

OTROS ESQUEMAS DE CONTROL

1.- CONFIGURACIÓN CLÁSICA DE CONTROL RETROALIMENTADO

En ocasiones el esquema de control por retroalimentación simple debe ser modificado para enfrentar condiciones especiales de perturbación en el sistema y las características pobres en estabilidad y rapidez de respuesta que éstas pueden reproducir. Dichas modificaciones en la configuración del esquema por retroalimentación simple dan lugar a otras estructuras de control cuyos principales ejemplos se expondrán a continuación.

Antes sin embargo, recordamos el diagrama de bloque y los componentes del esquema por retroalimentación simple (ver Figura 1)

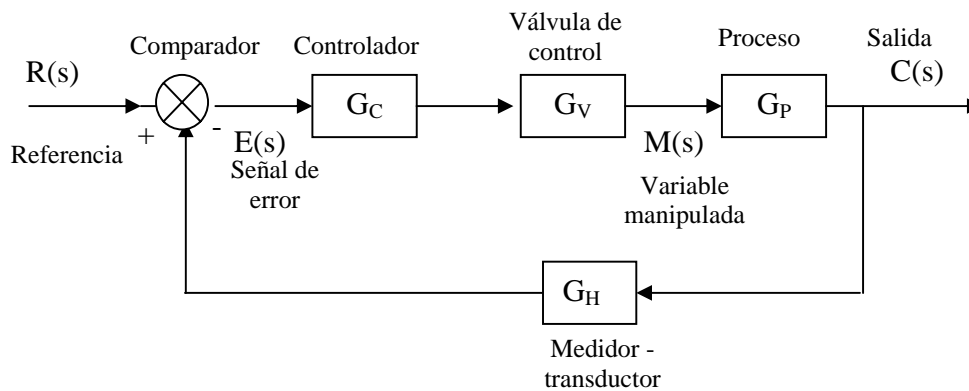


Figura 1. Diagrama de bloques del esquema en retroalimentación simple.

2.- ESQUEMAS DE CONTROL EN CASCADA

Una primera extensión del esquema de retroalimentación sencillo consiste en añadir un nuevo lazo de retroalimentación contenido dentro del lazo original que regule el comportamiento de alguna variable intermedia en el proceso. El principal propósito de este nuevo esquema es eliminar los efectos de perturbaciones menores haciendo la respuesta de regulación del sistema más estable y más rápida. Consideremos los siguientes ejemplos.

Ejemplo 1. Control de la temperatura de salida de un horno.

El sistema de la Figura 2a consiste en un horno en el cual se quema gas para calentar una cierta corriente y elevar su temperatura desde T_e hasta T_s . Supongamos que disminuye de pronto la presión de alimentación del gas combustible. La caída de presión a través de la válvula será menor de manera que disminuirá el flujo de gas.

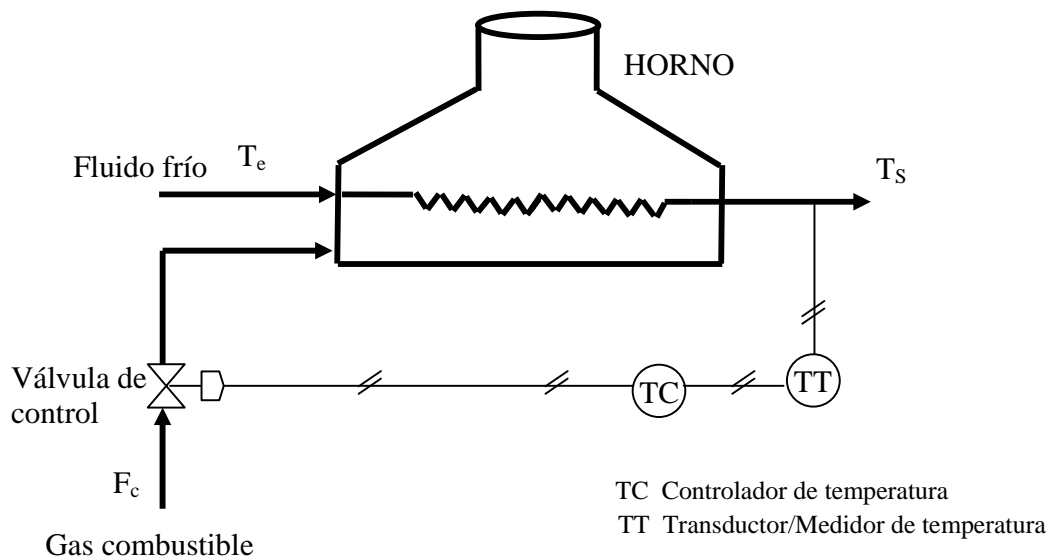


Figura 2a. Esquema de control en retroalimentación.

Con el controlador de temperatura por retroalimentación simple, no se hará ninguna corrección hasta que después de la disminución de las llamas y la consecuente pérdida de transferencia de calor en el horno, la temperatura final a la salida se vea finalmente disminuida. De esta forma, toda la operación del horno se ve alterada por la perturbación.

Con el sistema de control en cascada (ver Figura 2b), el controlador de flujo sobre la corriente de gas combustible detectará inmediatamente la disminución de gas y abrirá la válvula de control para hacer que el flujo vuelva a su valor requerido. El horno no se ve afectado entonces por la perturbación. El diagrama de bloques correspondiente a esta última situación se muestra en la Figura 3. Así, el control en cascada tiene dos controladores por retroalimentación.

