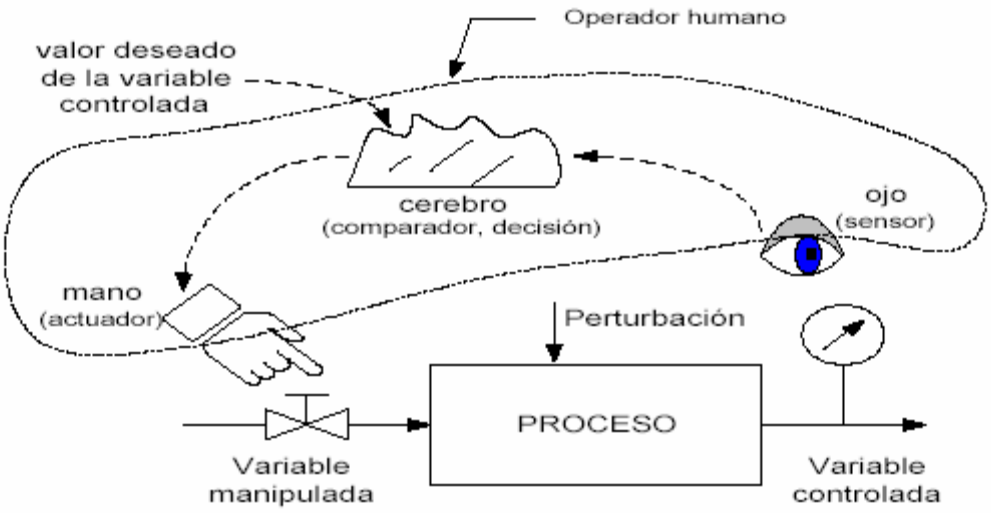
Además de las variables anteriores, puede existir también un *ruido de medición* en la señal realimentada. Este ruido de medición no contiene información del proceso por lo la instalación de la instrumentación debe de hacerse de manera de evitar en lo posible su presencia, y en el caso de existir, este debe ser filtrado adecuadamente.

Control de lazo cerrado (realimentado)

En un *sistema de control realimentado*, sea este manual o automático, debe obtenerse información del valor real de la variable controlada y compararlo con su valor deseado. La diferencia entre el valor real y el deseado de la variable controlada o ***error***, es utilizado, dentro del lazo de control para lograr la disminución o eliminación de este error.

En el *control realimentado manual* el operador observa (*sensa*) el valor real de la variable controlada, lo *compara* con el valor deseado, toma una decisión (*controla*) y modifica (*actúa*) el valor de la variable manipulada.

El operador efectúa entonces todas las labores requeridas dentro del lazo de control realimentado.

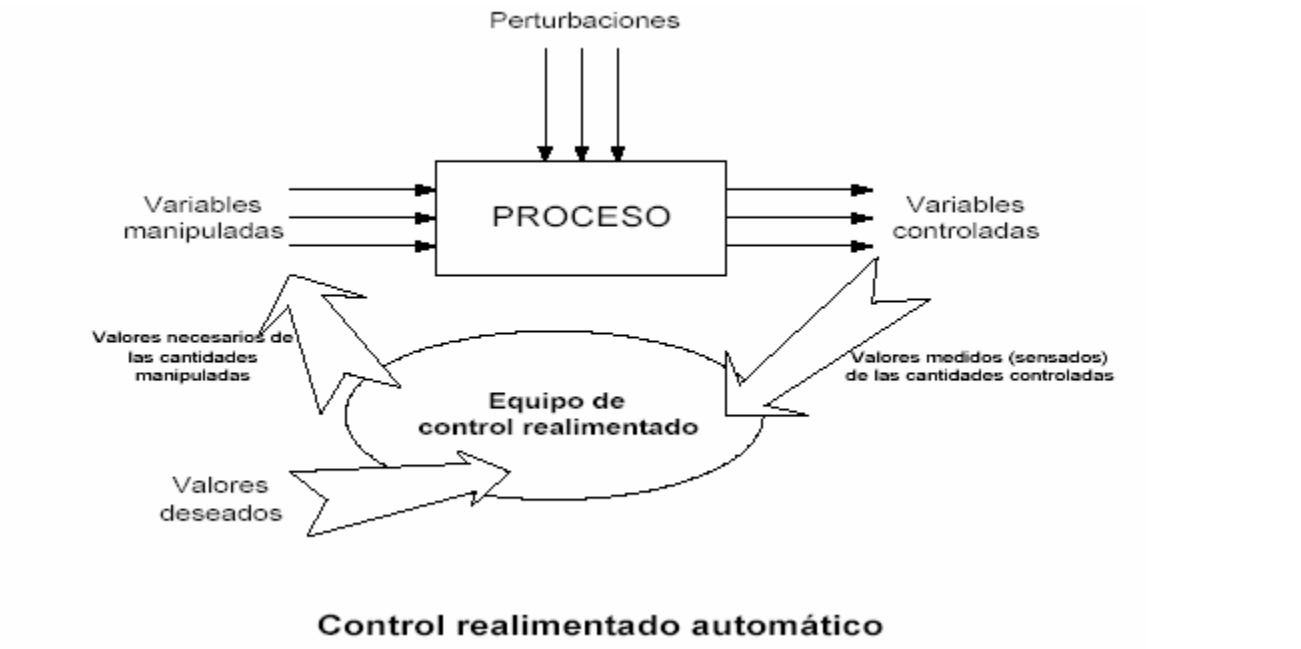


Control realimentado manual

Las limitaciones del sistema de control realimentado manual hacen evidente la necesidad del *sistema de control realimentado automático*. En este se deberá contar con un dispositivo de medición (*sensor*) para obtener el valor real de la variable controlada.

Este valor es entonces transmitido (*transmisor*) al equipo de control (*controlador*), este realiza la *comparación* entre el valor real y el valor deseado de la variable controlada, basado en la diferencia entre estos dos valores (*error*) y utilizando el algoritmo de control incorporado en el, calcula los valores necesarios de las variables manipuladas los cuales son enviados a los elementos finales de control (*actuador-elemento final*) para manipular la entrada al proceso.

Este esquema establece un *lazo cerrado de realimentación* base fundamental de su funcionamiento.

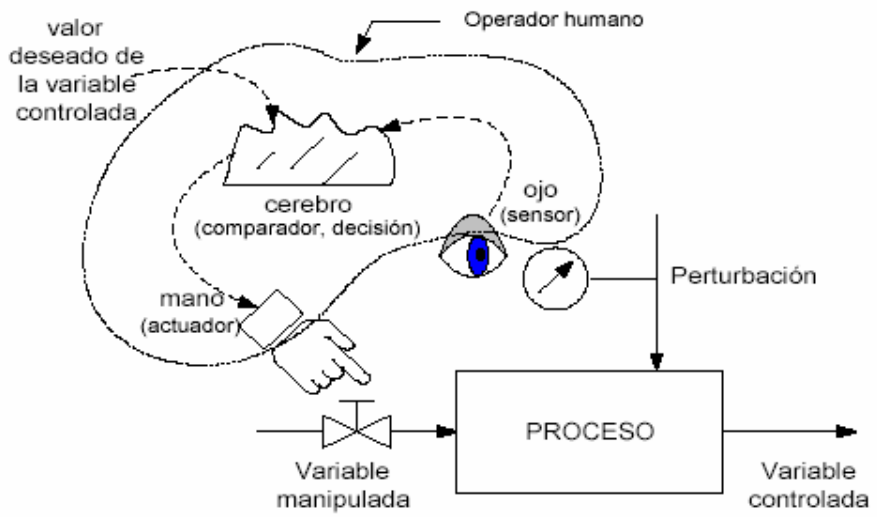


Control realimentado automático

En el control realimentado no es necesario conocer por anticipado ni en forma precisa, las relaciones existentes entre las perturbaciones y la variable controlada, el equipo de control requerido es estándar y su sintonización, ajuste de sus parámetros, se realiza normalmente a partir de información del proceso obtenida normalmente en forma experimental, una vez que todos los instrumentos del lazo han sido instalados e interconectados.
Por requerir de la existencia de un error para dar inicio a la acción correctiva, el sistema de control realimentado no puede efectuar un control perfecto en presencia de perturbaciones, esto es con error cero todo el tiempo.

Control de lazo abierto (prealimentado, en avance, en adelanto)
El *control prealimentado* ofrece una forma alterna y conceptualmente diferente de efectuar el control de la variable de interés. En el control *prealimentado manual* el operador observa (*sensa*) el valor de la perturbación y basado en este, en el valor deseado de la variable controlada y en su conocimiento del proceso, toma una decisión (*controla*) y modifica (*actua*) el valor de la variable manipulada de manera de contrarrestar el efecto de la perturbación sobre la variable controlada.
Como se puede ver, el control realimentado opera para eliminar los errores mientras que el control prealimentado lo hace para prevenir la ocurrencia del error, aumentándose considerablemente el conocimiento del proceso que debe tener el operador. Debe conocer por adelantado cuales perturbaciones afectan el proceso y tomar previsiones para su medición.

Debe conocer cuando y como ajustar la variable manipulada para poder compensar los efectos de las perturbaciones en forma exacta.



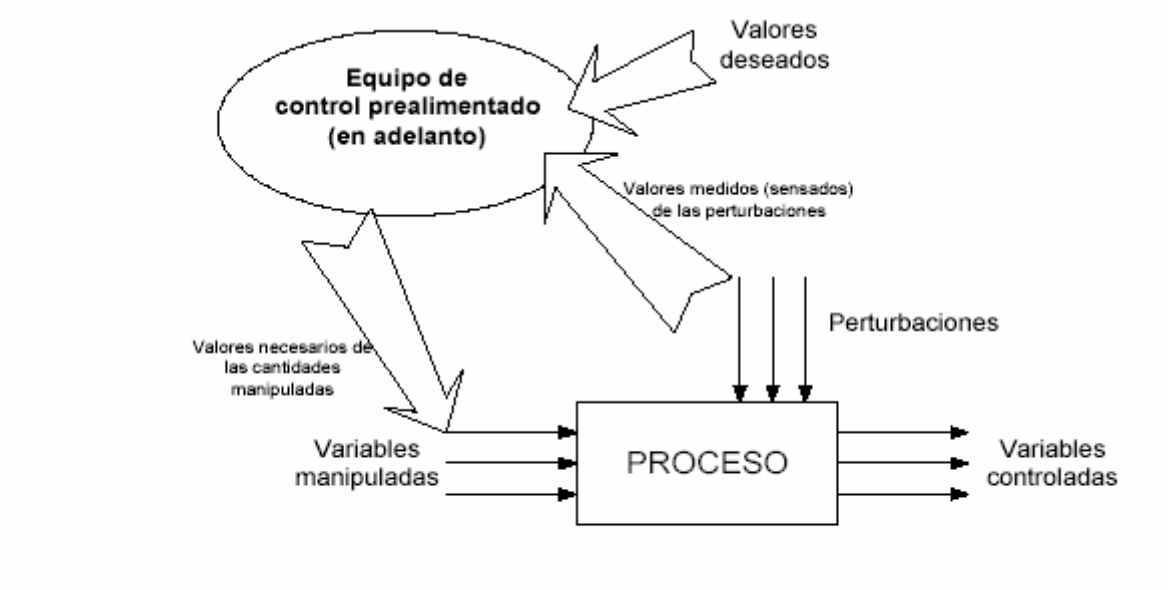
Control prealimentado (en adelanto) manual

Si el operador tiene esta habilidad, entonces la variable controlada no variará de su valor deseado, pero si su conocimiento del proceso es incompleto, comete un error o no puede anticipar todas las perturbaciones que pueden afectar el proceso, entonces la variable controlada se desviará de su valor deseado y existirá un error no corregido y desconocido.

En forma análoga al caso manual, en el *control prealimentado automático* deben existir sensores para medir las perturbaciones entrando al proceso. Basado en los valores medidos de las perturbaciones, el valor deseado de la variable controlada y la información del proceso incorporada en el, el controlador prealimentado calcula el valor requerido de la variable manipulada para eliminar el efecto de las perturbaciones.

Todo el control se efectúa sin el conocimiento del valor real de la variable controlada por lo que no existe un lazo de realimentación ni una señal de error.

Es evidente que los controladores prealimentados deben incorporar un conocimiento preciso de los efectos que las perturbaciones, y también la variable manipulada, tendrán sobre la variable controlada para poder calcular el valor exacto requerido de la variable manipulada.



Control prealimentado (en adelanto) automático

El incremento en el conocimiento del proceso requerido por el control prealimentado sobre el requerido por el control realimentado es grande, por lo que su aplicación es reducida pero importante. Usualmente no se emplea solo, si no en combinación con un esquema de control realimentado.
Los esquemas básicos de control son entonces el *control realimentado* (*lazo cerrado*) y el *control prealimentado* (*lazo abierto*) siendo los demás variaciones de estos dos.

Control realimentado

El control realimentado es el esquema que resuelve la gran mayoría de los problemas de control por lo que requiere de mayor atención.
Un proceso industrial tendrá una o más variables que se deben controlar y para cada una de estas es necesario seleccionar una variable manipulada asociada para su control. Una variable controlada particular debe de hacer pareja entonces con una variable manipulada específica, por medio del equipo de control realimentado apropiado.
El sistema de control requiere conocer el valor deseado para la variable controlada, para tomar la acción correctiva al momento de presentarse un error, ya sea por el efecto de las perturbaciones o por un cambio en el valor deseado.

La relación entre las diferentes variables involucradas en el esquema de control se detalla en el diagrama funcional siguiente.

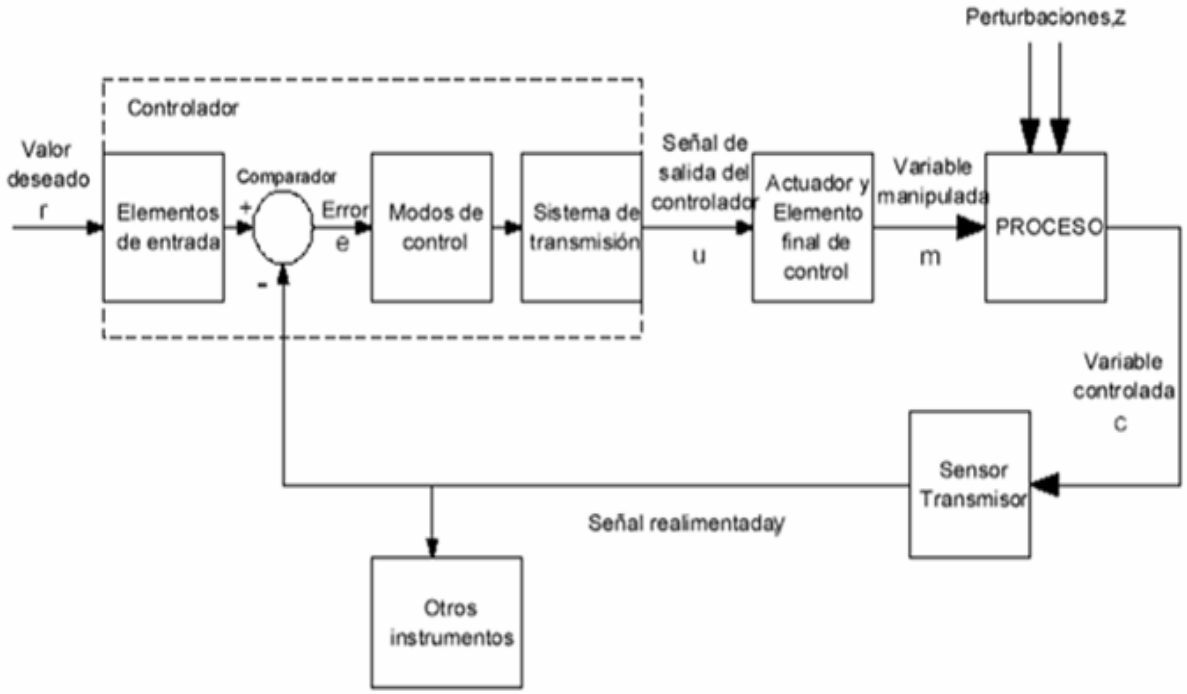


Diagrama funcional de un lazo de control realimentado

La *variable controlada* es una manifestación física (nivel, caudal, temperatura, etc.) lo mismo que las *perturbaciones* (cambios en las características de las variables del proceso, cambios de carga, etc.) y también la *variable manipulada* (usualmente un caudal).

La *señal realimentada* es una señal normalizada neumática o eléctrica que representa a la variable controlada, esta señal es transmitida por el *sensor/transmisor* hasta el controlador y posiblemente a otros instrumentos para su despliegue, registro u otro uso.

El *controlador* debe proveer un mecanismo mediante el cual el operador pueda establecer el *valor deseado* requerido de la variable controlada, el cual es comparado con su valor real empleando un *comparador* de error. La *señal de error* es empleada por los *modos de control* que componen el controlador, para producir la *señal de*

salida del controlador la cual es también una señal normalizada, neumática o eléctrica, que pueda ser interpretada por el *actuador y elemento final de control* encargado de efectuar el cambio necesario en la variable manipulada.
El sensor/transmisor y el actuador/elemento final de control se encontrarán instalados en el proceso o planta misma, en lo que se denomina usualmente *el campo*, mientras que el controladores y demás instrumentos que requieren la atención del operador se encontrarán normalmente reunidos en un *tablero de control* centralizado, junto con los instrumentos correspondientes a los otros lazos de control del proceso.
El diagrama de bloques siguiente muestra la nomenclatura empleada para las diferentes variables y funciones de transferencia del lazo de control.

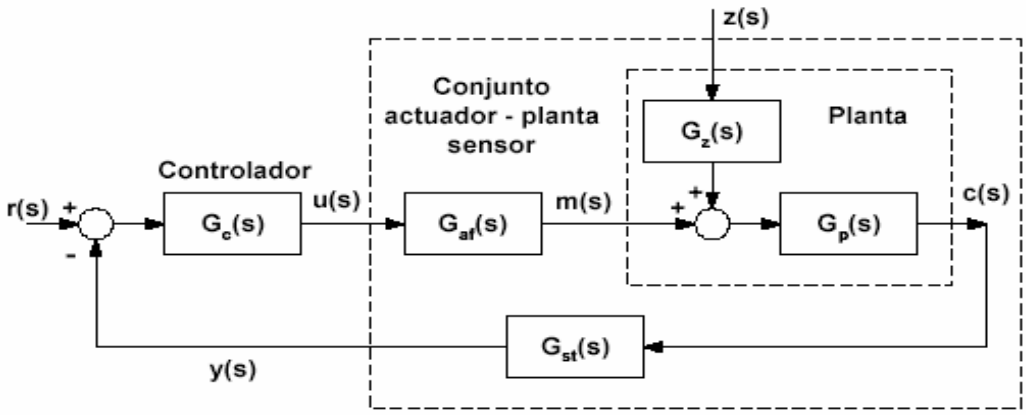
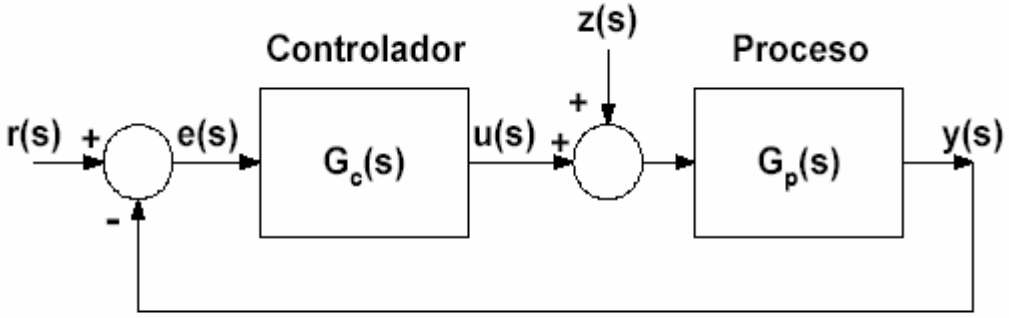


Diagrama de bloques de un sistema de control realimentado

Para la mayor parte de los estudios de control este diagrama se puede reducir al siguiente diagrama de bloques, en el cual la función de transferencia del proceso incluye además de la planta, al sensor/transmisor y al actuador/elemento final, esto es al *conjunto actuador – planta - sensor*.



Lazo de control realimentado

Instrumentos y variables de un lazo de control

El siguiente diagrama de flujo de instrumentos, dibujado empleado la simbología estándar de la *ISA*, muestra en forma comparativa los instrumentos y variables que se han definido anteriormente.

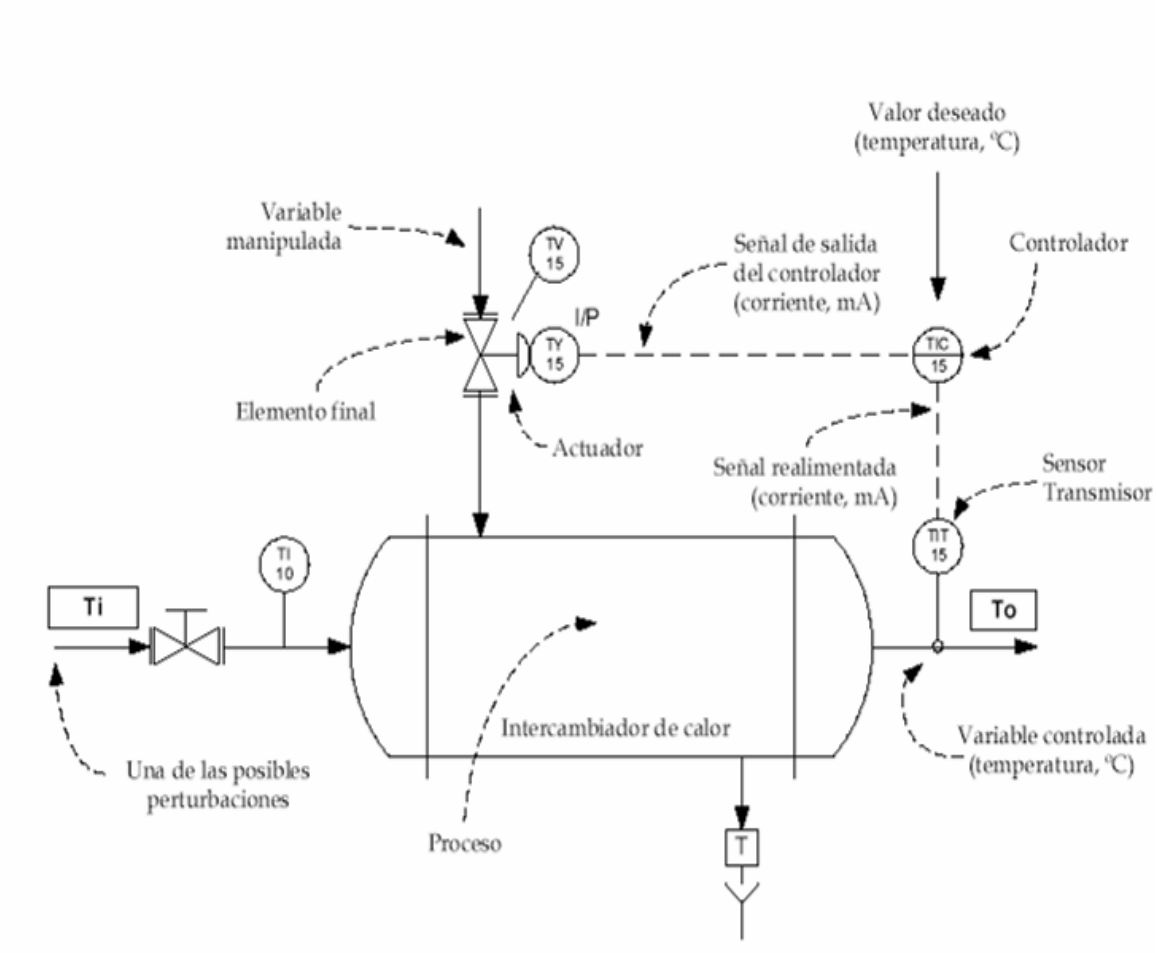


Diagrama de un lazo de control realimentado

1.2 Generalidades de la simbología.

La instrumentación empleada en el control de un proceso forma parte integral del mismo, por lo que es importante que la documentación relacionada con los sistemas de control, permita un conocimiento claro del criterio de diseño empleado, las especificaciones de los instrumentos y la forma en que estos están instalados e interconectados.

A continuación se da una lista, no exhaustiva, de algunos de los documentos relacionados con el sistema de instrumentación de una planta industrial:

- Diagrama de flujo del proceso
- Criterio de diseño del sistema de instrumentación
- Diagrama de tubería e instrumentos (P&ID)
- Índice de instrumentos
- Hojas de especificación de los instrumentos
- Memorias de cálculo
- Diagramas de lazo
- Planos y especificaciones del tablero de control
- Planos de distribución (eléctrica, neumática) en el campo
- Planos de interconexión eléctrica
- Listas de cables y conductos eléctricos
- Planos esquemáticos de control
- Detalles de instalación de instrumentos (mecánicos, neumáticos)
- Detalles de instalación eléctrica
- Documentos de compra de instrumentos
- Documentos de seguimiento y control del proyecto

Entre las normas internacionales empleadas para la preparación de algunos de estos documentos, se encuentran las siguientes de la *ISA – The Instrumentation, Systems and Automation Society*:

- Standard ISA S5.1 - “Instrumentation Symbols and Identification”, 1984 (R1992)
- Standard ISA S5.4 - “Instrument Loop Diagram”, 1991
- Standard ISA S20 - “Specification Forms for Process Measurement and Control Instruments, Primary Elements and Control”, 1981

Diagrama de Flujo de Instrumentos

El *Diagrama de Flujo de Instrumentos*, normalmente denominado *P&ID* por sus siglas en inglés, es el documento que muestra toda la instrumentación empleada en el control de una planta industrial y por lo tanto permite entender como se efectúa el control, que tipo de instrumentos se emplean y donde están localizados.

En este diagrama, cada instrumento estará representado por una *etiqueta* o identificación y por un *símbolo*. La etiqueta es un conjunto de letras y números que indica cual es la variable medida o controlada y cuales son las funciones del instrumento. La simbología empleada en el diagrama permite ubicar el instrumento, determinar el tipo señales empleadas y otras características de los mismos.

Etiqueta o Identificación del instrumento con Norma ISA.

Cada instrumento tendrá asociada una *etiqueta* compuesta por letras y números la cual lo describe funcionalmente. Esta etiqueta de identificación está compuesta de dos partes: una *Identificación Funcional* y una *Identificación de Lazo*.

La identificación funcional a su vez está compuesta de una *Primera Letra* que identifica a la variable medida o controlada y una serie de *Letras Sucesoras* que describen las funciones del instrumento. Por su parte la identificación del lazo está constituida por un *Número del Lazo* y un *Sufijo* si este fuera necesario.

T	*IC*	*10*	*A*
Primera letra	*Letras sucesoras*	*Número del lazo*	*Sufijo*
Identificación funcional		**Identificación de lazo**	
IDENTIFICACION DEL INSTRUMENTO			

La siguiente tabla muestra el significado de las letras dependiendo de su posición dentro de la etiqueta del instrumento.

LETRAS DE IDENTIFICACIÓN					
	Primera Letra		***Letras Sucesora***		
	Variable medida	*Modificador*	*Función pasiva*	*Funciones de salida*	*Modificador*
A	análisis	-	alarma	-	-
B	llama	-	libre	libre	libre
C	libre	-	control	-	-

LETRAS DE IDENTIFICACIÓN					
D	libre	diferencial	-	-	-
E	voltaje (fem)	-	elemento primario	-	-
F	caudal	relación	-	-	-
G	libre	-	visor, mirilla	-	-
H	manual	-	-	-	alto
I	corriente eléctrica	-	indicador	-	-
J	potencia	muestra	-	-	-
K	tiempo	razón de cambio	-	estación de control	-
L	nivel	-	luz piloto	-	bajo
M	libre	Momentáneo	-	-	medio, intermedio
N	libre	-	libre	libre	libre
O	Libre	-	orificio	-	-
P	presión, vacío	-	Punto de prueba	-	-
Q	cantidad	Integrar (totalizar)	-	-	-
R	radioactividad	-	registrador	-	-
S	velocidad, frecuencia	seguridad	-	interruptor	-
T	temperatura	-	-	transmisor	-
U	multivariable	-	multifunción	multifunción	multifunción
V	vibración	-	-	válvula	-
W	peso, fuerza	-	Pozo	-	-
X	no clasificado	eje X	no clasificado	no clasificado	no clasificado
Y	evento	eje Y	-	relé, convertidor	-
Z	posición	eje Z	-	actuador, elemento final de control no clasificado	-

Símbolos y Números de Instrumentación

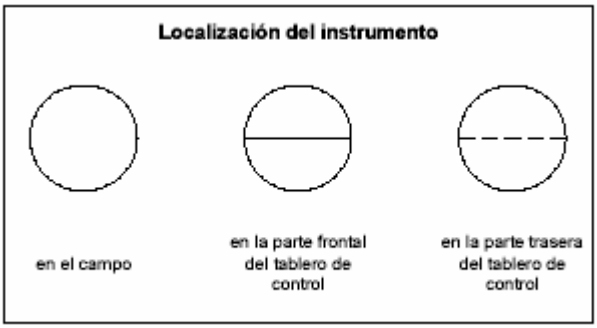
La indicación de los símbolos de varios instrumentos o funciones han sido aplicados en las típicas formas. El uso no implica que la designación o aplicaciones de los instrumentos o funciones estén restringidas en ninguna manera. Donde los símbolos alternativos son mostrados sin una preferencia, la secuencia relativa de los números no implica una preferencia.