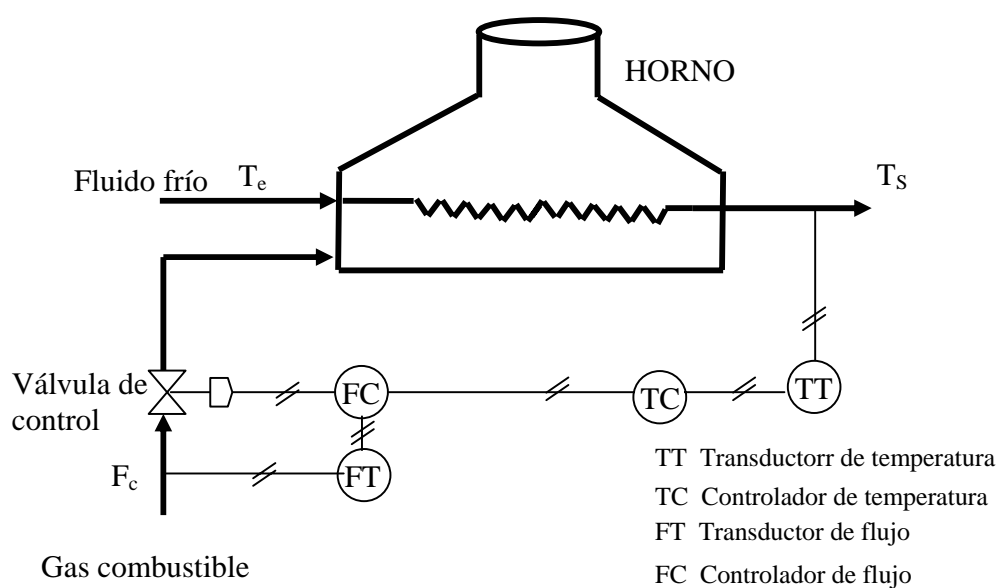


Figura 2b. Esquema de control en cascada.

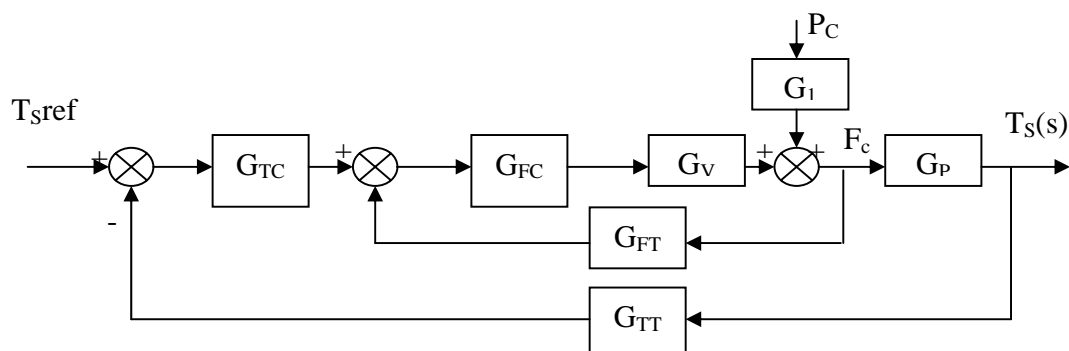


Figura 3. Diagrama de bloques del sistema de control en cascada de la Figura 2b.

El controlador de lazo principal, que regula la variable controlada en el proceso, es llamado controlador primario o maestro, y su señal fija la referencia al otro controlador. Este último, llamado controlador secundario o esclavo, determina el ajuste de la variable intermedia a través del lazo interno, y actúa directamente sobre la válvula de control.

Ejemplo 2: Control de la temperatura de un reactor.

En la Figura 4 se muestra el diagrama de otro sistema en el que comúnmente se usa el esquema de control en cascada. Se trata de un reactor con camisa de enfriamiento en el cual se quiere controlar la temperatura de reacción .

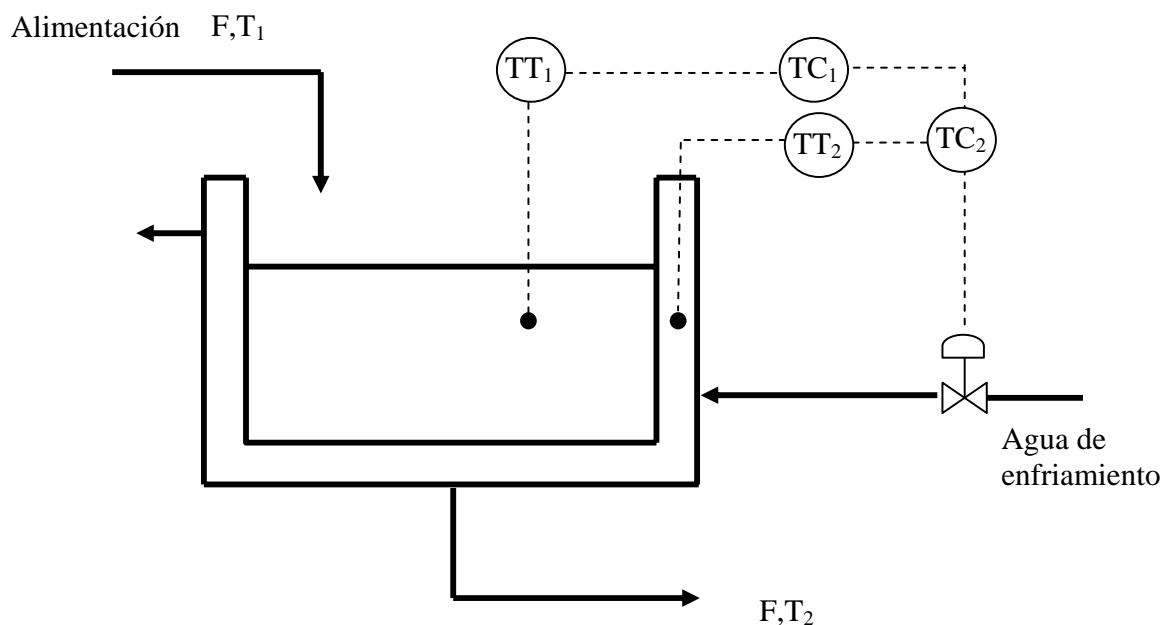


Figura 4. Reactor con sistema de control en cascada.

El sistema de control de temperatura en el reactor está aislado de las perturbaciones en la temperatura o la presión de suministro del agua de enfriamiento, debido al sistema en cascada. El controlador secundario reajusta el flujo de agua a través de la válvula de control. Este ajuste depende del valor de la temperatura en la camisa respecto del que debería tener (referencia fijada por el controlador primario) para asegurar una corrección óptima en la temperatura del reactor.

Se han designado con letras las funciones de transferencia correspondientes a cada bloque, y las variables involucradas. Es fácil demostrar, usando álgebra de bloques (o flujogramas), que las funciones de transferencia globales respecto de la perturbación L_2 son:

$$\frac{C_1(s)}{L_2(s)} = \frac{G_1 G_2(s)}{1 + G_{TC_1} G_V G_2 G_1 G_{TT_1}(s)} \quad (1)$$

para el sistema por retroalimentación simple, y

$$\frac{C_1(s)}{L_2(s)} = \frac{G_1 G_2(s)}{1 + G_{TC_1} G_{TC_2} G_V G_1 G_2 G_{TT_1}(s) + G_{TC_2} G_V G_2 G_{TT_2}(s)} \quad (2)$$

para el sistema de control en cascada.

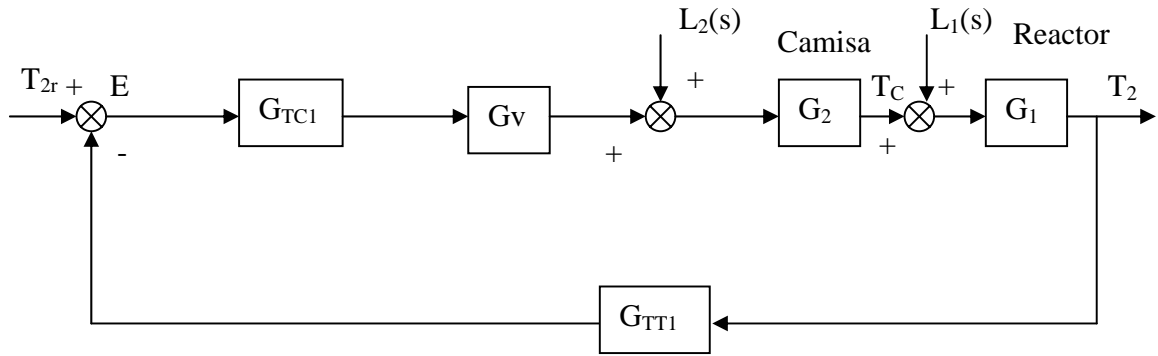
El cambio en el denominador en las funciones de transferencia indica una variación en la configuración (polos) del sistema global, que se traducirá en cambios en la respuesta transitoria (rapidez de respuesta y estabilidad).

Esta situación se puede precisar analíticamente conociendo las funciones de transferencia involucradas en el caso particular, y aplicando las técnicas de análisis de respuesta transitoria, o directamente de transformada inversa de Laplace para encontrar la respuesta del sistema $C_1(t)$.

El análisis del comportamiento del sistema con el control en cascada indicará siempre una mejora muy apreciable de la respuesta ante perturbaciones que, como L_2 , se producen aún en el lazo interno. La disminución drástica de los sobre-impulsos y del número de oscilaciones y el acortamiento del tiempo de establecimiento que observamos, justificarán con creces el uso del sistema de control en cascada, y el mayor esfuerzo en diseño, y el mayor costo en instrumentación que esto significa.

Cuando se trata, en cambio, de atenuar los efectos de perturbaciones que se producen fuera del lazo interno, tales como cambios en el flujo o en la temperatura de corriente de alimentación al reactor de nuestro ejemplo, la presencia del sistema en cascada no constituye mejora apreciable respecto del comportamiento del sistema de retroalimentación simple, y casi nunca se justifica.

Los diagramas de bloques correspondientes al reactor con un control por retroalimentación simple y con un sistema de control en cascada se muestran en la Figura 5.



L_1 : Perturbaciones en el flujo o la temperatura de la alimentación
 L_2 : Perturbaciones en la presión o temperatura del agua de enfriamiento

Figura 5a. Diagrama de bloques del sistema de control en retroalimentación simple del reactor.

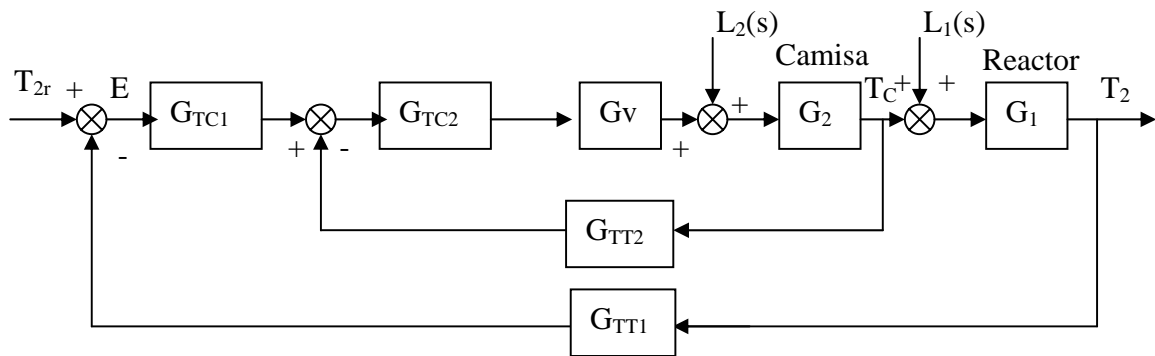


Figura 5b. Diagrama de bloques del sistema de control en cascada del reactor.

Ejemplo 3: control de la temperatura de un cuarto

Considérese el sistema de control de temperatura del cuarto mostrado en la Figura 6a. Por simplicidad consideremos que solo se necesita calentamiento y que este es provisto por el vapor caliente de un sistema de aire circulante. En la Figura 6a un termómetro convencional mide la temperatura del cuarto y fija el flujo de vapor dentro de un rango convencional de retroalimentación.