Un símbolo distintivo cuya relación con el lazo es simplemente aparentar que un diagrama no necesita ser etiquetado individualmente. Por ejemplo una placa con orificio o una válvula de control que es parte de un sistema más largo no necesita ser mostrado con un número de etiqueta en un diagrama. También, donde hay un elemento primario conectado a otro instrumento en un diagrama, hace uso de un símbolo para representar que el elemento primario en un diagrama puede ser opcional.

Símbolos generales.

Los tamaños de las etiquetas y de los símbolos de los misceláneos son los tamaños generalmente recomendados. Los tamaños óptimos pueden variar dependiendo en donde o no es reducido el diagrama y dependiendo el número de caracteres seleccionados apropiadamente acompañados de otros símbolos de otros equipos en un diagrama.

La etiqueta o rótulo del instrumento, se encerrará dentro de un círculo de aproximadamente 1 cm de diámetro, el cual indica la localización del instrumento, ya sea que este esté instalado directamente en el campo en los equipos mismos, en un tablero de control accesible al operador (por la parte frontal) o en su parte interior (trasera).



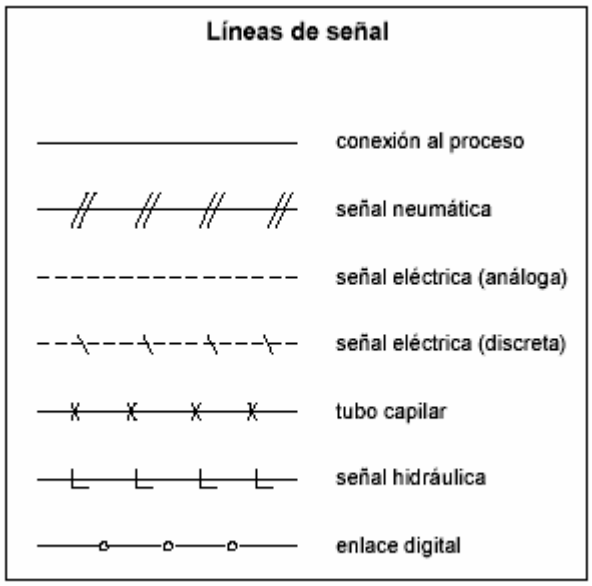
Líneas de interconexión (señales)

Las líneas de señales pueden ser dibujadas en un diagrama enteramente o dejando la parte apropiada de un símbolo en cualquier ángulo. La función de los designadores de bloque y los números de las etiquetas podrían ser siempre mostrados con una orientación horizontal. Flechas direccionales podrían ser agregadas a las líneas de las señales cuando se necesite aclarar la dirección del flujo para información. La aplicación de flechas direccionales facilita el entendimiento de un sistema dado.

Eléctrico, neumático o cualquier otro suministro de energía para un instrumento no se espera que sea mostrado, pero es esencial para el entendimiento de las operaciones de los instrumentos en un lazo de control.

En general, una línea de una señal representara la interconexión entre dos instrumentos en un diagrama de flujo siempre a través de ellos. Pueden ser conectados físicamente por más de una línea.

La interconexión de los instrumentos al proceso y entre estos, se realiza con líneas que indican el tipo se conexión o señal empleada.



Un globo o círculo simboliza a un instrumento aislado o instrumento discreto, pare el caso donde el círculo esta dentro de un cuadrado, simboliza un instrumento que comparte un display o un control.

Los hexágonos se usan para designar funciones de computadora. Para terminar el los controles lógicos programables PLC's se simbolizan con un rombo dentro de un cuadrado.

Instrumento Discreto	
Display Compartido, Control Compartido	
Función de computadora	
Control Lógico Programable	

Descripción de cómo los círculos indican la posición de los instrumentos.

Los símbolos también indican la posición en que están montados los instrumentos. Los símbolos con o sin líneas nos indican esta información. Las líneas son variadas como son: una sola línea, doble línea o líneas punteadas.

	Montado en Tablero Normalmente accesible al operador	**Montado en Campo**	**Ubicación Auxiliar. Normalmente accesible al operador.**
Instrumento Discreto o Aislado			
Display compartido, Control compartido.			
Función de Computadora			
Control Lógico Programable			

Las líneas punteadas indican que el instrumento esta mondado en la parte posterior del panel el cual no es accesible al operador.

Instrumento Discreto	
Función de Computadora	
Control Lógico Programable	

1.3 Norma SAMA

Los diagramas con simbología SAMA (Scientific Apparatus Makers Association) son utilizados frecuentemente para documentar estrategias complejas de control. Los símbolos estándar definidos en la norma RC22-11, soportan directamente los detalles del procesamiento de señales de control. El diagrama SAMA es muy similar a la carta de flujo en apariencia con símbolos para representar diferentes funciones y se fundamentan en el manejo de la siguiente tabla.

1.4 Símbolos y diagramas de control analógico.

La secuencia en cada uno de los instrumentos o funciones de un lazo están conectados en un diagrama y pueden reflejar el funcionamiento lógico o información acerca del flujo, algunos de estos arreglos no necesariamente corresponderán a la secuencia de la señal de conexión. Un lazo electrónico usando una señal analógica de voltaje requiere de un cableado paralelo, mientras un lazo que usa señales de corriente analógica requiere de series de interconexión. El diagrama en ambos casos podría ser dibujado a través de todo el cableado, para mostrar la interrelación funcional claramente mientras se mantiene la presentación independiente del tipo de instrumentación finalmente instalado.

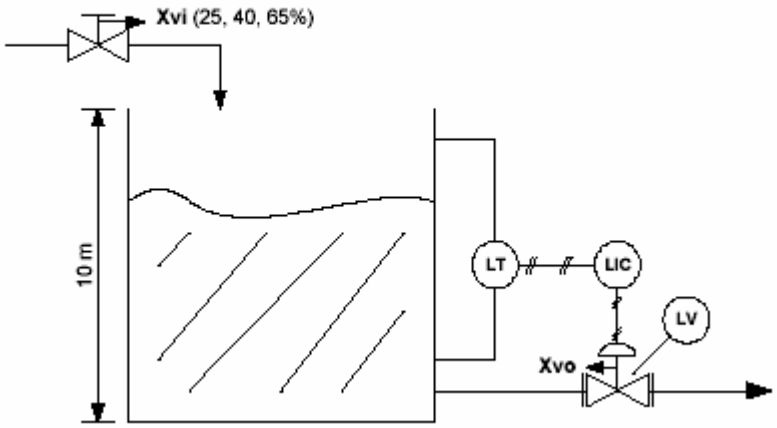
El grado de los detalles para ser aplicado a cada documento o sección del mismo esta enteramente en la discreción del usuario de la conexión. Los símbolos y designaciones en esta conexión pueden diseñarse para la aplicación en un hardware o en una función en específico. Los diagramas de flujo de un proceso usualmente son menos detallados que un diagrama de flujo de ingeniería. Los diagramas de ingeniería pueden mostrar todos los componentes en línea, pero pueden diferir de usuario a usuario en relación a los detalles mostrados. En ningún caso, la consistencia puede ser establecida para una aplicación.

Los términos simplificado, conceptual, y detallado aplicado a los diagramas donde se escoge la representación a través de la sección de un uso típico. Cada usuario debe establecer el grado de detalle de los propósitos del documento específico o del documento generado.

Es común en la práctica para los diagramas de flujo de ingeniería omitir los símbolos de interconexión y los componentes de hardware que son realmente necesarios para un sistema de trabajo, particularmente cuando la simbolización eléctrica interconecta sistemas.

Los ejemplos que se muestran a continuación demuestran lo anterior descrito.

Sistema de control de nivel



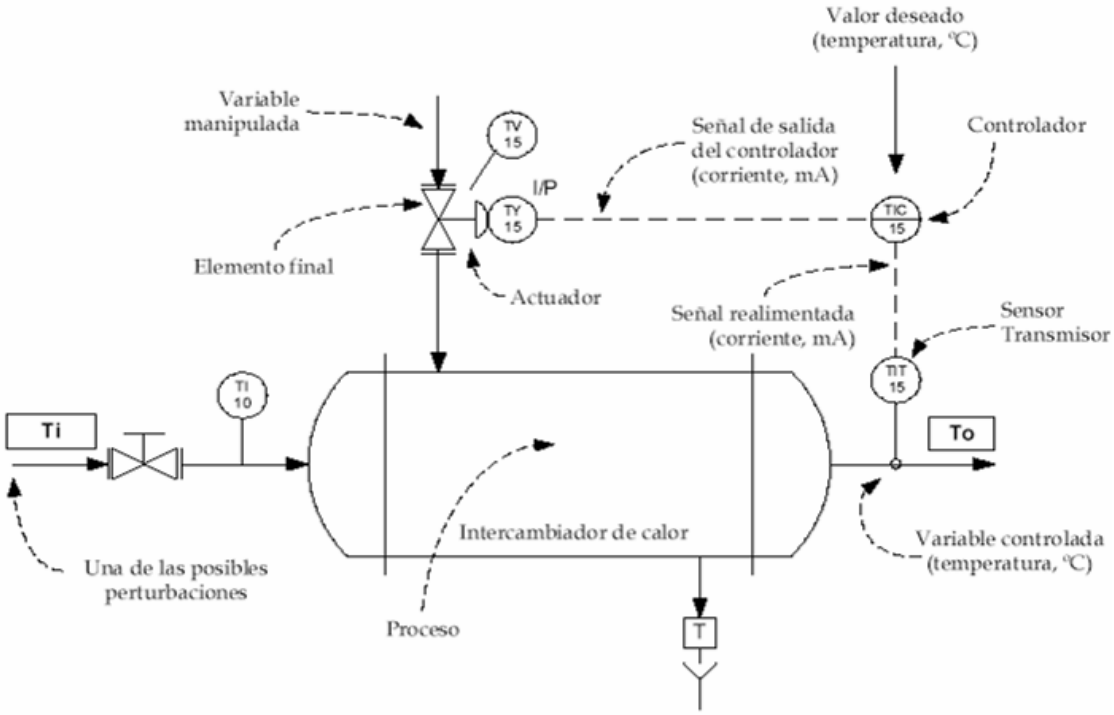
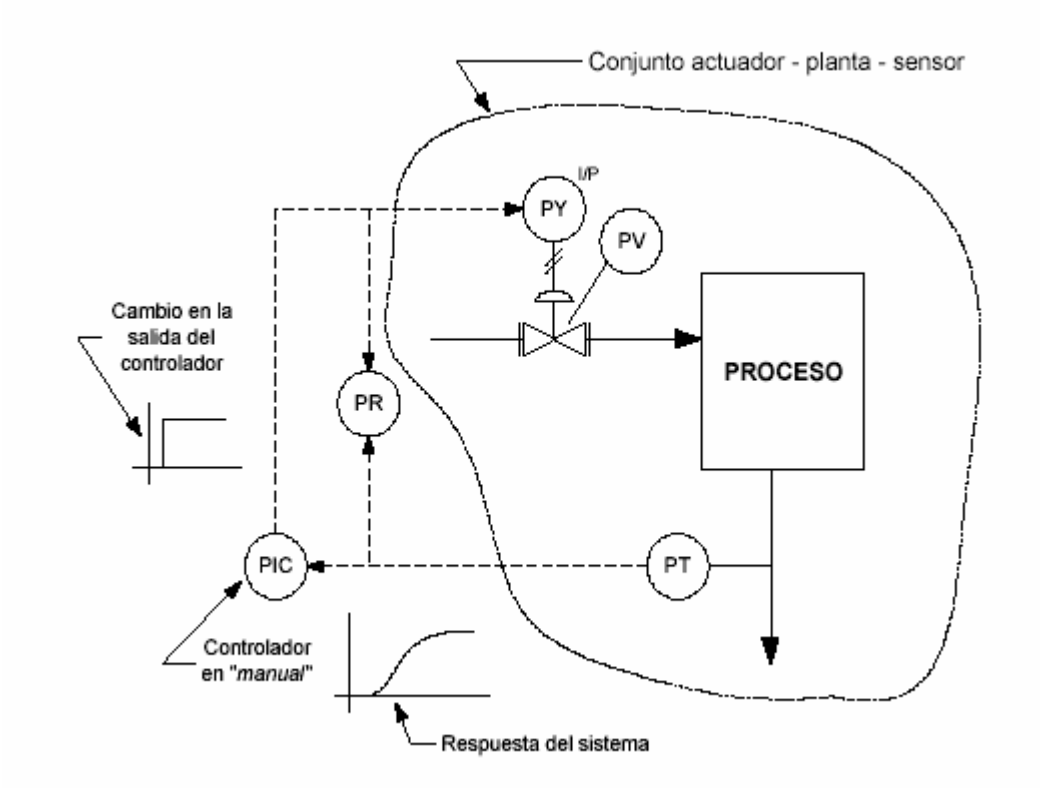
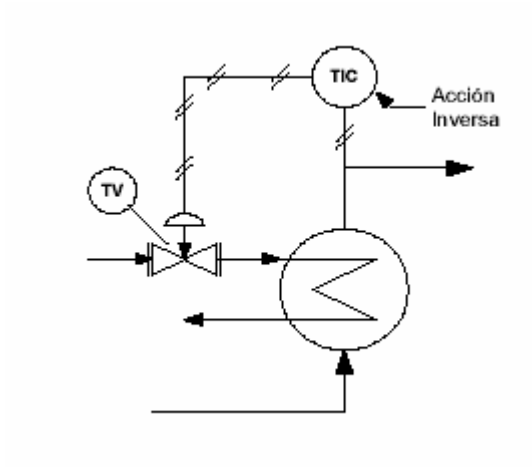
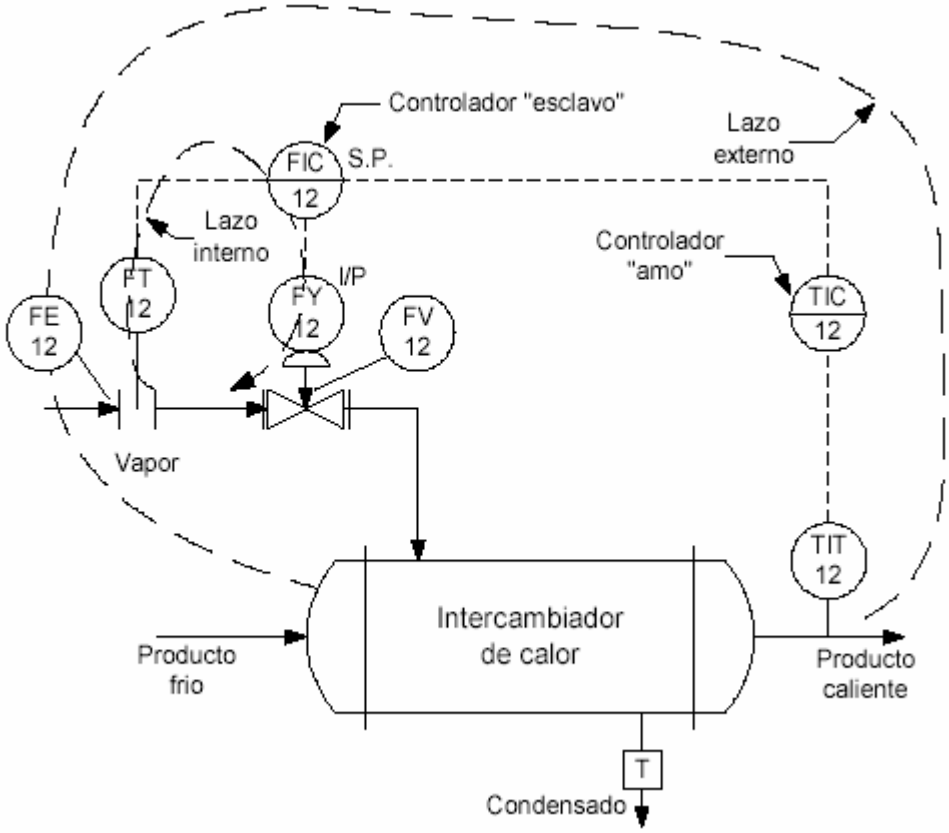
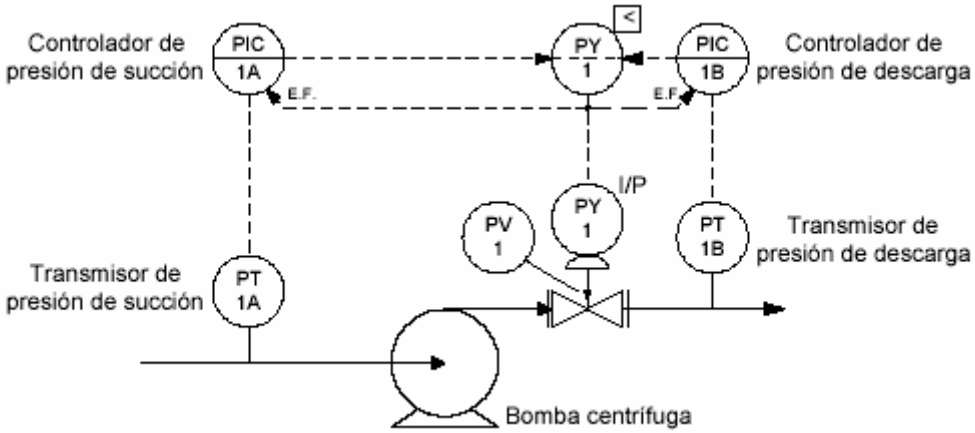


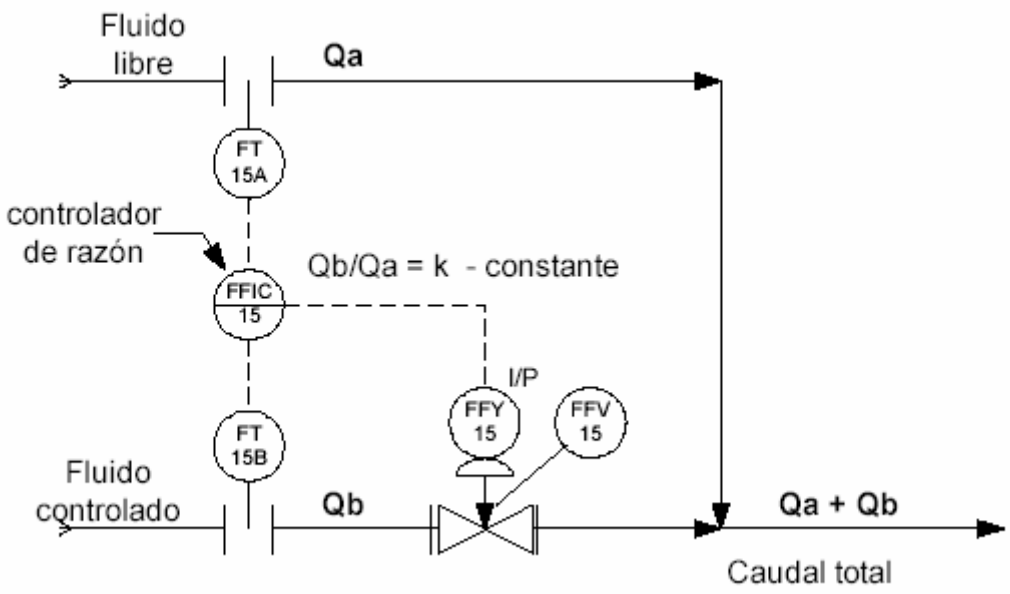
Diagrama de un lazo de control realimentado

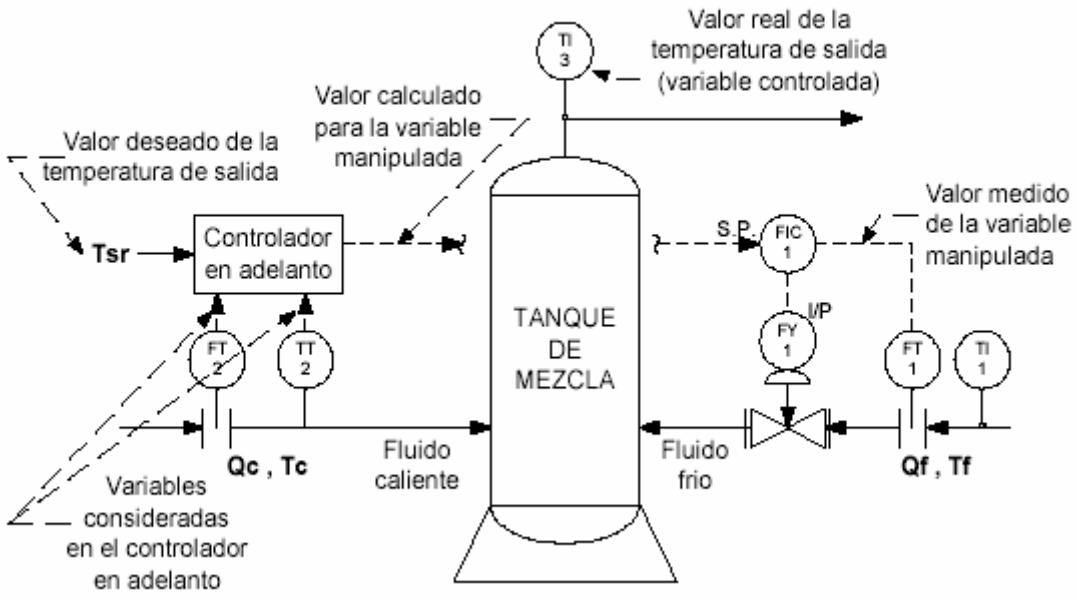

Conjunto actuador - planta - sensor
I/P
PY
PV
Cambio en la salida del controlador
PROCESO
PR
PIC
PT
Controlador en "manual"
Respuesta del sistema

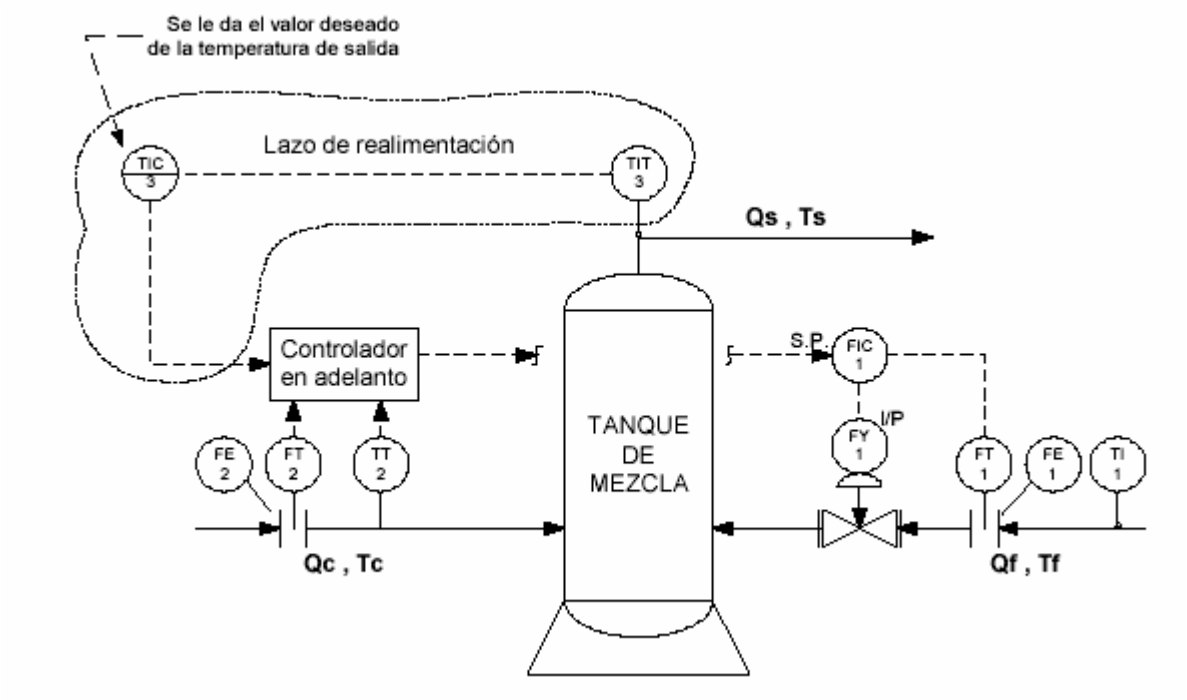

TIC
Acción Inversa
TV

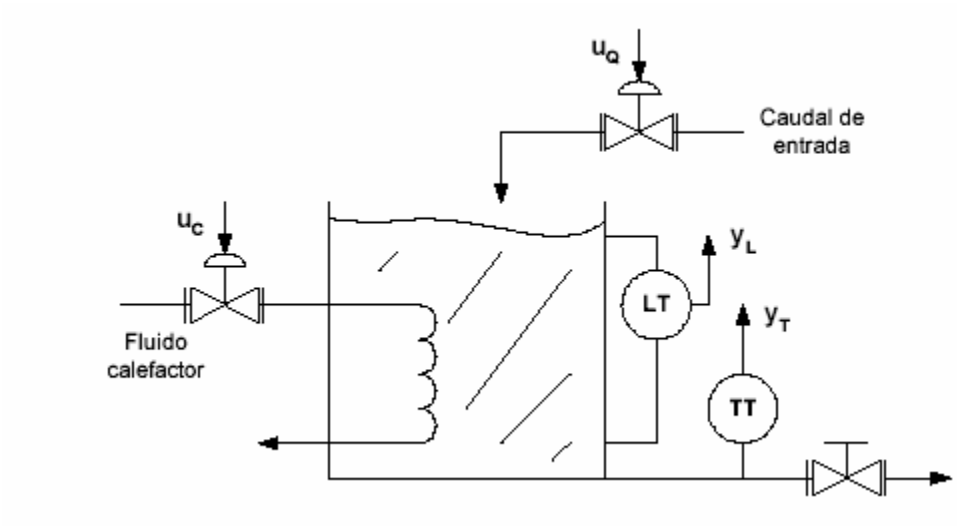

Controlador "esclavo"
Lazo externo
FIC 12
S.P.
Lazo interno
Controlador "amo"
FT 12
I/P
FY 12
FE 12
FV 12
TIC 12
Vapor
TIT 12
Intercambiador de calor
Producto frio
Producto caliente
T
Condensado

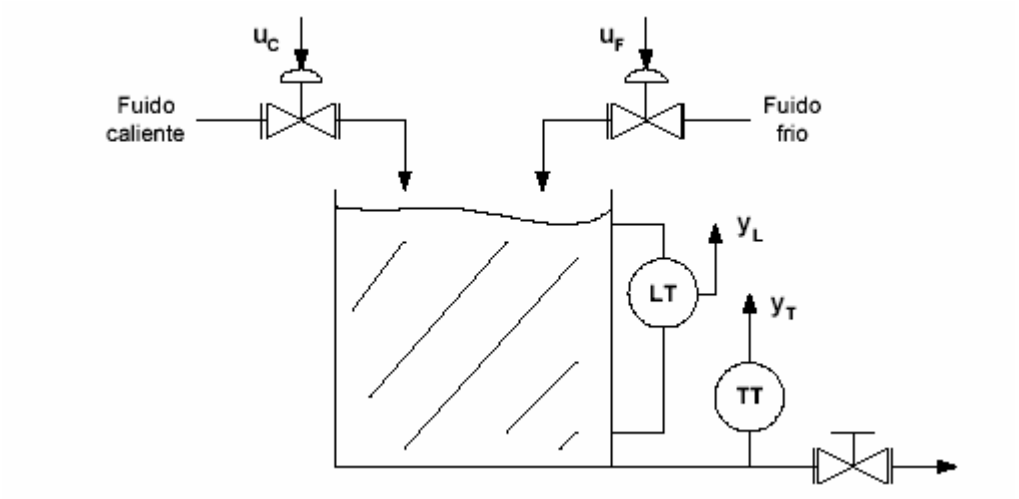

Controlador de presión de succión
PIC 1A
E.F.
PY 1
<
PIC 1B
E.F.
Controlador de presión de descarga
I/P
PY 1
PV 1
PT 1B
Transmisor de presión de descarga
Transmisor de presión de succión
PT 1A
Bomba centrífuga

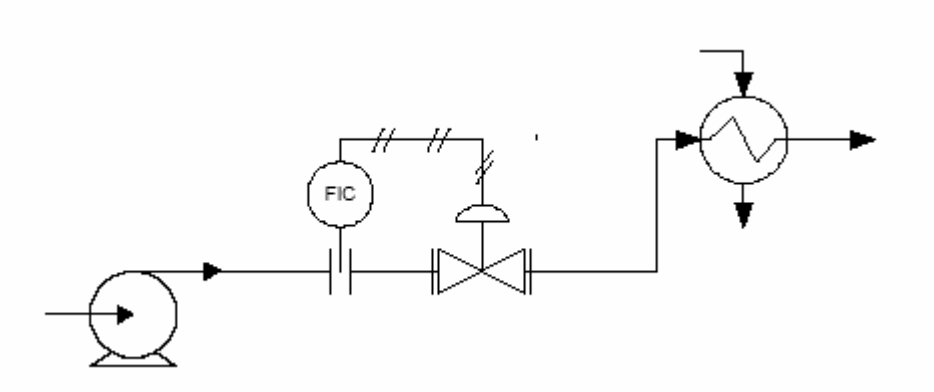

Fluido
libre
Qa
FT
15A
controlador
de razón
Qb/Qa = k - constante
FFIC
15
I/P
FFY
15
FFV
15
FT
15B
Fluido
controlado
Qb
Qa + Qb
Caudal total

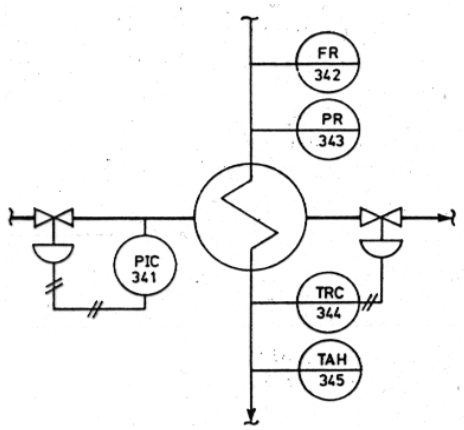

TI
3
Valor real de la
temperatura de salida
(variable controlada)
Valor calculado
para la variable
manipulada
Valor deseado de la
temperatura de salida
Tsr
Controlador
en adelanto
S.P.
FIC
1
Valor medido
de la variable
manipulada
I/P
FY
1
FT
2
TT
2
TANQUE
DE
MEZCLA
FT
1
TI
1
Qc , Tc
Fluido
caliente
Fluido
frio
Qf , Tf
Variables
consideradas
en el controlador
en adelanto


Se le da el valor deseado
de la temperatura de salida
Lazo de realimentación
TIC 3
TIT 3
Qs , Ts
Controlador
en adelanto
S.P.
FIC 1
I/P
FY 1
TANQUE
DE
MEZCLA
FE 2
FT 2
TT 2
FT 1
FE 1
TI 1
Qc , Tc
Qf , Tf


u_Q
Caudal de
entrada
u_C
y_L
LT
y_T
TT
Fluido
calefactor


u_C
u_F
Fuido caliente
Fuido frio
y_L
LT
y_T
TT

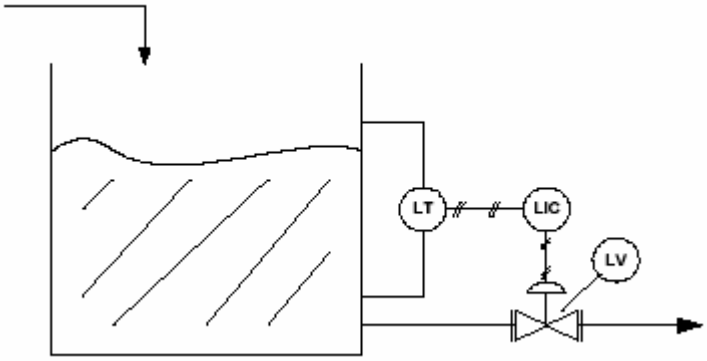

FIC


FR 342
PR 343
PIC 341
TRC 344
TAH 345

UNIDAD II
ACCIONES DE CONTROLADORES PID

2.1 Introducción a los controladores PID.

Características del proceso controlado. El estudio de los sistemas de control y la selección de los instrumentos requeridos para su desarrollo, debe empezar por el proceso o planta que se debe controlar. Se deben conocer tanto las características estáticas como dinámicas de este proceso.
Se requiere información de los valores normales, mínimos y máximos, de las diferentes variables involucradas en el sistema de control en estado estacionario, así como su comportamiento dinámico ante un cambio en las entradas.