Asumamos que el sistema está sujeto a perturbaciones severas, tales como variaciones de la temperatura del aire entrante, de la velocidad de flujo y variaciones en la presión de suministro de vapor

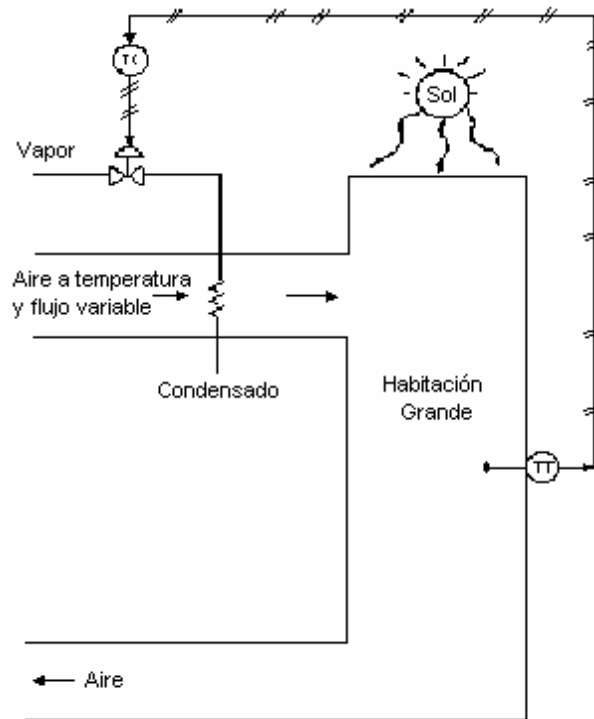


Figura 6a. Control de retroalimentación simple.

Una inspección reflexiva de la Figura 6a conduce a la conclusión de que el tiempo de retraso asociado con el control de temperatura en el cuarto es considerable. El largo tiempo de retraso es asociado con el tiempo que le toma al cuarto cambiar de temperatura, éste podría ser 15 o 20 minutos. También hay un retraso en la acción correctiva asociado con el cambio de temperatura del vapor, calentando el serpentín. Intuitivamente se podría pensar que éste es de 2 o 3 minutos. El tiempo de retraso asociado con la válvula de vapor y el termómetro es ignorado.

La Figura 6b muestra un arreglo en cascada en el cual un lazo secundario de control de retroalimentación de temperatura, mide y controla la temperatura del aire entrante. Un

lazo primario de control de temperatura mide y controla la temperatura del cuarto manipulando el punto de referencia o valor deseado sobre el lazo de control secundario para la temperatura del aire entrante.

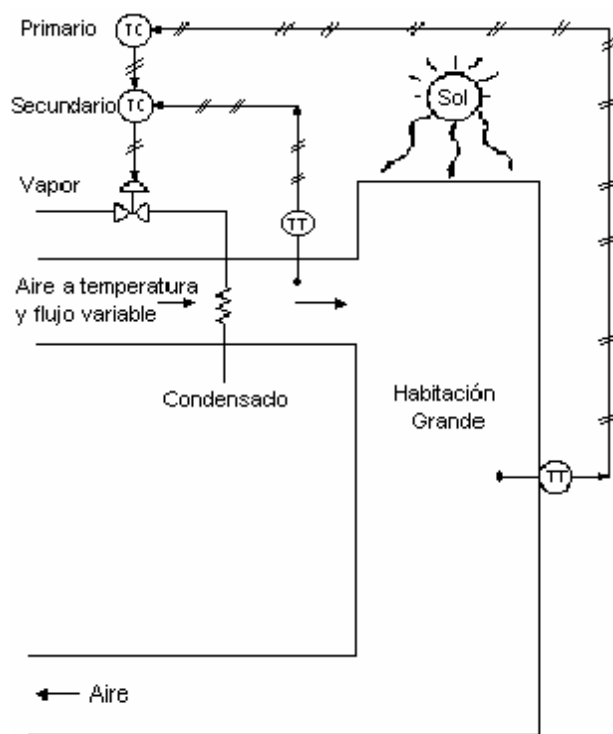


Figura6b. Sistema de control en cascada.

Con el sistema de cascada mostrado en la Figura 6b, ahora sabemos como este responderá a las perturbaciones o variaciones en la temperatura del aire entrante o en la velocidad de flujo de vapor. Claramente perturbaciones que afecten al serpentín serán percibidas por el lazo secundario localizado y la acción correctiva puede ser tomada inmediatamente para evitar el deterioro en la temperatura actual del cuarto.

Ejemplo 4: Diferentes Configuraciones de control en cascada para un horno

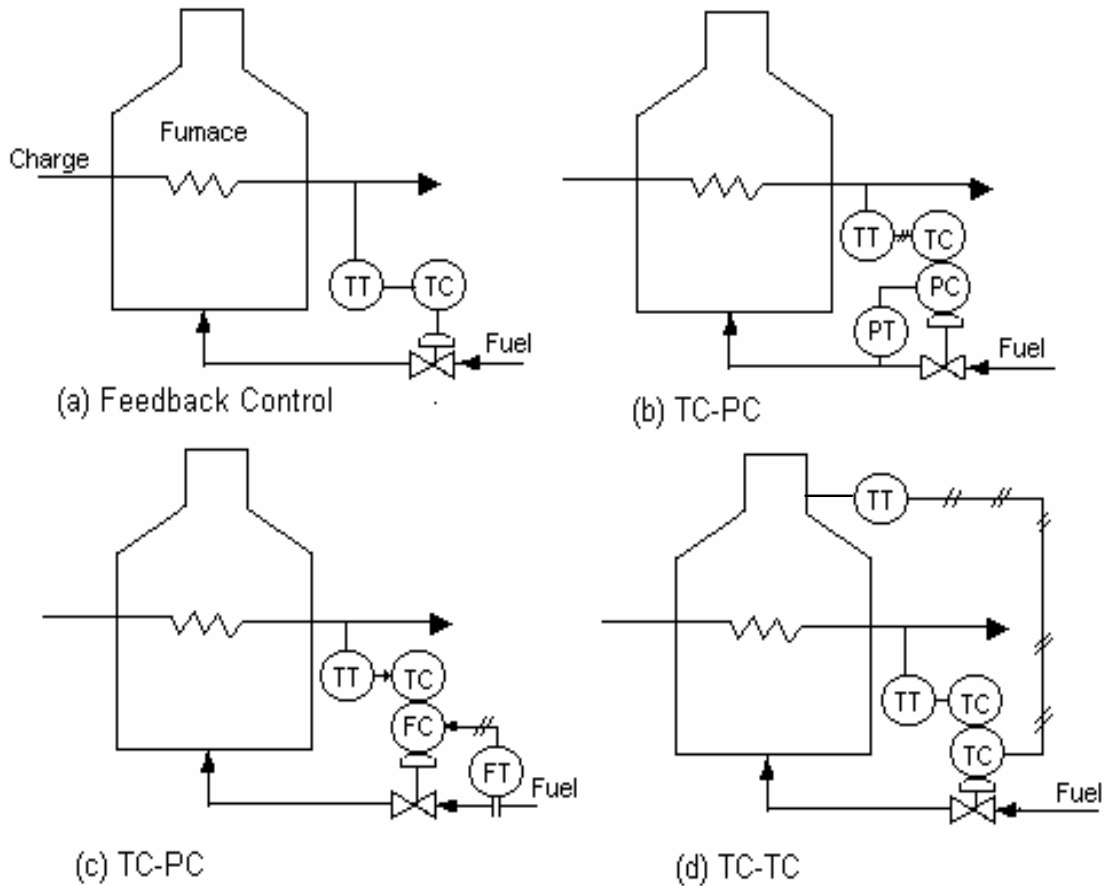


Figura 7. Arreglo de control de cascada alternado.

Problema 1: Diseño de un sistema de control en cascada.

El comportamiento transitorio de un sistema de retroalimentación cuyo diagrama de bloques se muestra en la Figura (a), se quiere comparar con el sistema en cascada mostrado en la Figura (b). El sistema de control debe funcionar de tal forma que el coeficiente de amortiguación $\xi = 0.5$ y que el error en estado estacionario sea mínimo ante una perturbación escalón unitario en $U(s)$. Se dispone sólo de controladores proporcionales con ganancia no mayor de 25. ¿Es conveniente usar el control en cascada para lograr también el menor tiempo de establecimiento?.

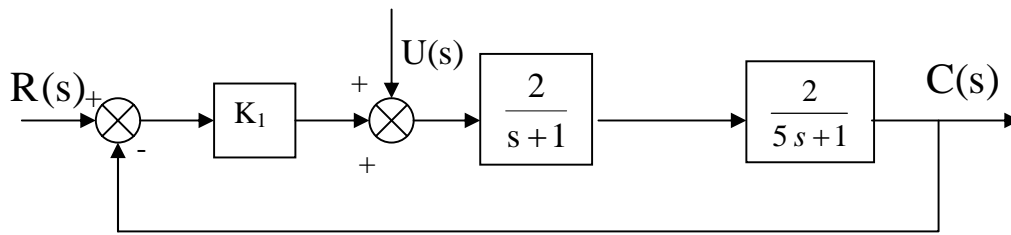


Figura 8a. Diagrama de bloques del sistema de control en retroalimentación.

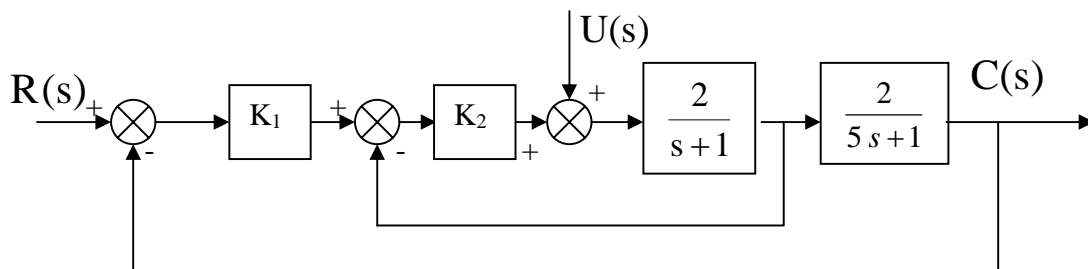


Figura 8b. Diagrama de bloques del sistema de control en cascada.

Para retroalimentación simple:

$$\frac{C(s)}{U(s)} = \frac{\frac{4}{(s+1)(5s+1)}}{1 + \frac{4K_1}{(s+1)(5s+1)}} = \frac{4}{(s+1)(5s+1) + 4K_1}$$

La ecuación característica es:

$$Q(s) = (s+1)(5s+1) + 4K_1 = 5s^2 + 6s + (1 + 4K_1)$$

$$Q(s) = s^2 + \frac{6}{5}s + \frac{(1 + 4K_1)}{5}$$

de aquí:

$$2\xi\omega_n = \frac{6}{5}$$

$$\omega_n^2 = \frac{(1+4K_1)}{5} \quad \text{Sí } \xi = 0.5 \Rightarrow K_1 \cong 1.5$$

$$e_{ss} = \lim_{s \rightarrow 0} sE(s) = \lim_{s \rightarrow 0} sC(s)$$

se tiene que :

$$\frac{C(s)}{U(s)} = \frac{4}{(s+1)(5s+1)+4K_1} \Rightarrow C(s) = \frac{4\left(\frac{1}{s}\right)}{(s+1)(5s+1)+4K_1}$$

entonces:

$$e_{ss} = \lim_{s \rightarrow 0} \frac{4}{(s+1)(5s+1)+4K_1} = \frac{4}{1+6.0} = 0.57$$

$$t_s = 4 \frac{1}{\xi \cdot \omega_n} = 6.7 \text{ min}$$

Para el control en cascada:

$$\frac{C(s)}{U(s)} = \frac{\frac{4}{(s+1)(5s+1)}}{1 + \frac{2K_2}{(s+1)} + \frac{4K_1K_2}{(s+1)(5s+1)}} = \frac{4}{(s+1)(5s+1) + 2K_2(5s+1) + 4K_1K_2}$$

La ecuación característica es:

$$Q = s^2 + \frac{6+10K_2}{5}s + \frac{1+2K_2+4K_1K_2}{5}$$

Criterio de estabilidad de Routh:

S^2	5	$(1 + 2K_2 + 4K_1K_2)$
S^1	$(6 + 10K_2)$	0
S^0	$(1 + 2K_2 + 4K_1K_2)$	

entonces:

$$(6 + 10K_2) > 0 \text{ y } (1 + 2K_2 + 4K_1K_2) > 0$$

Esto se cumple siempre (ya que $K_2 > 0$ y $K_1 > 0$)

Por lo tanto el sistema es siempre estable

¿Cómo escoger K_1 y K_2 para asegurar e_{ss} mínimo y además $\xi = 0.5$?