¿QUÉ SE DEBE CONOCER DEL PROCESO PARA DISEÑAR EL SISTEMA DE CONTROL?

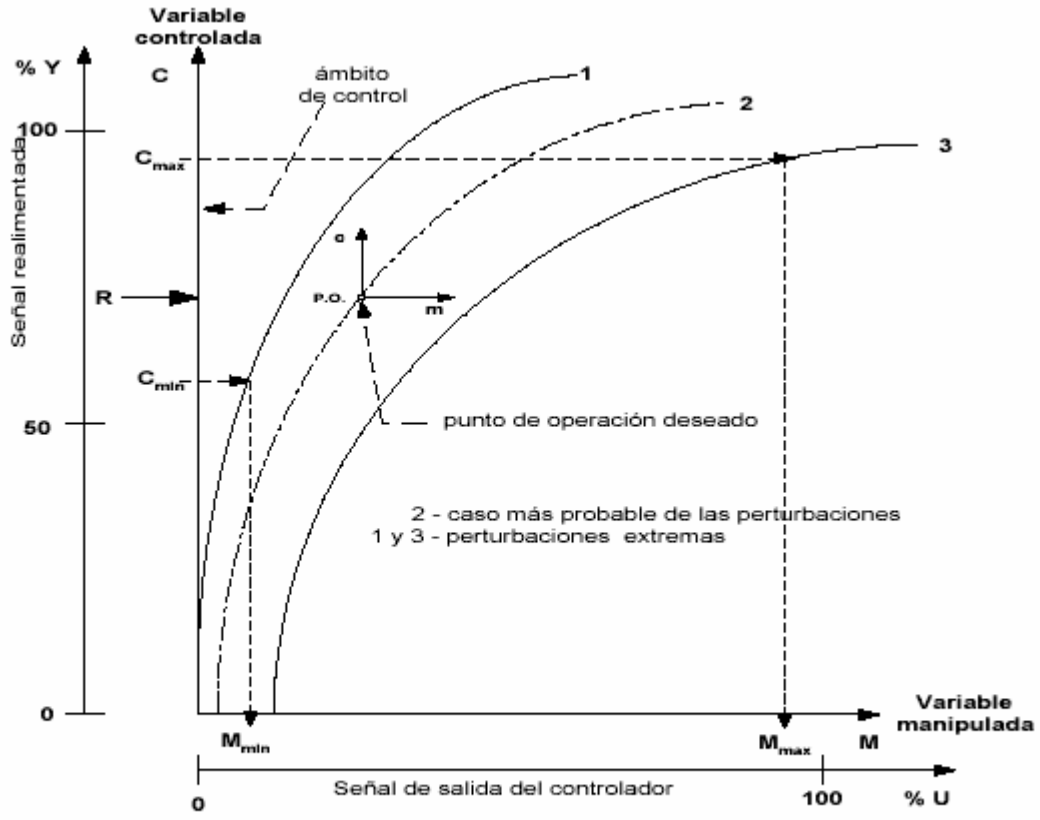
La *característica estática* (“*cuanto*”) es necesaria para seleccionar el ámbito de medición del elemento sensor y para el dimensionamiento del elemento final de control

La *característica dinámica* (“*cuan rápido*”) se requiere para seleccionar la estrategia de control y sintonizar adecuadamente el controlador.

La característica estática

Para seleccionar el ámbito de medición del elemento sensor y dimensionar el elemento final de control, es necesario conocer la curva característica estática de la planta o por lo menos los valores normales y extremos de las variables. Esta se puede obtener experimentalmente, deducir de un modelo teórico u obtener de los datos de diseño y manuales de operación del proceso.

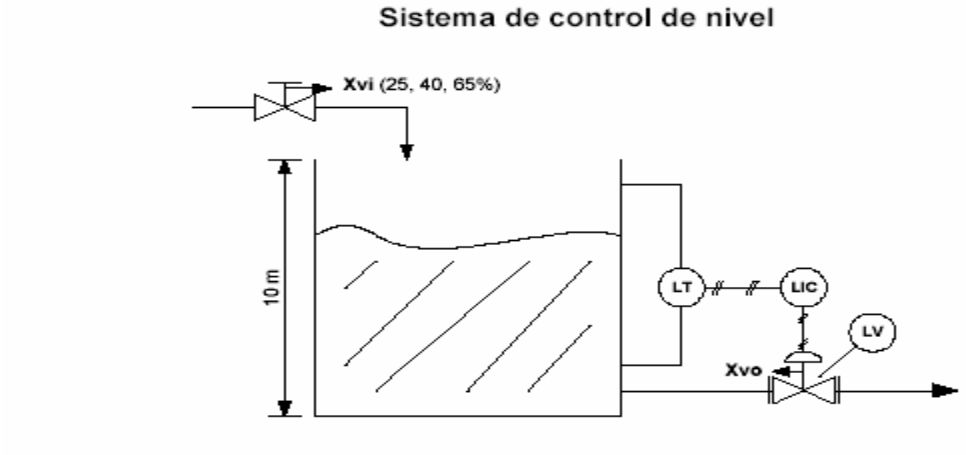
La *curva característica estática* muestra la dependencia entre la variable controlada (*C*) y la variable manipulada (*M*). Esta curva sin embargo no es única, si no que varía dentro de una franja debido a la variación de las perturbaciones. Se dirá entonces que la curva característica estática más probable (*2*), corresponde a la operación normal del proceso y que las dos extremas (*1* y *3*) corresponden a los peores casos de las perturbaciones.
Usualmente la curva característica estática muestra que la relación entre la variable manipulada y la variable controlada es no lineal.

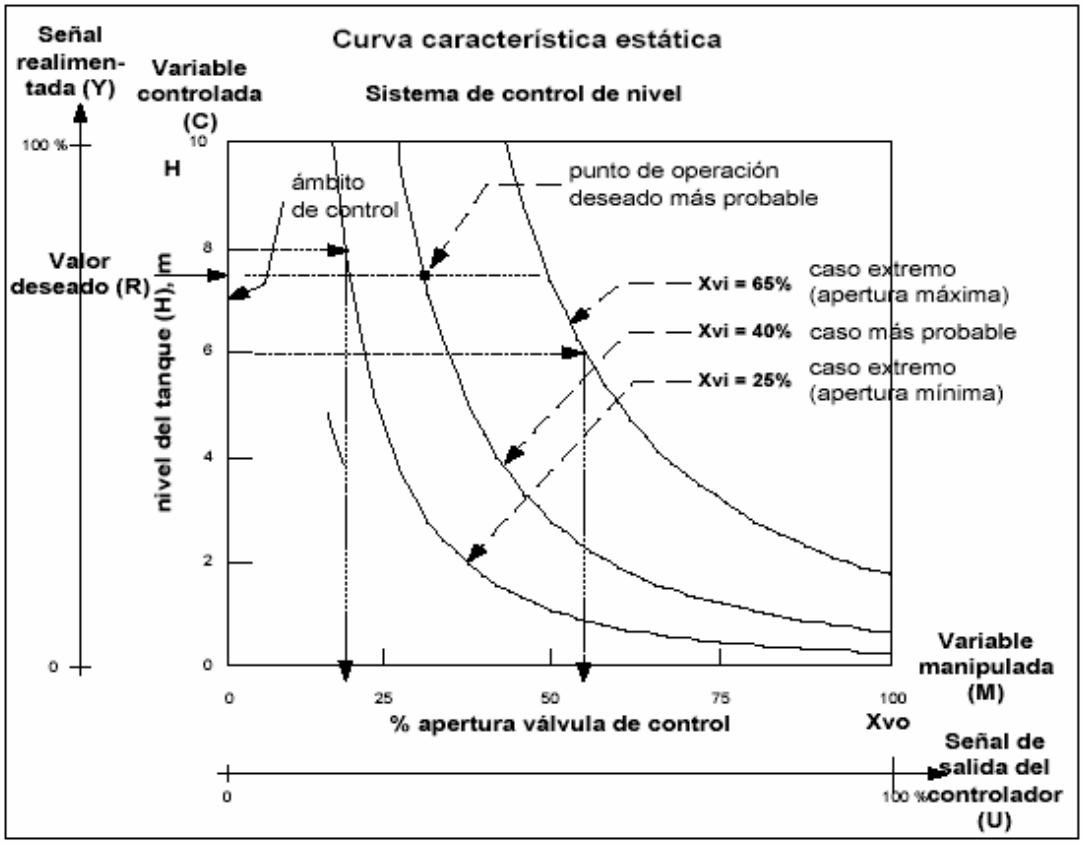


Curva característica estática

Se definirá un *ámbito de control*, como el ámbito dentro del cual se desean observar o controlar la variable controlada. El valor deseado estará dentro de este ámbito.
El sensor se dimensionará de manera que su ámbito de medición abarque completamente el ámbito de control y en la mayoría de los casos se medirá desde el nivel cero de la variable de interés.

El elemento final de control se dimensionará de manera que abarque los valores mínimos y máximos requeridos de la variable manipulada, para operar la planta dentro de todo el ámbito de control aún en los casos de perturbaciones extremas. Usualmente es necesario también que el elemento final de control permita dejar la planta fuera de operación.
Como se verá más adelante, al elegir el actuador y elemento final de control es necesario considerar lo que le pasará a la planta en el caso de fallar la señal de control o el suministro de energía al actuador, de manera de poder llevar la planta a una posición segura en una de estas eventualidades.
El dimensionamiento del elemento sensor permite incorporar a la característica estática, la relación entre la variable controlada (*C*) y la señal realimentada (*Y*), usualmente lineal, y el del elemento final, la relación entre la señal de salida del controlador (*U*) y la variable manipulada (*M*).
La relación en estado estacionario entre *M* y *C* será simplemente la curva característica estática de la planta y la existente entre *U* y *Y* la *curva característica estática del conjunto actuador-planta-sensor*, esta curva describe el comportamiento del conjunto de todos los elementos del lazo excepto el controlador, podemos decir que este es la “planta” vista por el controlador.
El valor deseado de la variable controlada permite establecer el punto de operación del sistema de control bajo la condición normal o más probable de las perturbaciones.
Como normalmente las plantas presentan características estáticas no lineales, su ganancia no es la misma en todos los puntos de operación posibles, es usual entonces que el estudio del comportamiento dinámico del sistema de control se realice empleando modelos linealizados u obtenidos experimentalmente en el punto de operación deseado, válidos para pequeñas variaciones de las diferentes variables (*c*, *y*, *u*, *m*).





La característica dinámica

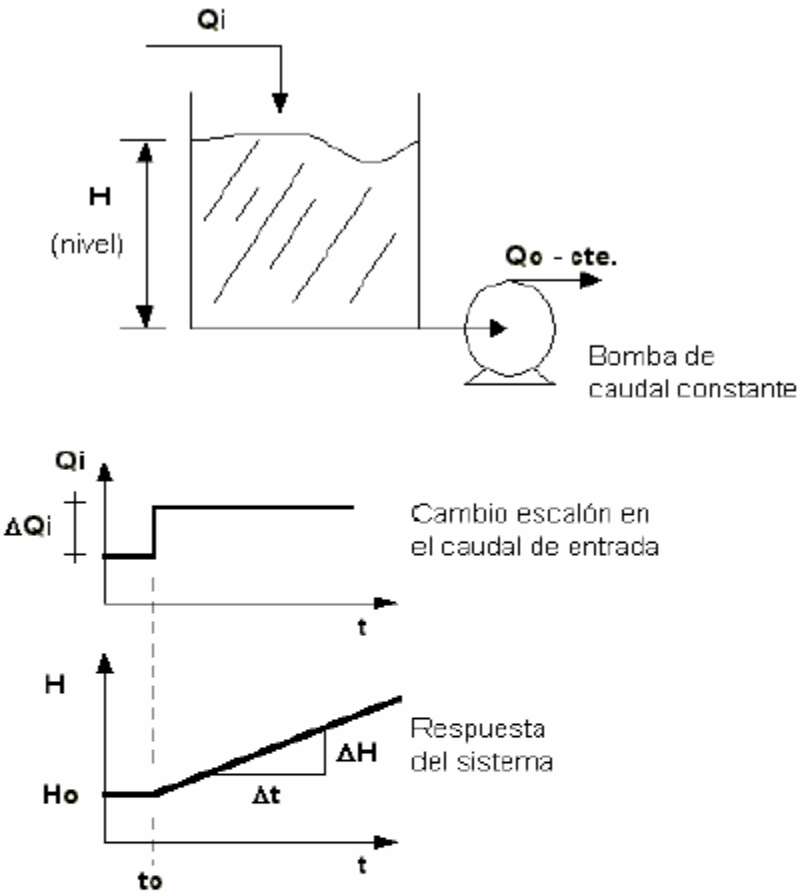
Se indicaron anteriormente las características del modelo estático, el cual describe a la planta según su comportamiento en estado estacionario.

Es necesario sin embargo disponer además con la información de cómo el conjunto actuador-planta-sensor pasa de un estado de régimen permanente a otro, al cambiar el valor de la señal de entrada. Se debe conocer entonces la respuesta transitoria del sistema, la cual depende del comportamiento dinámico del conjunto.

Se describen a continuación, sin entrar en detalle, los elementos dinámicos básicos que puede incorporar el proceso, normalmente en una forma combinada.

Proceso integrante

Caracterizado por su capacidad de almacenar materia o energía.



$$A\frac{dH}{dt}=Q_i-Q_o; \quad H(t)=H_o+\frac{1}{A}\int_{t_o}^{t}(Q_i-Q_o)\,d\tau$$

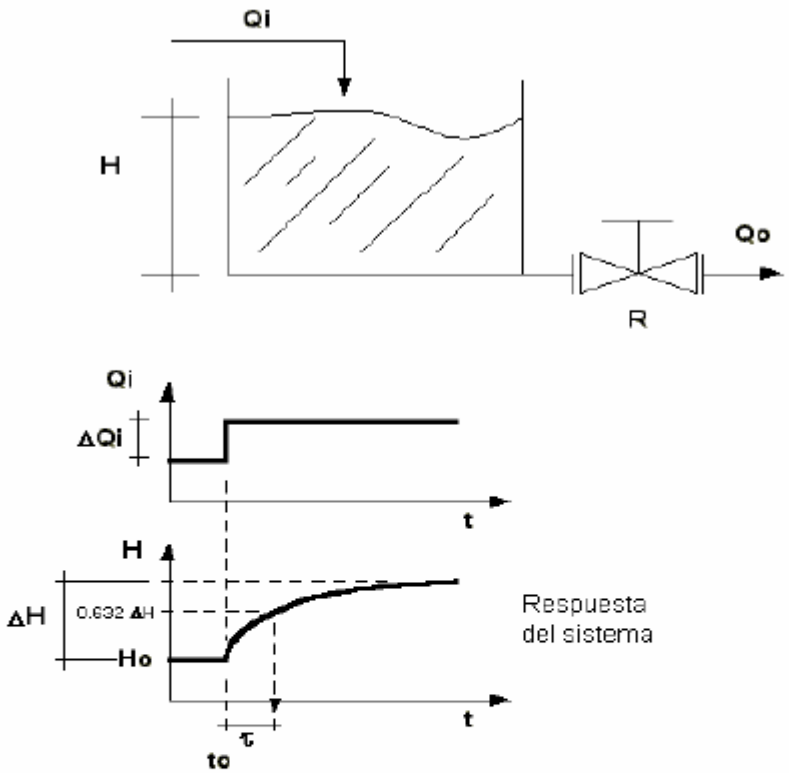
$$h(s)=\frac{k_p}{s}q_i(s); \quad k_p=\frac{\Delta H}{\Delta t\ \Delta Q_i}$$

$$c(s)=\frac{k_p}{s}u(s); \quad G_p(s)=\frac{k_p}{s}$$

k_p - ganancia

Proceso auto-regulado (retardo de primero orden)

Comprende un elemento almacenador de energía y uno disipador de energía, y está caracterizado por la *constante de tiempo* la cual depende de las características de estos dos elementos de sistema.



$$A\frac{dH}{dt}=Q_i-\frac{\rho g H}{R};\quad H(t)=H_o+k_p\left[1-e^{-t/\tau}\right]\Delta Q_i$$

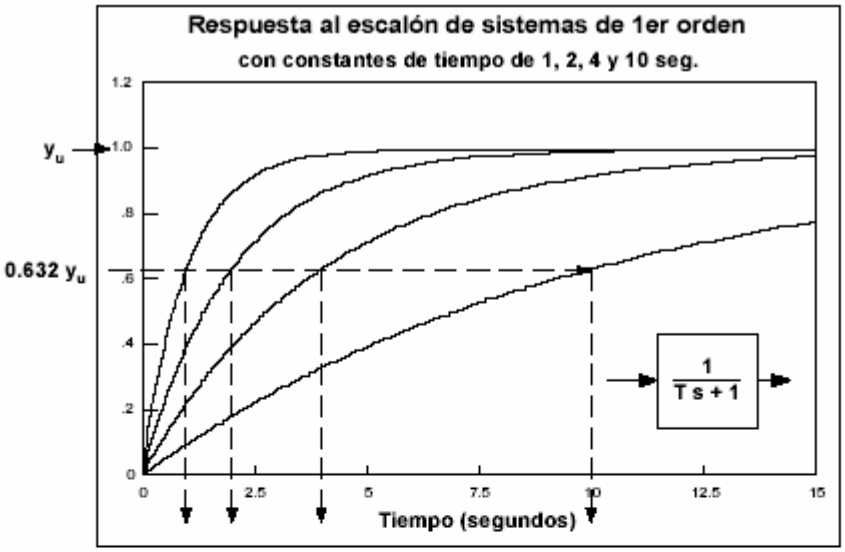
$$h(s)=\frac{k_p}{\tau s+1}q_i(s);\quad k_p=\frac{R}{\rho g}=\frac{\Delta H}{\Delta Q_i};\quad \tau=\frac{AR}{\rho g}$$

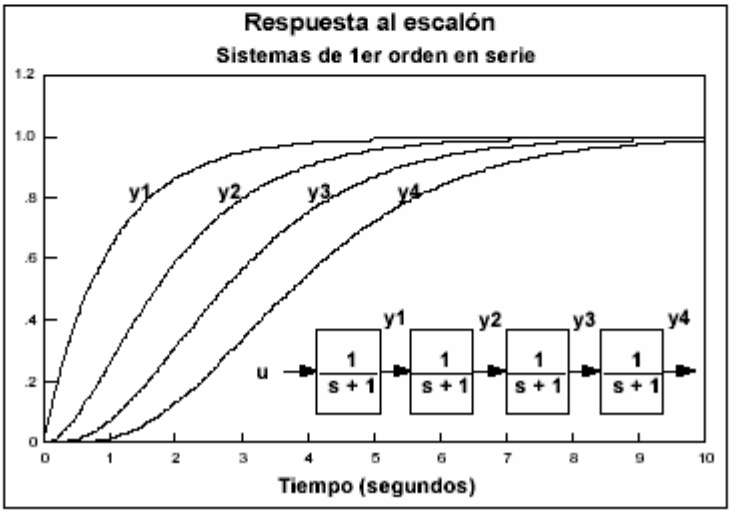
$$c(s)=\frac{k_p}{\tau s+1}u(s);\quad G_p(s)=\frac{k_p}{\tau s+1}$$

k_p – ganancia, τ – constante de tiempo

La constante de tiempo determina la velocidad de repuesta del sistema. A medida que la constante de tiempo crece, el sistema se torna más lento.

Por definición la constante de tiempo es el tiempo necesario, a partir del instante en que se aplica un cambio escalón en la entrada, para que la respuesta del sistema alcance el 63.2% del cambio total.

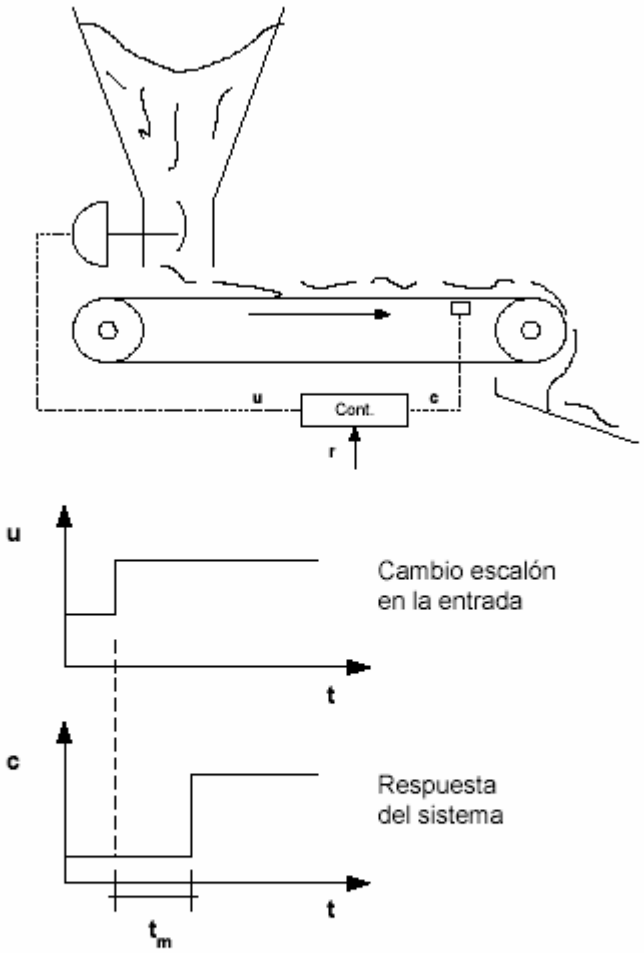




Existe una diferencia evidente e importante en la forma inicial de la respuesta al escalón de un sistema de primer orden y la de los de segundo orden o mayor, como de aprecia en el gráfico anterior, esto permite determinar si el sistema es de primer orden o no, pero no su orden si este es dos o mayor.

Tiempo muerto

Está determinado por el transporte de materia de un punto a otro del sistema, lo cual no se puede realizar en forma instantánea.



$$c(t)=k_p u(t-t_m)$$

$$c(s)=G_p(s)u(s)$$

$$G_p(s)=k_p\, e^{-t_m s}$$

t_m – tiempo muerto

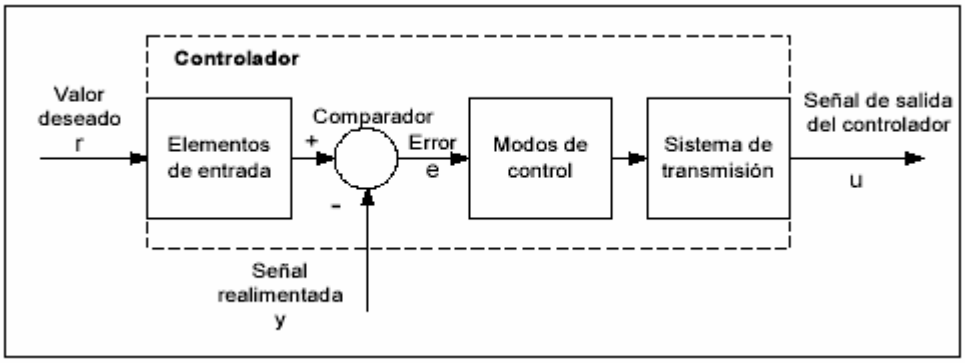
La existencia de tiempo muerto en la planta dificulta la operación del sistema de control.

Los sistemas con tiempo muertos grandes, son difíciles de controlar y normalmente requieren un tratamiento especial.

2.2 Controlador Proporcional (P).

Controladores y sus funciones. El controlador es "*un dispositivo que opera automáticamente para regular una variable controlada*". Para realizar esto, compara el valor real de la variable controlada con su valor deseado, para obtener una señal de error. Este error es procesado por los *modos de control* para calcular el cambio necesario de la variable manipulada para restablecer el equilibrio del sistema.

Aunque en adelante se denominará como controlador a los modos de control, un controlador industrial incorpora varios elementos funcionales adicionales incluyendo: una forma para que el operador pueda establecer el valor deseado de la variable controlada, un comparador para obtener la señal de error, un selector para la operación manual o automática, un selector de la acción del controlador, un medio para el establecimiento del valor de sus parámetros, indicadores de la variable controlada, el valor deseado y la señal de salida, y otras características particulares dependiendo del fabricante y la aplicación.



En los controladores continuos las señales de entrada y salida varían entre un valor mínimo y un valor máximo dependiendo de la naturaleza de las señales. Por ejemplo si la instrumentación en neumática, las señales serán presiones de aire entre 0.2 y 1.0 bar, si la instrumentación es electrónica, las señales de corriente variarán entre de 4 y 20 mA y las de voltaje entre 1 y 5 Vcc.

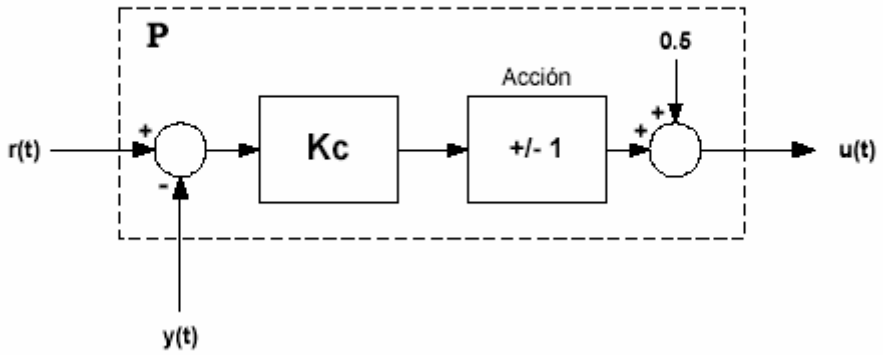
Los controladores de uso industrial estarán formados por la combinación de los *modos de control proporcional*, *integral* y *derivativo*.

Independientemente de que el controlador sea neumático, electrónico analógico o digital, o desarrollado por medio de un programa en un sistema de control por computadora o controlador lógico programable (*PLC*), para su correcta sintonización es indispensable conocer cual es la ecuación utilizada su fabricante para el algoritmo de control *PID* incluido en este.