Según la ecuación característica, se tiene:

$$2\xi\omega_n = \frac{6 + 10K_2}{5} = 2(0.5)\omega_n = \omega_n$$

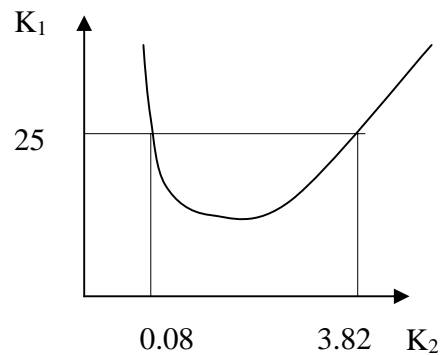
$$\omega_n^2 = \frac{1 + 2K_2 + 4K_1K_2}{5} \Rightarrow$$

$$\frac{(6 + 10K_2)^2}{25} = \frac{1 + 2K_2 + 4K_1K_2}{5}$$

$$K_1 = \frac{31}{20K_2} + 5.5 + 5K_2$$

se toma :

$$K_1 = 25 \text{ y } K_2 = 3.82$$



así :

$$e_{ss} = \lim_{s \rightarrow 0} sE(s) = \frac{4}{1 + 2(3.82) + 4(25)(3.82)} = 0.0102$$

$$t_s = \frac{4}{\xi\omega_n} = \frac{4}{0.5\sqrt{\frac{1 + (3.82)2 + 4(25)(3.82)}{5}}} = 0.91\text{min}$$

Con esto queda demostrado que la respuesta ante $U(s)$ es mucho mejor con el control en cascada.

Consideraciones Principales para la Implementación de Control en Cascada.

Una cuestión importante en la implementación de control en cascada es cómo encontrar la variable secundaria controlada más ventajosa, es decir, determinar cómo el proceso puede ser mejor dividido.

La selección de la variable controlada secundaria es tan importante en un sistema de control en cascada que es muy útil formalizar algunas reglas que ayuden a la selección .

- Regla 1.- Diseñar el lazo secundario de manera que contenga las perturbaciones más serias. Estas perturbaciones, las cuales entran en el lazo secundario son las únicas para las cuales el sistema de cascada mostrará mejoría sobre el control de retroalimentación convencional.
- Regla 2.- Hacer el lazo secundario tan rápido como sea posible incluyendo solamente los menores retrasos del sistema completo de control. Es deseable, pero no esencial, que el lazo interno sea al menos tres veces más rápido que el lazo externo .
- Regla 3.- Seleccionar una variable secundaria cuyos valores estén definidamente y fácilmente relacionados a los valores de la variable primaria. Durante una operación no perturbada la relación entre la variable primaria y la variable secundaria debe estar representada por una sola línea y si esta es una línea recta, la sintonización de los controles es mucho más simple.
- Regla 4.- Incluir en el lazo secundario tantas perturbaciones como sea posible, manteniendolo al mismo tiempo, relativamente rápido.
- Regla 5.- Escoger una variable secundaria de control que permita al controlador secundario operar a la ganancia más alta posible (la más baja banda proporcional). Esto es difícil de predecir.

3.- ESQUEMA DE CONTROL EN ALIMENTACIÓN ADELANTADA

La idea básica de control en alimentación adelantada consiste en detectar las perturbaciones cuando se producen (cuando entran al proceso) y hacer ajustes en la variable manipulada para evitar cambios en la variable controlada. No esperamos que la perturbación altere todo el proceso sino que tomamos una acción inmediata tendiente a compensar (anular) los efectos que producirá la perturbación en la salida. En este sentido este es un control por anticipación .

Ejemplo 5: Control del nivel de un tanque.

Tomemos por ejemplo el tanque de almacenamiento de la Figura 9a donde se quiere regular la altura del nivel de líquido $h(t)$, manipulando el flujo de entrada $x(t)$. Cualquier perturbación en la presión de la línea de salida que produzca cambios en $u(t)$ alterará el sistema y finalmente sus efectos serán detectados por el controlador en retroalimentación simple cuando se produzcan cambios apreciables en $h(t)$ y luego en el error $e(t)$. La corrección a través de la variable manipulada $x(t)$, tardará en hacer volver el sistema al estado deseado. La Figura 9b muestra el diagrama de bloques.

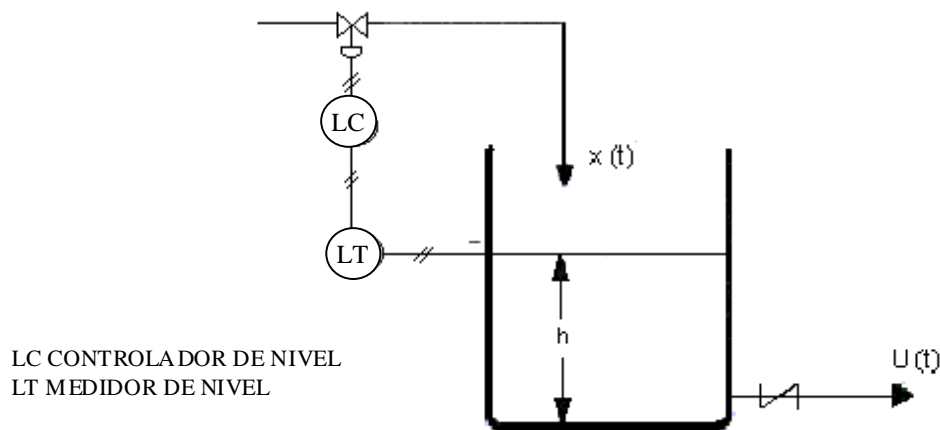


Figura 9a. Tanque de almacenamiento con controlador en retroalimentación simple.

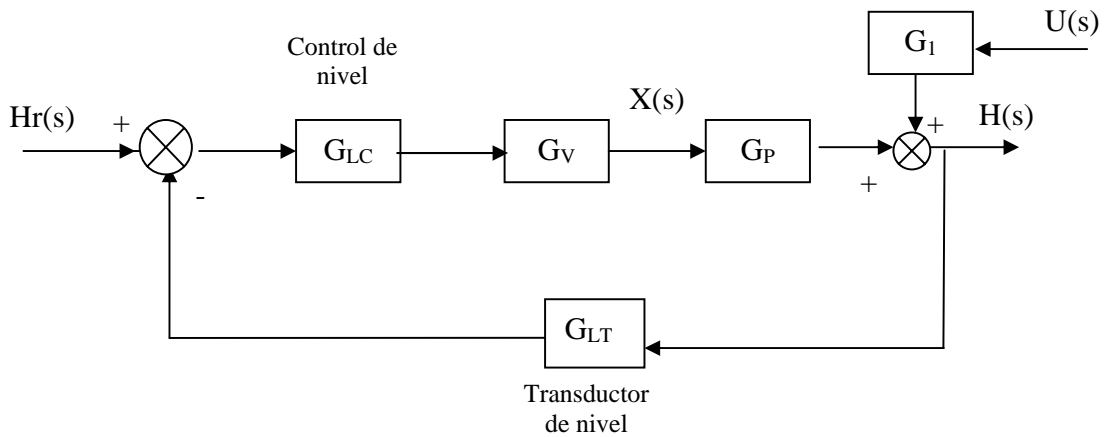


Figura 9b. Diagrama de bloques.

El mismo tanque, con un esquema en alimentación adelantada (ver Figura 10b) casi no percibirá los efectos de perturbaciones en $u(t)$.

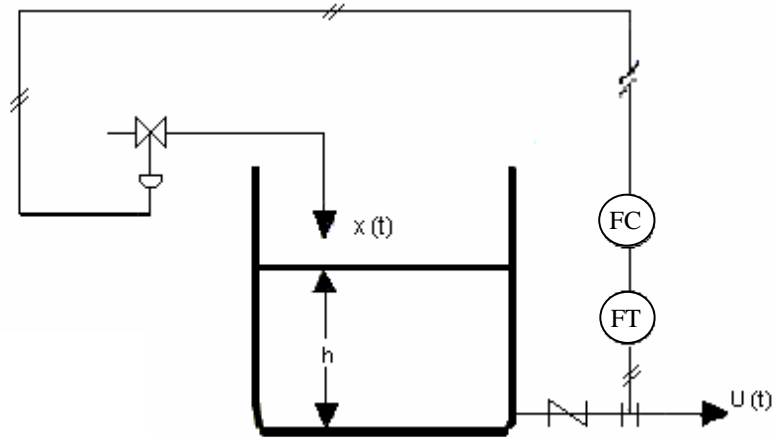


Figura10a. Tanque de almacenamiento con controlador en alimentación adelantada.

Las perturbaciones serán detectadas por el medidor del flujo a la salida, y el controlador en alimentación adelantada producirá en consecuencia cambios en $x(t)$ para evitar los efectos que produciría la perturbación, aún antes de que éstos se presenten en $h(t)$.

En la Figura10b se muestra el diagrama de bloques del sistema que acabamos de explicar.

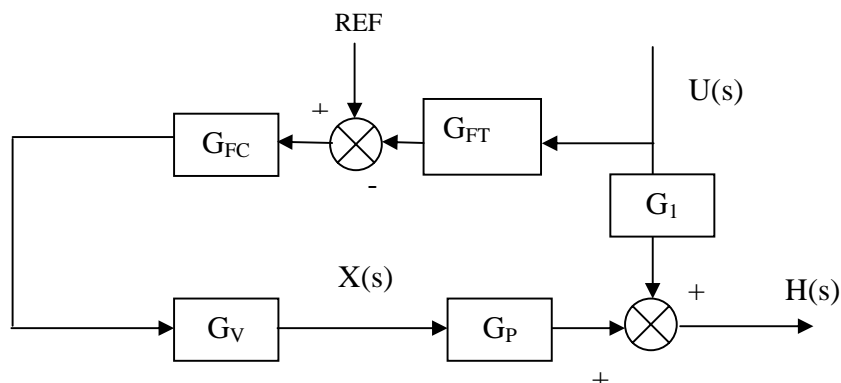


Figura 10b. diagrama de bloques.

Claro que, para hacer que el esquema de control en alimentación adelantada cumpla su función, el instrumento que se use como controlador debe tener una función de transferencia G_{FC} que lo asegure (ver Fig10b). Esto se logra si G_{FC} es tal que se anula la función de transferencia que relaciona la salida con la perturbación. En nuestro ejemplo en particular debe cumplirse:

$$\frac{H(s)}{U(s)} = G_I - G_{FT}G_{FC}G_VG_P(s) = 0 \quad (3)$$

y luego:

$$G_{FT} = \frac{G_I}{G_{FT}G_VG_P(s)} \quad (4)$$

Ahora nos es posible ver con claridad cual es la ventaja del esquema en alimentación adelantada. Si el sistema está perfectamente diseñado, al menos en teoría, es posible obtener el control perfecto ante $U(s)$, (en nuestro ejemplo, que $h(t)$ no varíe en absoluto: $H(s)=0$; cualesquiera que sean las perturbaciones en $u(t)$, ¡éstas no producirán error !). Nótese además que el esquema de alimentación adelantada es de lazo abierto.

Ejemplo 6: Control de la temperatura de un intercambiador de calor.

Un ejemplo de un esquema combinado alimentación adelantada + retroalimentación se muestra sobre el intercambiador de calor de la Figura 11, con su correspondiente diagrama de bloques.