La razón de lo anterior es que debido al desarrollo histórico de los controladores, los fabricantes no utilizan todas las mismas ecuaciones para sus algoritmos *PID*. Como se indicará más adelante, el problema surgió a partir del desarrollo del primer controlador *Proporcional – Integral – Derivativo* (*PID*) ya que los controladores

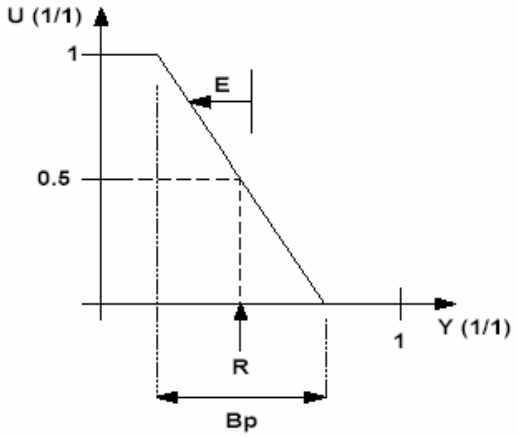
Proporcional (*P*), *Proporcional – Integral* (*PI*) y *Proporcional – Derivativo* (*PD*) fueron realizados en forma similar por todos los fabricantes.
La falta de estandarización en el desarrollo de los controladores *PID* de uso industrial, ha originado propuestas conducentes a establecer características deseadas mínimas que estos deban tener. Por su parte, la utilización de ecuaciones generales como las de los controladores universales propuestas permite reducir la confusión existente.
Un controlador formado por solamente el modo proporcional se denomina *controlador proporcional* o simplemente *controlador P.*

Diagrama de bloques del controlador Proporcional



En el controlador proporcional se puede seleccionar el *valor deseado* (*r*(*t*)), su *ganancia* (K_c) o *banda proporcional* (B_p) y la *acción*.
La banda proporcional es el cambio porcentual necesario en la señal realimentada (*y*) para producir un cambio de 0 al 100% en la salida del controlador (*u*).

Característica de un controlador Proporcional (acción inversa)



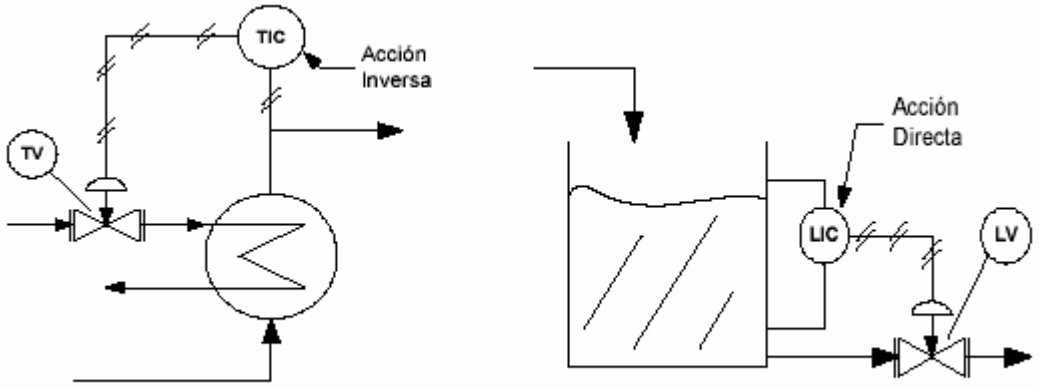
El término *banda proporcional* B_p utilizado para denotar el parámetro de ajuste de los controladores proporcionales, es más empleado en los controladores neumáticos y algunos electrónicos antiguos, en la actualidad sin embargo es más frecuente la utilización del término *ganancia* o "*sensitividad proporcional*" K_c para este ajuste. La relación entre estos dos parámetros es:

$$B_p = \frac{100}{K_c} \qquad (5.3\text{-}2)$$

entonces:

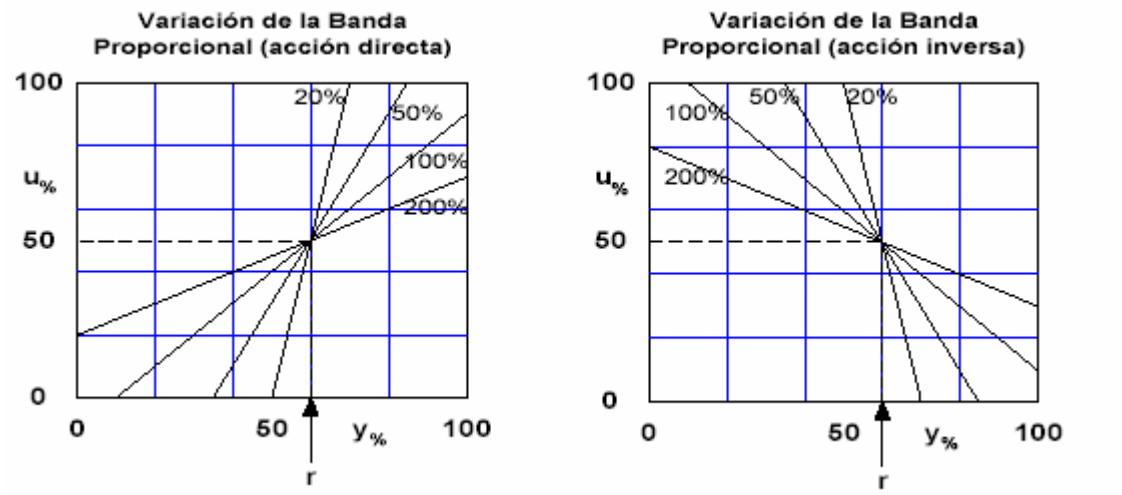
B_p = 50% k_c = 2.0
B_p = 100% k_c = 1.0
B_p = 400% k_c = 0.25

El controlador puede tener *acción directa* o *acción inversa.* Cuando la acción es directa, la salida del controlador crecerá cuando la señal realimentada crezca y cuando su acción es inversa, la salida del controlador decrecerá cuando la señal realimentada crezca.
La acción del controlador debe de elegirse en forma adecuada de manera que el controlador efectúe las correcciones tendientes a disminuir el error, producto por ejemplo de una perturbación, y no a aumentarlo se esta se selecciona en forma equivocada.
La selección de la acción del controlador debe tomar en cuenta el signo de la ganancia de la planta y la acción del actuador en caso de falla del elemento final. Considerando entonces la ganancia del conjunto actuador – planta – sensor, la acción del controlador debe ser inversa si esta es positiva y directa si es negativa.



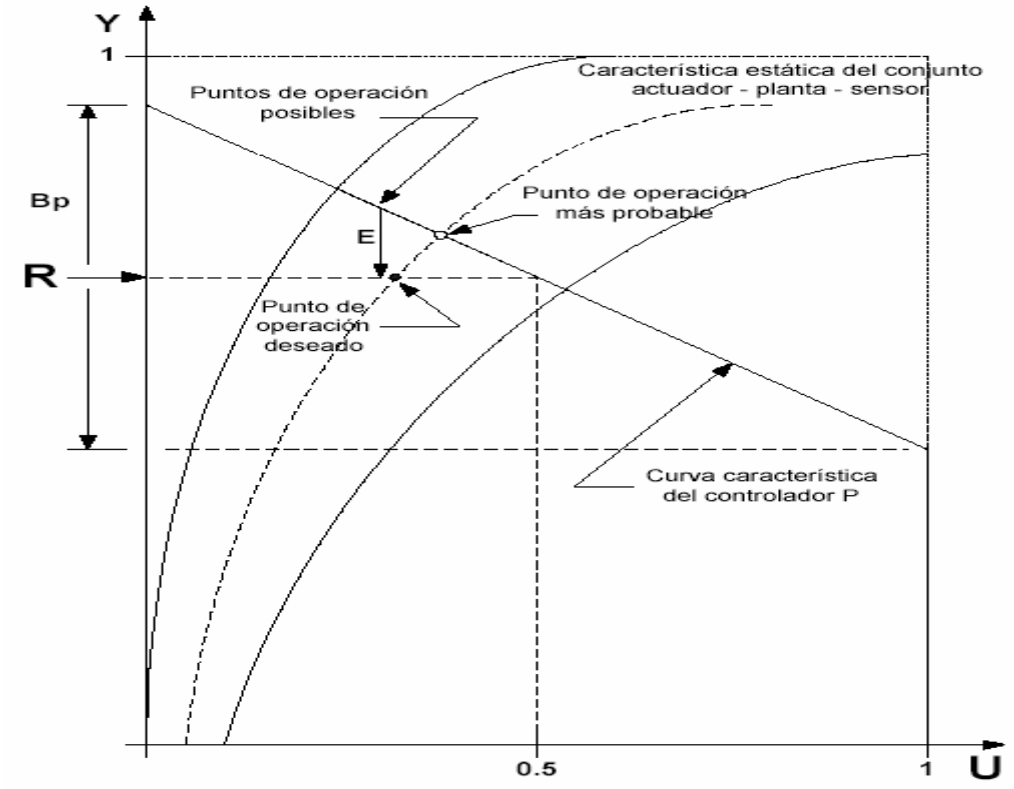
Los controladores comerciales tienen un "*selector de acción*", de manera que este debe ponerse en la posición correcta antes de de poner el controlador en operación automática.

Una selección incorrecta de la acción del controlador resultará en un lazo de control inestable en operación automática.



Los controladores proporcionales industriales tienen la característica de que cuando el error es cero, su salida es el 50%. Esta inhabilidad de poder producir una señal de salida diferente del 50% cuando el error es cero, es la causa fundamental de la existencia de un error permanente cuando se utilizan estos controladores.

Comportamiento en régimen permanente - Controlador P



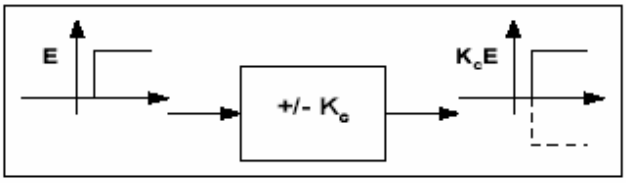
Comportamiento dinámico del sistema con un controlador P

El comportamiento dinámico del sistema de control se investigará para pequeñas variaciones de las variables en torno a un punto, el punto de operación deseado del sistema.
Para pequeñas variaciones de las variables la ecuación (5.3-1) se reduce a

$$u(t) = \pm K_c e(t) = \pm \frac{100}{B_p} e(t) \qquad (5.5\text{-}1)$$

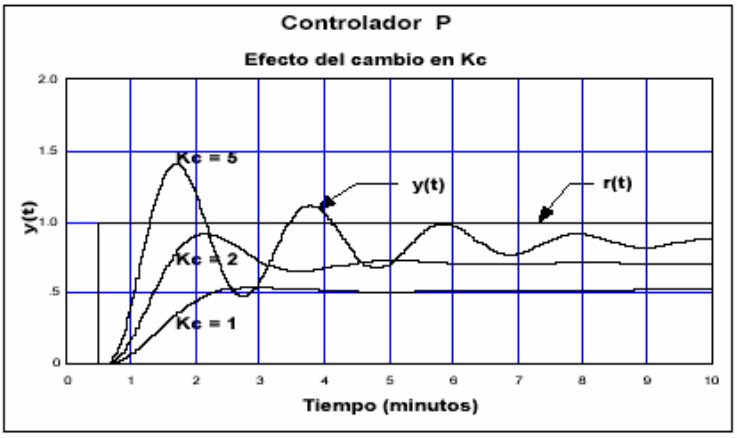
y la función de transferencia del controlador *P* será entonces:

$$G_{cP}(s) = K_c = \frac{100}{B_p} \qquad (5.5\text{-}2)$$



El siguiente gráfico muestra el comportamiento dinámico del sistema de control de una planta de tercer orden, con un controlador proporcional ante cambios en el valor deseado, para varios valores de la ganancia K_c.

Como se puede apreciar en las curvas de respuesta, al aumentar la ganancia o disminuir la banda proporcional, el error permanente respecto al nuevo valor deseado disminuye; el tiempo de levantamiento disminuye, el sistema responde inicialmente más rápido; el tiempo de asentamiento aumenta, el sistema es cada vez más lento; y las respuestas son cada vez más oscilatorias pudiendo llegar el sistema a ser inestable.



2.3 Controlador Proporcional – Integral (PI)

El modo proporcional visto anteriormente toma en cuenta la magnitud y el signo (*valor presente*) del error, pero no por cuanto tiempo ha existido o con que velocidad cambia este error. Además, el hecho de existir una relación uno a uno entre el error y la salida del controlador, hace que en la mayor parte de los casos, la salida requerida para mantener el balance del sistema en estado estacionario, solo se pueda obtener con un error permanente.

Un modo que toma en cuenta la "historia anterior" (*valores pasados*) del error y que permite obtener cualquier salida del controlador con error permanente cero es el modo integral. La salida del modo integral no alcanzará un valor estacionario hasta que el error sea cero y permanezca siendo cero. El modo integral adicionará a la salida del controlador una cantidad que es proporcional a la integral del error.

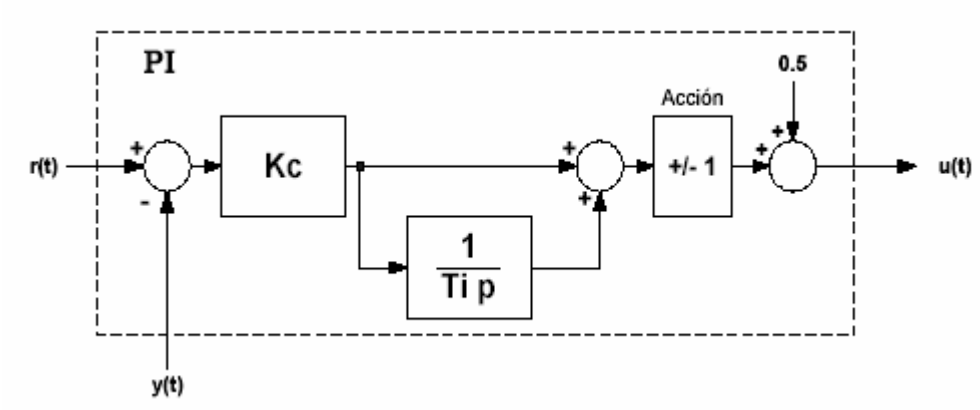
Aunque el modo integral se puede utilizar solo, en lo que se denomina un "*controlador flotante*", se emplea más comúnmente en combinación con el modo proporcional para formar un *controlador proporcional – integral* o simplemente *controlador PI*.

La ecuación para el controlador *PI* es:

$$u(t) = Acción\, K_c\left[e(t) + \frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau\right] + 0.5 = Acción\,\frac{100}{B_p}\left[e(t) + \frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau\right] + 0.5 \qquad (5.6\text{-}1)$$

Para $0 \le u(t) \le 1.0$ y 0 o 1.0, según corresponda a la acción, si se satura el sumador o el integrador.

Diagrama de bloques del controlador Proporcional – Integral



Como se puede notar en la ecuación (5.6-1) si el error es cero y permanece en cero, esto es si se está en estado estacionario, la contribución del modo proporcional es cero y el valor de la integral (modo integral) es un número finito positivo o negativo, lo cual permite obtener salidas del controlador diferentes del 50% con error permanente cero. El modo integral garantiza que el error permanente sea cero, ya que su contribución en la salida del controlador no alcanza un valor constante a menos que el error sea cero y permanezca siendo cero. Para pequeñas variaciones de las variables la ecuación (5.6-1) se reduce a:

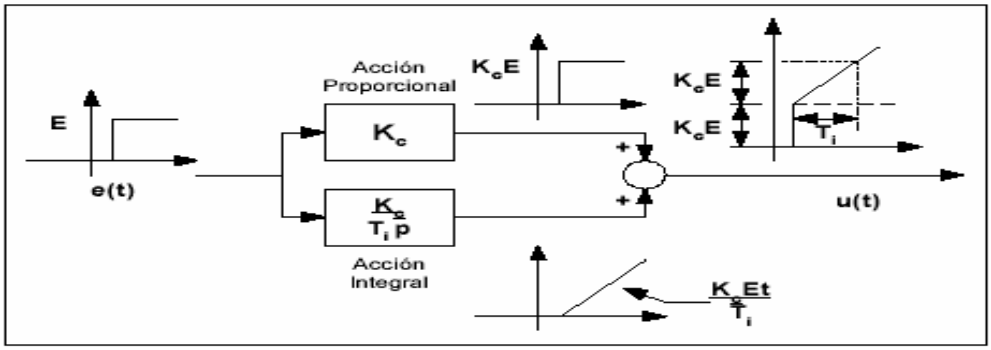
$$u(t)=\pm K_c\left[e(t)+\frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau\right] = \pm\frac{100}{B_p}\left[e(t)+\frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau\right] \qquad (5.6\text{-}2)$$

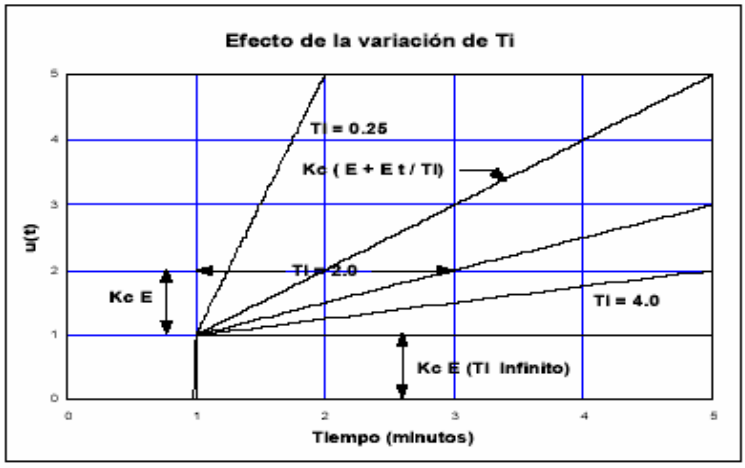
y la función de transferencia del controlador *PI* será

$$G_{cPI}(s)=K_c\left(1+\frac{1}{T_i s}\right)=\frac{100}{B_p}\left(1+\frac{1}{T_i s}\right) \qquad (5.6\text{-}3)$$

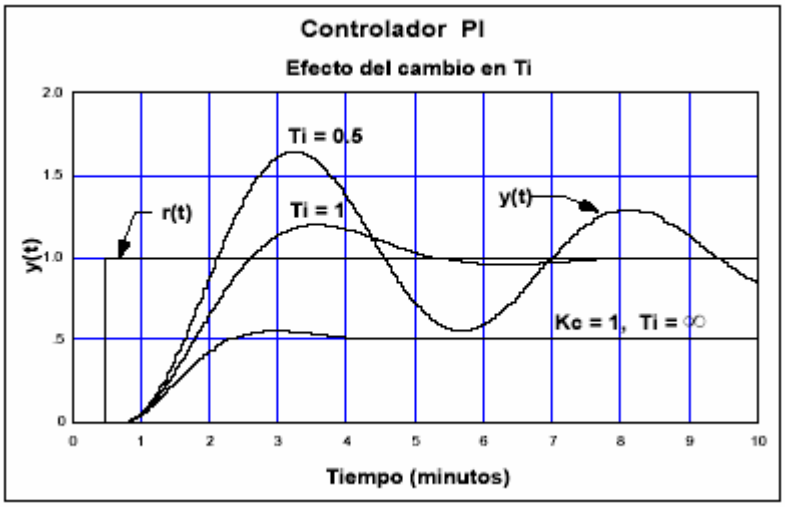
en donde:

K_c ganancia del controlador
B_p banda proporcional (%)
T_i tiempo integral





El siguiente gráfico muestra el comportamiento dinámico del sistema de control de una planta de tercer orden con un controlador proporcional – integral ante cambios en el valor deseado para varios valores del tiempo integral T_i.
Como se puede apreciar en las curvas de respuesta, si el tiempo integral tiende a infinito, se elimina el modo integral y el controlador se convierte en un controlador proporcional puro y por lo tanto habrá error permanente. Si se disminuye el tiempo integral, aumenta la acción integral, el error permanente es cero, pero la respuesta es más cada vez más oscilatoria en comparación con la obtenida con el controlador proporcional, pudiendo llegar el sistema a ser inestable. El modo integral elimina el error permanente pero disminuye la estabilidad relativa del sistema.



2.5 Controlador Proporcional – Derivativo (PD)

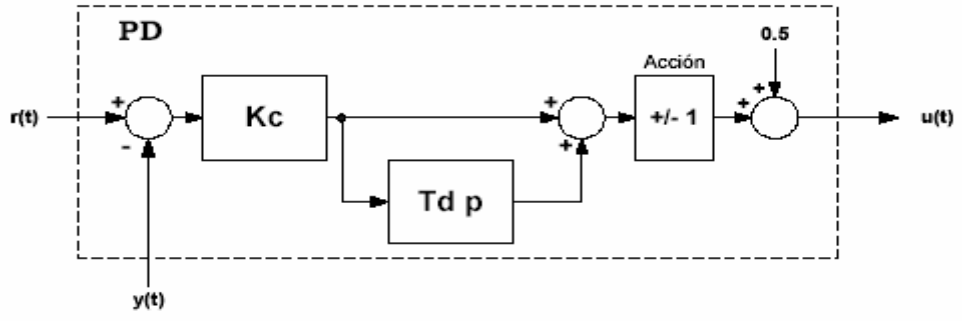
En los sistemas que tienden fácilmente a la inestabilidad, es conveniente introducir una compensación dinámica estabilizadora. Una acción de este tipo es la derivativa.
El modo derivativo toma en cuenta la velocidad con que cambia el error aumentando la amplitud de la acción correctiva cuando el error cambia rápidamente y disminuyéndola cuando cambia lentamente, además toma en cuenta la dirección en que cambia el error, esto es, las cantidades de acción correctiva grandes o pequeñas dependiendo de la velocidad de cambio, se suman si el error aumenta y se restan si el error disminuye.
El modo derivativo permite estimar la tendencia (*valores futuros*) del error.
La acción derivativa se encuentra siempre asociada a la acción proporcional para formar el *controlador proporcional – derivativo* o *controlador PD*.
La ecuación para el controlador *PD* es

$$u(t) = Acción\, K_c\left[e(t) + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] + 0.5 = Acción\frac{100}{B_p}\left[e(t) + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] + 0.5 \qquad (5.7\text{-}1)$$

para $0 \le u(t) \le 1.0$ y 0 o 1.0, según corresponda a la acción, si se satura el sumador.

Como se puede observar en la ecuación (5.7-1), si el error es cero y no cambia, o sea se está en régimen permanente, la salida del controlador será 50% ya que la contribución del modo proporcional será cero porque el error es cero y también será cero la contribución del modo derivativo porque el error no cambia. Por lo tanto la única forma de obtener salidas diferentes del 50% en estado estacionario es con un error distinto de cero, por lo que con un controlador *PD* se tendrá normalmente error permanente.

Diagrama de bloques del controlador Proporcional - Derivativo



Para pequeñas variaciones de las variables la ecuación (5.7-1) se reduce a:

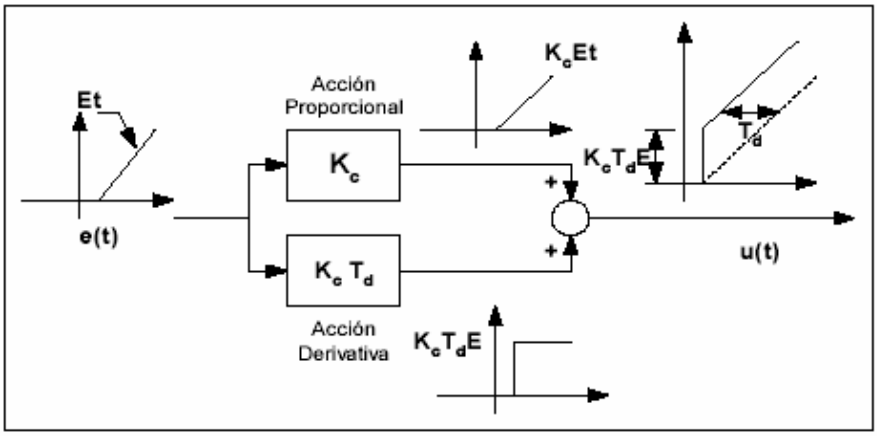
$$u(t) = \pm K_c\left[e(t) + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] = \pm\frac{100}{B_p}\left[e(t) + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] \qquad (5.7\text{-}2)$$

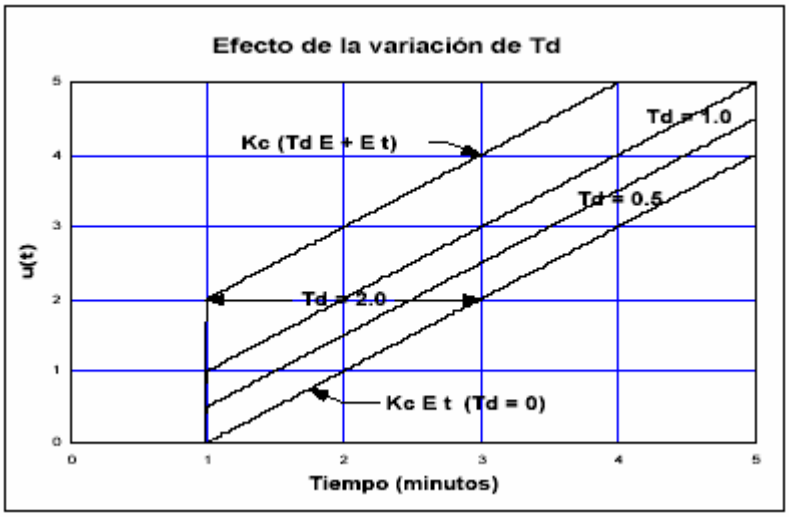
y la función de transferencia del controlador *PD* será:

$$G_{cPD}(s) = K_c(1 + T_d s) = \frac{100}{B_p}(1 + T_d s) \qquad (5.7\text{-}3)$$

en donde:

K_c	ganancia del controlador
B_p	banda proporcional (%)
T_d	tiempo derivativo

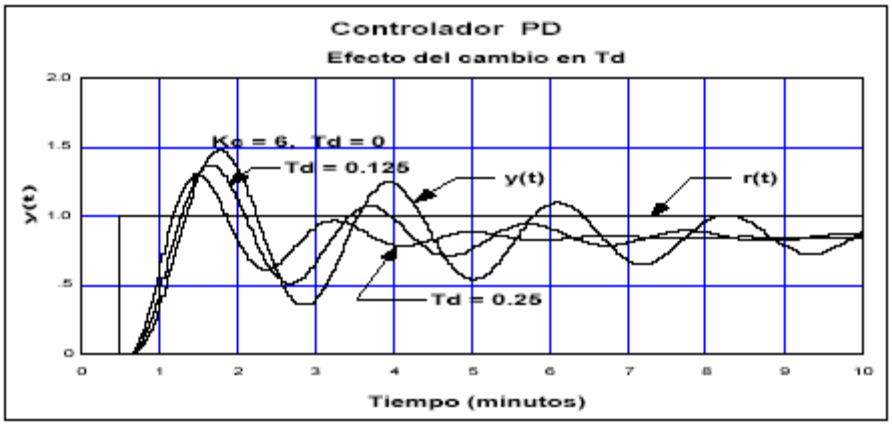




Al adicionar la acción derivativa se está adicionando adelanto en el controlador para compensar el retraso en el lazo. El uso del modo derivativo se limita usualmente a

aquellos casos con un retraso extremo en el proceso como es el caso de los lazos de control de temperatura, evitando utilizarlo en los sistemas con ruido de medición. El ajuste del tiempo derivativo tiene que ver con cuanto adelanto se introduce en la acción de control.

La adición del modo derivativo en el controlador hace normalmente que el lazo sea más estable si está ajustado correctamente. Si el lazo es más estable, la ganancia puede ser mayor y el error permanente será menor que el que se tendría con un controlador puramente proporcional.
Al aumenta la acción derivativa, aumentando T_d, el sistema es más estable, es más rápido y el sobrepaso máximo disminuye como puede apreciarse en las siguientes curvas de respuesta a un cambio en el valor deseado para el caso de una planta de tercer orden. El cambio del tiempo derivativo no tiene ningún efecto sobre el error permanente.



2.6 Controlador Proporcional – Integral – Derivativo (PID)

Los tres modos de control enumerados anteriormente pueden combinarse para formar un *controlador proporcional – integral – derivativo*, usualmente conocido simplemente como *controlador PID*.
Como se ha indicado con anterioridad, no existe una única ecuación para representar a todos los controladores *PID*. La razón principal estriba en que normalmente se ha utilizado una ecuación para explicar su funcionamiento en los libros de texto, mientras que los controladores reales fueron fabricados empleando otra ecuación por consideraciones principalmente económicas.

• ***PID-Ideal*** (No interactuante, ISA)

La ecuación usualmente utilizada en los libros de texto para describir el funcionamiento de los controladores *PID* es:

$$u(t) = Acción\ K_c\left[e(t) + \frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] + 0.5 \qquad (5.8\text{-}1a)$$

$$u(t) = Acción\ \frac{100}{B_p}\left[e(t) + \frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] + 0.5 \qquad (5.8\text{-}1b)$$

para $0 \le u(t) \le 1.0$ y 0 o 1.0, según corresponda a la acción, si se satura el sumador o el integrador, en donde:

K_c	ganancia del controlador
B_p	banda proporcional (%)
T_i	tiempo integral
T_d	tiempo derivativo

Para pequeñas variaciones de las variables la ecuación (5.8-1) se reduce a:

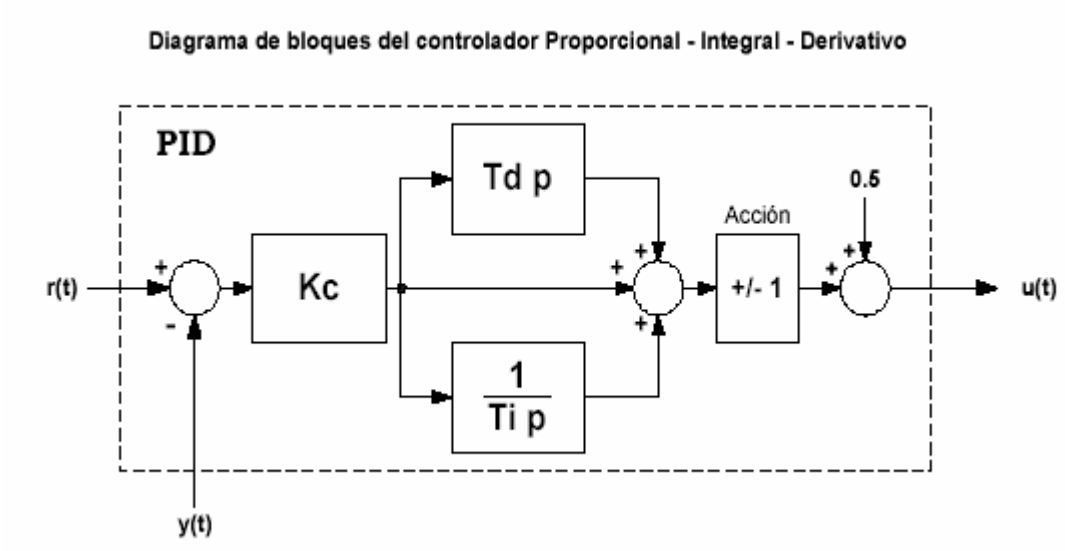
$$u(t) = \pm K_c\left[e(t) + \frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)\,d\tau + T_d\frac{de(t)}{dt}\right] \qquad (5.8\text{-}2)$$

y la función de transferencia de este controlador *PID-Ideal* será:

$$G_{cPIDIdeal}(s) = K_c\left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right) \qquad (5.8\text{-}3)$$

La ecuación (5.8-2) muestra claramente cada modo de control actuando por separado sobre el error por lo que también se le llama *no interactuante en el dominio*

del tiempo. Sin embargo si la función de transferencia (5.8-3) se escribe como un común denominador se puede apreciar que el numerador es un polinomio de segundo orden cuyas dos raíces dependen tanto del valor del tiempo integral como del tiempo derivativo, por lo que en ocasiones se dice que el controlador *PID-Ideal* es *interactuante en dominio de la frecuencia*.



Los controladores *P*, *PI* y *PD* de diferentes fabricantes tiene todos las mismas características básicas y sus funciones de transferencia son las enumeradas anteriormente, pero lo mismo no ocurre con los controladores *PID*, los cuales pueden diferir considerablemente. El origen principal de estas diferencias se remonta a la fabricación del primer controlador *PID* industrial, el Taylor Fulscope 100 en 1940. Los fabricantes encontraron que podían incorporar los modos integral y derivativo en un mismo controlador utilizando un solo amplificador si estos se interconectaban en tal forma que su función de transferencia tuviera los dos modos en serie y no en paralelo, como usualmente se describe en la ecuación de los controladores *PID*. Esto y otras variaciones posteriores ha dado origen a la existencia de diferentes tipos de controladores *PID* lo cual se complica al emplear los fabricantes diferentes nombres para referirse a ellos aunque sean similares.

Se presentan a continuación algunos de las otras formas de controladores *PID* existentes.

• ***PID-Serie*** (interactuante)

Es el resultado de poner un controlador *PI* en serie con un *PD*:

$$u(t) = Acción\ K_c^{'}\left[1+\frac{1}{T_i^{'}p}\right]\left[1+T_d^{'}p\right]e(t)+0.5 \qquad (5.8\text{-}4)$$

y su función de transferencia es:

$$G_{cPIDSerie}^{'}(s) = K_c^{'}\left(1+\frac{1}{T_i^{'}s}\right)\left(1+T_d^{'}s\right) \qquad (5.8\text{-}5)$$

Como se puede apreciar en la función de transferencia (5.8-5), la posición de cada uno de los ceros del controlador depende solo uno de los parámetros, tiempo integral o tiempo derivativo, por los pudiera decirse que este controlador es *no interactuante en el dominio de la frecuencia* aunque es *interactuante en el dominio del tiempo*. Por esto es importante al analizar la información de un fabricante que indica que su controlador es o no interactuante verificar si este se refiere a su función de transferencia o a su ecuación en el domino del tiempo.

- ***PID-Paralelo***

En este controlador cada modo tiene una ganancia de ajuste independiente:

$$u(t) = Acción\left[K_p+\frac{K_i}{p}+K_d p\right]e(t)+0.5 \qquad (5.8\text{-}6)$$

y su función de transferencia es:

$$G_{cPIDParalelo}(s) = \left(K_p+\frac{K_i}{s}+K_d s\right) \qquad (5.8\text{-}7)$$

El efecto de la variación de las diferentes ganancias del controlador paralelo no tiene el mismo efecto que el normalmente asociado a la ganancia y constantes de tiempo integral y derivativo de los controladores *PID* siendo normalmente más difícil de sintonizar mediante procedimientos de prueba y error.

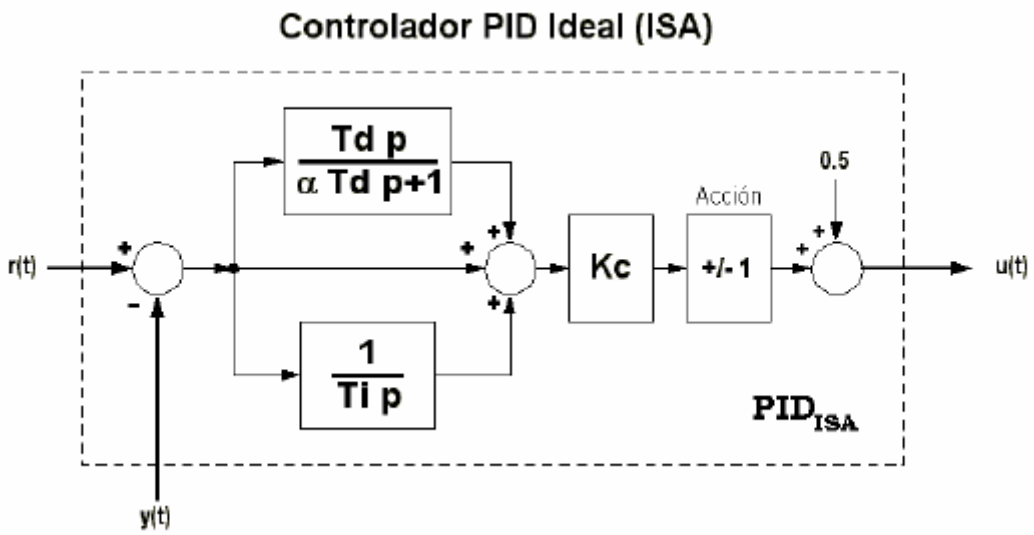
Controladores PID realizables

Filtro derivativo

Las ecuaciones vistas anteriormente para los controladores *PID* requieren ser modificadas para su realización. Como se puede observar, estas incluyen un derivador puro el cual no es físicamente realizable. Es necesario incluir un filtro paso bajo en el modo derivativo que permita la realización del derivador y que limite el ruido de las alta frecuencia presente usualmente en la variable medida. La inclusión de este filtro hace que los controladores "*reales*" queden representados por las siguientes funciones de transferencia:

- **Controlador *PID-Ideal***

$$G_{cPIDIdeal}(p) = K_c\left[1 + \frac{1}{T_i p} + \frac{T_d p}{1+\tau_f p}\right] \qquad (5.10.1\text{-}1)$$



- **Controlador *PID-Serie***

$$G_{cPIDSerie}(p) = K_c^{'}\left[1 + \frac{1}{T_i^{'} p}\right]\left[1 + \frac{T_d^{'} p}{1+\tau_f p}\right] \qquad (5.10.1\text{-}2)$$

- **Controlador *PID-Paralelo***

$$G_{cPIDParalelo}(p)=\left[K_p+\frac{K_i}{p}+\frac{K_d\,p}{1+\tau_f\,p}\right] \qquad (5.10.1\text{-}3)$$

La constante de tiempo del filtro T_f normalmente se hace ocho a diez veces más pequeña que el tiempo derivativo, entonces:

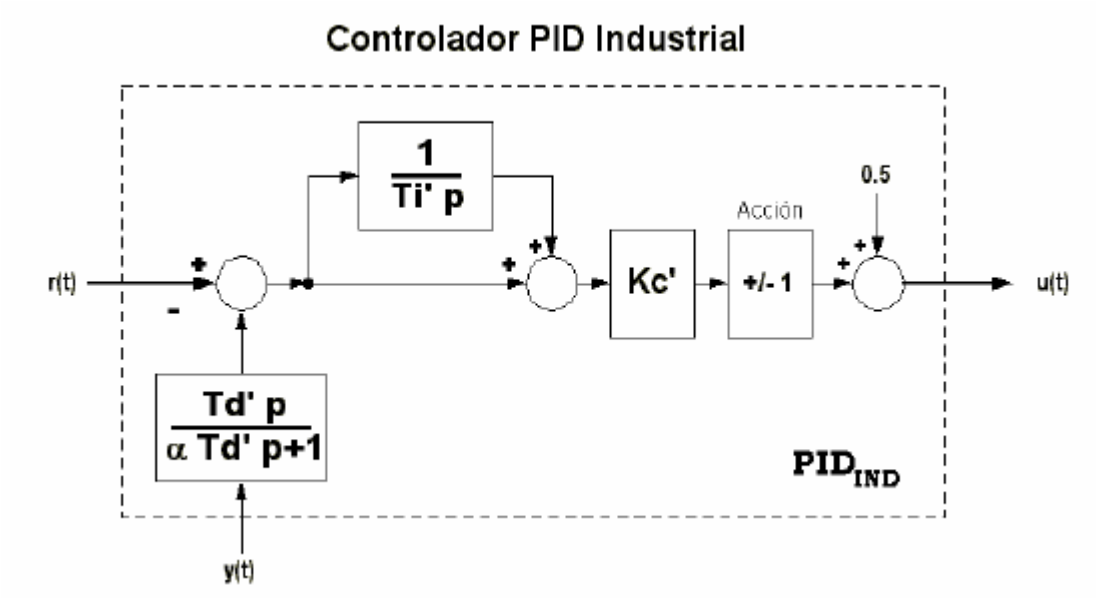
$$\tau_f=\alpha T_d \approx 0.1\,T_d\,(T'_d\ o\ K_d)\quad (\ 0.05\leq\alpha\leq 0.2\ ).$$

Acción derivativa sobre el error o la señal realimentada
En todas las ecuaciones de los controladores vistas hasta el momento, cada uno de los modos de control actúa sobre la señal del error. En el caso del modo derivativo, esto ocasiona que se produzca un pulso en la salida del controlador cuando se introduce un cambio escalón en el valor deseado. Por esta razón es frecuente que el modo derivativo se aplique solo sobre la señal realimentada.

En el caso del controlador *PID Serie* la ecuación quedaría como:
- **Controlador *PID-Industrial***

$$u(t)=K'_c\left[1+\frac{1}{T'_i\,p}\right]\left[r(t)-\frac{1+T'_d\,p}{1+\tau_f\,p}\,y(t)\right] \qquad (5.10.2\text{-}1)$$

el cual usualmente se denomina simplemente controlador *PID Industrial* por ser el más empleado por los fabricantes de controladores de uso en la industria.
Como la derivada se aplica solamente sobre la señal realimentada la respuesta del controlador *PID-Industrial* es idéntica a la del *PID-Serie* con iguales parámetros ante un cambio en la perturbación, pero será normalmente más lenta a un cambio en el valor deseado.
Es importante tener en cuenta que la mayoría de los lazos de control en la industria operan como reguladores y muy pocos como servomecanismos. Una excepción importante es el controlador esclavo en un sistema de control en cascada como se verá más adelante.


Controlador PID Industrial
1
Ti' p
0.5
Acción
r(t)
+
-
+
+
Kc'
+/- 1
+
u(t)
Td' p
α Td' p+1
PID IND
y(t)

2.7 Efectos de reajuste excesivo.
Parámetros de sintonización

Además de las diferencias que se han hecho notar sobre la forma en que los controladores *PID* pueden ser realizados, los fabricantes tampoco son uniformes a la hora de designar los nombres a los parámetros de sintonización de los modos de control.

Modo proporcional

La sintonización del modo proporcional en la mayoría de los controladores electrónicos esta representado por la *ganancia* K_c, sin embargo en los controladores neumáticos y en algunos electrónicos este es hecho mediante la *banda proporcional* B_p, los cuales están relacionados por

$$K_c = \frac{100}{B_p} \qquad (5.11.1\text{-}1)$$

Modo integral

El *tiempo integral* T_i (minutos, segundos) es el parámetro más frecuente utilizado para la sintonización del modo integral, aunque algunos fabricantes emplean la *razón de restablecimiento* T_r (minutos/repetición, segundos/repetición) siendo uno el inverso del otro

$$T_i = \frac{1}{T_r} \qquad (5.11.1\text{-}2)$$

Modo derivativo

En este caso todos los fabricantes utilizan el *tiempo derivativo* T_d (minutos, segundos) aunque algunos lo llaman "*Pre-Act*".

Transferencia Automático/Manual

Todos los controladores comerciales pueden operarse en modo "*Manual*", esto es en lazo abierto, en cuyo caso el operador puede variar según lo desee la salida del controlador, y también en modo "*Automático*", o sea en lazo cerrado en el cual la salida del controlador es determinada por el procesamiento de la señal de error por los modos de control.

Existe un selector *Automático – Manual* el cual permite transferir la operación del controlador de un modo a otro. Como la señal de salida manual del controlador puede no ser la misma que la salida del modo automático, para evitar un salto en la señal de salida del controlador al transferir de una operación a otra, debe de existir un mecanismo que haga coincidir la señal de salida no activa a la salida del controlador en el instante de realizar la transferencia. Esta característica es estándar en todos los controladores y se denomina usualmente "*Transferencia Automático –*

Manual sin saltos ni procedimientos" a raíz de que en los primeros controladores neumáticos era necesario efectuar una serie de pasos para garantizar la transferencia sin saltos.

Protección contra el desbordamiento del modo integral

Mientras el error sea distinto de cero la contribución del modo integral a la salida del controlador seguirá variando y dejará de hacerlo solo cuando este sea cero y permanezca en cero.

Esta característica es la que permite obtener error permanente cero cuando se utiliza el modo integral.

Existen ocasiones en que el error es distinto de cero y en las cuales deba evitarse que se siga incrementando o decrementando, dependiendo del signo del error, la integral del mismo para prevenir la saturación del integrador. Si esto ocurre se requerirá que el error se mueva en la dirección contraria y cambie de signo por un tiempo que podría llegar a ser grande, antes de que la contribución del modo integral regrese a valores normales. Lo anterior es particularmente cierto cuando el controlador se opera en modo manual, cuando el elemento final de control ha alcanzado su límite, por ejemplo una válvula de control completamente abierta y en el caso de los sistemas de control selectivo.

Los fabricantes incorporan casi de manera estándar dentro de sus controladores, un mecanismo para prevenir este desbordamiento del modo integral denominado en inglés "*anti-reset winup*", aunque algunos son renuentes a divulgar como es realizado.

Peso y filtrado del valor deseado

Como se ha visto, un lazo de control tiene dos entradas, el valor deseado *r(t)* y la perturbación *z(t)*, esto hace necesario que el controlador se sintonice tomando en consideración el funcionamiento deseado del lazo de control, ya sea como *servomecanismo* para los casos en que el valor deseado cambia en forma continua o con frecuencia y se requiere un buen seguimiento del mismo, o como *regulador* en los casos en que el valor deseado permanece constante y lo que se necesita es insensibilidad a las perturbaciones. La práctica ha demostrado que un lazo de control sintonizado como servomecanismo no funciona en la mejor forma como regular y que el desempeño de uno sintonizado como regulador a su vez no es satisfactorio como servomecanismo, en este caso la respuesta del sistema de control a un cambio en el valor deseado usualmente presenta un sobrepaso máximo excesivo y es más oscilatoria.

Anteriormente se indicó que el funcionamiento más frecuente de los lazos de control en la industria es como regulador, con cambios poco frecuentes del valor deseado. Como no se puede lograr un comportamiento adecuado del lazo en respuesta a los cambios en el valor deseado en forma simultánea con su funcionamiento óptimo como regulador, algunos fabricantes proveen la opción de que el modo proporcional actúe solo sobre señal realimentada y no sobre el error. En adición a lo anterior, en

los últimos años los fabricantes han incorporado además un factor de peso o incluso una constante de tiempo para un filtro del valor deseado, adicionando un parámetro de sintonización y creando los denominados *controladores de dos grados de libertad*. Con este tipo de controlador se pueden seleccionar sus parámetros tradicionales (K_c, T_i, T_d) para lograr un funcionamiento óptimo como regulador y utilizar el factor de peso y las características de filtrado del valor deseado para mejorar su desempeño como servomecanismo. En las ecuaciones universales propuestas las características de estos nuevos controladores están incorporadas mediante un factor de peso del valor deseado K_r, que puede variarse ente 0.0 y 1.0 y una constante de tiempo ñM_r del filtro para este.

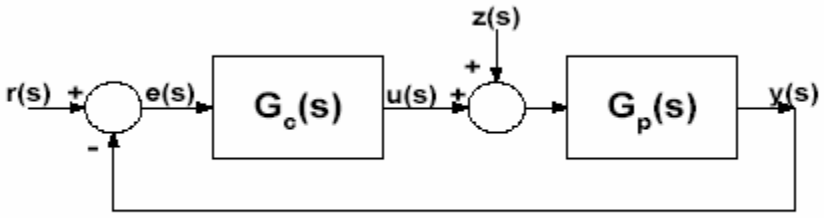
Filtro para controladores PID

En adición a las técnicas tradicionalmente empíricas para la selección de los parámetros de sintonización de los controladores *PID*, en los últimos años se han desarrollado técnicas de sintonización analíticas para estos controladores a partir de la teoría de *control con modelo interno* o *IMC*[3] por sus siglas en inglés, conduciendo a lo que denominaremos controladores *PID-IMC*. Estas técnicas han cobrado popularidad en las aplicaciones industriales para la sintonización de lazos de control operando como servomecanismos ya que ligan los parámetros del controlador a un solo parámetro de diseño usualmente denominado ñE, el cual determina el comportamiento dinámico y la robustez del lazo de control. Las ecuaciones desarrolladas para el cálculo de los parámetros de los controladores por Rivera *et al.*, Brosilow y otros autores, conducen en ocasiones a un controlador *PID* en serie con un retaso o filtro de primer orden. Los controladores más modernos usualmente incorporan por lo tanto este filtro adicional requerido en la salida. En las ecuaciones universales propuestas, la constante de tiempo ñM_f permite la sintonización del mismo.

UNIDAD III
ESQUEMAS DE CONTROL AVANZADO

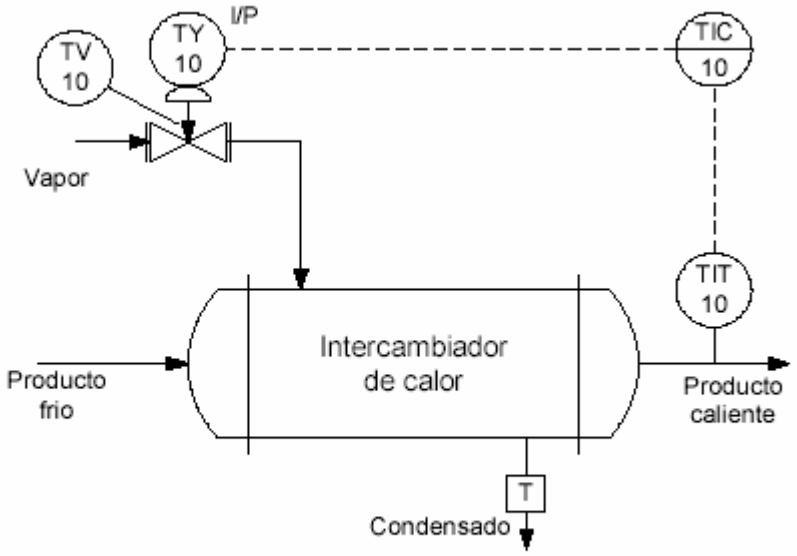
3.1 introducción.

Aunque el esquema de control realimentado funciona satisfactoriamente en la gran mayoría de los casos, en ocasiones el desempeño del lazo de control se puede mejorar utilizando alguna variante del esquema de control de lazo cerrado o combinándolo con sistemas de control a lazo abierto.



Sistema de control realimentado simple

Se considerará como ejemplo de partida, el control realimentado simple de un intercambiador de calor de tubos y carcaza, en el cual se desea controlar la temperatura de salida del fluido que se está calentado, manipulando el caudal de vapor entrando a los tubos del intercambiador, el cual se muestra en la siguiente figura.



Control realimentado

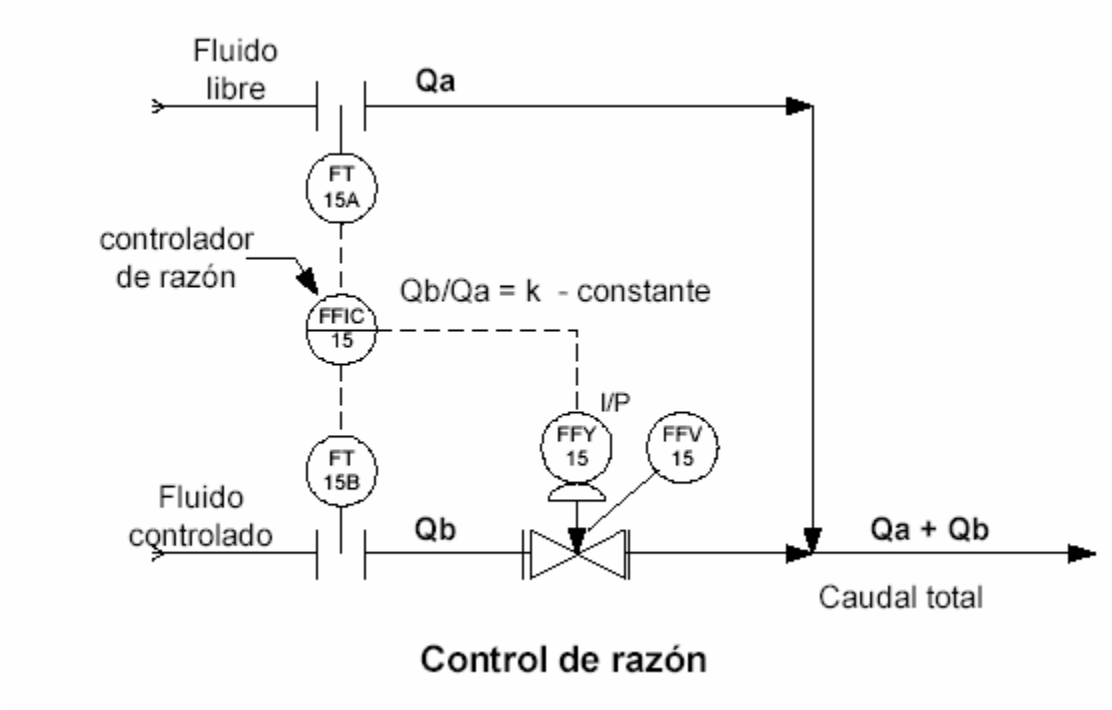
3.2 Control de razón

Existen algunos procesos en los cuales lo que se desea es mantener la razón o cociente de dos o más variables en vez de sus verdaderos valores, como puede ser en los procesos de mezcla de varios productos en proporciones determinadas, la incorporación de aditivos y otros.

Por ejemplo si se desea controlar la proporción de mezcla de dos fluidos, esto no se puede realizar en forma satisfactoria utilizando dos controladores independientes cada uno con el valor deseado de cada caudal, ya que las perturbaciones que los pudieran afectar no necesariamente son iguales haciendo prácticamente imposible mantener los caudales en la razón deseada.

La forma usual en que se efectúa el control en estos casos es midiendo los fluidos que se desea combinar, dejando uno que varíe libremente y ajustando los demás de manera de mantener las proporciones requeridas.

Como se muestra en el esquema siguiente el *controlador de razón* es un controlador particular el cual recibe dos variables medidas y como valor deseado la razón que se desea mantener entre estas dos variables medidas.



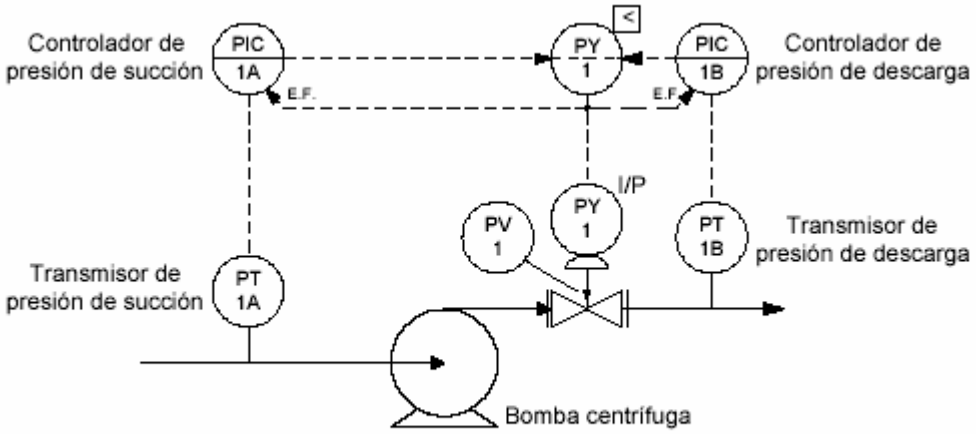
Control de razón

3.3 Control dividido o selectivo.

El control utilizando selectores de señal se emplea cuando dos o más variables controladas independientes, dependen de una misma variable manipulada.

Una de las variables controladas es seleccionada para ser mantenida en su valor deseado, mientras que las otras pueden desviarse del suyo, siempre y cuando lo hagan en la dirección aceptable. Si una de las variables no seleccionadas tiende a desviarse en una dirección no aceptable, el control se cambiará a ella. El criterio de selección entre las variables se basa usualmente en utilizar la señal de salida de los controladores que sea la más alta, o la más baja, como comando a la válvula de control. La señal seleccionada debe ser la que mueva todas las variables controladas en la dirección aceptable.

Una aplicación típica del control selectivo es el control de una unidad de bombeo en una acueducto u oleoducto, en donde se desea por un lado que la presión de succión de la unidad no baje de un valor mínimo para prevenir que la bomba cavite, y por otro que la presión de descarga de la misma no sobrepase un valor máximo para proteger la tubería y equipos a la descarga del la unidad.



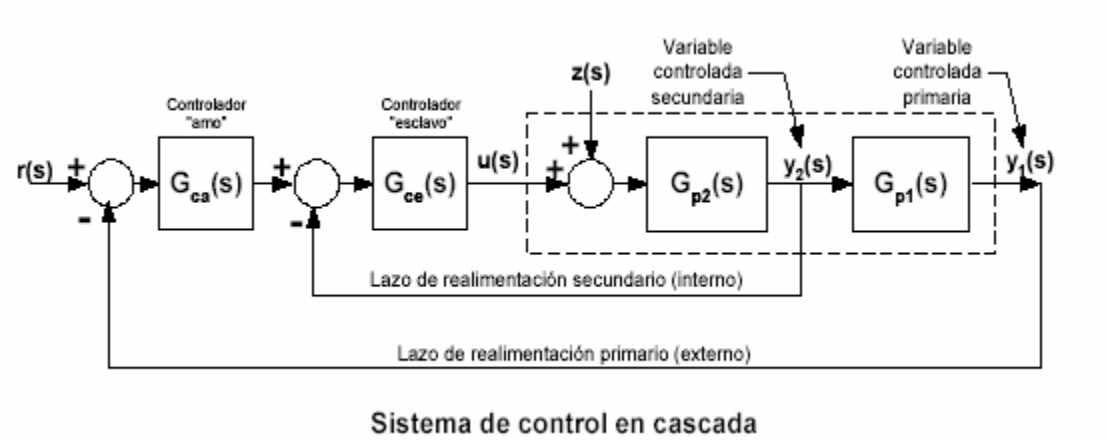
Sistema de control selectivo

Como las variables que no se están controlando directamente en un instante de tiempo mostrarán un error no corregido a sus controladores, los controladores utilizados en el control selectivo deben de tener una entrada adicional denominada *realimentación externa* ("external feedback"). Cada controlador debe conocer cual es la señal de enviada al elemento final de control de manera de que pueda determinar si está ejerciendo o no el control y si no lo está, desactivar el modo integral para prevenir el desbordamiento de su modo integral ("reset wind-up").

3.4 Control en cascada.

Una aplicación donde es posible mejorar el desempeño del sistema de control es en aquella en donde las perturbaciones que entran al sistema, afectan directamente a la variable manipulada y donde la dinámica del proceso es lenta.

Se puede describir en forma simple el control en cascada, como un esquema de control realimentado en el cual la salida de un controlador es utilizada como valor deseado a otro controlador. Se establecen entonces dos lazos de control, uno interno y otro externo. El lazo interno corregirá rápidamente los efectos de las perturbaciones sobre la variable manipulada, mientras que el lazo externo efectuará el control de la variable de interés.



Sistema de control en cascada

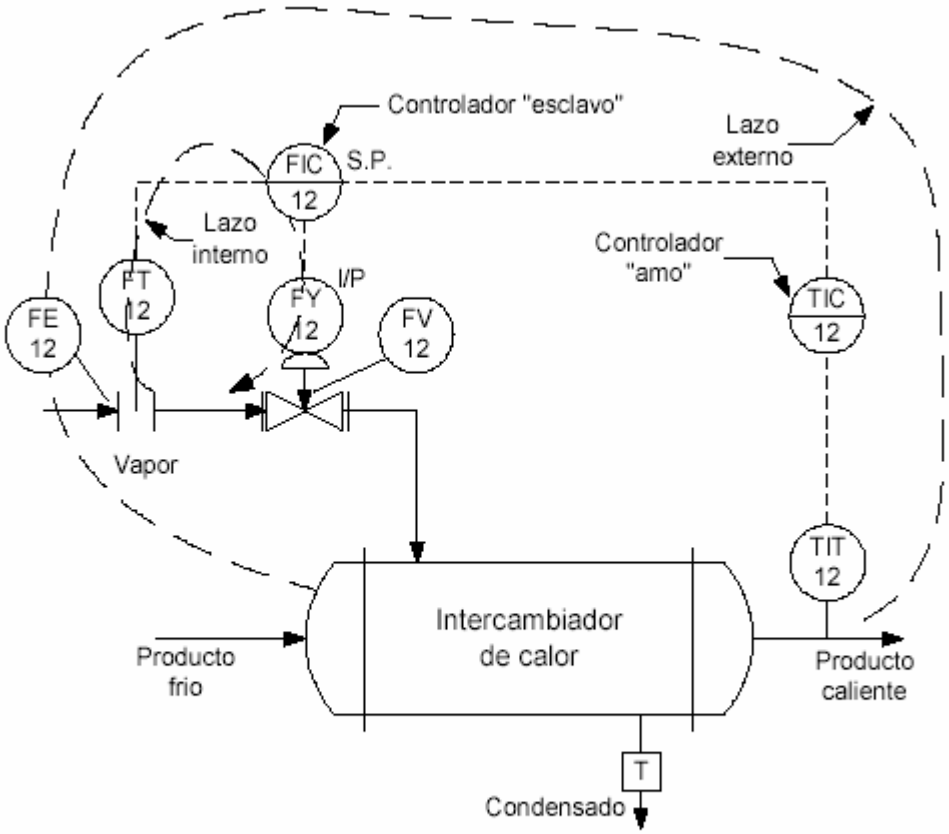
Debe existir una variable interna al proceso, variable controlada secundaria, que permita detectar en forma rápida la presencia de perturbaciones de manera que su efecto adverso sea corregido por el lazo de control interno Este lazo interno de control debe ser más rápido que el lazo externo. Como regla general se dice que el lazo interno debe ser por lo menos diez veces más rápido que el lazo externo, con el fin de no deteriorar el funcionamiento del sistema de control.

Existirán entonces dos controladores, el *controlador amo* o primario, el cual operando como regulador mantiene la variable controlada en su valor deseado, y otro, el *controlador esclavo* o secundario, el cual actuando como servomecanismo debe seguir al valor deseado dado por el controlador amo.

El lazo interno no requiere ser preciso por lo que el controlador esclavo puede ser un simple controlador proporcional o un controlador proporcional – integral. El controlador amo será un controlador proporcional – integral o un proporcional – integral – derivativo si hay grandes retrasos en el lazo como el el caso de los sistemas térmicos.

La sintonización deberá realizarse en etapas de adentro hacia afuera, esto es, primeramente con el controlador primario en manual se sintoniza el

controlador secundario y una vez hecho esto y con el lazo interno funcionando en automático, se procede a sintonizar el controlador amo.
Si se considera en el caso del control del intercambiador de calor anterior, que pueden existir variaciones por ejemplo de la presión de suministro de vapor que inciden sobre el caudal del mismo, el efecto de tales variaciones solo lo detectará el esquema de control realimentado descrito anteriormente, hasta que la temperatura del fluido de salida se desvié de su valor deseado.
Un esquema de control en cascada como el de la figura siguiente, en el cual se mide el caudal de vapor y se corrigen las variaciones del mismo producto de entradas externas al sistema de control, permite mejorar considerablemente su desempeño.

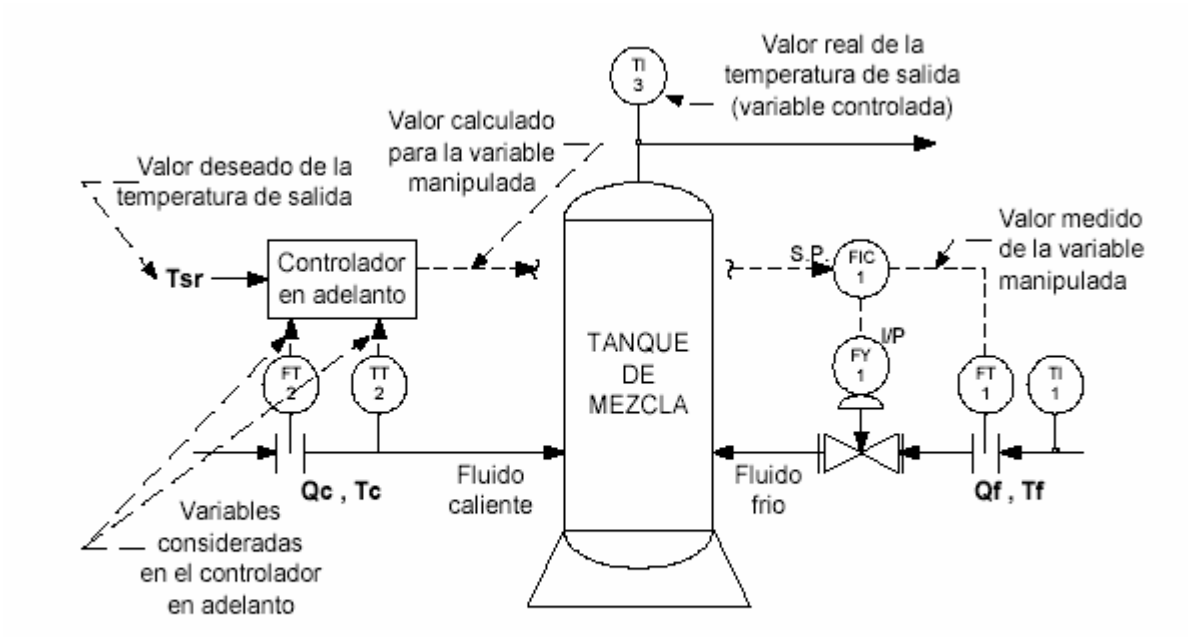


Control en cascada

3.5 Control prealimentado (feed forward).

En todo sistema de control existen tres variables diferentes: la variable controlada, la variable manipulada y las perturbaciones.

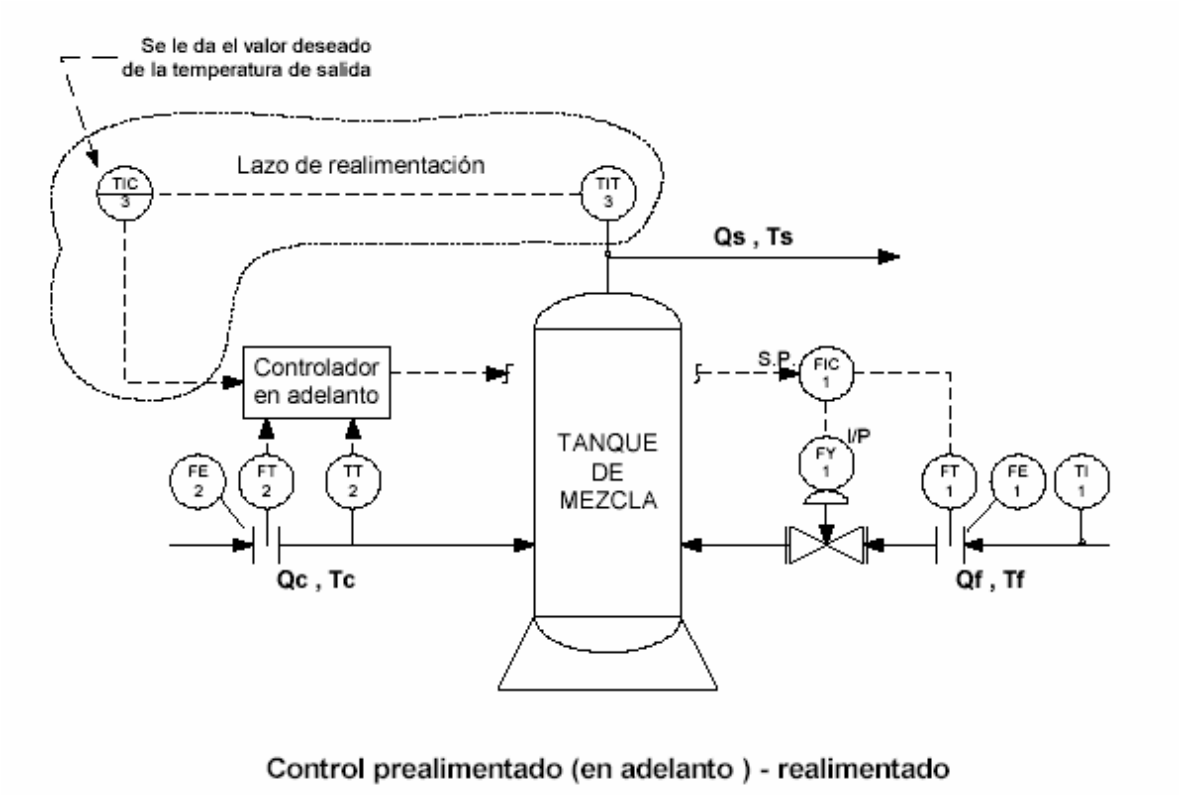
En un esquema de control realimentado la variable controlada es medida, comparada con su valor deseado y la variable manipulada es ajustada hasta que la variable controlada retorne a su valor deseado. En un sistema de control realimentado debe entonces existir un error antes de que el controlador tome alguna acción correctiva.
En un control prealimentado, en adelanto o en avance ("feedforward" en inglés), las perturbaciones son medidas y tomando en consideración el valor deseado de la variable controlada, se calcula el valor de la variable manipulada necesario para lograr que la variable controlada no sea desviada de su valor deseado.
El diseño del controlador en avance requiere de un profundo conocimiento del proceso, de como las perturbaciones y la misma variable manipulada afectan el valor de la variable controlada ya que el control se efectúa fuera de todo lazo de realimentación, o sea sin conocimiento del valor real de la variable controlada.
Idealmente el control prealimentado sería capaz de efectuar un control perfecto, con error cero todo el tiempo.



Control en adelanto (prealimentado)

Dado que el control prealimentado solo considera aquellas perturbaciones que son medidas y consideradas dentro de sus ecuaciones, no puede ejercer ninguna acción correctiva sobre los efectos de las perturbaciones no medidas o no tomas en cuenta en su diseño, es que normalmente este esquema de

control no se emplea solo, si no más bien en combinación con un lazo de control realimentado.
El control prealimentado corregirá el efecto de las perturbaciones medidas, mientras que el lazo de control realimentado el de las perturbaciones no medidas, así como las imperfecciones o simplificaciones hechas en el desarrollo del controlador prealimentado.



Control prealimentado (en adelanto) - realimentado

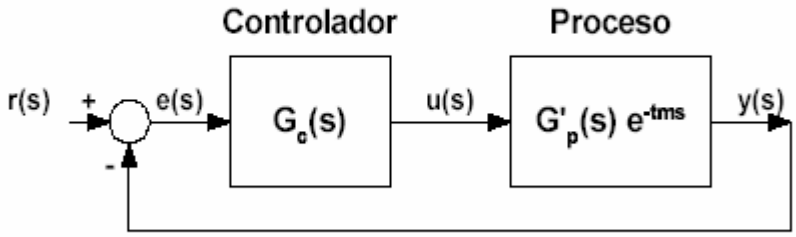
Compensación del tiempo muerto (el predictor de Smith)

Los sistemas con tiempos muertos grandes son más difíciles de controlar, porque el controlador no ve el efecto de su acción correctora hasta que haya transcurrido un tiempo igual al tiempo muerto del proceso.

Una de las técnicas de control más conocidas para plantas con tiempos muertos significativos, es el esquema de compensación de tiempo muerto conocido sencillamente como *Predictor de Smith*.

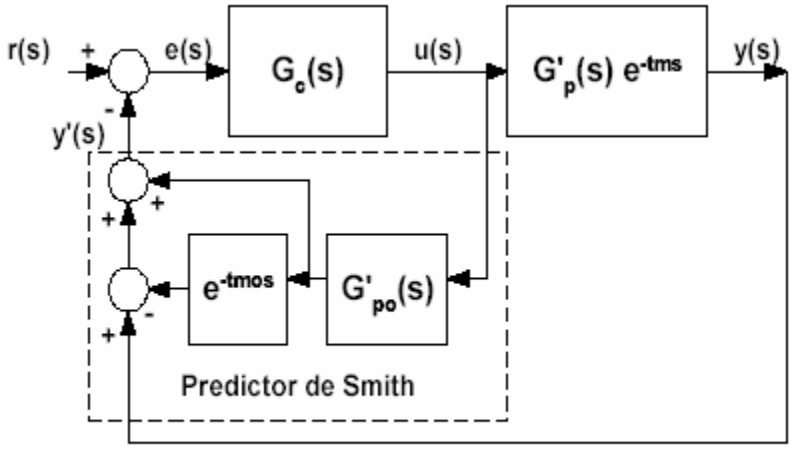
Considérese primeramente el control realimentrado de la figura en donde

$$y(s)=G'_p(s)e^{-t_m s}u(s)$$



Control realimentado

Para compensar el tiempo muerto de la planta, se utiliza un modelo de la planta dentro del esquema de control como se muestra en la siguiente figura.



Sistema de control con un "predictor de Smith"

En este caso se tiene que la señal realimentada es ahora

$$y'(s)=y(s)-G'_{po}(s)e^{-t_{mo}s}u(s)+G'_{po}(s)u(s)$$

$$y'(s)=[G'_p(s)e^{-t_m s}-G'_{po}(s)e^{-t_{mo}s}+G'_{po}(s)]u(s)$$

Si el modelo de la planta utilizado en el Predictor de Smith es tal que $t_{mo}\approx t_m$, entonces $G'_{po}(s)\approx G'_p(s)$ y

$$y'(s)=G'_{po}(s)u(s)$$

Se tendría entonces el diagrama de bloques equivalente mostrado a continuación, en el cual se puede apreciar claramente que en el caso ideal, el tiempo muerto es sacado fuera del lazo de control realimentado mejorando considerablemente su desempeño

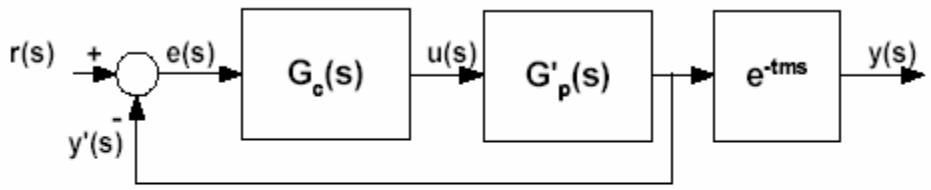
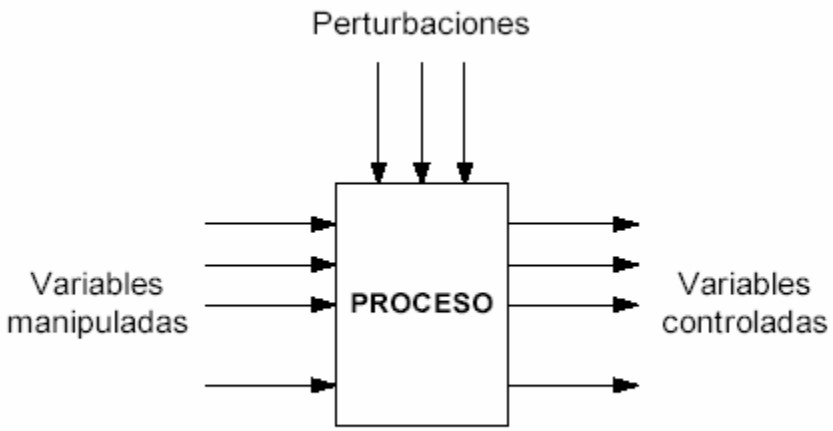


Diagrama de bloques equivalente
Sistema de control con "predictor de Smith"

3.6 Control de computador.

Hasta el momento, en los esquemas de control estudiados ha existido solo una variable controlada y solo una variable manipulada asociada a ella, por lo que estos sistemas son denominados *sistemas de control monovariable* o sistemas *SISO* por sus siglas en inglés.

Sin embargo, en un proceso complejo pueden existir un gran número de variables que deben ser controladas, y se puede disponer también de igual número de variables de entrada que pueden ser manipuladas para establecer los lazos de control para necesarios para el control de las variables de interés.

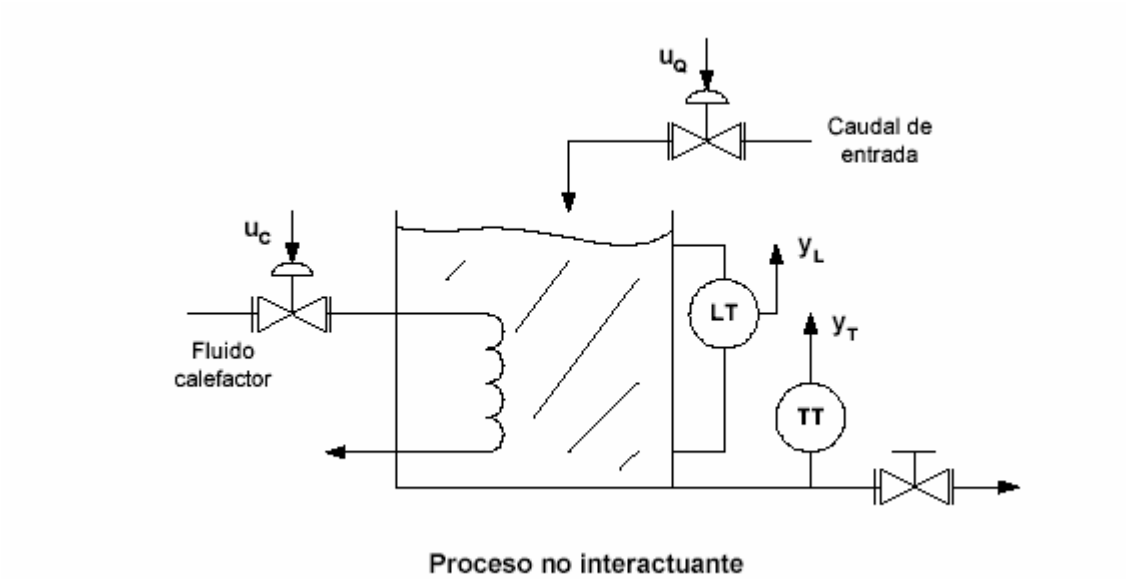


Sistema de control multivariable

Si al ejercer el control de una de estas variables controladas, ya sea por variación de su valor deseado o por ser afectadas por una o varias perturbaciones, no se afecta en ningún momento el sistema de control de otra de las variables controladas, entonces se dirá que estas variables están desacopladas, y cada lazo individual se puede considerar, para efecto de su diseño, como un sistema de control monovariable.

Por ejemplo, si se deben controlar el nivel y la temperatura del líquido en el tanque de la figura siguiente, y se puede manipular el caudal de entrada al tanque y el del fluido calefactor circulando por el serpentín, la selección de cual variable manipulada utilizar para controlar cada una de las variables controladas es evidente. Aunque un cambio del caudal de entrada afecta tanto el nivel como la temperatura del líquido en el tanque, el caudal del líquido calefactor solo afecta su temperatura. En este caso los sistemas de control están desacoplados.

En este caso sin embargo, debe de tenerse en cuenta que los cambios producidos en el caudal de entrada dentro del sistema de control de nivel, introducirá una perturbación en el sistema de control de temperatura.



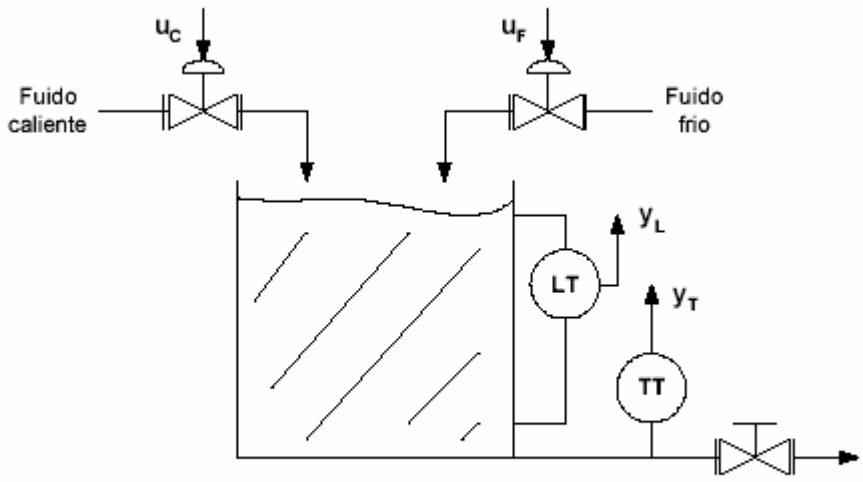
Si por el contrario, cuando la acción correctora para llevar una variable controlada a un nuevo valor deseado en el caso de que este sea cambiado, o para regresarla al mismo después de que fuera afectada por una perturbación, afecta negativamente otro lazo de control, se dirá entonces que existe interacción entre los lazos de control y se tendrá entonces un *sistema de control multivariable* o sistema *MIMO* por sus siglas en inglés.

En el caso multivariable se presentan primeramente dos interrogantes: 1. ¿Cuál variable manipulada se debe utilizar para controlar cada una de las variables controladas?, esto es cómo se deben de seleccionar los pares (variable controlada, variable manipulada) y 2.

Si el emparejamiento de las variables controladas y manipuladas es el correcto, ¿Qué sucederá cuando una de perturbación afecte a una de las variables controladas? Si por ejemplo se debe de controlar nuevamente el nivel y la temperatura de una mezcla de dos fluidos (uno frío y otro caliente) en el tanque mostrado en la siguiente figura, la selección de cual de los fluidos de entrada utilizara para controlar cada una de las variables no es evidente, debe de estudiarse el efecto que las variables manipuladas tiene sobre cada una de las variables controladas.

Tanto el caudal del líquido caliente como el del frío afecta el nivel y la temperatura del fluido dentro del tanque.

Este sistema es interactuante Como se verá más adelante existe una forma de medir el grado de interacción entre los lazos de control multivariable, que a la vez provee una indicación de como seleccionar los pares (variable manipulada, variable controlada).



Proceso interactuante

UNIDAD IV
CALIBRACIÓN Y SINTONIZACIÓN DE CONTROLADORES.

4.1 Introducción.

Normalmente el paso final en la puesta en servicio de un lazo de control corresponde a la *sintonización del controlador*, proceso en el cual se deben determinar los parámetros del controlador necesarios para lograr el comportamiento deseado del sistema de control.

Se presentarán adelante algunos de los procedimientos de sintonización más empleados, entendiéndose siempre que no existe un procedimiento de sintonización único aplicable a todos los sistemas, que en el mejor de los casos los parámetros calculados con el método empleado son una primera aproximación a los parámetros requeridos del sistema y que posiblemente se requiera un afinamiento posterior de los mismos.

Los diferentes controladores omiten los detalles o limitaciones que su construcción física impone, con el fin de poder mostrar el efecto que los diferentes modos de control incluidos en ellos, tiene sobre el funcionamiento del sistema de control y por lo tanto son denominadas ideales.

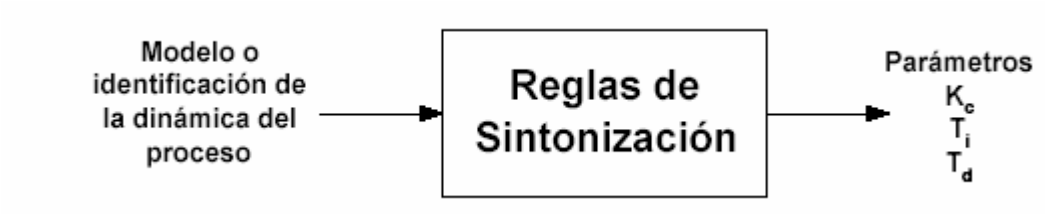
La identificación de los controladores usualmente se hace en base a la primera letra de los modos de control incluidos, siendo estos ***P****roporcional*, ***I****ntegral* y, o ***D****erivativo* teniéndose entonces controladores de un modo (*P*), de dos modos (*PI*, *PD*) y de tres modos (*PID*).

El controlador recibe dos entradas: el *valor deseado* [*r(t), r(s)*] y la *señal realimentada* [*y(t), y(s)*] y produce una señal de salida llamada simplemente *salida del controlador* [*u(t), u(s)*] , la señal del *error* [*e(t), e(s)*] es una variable interna.

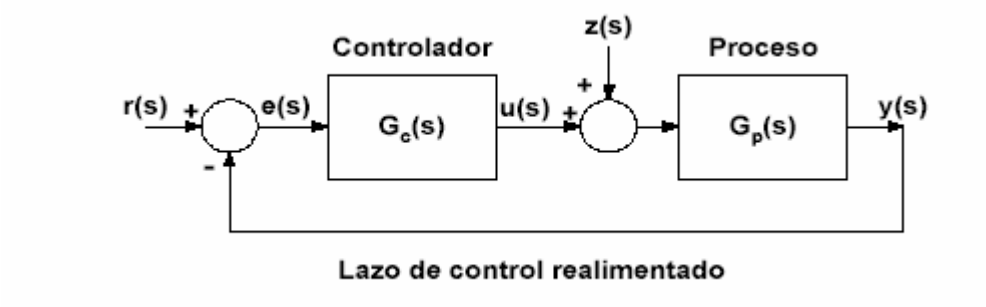
4.2 Criterio de estabilidad en los controladores.

La sintonización del controlador, considerado de aquí en adelante como perteneciente a la familia de los controladores *PID*, consiste entonces en la determinación del valor de sus parámetros (*Kc*, *Ti*, *Td*), para lograr un comportamiento del sistema de control aceptable y robusto de conformidad con el criterio de desempeño establecido.

Para poder realizar la sintonización de los controladores debe primero identificarse la dinámica del proceso como se ha visto con anterioridad, para luego a partir de esta, determinar los parámetros del controlador utilizando un método de sintonización seleccionado.



Usualmente para los estudios del comportamiento dinámico de los sistemas de control, se representa al controlador y la planta por sus funciones de transferencia, o sea se consideran los sistemas lineales, lo cual solo es válido para pequeñas variaciones en torno al punto de operación establecido del sistema y el lazo de control como lo muestra la siguiente figura.



Antes de revisar las técnicas de sintonización es necesario establecer entonces los posibles problemas de control que pueden presentarse en un lazo de control realimentado, en el cual como se puede observar hay dos entradas, el *valor deseado* $r(t)$ y la *perturbación* $z(t)$, y una salida, la *señal realimentada* $y(t)$.

Si se consideran las variables en el dominio de la variable compleja como las funciones de transferencia del controlador y la de la planta respectivamente, a partir del diagrama de bloques del control de lazo cerrado se obtiene, que la señal realimentada (la cual es una representación de la *variable controlada*) está dada por la ecuación.

$$y(s)=\frac{G_c(s)G_p(s)}{1+G_c(s)G_p(s)}r(s)+\frac{G_p(s)}{1+G_c(s)G_p(s)}z(s) \qquad (6.1\text{-}1)$$

Se deben considerar entonces dos posibles condiciones de operación del sistema. Una es como servomecanismo n la cual se requiere un buen seguimiento al valor deseado.

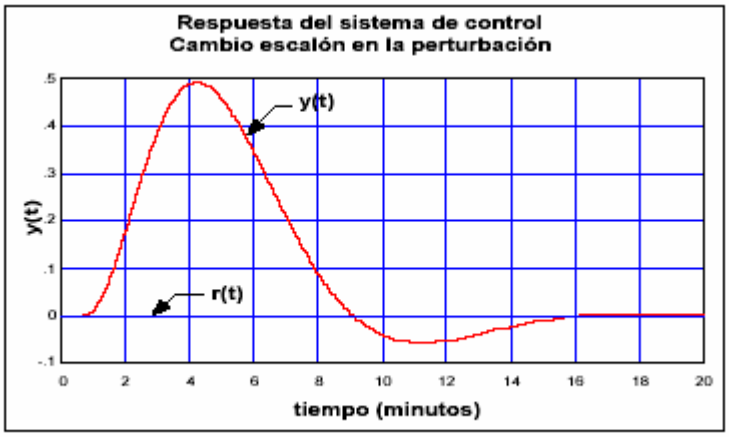
• *Servomecanismo* ($z = 0$)

$$y(s)=\frac{G_c(s)G_p(s)}{1+G_c(s)G_p(s)}r(s) \;=\; M_r r(s) \qquad (6.1\text{-}2)$$

La otra es como regulador en donde lo importante es la insensibilidad a las perturbaciones.

• *Regulador* (*r* = 0)

$$y(s)=\frac{G_p(s)}{1+G_c(s)G_p(s)}z(s) = M_z z(s) \qquad (6.1\text{-}3)$$



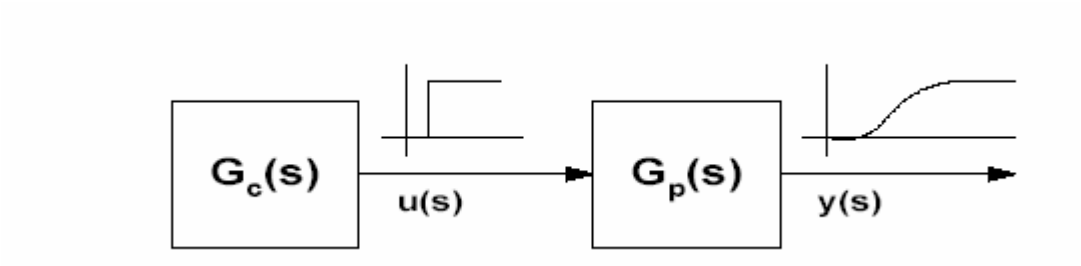
Dado que los numeradores de las funciones de transferencia de lazo cerrado *Mr* y *M z* son diferentes, no necesariamente un buen ajuste del controlador para operar como servomecanismo funcionará bien como regulador, razón por lo que se han desarrollado procedimientos de sintonización para ambos casos. En la industria, la mayor parte de los controladores de utilizan para responder a un cambio en la perturbación, se requiere una buena regulación, más que para seguir un cambio en el valor deseado, con la excepción de los controladores esclavos en los sistemas de control en cascada. Si el controlador se ha optimizado para una buena respuesta al valor deseado, no eliminará las perturbaciones en forma efectiva si el sistema contiene un integrador o su constante de tiempo es grande. Es importante determinar entonces los requisitos de funcionamiento del lazo de control para seleccionar el procedimiento de sintonización adecuado.

4.3 Métodos de ajuste o sintonización de controladores.

El desarrollo de los métodos de sintonización ha sido extenso desde que Ziegler y Nichols propusieron su procedimiento en 1942 y estos se agrupan usualmente como:

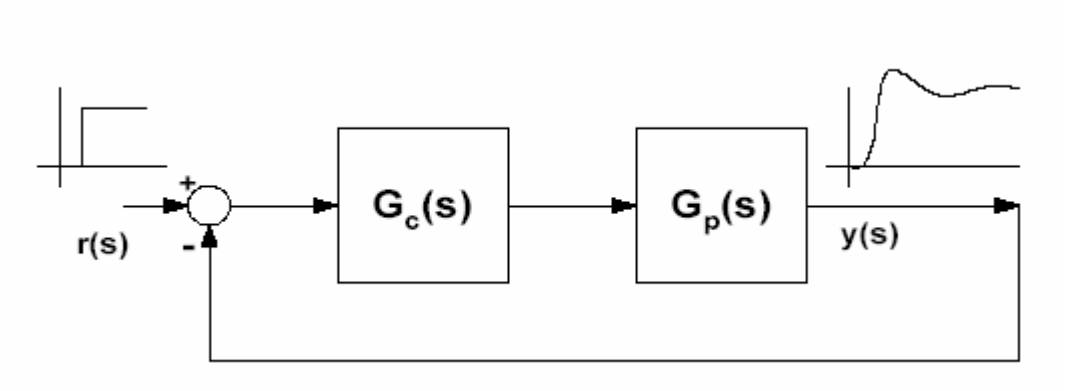
• *Métodos de lazo abierto*

En estos el controlador, si es que está instalado operará en modo *manual*. Produciendo un cambio escalón a la salida del controlador, se obtiene la *curva de reacción del proceso*, a partir de la cual se identifica un modelo para el mismo, usualmente de primer orden más tiempo muerto. Este modelo es la base para la determinación de los parámetros del controlador.



• *Métodos de lazo cerrado*

En esto se requiere el controlador y que este opere en modo *automático*. Produciendo un cambio en el valor deseado, se obtiene información del comportamiento dinámico del sistema ya sea para identificar un modelo de orden reducido para el proceso, o de la oscilación sostenida del mismo, dependiendo del método de sintonización a utilizar, información que será empleada para el cálculo de los parámetros del controlador.



Clasificación de los métodos de sintonización

Los métodos de sintonización de controladores que se describirán se clasificarán de acuerdo a la información requerida para su uso o al criterio de desempeño empleado como:

- Basados en la curva de reacción del proceso (lazo abierto)
- Basados en criterios de desempeño integral
- Métodos de oscilación sostenida (lazo cerrado)
- Cancelación de polos
- Localización de polos
- Margen de fase y magnitud
- Criterio múltiple
- Basados en modelo interno (*IMC*)

Para cada uno de ellos, aparte de las ecuaciones requeridas para el cálculo de los parámetros del controlador, es importante conocer si fueron desarrollados para controladores funcionando como servomecanismos o como reguladores, cual fue el procedimiento utilizado para la obtención del modelo del proceso si este es requerido y cual fue la función de transferencia del controlador *PID* supuesta por los autores del método.

La mayoría de los métodos de sintonización incluyen también un procedimiento para la obtención de la información sobre la dinámica del proceso, procedimientos que en su mayoría se revisaron previamente en la parte correspondiente a los métodos de identificación.

Criterios de desempeño del lazo de control

En adición a la distinción ente el funcionamiento del sistema de control como regulador y como servomecanismo, los procedimientos de sintonización deben establecer un criterio con el cual evaluar el desempeño del lazo de control, entre los cuales se puede encontrar el sobrepaso máximo permitido, el decaimiento de la respuesta (razón del segundo sobrepaso o error máximo al primero), el error permanente, el tiempo de asentamiento como una indicación de la velocidad del sistema de control, la integral de una alguna función del error, combinaciones de los criterios anteriores y otros posibles, dependiendo de los objetivos que desean alcanzar los autores del método.

Métodos basados en la curva de reacción del proceso

Los procedimientos de sintonización basados en la curva de reacción del proceso parten de la obtención a partir de la misma, de un modelo de primer orden más tiempo muerto dado por.

$$G_p(s)=\frac{k_p e^{-t_m s}}{\tau s+1} \qquad (6.5\text{-}1)$$

Conocidos la *ganancia kp*, la *constante de tiempo* ñM y el *tiempo muerto aparente* del sistema *tm* se pueden calcular los parámetros del controlador.

Método de Ziegler y Nichols

El primer procedimiento sistematizado para el cálculo de los parámetros de un controlador *PID* fue desarrollado por Ziegler y Nichols. Las ecuaciones fueron determinadas en forma empírica a partir de pruebas realizadas en el laboratorio con diferentes procesos. Ziegler y Nichols determinaron primero las ecuaciones para sintonizar los controladores a partir de la información última, que se presentarán posteriormente, y luego derivaron de estas las ecuaciones basadas en la curva de reacción. Aunque las ecuaciones originales no se basaron en un modelo de primer orden más tiempo muerto, fueron expresadas mas bien en términos del tiempo muerto aparente y la pendiente de la recta tangente, es costumbre expresarlas en función del modelo de primer orden con la advertencia de que este modelo debe de identificarse utilizando el método de la tangente.

En sus pruebas de laboratorio, Ziegler y Nichols emplearon el primer controlador *PID*, el Taylor Fulscope 100, el cual era un controlador neumático tipo serie pero en el cual la interacción de los modos integral y derivativo, afectaba en forma diferente a como se suele indicar para este tipo de controlador, a la ganancia proporcional. En la literatura técnica se puede encontrar criterios divergentes sobre el controlador al que se aplican las ecuaciones de Ziegler y Nichols. Tomaremos partido con los que suponen que debe ser al tipo Serie.

Se indicarán los ajustes para los controladores *PID* Serie e Ideal aplicando las ecuaciones de conversión.

Características:

- Modelo de la planta: primer orden más tiempo muerto
- Identificación del modelo: método de la tangente
- Funcionamiento del controlador: regulador
- Criterio de desempeño: decaimiento de un cuarto
- Controlador *PID*: Taylor Fulscope 100

Ecuaciones:

- ***P***

- Validez: $t_m < \tau$

Ecuaciones:

- ***P***

$$K_c = \frac{\tau}{k_p t_m} \qquad (6.5.1\text{-}1)$$

- ***PI***

$$K_c = 0.9\frac{\tau}{k_p t_m} \qquad (6.5.1\text{-}2)$$
$$T_i = 3.33 t_m$$

- ***PID-Serie***

$$K_c = 1.2\frac{\tau}{k_p t_m} \quad a \quad 2.0\frac{\tau}{k_p t_m} \qquad (6.5.1\text{-}3)$$
$$T_i = 2 t_m$$
$$T_d = 0.5 t_m$$

- ***PID-Ideal***

$$K_c = 1.5\frac{\tau}{k_p t_m} \quad a \quad 2.5\frac{\tau}{k_p t_m} \qquad (6.5.1\text{-}4)$$
$$T_i = 2.5 t_m$$
$$T_d = 0.4 t_m$$

- ***PD*** (sugeridas por Cadwell, W.I., G.A. Coon y L.M. Zoss)

$$K_c = 1.2\frac{\tau}{k_p t_m} \qquad (6.5.1\text{-}5)$$
$$T_d = 0.5 t_m$$

Método de Chien, Hrones y Reswick

Chien *et al* establecen ecuaciones tanto para servomecanismos como reguladores con dos tipos distintos de desempeño

Características:

• Modelo de la planta: primer orden más tiempo muerto
• Identificación del modelo: método de la tangente
• Funcionamiento del controlador: servomecanismo o regulador
• Criterio de desempeño: la respuesta más rápida sin sobrepaso o la respuesta más rápida con un 20% de sobrepaso máximo

• Controlador *PID*: ideal

Ecuaciones:
Servomecanismo Regulador
Respuesta más rápida sin sobreelongación
Respuesta más rápida, 20% de sobreelongación
Respuesta más rápida sin sobreelongación
Respuesta más rápida, 20% de sobreelongación

P

$$K_c = \frac{0.3\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.7\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.3\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.7\tau}{k_p t_m} \qquad (6.5.2\text{-}1)$$

PI

$$K_c = \frac{0.35\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.6\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.6\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.7\tau}{k_p t_m}$$

$$T_i = 1.2 t_m \qquad t_m \qquad 4 t_m \qquad 2.3 t_m \qquad (6.5.2\text{-}2)$$

PID

$$K_c = \frac{0.6\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.95\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{0.95\tau}{k_p t_m} \qquad \frac{1.2\tau}{k_p t_m}$$

	Servomecanismo		*Regulador*		
$T_i = t_m$	$1.35 t_m$	$2.4 t_m$	$2 t_m$	(6.5.2-3)
$T_d = 0.5 t_m$	$0.47 t_m$	$0.42 t_m$	$0.42 t_m$	

Método de Cohen y Coon
En el desarrollo de su método de sintonización Ziegler y Nichols no consideraron que el proceso fuera auto regulado. Cohen y Coon introducen entonces un índice de auto-regulación y replantean las ecuaciones de sintonización.
Cohen y Coon consideraron que el modelo real del proceso era un primer orden más tiempo muerto. Aunque no hay referencia a cual método de identificación del modelo se supone debe usarse, el método fue propuesto antes que otro método distinto del de la tangente fuera utilizado, sin embargo dado que el estudio que realizaron parte del supuesto que los valores de los

parámetros del modelo de primer orden más tiempo brindan la mejor representación del proceso, debe utilizarse entonces el método de identificación más preciso como lo es alguno de los de dos puntos.

Características:

• Modelo de la planta: primer orden más tiempo muerto
• Identificación del modelo: método que provea la mejor aproximación
• Funcionamiento del controlador: regulador
• Criterio de desempeño: decaimiento de un cuarto, sobrepaso mínimo, mínima área bajo la curva de respuesta
• Controlador *PID*: ideal

Ecuaciones:

- ***P***

$$K_c = \frac{\tau}{k_p t_m}\left(1 + \frac{t_m}{3\tau}\right) \qquad (6.5.3\text{-}1)$$

- ***PI***

$$K_c = \frac{\tau}{k_p t_m}\left(\frac{9}{10} + \frac{t_m}{12\tau}\right)$$

$$T_i = t_m\left(\frac{30 + 3t_m/\tau}{9 + 20t_m/\tau}\right) \qquad (6.5.3\text{-}2)$$

- ***PD***

$$K_c=\frac{\tau}{k_p t_m}\left(\frac{5}{4}+\frac{t_m}{6\tau}\right)$$
$$T_d=t_m\left(\frac{6-2t_m/\tau}{22+3t_m/\tau}\right) \qquad (6.5.3\text{-}3)$$

- ***PID***

$$K_c=\frac{\tau}{k_p t_m}\left(\frac{4}{3}+\frac{t_m}{4\tau}\right)$$
$$T_i=t_m\left(\frac{32+6t_m/\tau}{13+8t_m/\tau}\right) \qquad (6.5.3\text{-}4)$$
$$T_d=t_m\left(\frac{4}{11+2t_m/\tau}\right)$$

Si se considera que el índice de auto-regulación es cero, las ecuaciones de Cohen y Coon para un controlador *P* y un *PI* se reducen a las de Ziegler y Nichols y en el caso del controlador *PID* a

$$K_c=1.35\frac{\tau}{k_p t_m},\quad T_i=2.5t_m,\quad T_d=0.37t_m \qquad (6.5.3\text{-}5)$$

las cuales no difieren considerablemente de las de Ziegler y Nichols para el *PID-Ideal*.
El ajuste obtenido por Cohen y Coon fue recalculado por Witt y Waggoner. Las nuevas expresiones se muestran a continuación y llamaremos a este método *C&C de Witt y Waggoner*.

Ecuaciones:

- ***P***

$$K_c=\frac{\tau}{k_p t_m}\left(1.03+0.35t_m\right) \qquad (6.5.3\text{-}6)$$

- ***PI***

$$K_c = \frac{\tau}{k_p t_m}\left(0.9 + \frac{t_m}{20.048\tau}\right)$$

$$T_i = t_m\left(\frac{30.0 + 2.767\, t_m/\tau}{9.0 + 20.0\, t_m/\tau}\right) \qquad (6.5.3\text{-}7)$$

- ***PD***

$$K_c = \frac{\tau}{k_p t_m}\left(1.24 + \frac{t_m}{6.25\tau}\right)$$

$$T_d = t_m\left(\frac{6.375 - 2.0625\, t_m/\tau}{23.25 + 3.0\, t_m/\tau}\right)$$

- ***PID***

$$K_c = \frac{\tau}{k_p t_m}\left(1.35 + \frac{t_m}{4\tau}\right)$$

$$T_i = t_m\left(\frac{32.40 + 6.0\, t_m/\tau}{12.96 + 7.92\, t_m/\tau}\right) \qquad (6.5.3\text{-}9)$$

$$T_d = t_m\left(\frac{4}{10.8 + 2.0\, t_m/\tau}\right)$$

Método de Miller, Smith y Murill

Este procedimiento gráfico de sintonización es presentado por Smith y Murrill en tres artículos. En la primera publicación plantean el método el cual explican en detalle en la segunda, y en la tercera lo extienden a proceso subamortiguados. Posteriormente Millar convierte los gráficos del método de Smith y Murrill en un conjunto de ecuaciones, por lo que a este último se le denominará método de Miller, Smith y Murill. Aunque presentan inicialmente el método de la tangente para identificar el modelo, indican que los gráficos se aplican a sistemas que sean de primer orden más tiempo muerto. Posteriormente indican que el método de la tangente modificada es un mejor método de identificación.

Como parten del supuesto que el modelo exacto del sistema es de primer orden más tiempo muerto debe utilizarse el mejor procedimiento para su identificación.

Para poder resolver el sistema de ecuaciones planteado para los parámetros del controlador, se requiere una condición para el controlador *P*, dos para el *PI* y *PD*, y tres para el *PID*. Por esta razón el criterio de desempeño seleccionado para el sistema de control depende del tipo de controlador empleado. Para un controlador *P* es el decaimiento de ¼, para el *PI* se adiciona la condición de minimizar la integral del error absoluto *IAE*, para el *PD* será el decaimiento de ¼ y error mínimo en estado estacionario, y para el *PID* el decaimiento de ¼, *IAE* mínimo y que se cumpla que *Kc k p tm*/ñM=0.5 .

Características:

• Modelo de la planta: primer orden más tiempo muerto
• Identificación del modelo: método que provea la mejor aproximación
• Funcionamiento del controlador: regulador
• Criterio de desempeño: depende del controlador empleado
• Controlador *PID*: ideal

Ecuaciones:

- ***P***

$$K_c = \frac{1.208}{k_p}\left(t_m/\tau\right)^{-0.956} \qquad (6.5.4\text{-}1)$$

- ***PI***

$$K_c = \frac{0.928}{k_p}\left(t_m/\tau\right)^{-0.946}$$
$$T_i = 0.928\,\tau\left(t_m/\tau\right)^{0.583} \qquad (6.5.4\text{-}2)$$

- ***PID***

$$K_c = \frac{1.370}{k_p}\left(t_m/\tau\right)^{-0.950}$$
$$T_i = 0.740\,\tau\left(t_m/\tau\right)^{0.738} \qquad (6.5.4\text{-}3)$$
$$T_d = 0.365\,\tau\left(t_m/\tau\right)^{0.950}$$

Métodos basados en criterios integrales

Una de las formas de evaluar el desempeño de los sistemas de control es mediante el cálculo de una función de costo basada en el error, esto es en la diferencia entre el valor deseado y la variable controlada representada por la señal realimentada. El error es una indicación de productos fuera de especificación, energía desperdiciada u otro funcionamiento no deseado dependiendo del error. Entre más grande sea el error y entre más dure este más malo es el desempeño del sistema de control.

Los criterio usualmente establecidos son entonces integrales de alguna función del error y los más empleados son:

- *Integral del error absoluto – IAE*

$$IAE = \int_0^\infty |e(t)|\,dt \qquad (6.6.1\text{-}1)$$

- *Integral del error cuadrático – ISE*

$$ISE = \int_0^\infty e(t)^2\,dt \qquad (6.6.1\text{-}2)$$

- *Integral del tiempo por el error absoluto – ITAE*

$$ITAE = \int_0^\infty t\,|e(t)|\,dt \qquad (6.6.1\text{-}3)$$

- *Integral del tiempo por el error cuadrático – ITSE*

$$ITSE = \int_0^\infty t\,e(t)^2\,dt \qquad (6.6.1\text{-}4)$$

donde $e(t) = r(t) - y(t)$

$r(t)$ - valor deseado (de la variable controlada)

$y(t)$ - señal realimentada (variable controlada)

El criterio *ISE* es más sensible a los errores grandes que el *IAE*, por lo que los sistemas optimizados con este criterio tratarán de disminuir el error inicial (error grande) en forma rápida dando respuestas iniciales rápidas (tiempos de levantamiento cortos), sin embargo el elevar al cuadrado error hace que este índice sea muy poco sensible a los errores muy pequeños, lo que normalmente resulta en respuestas con poco amortiguamiento. Por otra parte, como los criterios *ITAE* e *ITSE* penalizan más fuertemente los errores a medida que transcurre el tiempo, por lo que deben esperarse menores tiempos de asentamiento al emplear uno de estos criterios respecto a los logrados con los criterios *IAE* o *ISE*.
Para el caso particular en el que la función de transferencia de lazo cerrado del sistema sea la de segundo orden con ganancia unitaria de la forma

$$\frac{y(s)}{r(s)} = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \qquad (6.6.1\text{-}5)$$

los valores de la razón de amortiguamiento que minimizan cada uno de los criterios integrales anteriores así como el valor de algunas de las características de la respuesta a un cambio escalón en el valor deseado, se muestran en la Tabla Nº 6.6.1-1

Tabla Nº 6.6.1-1 Características de la respuesta óptima a una entrada escalón				
Criterio	ζ	M_p (%)	$\omega_n t_p$	$\omega_n t_{a2}$
IAE	0.66	6.31	4.18	6.36
ITAE	0.75	2.85	4.75	5.77
ISE	0.50	16.00	3.63	8.11
ITSE	0.59	9.06	3.89	6.70

Como se aprecia de la Tabla anterior, el menor sobrepaso máximo se obtiene con el criterio *ITAE*, la respuesta con respuesta inicial más rápida con el criterio *ISE* y el menor tiempo de asentamiento con el *ITAE*. Por otro lado, el mayor sobrepaso máximo y el mayor tiempo de asentamiento, sistema más lento, son los obtenidos con el criterio *ISE*.
Considerando todos los parámetros tabulados se encuentra que las respuestas más deseables serían las obtenidas minimizando los criterios *IAE* o *ITAE*.

Método de Wills
Uno de los primeros procedimientos de sintonización en el que se hace uso de algún criterio integral para evaluar el desempeño del sistema de control fue el presentado por Wills.
El procedimiento es totalmente gráfico y su valor radica en las presentación el efecto que tiene la variación de los parámetros del controlador sobre el valor de las funciones de costo *IAE* y *ITAE* en una planta de segundo orden más tiempo muerto.
Estudia tanto el caso de de la respuesta a un cambio en el valor deseado como en la perturbación.
Wills determinó que el mínimo de *IAE* se encuentra en la región correspondiente a los valores de

$$T_i \approx T_u \quad \text{y} \quad T_d \approx 0.2\,T_u$$

para cambios en el valor deseado y en la región

$$T_i \approx 3.0\,T_u \quad \text{y} \quad T_d \approx 0.25\,T_u$$

para cambios en la perturbación.

Método de López, Miller, Smith y Murrill

El primer método basado en criterios integrales que presenta ecuaciones para el cálculo de los parámetros del controlador fue desarrollado por López *et al* y es conocido usualmente simplemente como el método de López.

Definiendo una función de costo de la forma

$$\Phi = \int_0^\infty F[e(t), t]\,dt \qquad (6.6.3\text{-}1)$$

donde *F* es una función del error y del tiempo, se obtiene un valor que caracteriza la respuesta del sistema.

Entre menor sea el valor de φ mejor será el desempeño del sistema de control por lo que un desempeño óptimo se obtiene cuando φ sea mínimo.

Como φ es función de los parámetros del controlador (*Kc*, *Ti*, *Td)* el valor mínimo de φ se obtiene resolviendo

$$\frac{\partial \Phi}{\partial K_c} = 0, \quad \frac{\partial \Phi}{\partial T_i} = 0, \quad \frac{\partial \Phi}{\partial T_d} = 0 \qquad (6.6.3\text{-}2)$$

4.4 Simulación de la operación de los controladores.

Aunque la mayoría de las prácticas de simulación se pueden hacer empleando los procesos y controles en un laboratorio, se presenta una simulación digital, esta se hará utilizando el programa VisSimTM disponible en la red y puede ser descargado desde la página WEB del curso respetando la licencia académica que tienen sus diseñadores.

VisSim es un programa de simulación digital con una interfaz gráfica. No se requiere programación, lo que podría llamarse “programa” de simulación se realiza mediante la interconexión de bloques funcionales en forma similar a como se hace en Simulink®.

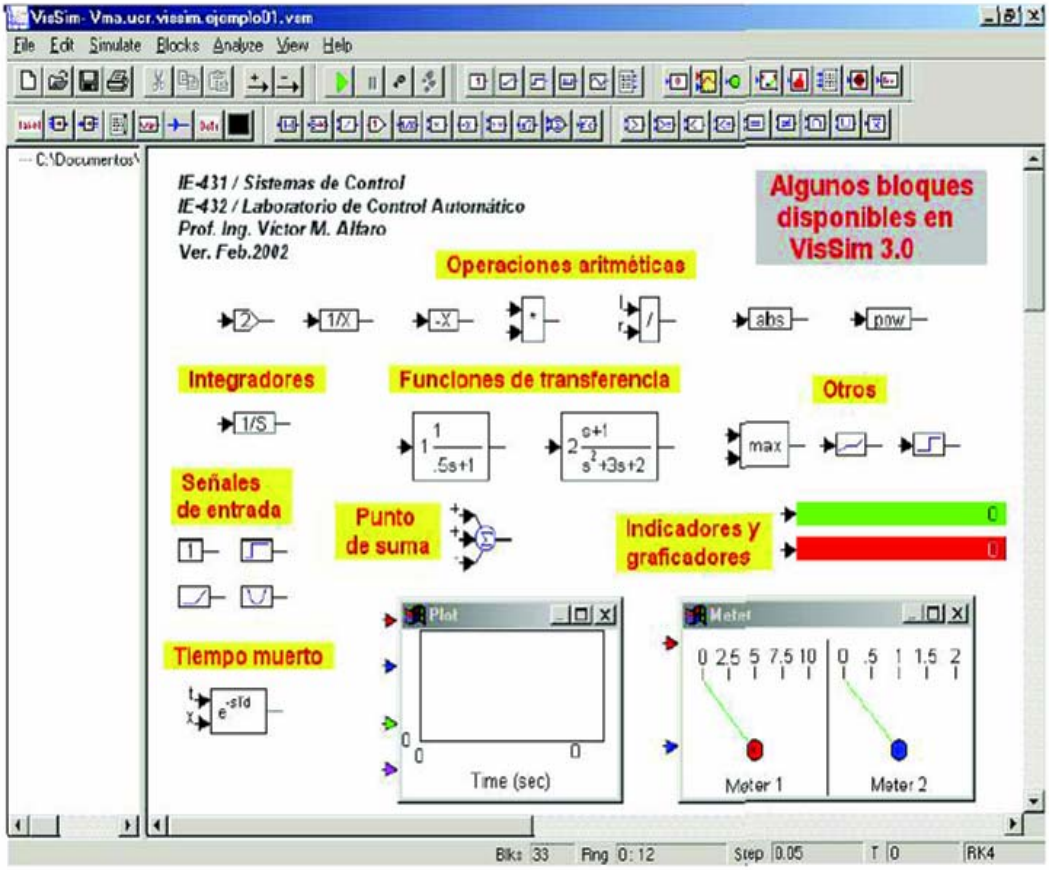
El programa provee siete métodos numéricos para la solución de ecuaciones diferenciales:

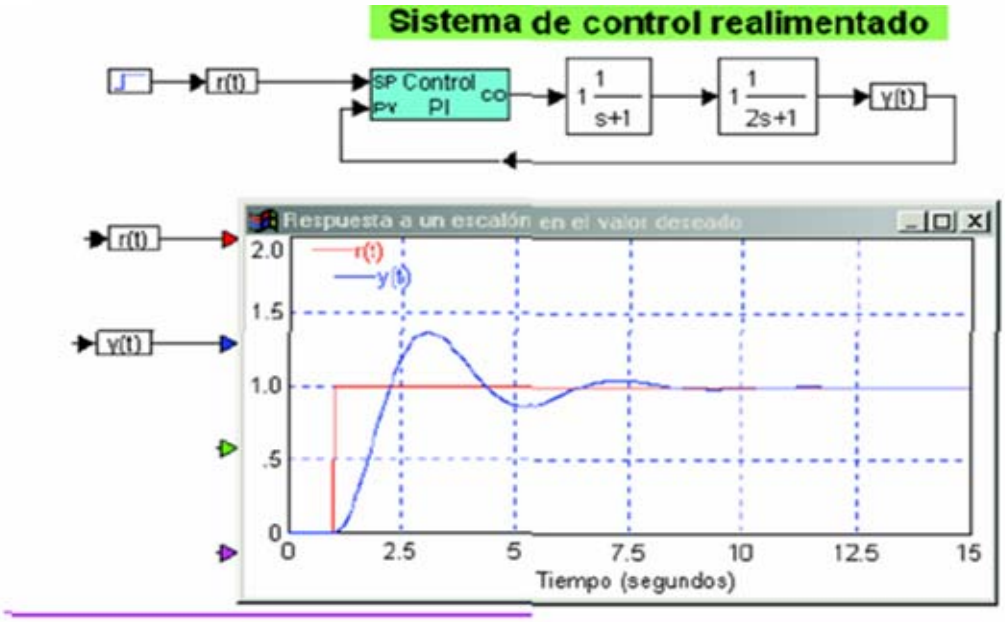
- Euler
- Trapezoidal
- Runge-Kutta 2º orden
- Runge-Kuta 4º orden
- Runge-Kuta de 5º orden (paso variable)
- Bulirsh-Stoer (paso variable)
- Euler hacia atrás (sistemas rígidos)

Además de las facilidades normales de simulación provee tres métodos para realizar labores de optimización:

- Powell
- Polack Riviere
- Fletcher Reeves

y herramientas para estudios de control como el método de Evans (lugar geométrico de las raíces), el diagrama de Nyquist y el de Bode.
En la página siguiente se muestra la ventana principal del programa con sus barras de herramientas y menús así como algunos de los bloques funcionales disponibles.
Además se incluye como ilustración el diagrama de bloques de la simulación de un lazo de control realimentado con un controlador *PI* y la respuesta del sistema a un cambio escalón en el valor deseado.

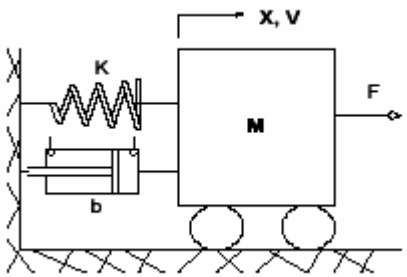

VisSim- Vma.ucr.vissim.ejemplo01.vsm
File Edit Simulate Blocks Analyze View Help
IE-431 / Sistemas de Control
IE-432 / Laboratorio de Control Automático
Prof. Ing. Víctor M. Alfaro
Ver. Feb.2002
Algunos bloques disponibles en VisSim 3.0
Operaciones aritméticas
Integradores
Funciones de transferencia
Otros
Señales de entrada
Punto de suma
Indicadores y graficadores
Tiempo muerto
Plot
Time (sec)
Meter
Meter 1
Meter 2
Step 0.05
RK4


Sistema de control realimentado
r(t)
SP Control
PV PI
CO
y(t)
Respuesta a un escalón en el valor deseado
Tiempo (segundos)

Ejemplo – Sistema mecánico

A manera de ejemplo introductorio al uso del VisSim, se muestra a continuación el modelado y simulación de un sistema mecánico simple compuesto por una masa, un resorte y un amortiguador viscoso y la obtención de la respuesta del mismo a un cambio en la fuerza aplicada.

Sistema a simular



Ecuación del modelo

$$m\frac{d^2x}{dt^2}+b\frac{dx}{dt}+k\,x(t)=f(t)$$

definiendo los siguientes estados

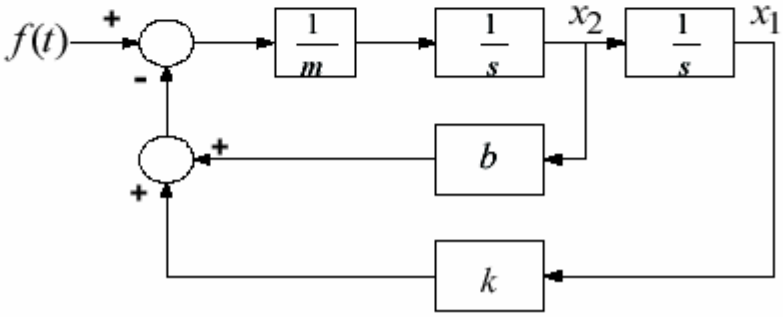
$$x_1(t)=x(t)\ (posición),\quad x_2(t)=\frac{dx}{dt}\ (velocidad)$$

el modelo en variables de estado sería

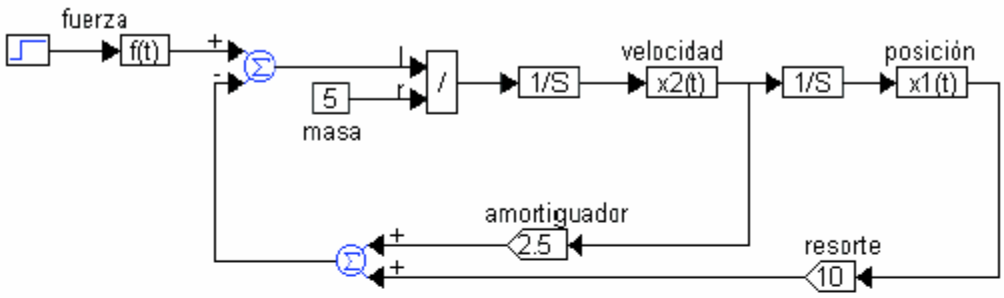
$$\frac{dx_1}{dt}=x_2$$

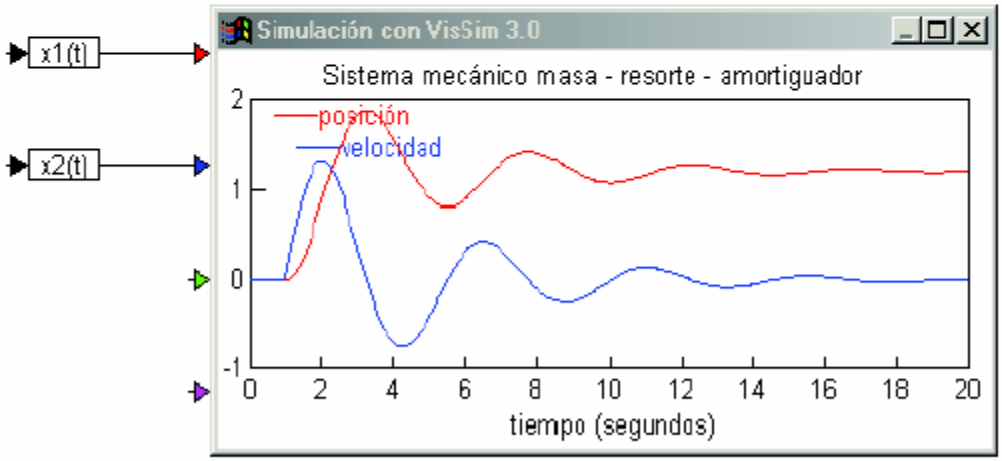
$$\frac{dx_2}{dt}=\left[-k\,x_1-b\,x_2+f(t)\right]/m$$

y su diagrama de bloques sería entonces

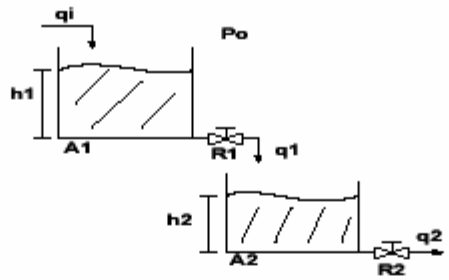


el cual se “programa” en VisSim mediante la interconexión de bloques operacionales seleccionados de dentro de las bibliotecas disponibles en el programa.



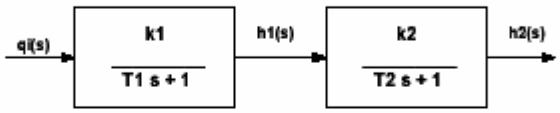


2.2 Ejemplo - Sistema de dos tanques no interactuantes



El modelo del sistema es:

$$A_1\frac{dh_1}{dt}=q_i-q_1 \quad ; \quad A_2\frac{dh_1}{dt}=q_1-q_2 \quad ; \quad q_1=\frac{\rho g h_1}{R_1} \quad ; \quad q_2=\frac{\rho g h_2}{R_2}$$

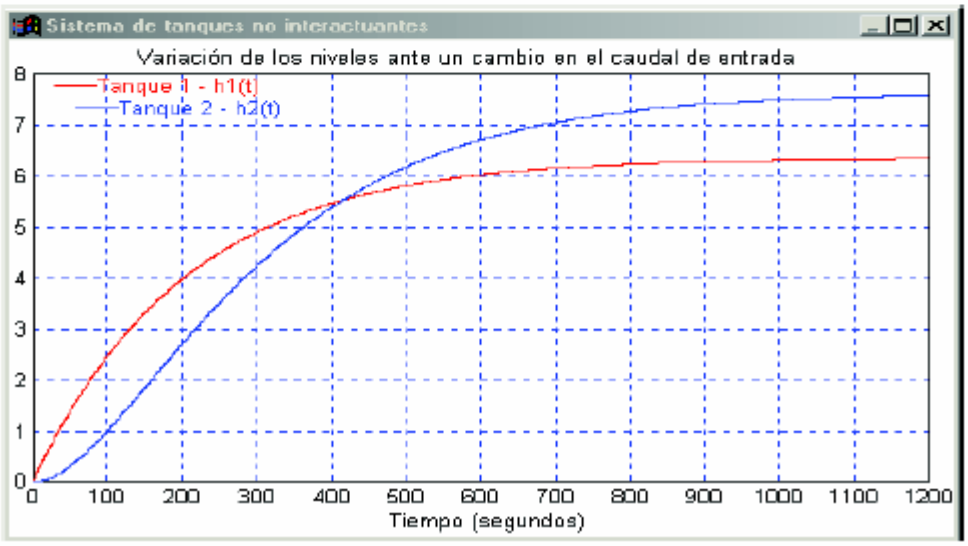


donde: $k_1=R_1/\rho g$, $T_1=A_1R_1/\rho g$, $k_2=R_2/R_1$, $T_2=A_2R_2/\rho g$

Datos:

$A_1 = 4\ m^2$, $A_2 = 2\ m^2$, $\rho = 1{,}000\ kg/m^3$, $g = 9{,}8\ m/s^2$,

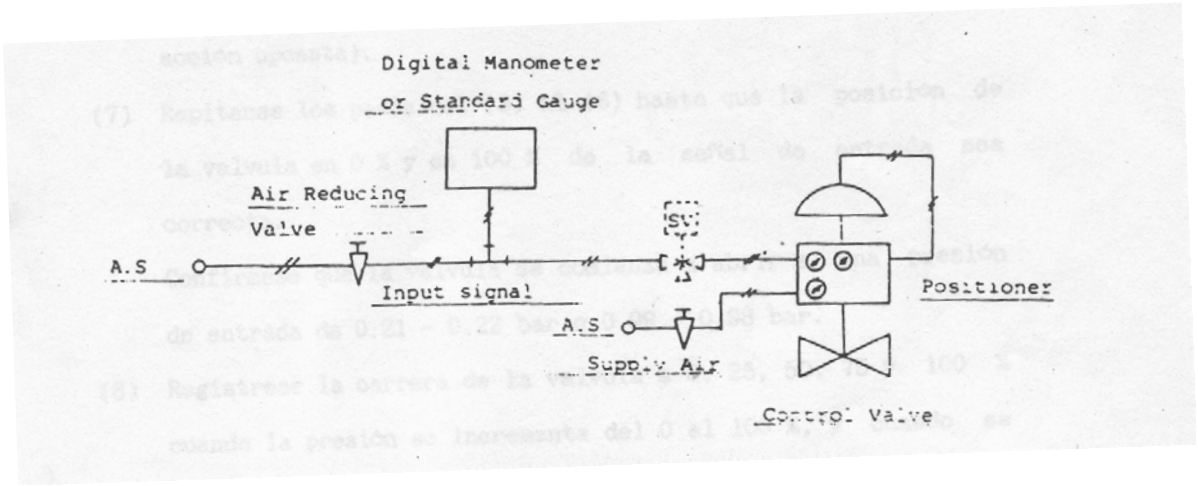
$R_1 = 500\ 10^3\ Pa/(m^3/s)$, $R_2 = 600\ 10^3\ Pa/(m^3/s)$, $q_1 = 0125\ m^3/s$



4.5 Calibración de Controladores y válvulas.

- Ajuste de una válvula.

a) Conéctese la salida de la válvula reductora de aire al Posicionador de la válvula de control como se muestra en la figura.



b) Ajústese el suministro de aire al valor deseado.

c) Ajústese la señal de presión 0.6 bar.

d) Ajústese la posición de la válvula a un 50% ajustando el ajuste de cero (girando la tobera) (D, Fig. C1) Antes de girar la tobera, aflójese la tuerca para candadear.

e) Decreméntese o increméntese la señal de presión para que se cierre la válvula de controlantes de girar la tobera, aflójese la tuerca para candadear.

f) Ajústese el ajuste de rango (G, Fig. C1) como sigue:

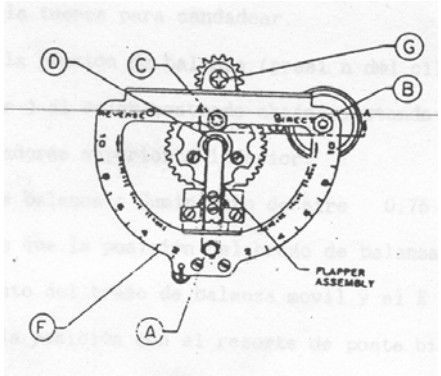
En 0.2 bar de entrada, la válvula deberá de estar completamente cerrada y la presión de salida (al diafragma del actuador) debería de ser 0 bar o el mismo que el del suministro del aire.
En 1.0 bar de entrada, la válvula debería de estar completamente abierta y la presión de salida deber a de ser la del suministro de aire o 0 bar.

Nota: La descripción descrita arriba es para un actuador de acción directa. Para un actuador de acción inversa es la acción impuesta.

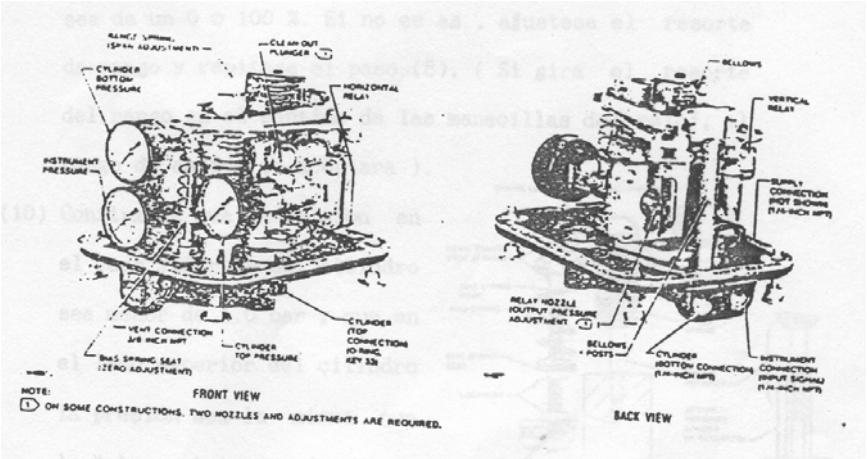
g) Repítanse los pasos del (3) al (6) hasta que la posición de la válvula en 0% y en 100% de la señal de entrada sea correcta.
Confírmese que la válvula se comienza a abrir a una presión de estrada de 0.21-0.22 bar o 0.99-0.98 bar

h) Regístrese la carrera de la válvula a 0, 25, 50, 75, 100% cuando la presión se incrementa del 0 al 100% y cuando se decrementa del 100 al 0%.
La presión de salida a un 0% y 100% de la señal de entrada y la presión cuando la válvula comienza a abrir deben de registrarse.

i) Déjese el instrumento como se encontraba.



- Ajuste de un Posicionador



a) Instálese un manómetro para la medición de la presión del balance superior e inferior.

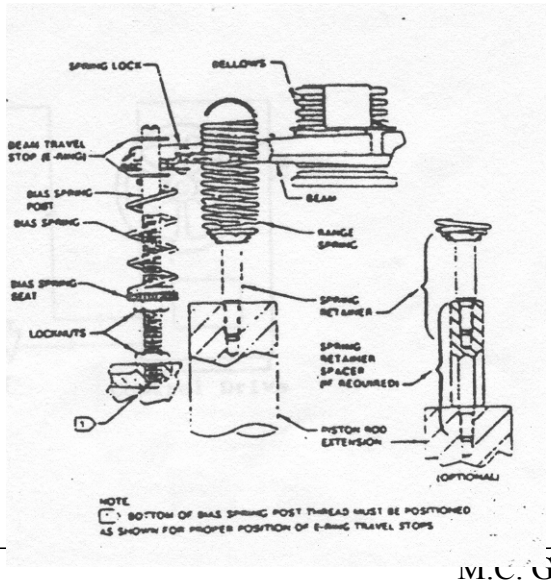
b) Ajústese una señal de presión de 0.6 bar.

c) Ajústese la abertura de la válvula a un 50% por medio de ajustar el resorte de las vías. Antes de mover el ajuste aflójese la tuerca para candadear.

d) Ajústese la presión del balance (presión del cilindro superior e inferior) al valor mostrado abajo ajustando la tobera de los reveladores superior e inferior.

Presión de balance = suministro de aire 0.75x

e) Confírmese que la posición del brazo de balanza esté en el centro tanto del trazo de balanza móvil y el E-ring. Sí no, ajústese la posición con el resorte de poste bias y repítase el paso 4.
f) Ajústese la señal de presión a 0.6 bar.
Ajústese la posición de la válvula al 50% con el resorte del bias.
g) Cámbiese la señal de presión de aire de 0.2 y 1.0 bar y confírmese que la posición de la válvula sea un 0 o 100 %. Sí no es así, ajústese el resorte de rango y repítase el paso 6. (sí gira el resorte del rango en el sentido de las manecillas del reloj, el rango de salida se acorta).
h) Confírmese que la presión en el lado inferior del cilindro sea menor de 1.0 bar y que en el lado superior del cilindro la presión sea la misma que la del suministro de aire, cuando la posición de la válvula esté completamente cerrada (la presión del aire es de 1.0 o 0.2 bar) para ajustes de cero y rango.



i) Confírmese que la presión en el lado superior del cilindros sea menor de 2.0 bar y que la presión en el lado inferior sea la del suministro de aire. Cuando la posición de la válvula sea completamente abierta (señal de presión de 1.0 o 2.0 bar).

j) Confírmese que el movimiento inicial de la válvula cuando la señal de presión sea de 0.21-0.22, 0.99-0.98 bar.

k) Regístrese la posición den 0, 25, 50, 75 y 100 % cuando la señal de entrada se incrementa del 0 al 100%, y cuando se decrementa de un 100 al 0 %. Así como cuando empieza el movimiento de la válvula y la presión de salida con las señales de entrada de 0 y de 100%.

- Ajuste del candado neumático.

a) Decreméntese el suministro de aire a el servomotor requerido de la válvula del regulador, estando operando el posicionador del servomotor. Sí pera el candado neumático el servomotor parará.

b) Regístrese la presión cuando operó el candado neumático.

c) Increméntese el suministro de aire.

d) Regístrese el valor cuando se restablece el candado neumático.

e) Sí este valor no es correcto, ajústese al valor deseado girando el tornillo de ajuste de la válvula reguladora y repítanse los pasos del 1 al 5.

f) Reajústese el suministro de aire a la presión deseada.

Mantenimiento preventivo y correctivo de una válvula de control.

Antes de realizar el mantenimiento preventivo o correctivo, se deben considerar las condiciones de servicio de la válvula de control.

- Fluido a ser manejado

  1. ¿Qué líquido o gas manejará la válvula?
  2. ¿Es un fluido homogéneo o contiene sólidos?
  3. ¿Permanece líquido, se vaporiza o cristaliza durante el trayecto?
  4. ¿Es corrosivo, erosivo o ambas cosas?

- Presión y Temperatura

  Estas condiciones pueden variar de un punto a otro del sistema y deben ser consideradas para seleccionar correctamente la clase de válvula.

- Consideraciones de flujo

  1. ¿Es crítica la caída de presión?
  2. ¿Se requiere simplemente de cierre y apertura o se necesita regulación?
  3. ¿Se requiere de una válvula para prevenir el contra flujo?

- Frecuencia de operación

  1. ¿Estará la válvula normalmente abierta?
  2. si la válvula es operada frecuentemente; ¿Garantiza el diseño una máxima resistencia al desgaste?

La facilidad del mantenimiento se inicia desde la fase de diseño. Si se especifica la válvula correcta, fabricada con los materiales adecuados y está bien instalada con espacio para acceso, los problemas deberán ser mínimos. En situaciones en que hay corrosión severa, hay que comprobar que se utilice la aleación especificada. Hay que tener piezas de repuesto.
Un taller bien equipado tendrá un banco de trabajo con todo lo necesario y algún aparato para levantar y empacar válvulas pesadas. También necesita sujetadores para equipo grande y para que no se caigan las cosas. También se necesitan mangueras para aire, reguladores y cierta cantidad de tubería y accesorios, que incluyan conectores rápidos para mangueras. La forma más

fácil de saber si ha cerrado una válvula, es verificar si hay fugas con la aplicación de aire a una presión moderada en la entrada y escuchar en la salida si hay escapes. Para ello, se puede utilizar un juego de bridas especiales taladradas para el conector de la manguera y ranuradas para poder utilizarlas en bridas de válvulas de diversos tamaños. Se deben llevar buenos registros de las especificaciones de cada válvula. Además, los registros de costos y del trabajo de mantenimiento ayudan a justificar cambios para educir el mantenimiento y mejorar la confiabilidad.
Para cualquier diagnóstico, lo primero es aplicar el sentido común y la técnica más importante es un análisis lógico, paso a paso de todos los síntomas y la información. Con mucha frecuencia hay la tentación de suponer que si hubo algo que corrigió el problema, también servirá esta vez. La seguridad requiere que todo el personal siempre esté pendiente de cualquier posible riesgo. Antes de empezar a retirar una válvula del servicio hay que comprobar que se han descargado la presión y los líquidos y. si se requiere, que se haya lavado el sistema. A pesar de estas precauciones, hay que estar preparado para un escape de fluidos cuando se aflojan los accesorios. La válvula puede requerir limpieza y descontaminación adicionales según el tipo de riesgo.
Hay que cuidarse de la energía del aire atrapado en los actuadores. Si hay alguna duda, hay que aflojar con todo cuidado las conexiones de tubo para descargar el aire. También hay que cuidarse de los resortes que están comprimidos. Hay que consultar los manuales de mantenimiento del fabricante. Algunos resortes sólo se pueden desmontar con seguridad en la forma especificada y pueden requerir herramientas o dispositivos especiales. Hay que comprobar que los actuadores no estén sometidos a una presión excesiva de aire durante el mantenimiento.
Al volver a instalar la válvula, hay que comprobar el suministro de aire y el funcionamiento correcto de la válvula.

Instalación de una válvula de control

La elección de la válvula de control adecuada para cualquier aplicación empieza con la definición de la función de la válvula. Si, por ejemplo, es una válvula con control para abrir cerrar, entonces lo principal son la sencillez y la confiabilidad. Si se requiere modulación muy rápida y precisa, como en el respiradero contra borboteo de un compresor, entonces se necesita una válvula de alta calidad, que tenga el vástago y el macho alineados con precisión y que tengan ubicador de alto rendimiento y, quizá, también relevadores amplificadores.
Definir bien el fluido incluye conocer bien las presiones temperaturas y volúmenes de flujo nominales así como la densidad, viscosidad, propiedad corrosiva, etc., del fluido. Si pueden ocurrir problemas específicos se necesitan

detalles adicionales. Para los líquidos es necesario conocer su presión de vapor para determinar si habrá cavitación y vaporización instantánea. Las desviaciones de las condiciones nominales de funcionamiento pueden ser de consecuencias. Un aumento breve pero grande en la temperatura puede producir serios daños en algunos tipos de juntas y empaquetaduras.
El tamaño de la válvula requerido se puede determinar con los métodos establecidos para cálculo, que van desde las reglas de cálculo especiales para válvulas de control hasta la aplicación en computadora de la norma S75.01 de Instrument Society of America (ISA).
Las condiciones de funcionamiento y los cálculos también pueden eliminar ciertos estilos de válvulas en la consideración. Por ejemplo, la cavitación es más probable con las válvulas rotatorias de alta recuperación y, a veces., se puede evitar con una de globo.
Los proveedores son buena fuente de información y asesoramiento, pero no se debe esperar que acepten toda la responsabilidad en las decisiones. La selección de un proveedor puede ser tan solo aceptar sus normas de fabricación o puede incluir un estudio minucioso. Los factores que se deben tener en cuenta incluyen:

- Precio de la válvula.
- Capacidad del fabricante (instalaciones y capacidad, experiencia en el mismo tipo de problemas, departamento de ingeniería).
- Servicios que ofrece Preventa: ingeniería, información; postventa: resolución de problemas, localización de talleres especializados.
- Solidez financiera y reputación del fabricante.

Hay que comprobar que la válvula esta fabricada con las especificaciones requeridas lo que significa que el comprador debe inspeccionar la válvula terminada. Las especificaciones y requisitos varían mucho. Los costos de inspección se pueden controlar si se ajustan sus requisitos a las necesidades reales. Si se requiere una aleación específica se debe comprobar, mediante pruebas, que fue la utilizada. Los pequeños detalles pueden ser importantes; un error al grabarla placa de identificación podría ocasionar serios problemas.
Es mejor hacer la corrección de problemas en la fábrica. Las válvulas deben estar bien empacadas para el embarque, con revestimiento contra derrumbe y otras protecciones necesarias.

4.6 Mantenimiento preventivo a controladores.

El mantenimiento de los controladores en servicio suele estar limitado a apretar los tornillos de la unión entre el bonete y el cuerpo y los de estopero,

aunque en caso de emergencia se pueden instalar nuevos anillos de empaquetadura. El reemplazo de ésta en una válvula que está en servicio siempre es peligroso y sólo se puede intentar después de que el asiento posterior está sentado en forma hermética contra el bonete; estos asientos sólo se utilizan en las válvulas de compuerta y de globo.
El mantenimiento extenso de las válvulas de una tubería, aunque esté fuera de servicio, sólo se hace en circunstancias inusitadas. El grado de reparaciones con las válvulas instaladas está limitado por su diseño. Es mucho más conveniente desmontar una válvula con bridas e instalar una de repuesto, que intentar repararla instalada, aunque el diseño de la válvula permita hacer ciertas reparaciones sin desmontarla. A veces, a las válvulas grandes se les puede dar servicio cuando están instaladas, pues puede ser difícil desmontarlas para llevarlas al taller.
Las válvulas que se pueden reparar sin desmontarlas, para corregir problemas con el asentamiento e instalar nuevos discos o sellos de asientos, son las de compuerta, globo, retención, macho, bola de entrada superior y diafragma. Hay que desmontar la mayor parte de las válvulas de bola y de mariposa para tener acceso a los sellos de la bola y de los asientos.
La rectificación de los asientos de las válvulas de compuerta y de retención de bisagra requiere el uso de una máquina especial que se monta en la brida del cuerpo y corta una nueva superficie de asiento. Debido a la necesidad de que el asiento esté plano y su ángulo coincida en forma precisa con el del disco, este procedimiento es de resultados dudosos en las válvulas de compuerta de cuña maciza. Si se corta más de una cantidad mínima en los asientos, se necesita un disco nuevo para tener cierre correcto. Los asientos en las válvulas de globo y de retención por elevación se pueden rectificar por el lado del bonete con buenos resultados.
Para reacondicionar las válvulas con sellos de PTFE, se instalan sellos nuevos y también bola o macho nuevos si están gastados o corroídos. Pero esto no dará resultado si el cuerpo también esta comido en la zona del asiento o la camisa. El diafragma de las válvulas de diafragma, por lo general, se puede reemplazar sin desmontarlas de la tubería.

Ventajas del mantenimiento preventivo.
El desmontaje de las válvulas de la tubería para repararlas tiene algunas ventajas. Muchas veces la pérdida de tiempo serán menor si se tienen disponibles las válvulas para repuesto. La calidad de las reparaciones mejor y la inspección más precisa porque se tendrá acceso a todas las superficies. Además se puede probar las hermeticidad, los cual es difícil si la válvula está instalada.

El mantenimiento de las válvulas de compuerta metálica, globo y retención consiste en la rectificación de los asientos y discos. Los discos de las válvulas de acero se pueden reacondicionar mediante el relleno de las superficies de los asientos con metal de soldadura o con revestimiento de cara dura. El buje del yugo se debe reemplazar si está gastado e instalar empaquetaduras y juntas nuevas. Es preferible reemplazar los tornillos y tuercas, porque la inspección puede costar más que las piezas nuevas. También se puede instalar nuevos anillos de asiento, pero en este caso la reparación ya no resultará muy económica.

La reparación de válvulas de acero es muy similar a la de las de acero al carbono o de baja aleación. Una excepción es que se debe evitar la soldadura del acero inoxidable, porque el metal quedará sensible al ataque por productos corrosivos. Si es indispensable soldar, las piezas se deben recocer en solución y enfriar por inmersión para mantener la resistencia a la corrosión. Si las piezas están hechas con acero inoxidable de bajo contenido de carbono o estabilizadas con columbio o titanio, la soldadura con electrodos de bajo carbono o estabilizados producirá un depósito de soldadura exento de sensibilización.

La reparación de las válvulas de bola incluye instalar nuevos sellos de asiento, bola y vástago nuevos si es necesario así como empaquetaduras, juntas, tornillos y tuercas nuevos. Por lo general, se requiere muy poca rectificación de los componentes de las válvulas de bola.

Las válvulas de macho lubricadas se pueden reparar con relleno, con soldadura y rectificación de cuerpo o del macho. Sin embargo, no es fácil encontrar el equipo de precisión para rectificar estas piezas y es dudoso que la reparación resulte económica, sobre todo en válvulas pequeñas.

En las válvulas de macho no lubricadas se requiere reemplazar la camisa de PTFE, la empaquetadura, juntas y, quizá, el macho. Las condiciones del cuerpo debajo de la camisa no siempre son muy importantes y en muchos casos, no se rectifica la cavidad del cuerpo.

Para reparar las válvulas, de mariposa se reemplaza el vástago, el disco y la camisa que suelen ser la razón para reparar. No siempre se necesitan discos nuevos, pero si hay que cambiar todos los sellos anulares o empaquetaduras con el vástago y los bujes del vástago si están gastados.

Es preferible hacer las reparaciones de las válvulas desmontadas cae la tubería, aunque el reemplazo de piezas PTFE y algunas metálicas con la válvula instalada da resultados satisfactorios en algunos tipos.

La rectificación en las válvulas de globo, compuerta y retención metálicas requiere equipo y personal especializados. En muchas plantas no se justifican estas operaciones y es preferible encargar el trabajo a un taller especializado o al fabricante.

La instalación de sellos de asiento, piezas metálicas nuevas, camisas y otras piezas se puede hacer en la misma planta o encomendarlas a un taller especializado.

La reparación de una válvula se considera económica si se pude reacondicionar a un costo no mayor al 65% del precio de reposición. Los conos de reparación, en promedio, son del 50% del costo de reposición sin embargo, muchas válvulas no se reparan pues el costo es mayor a los citados. Por lo general, una válvula no se puede reparar si no se pude aprovechar el cuerpo, porque el costo de reparación excederá del valor recuperable.