El controlador en alimentación adelantada suministra una acción correctora rápida ante perturbaciones en la temperatura de entrada del fluido frío T_1 ; (aún cuando su diseño no sea perfecto es muy efectivo en evitar o reducir los sobreimpulsos que produciría la perturbación). Y además no ocasiona problemas de estabilidad porque no cambia la configuración de polos del sistema.

En nuestro ejemplo si no existiera el lazo en alimentación adelantada, tendríamos

$$\frac{T_2(s)}{T_1(s)} = \frac{G_1 G_P(s)}{1 + G_{TT_2} G_{TC_2} G_V G_P(s)} \quad (5)$$

y para el esquema combinado :

$$\frac{T_2(s)}{T_1(s)} = \frac{G_P(G_1(s) - G_{TT_1} G_{TC_1} G_V(s))}{1 + G_{TT_2} G_{TC_2} G_V G_P(s)} \quad (6)$$

Vemos pues que en efecto, los denominadores de ambas funciones son iguales.

El lazo de retroalimentación sobre nuestro intercambiador proporciona una corrección más precisa (fina) y a más largo plazo. Además su presencia asegura regulación aún ante otras perturbaciones que no sean en T_1 . Si existiese alguna otra perturbación importante habría que desarrollar otro lazo en alimentación adelantada sobre ella para eliminar sus efectos.

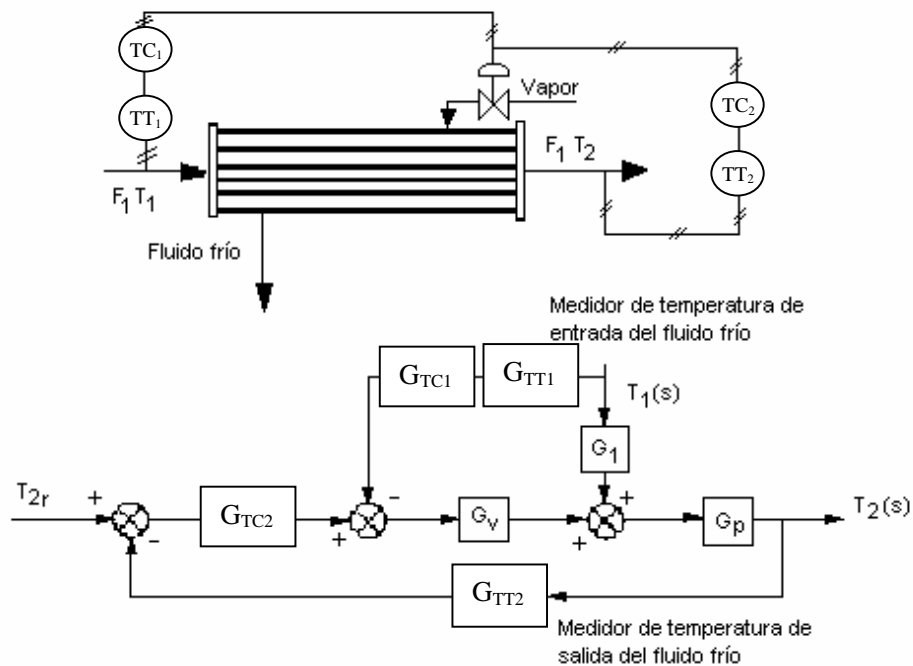
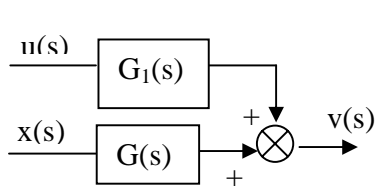


Figura 11. Intercambiador de calor controlado en alimentación adelantada-retroalimentación y diagrama de bloques correspondiente

Problema 2: Diseño de un sistema de control en alimentación adelantada.

Determine si es posible utilizar un control en alimentación adelantada en la columna de destilación mostrada en el diagrama de bloques de la Figura 12.



donde: $v(t)$ = temperatura en el tope.
 $x(t)$ = rata de flujo de reflujo.
 $u(t)$ = flujo de gas caliente en el calentador.

Figura 12. Diagrama de bloques de una columna de destilación.

y donde as funciones de transferencia del sistema son:

$$G(s) = \frac{k e^{-0.335s}}{(0.83s + 1)(0.083s + 1)}$$

$$G(s) = \frac{k e^{-0.075s}}{(4.2s + 1)(0.8s + 1)}$$

Se dibuja el diagrama de bloques de la columna controlada. Este se muestra en la Figura 13.

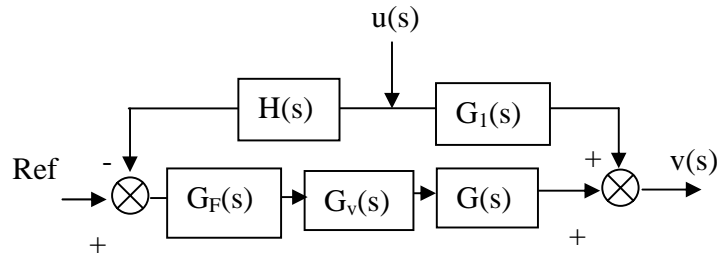


Figura 13. Diagrama de bloques de una columna de destilación controlada.

Se obtiene ahora la función de transferencia del controlador.

$$\frac{v(s)}{u(s)} = G_1 - HG_F G_v G \quad G_F = \frac{G_1}{HG_1 G} \quad \text{si } \rightarrow G_v = kv \text{ y } H = k_t$$

$$G_F = \frac{1}{k_v k_t} \frac{G_1}{G} = k_F \frac{(0.83s + 1)(0.083s + 1)}{(4.2s + 1)(0.8s + 1)} e^{0.255s}$$

Consideraciones Principales para la Implementación de Control en Alimentación

Adelantada.

Para que sea posible y efectiva la implementación de un esquema en alimentación adelantada se deben asegurar las siguientes condiciones:

- La perturbación debe ser medible en forma continua, es decir, debemos disponer del instrumento de medida apropiado para la perturbación de que se trate (obviamente es muy distinto medir flujos o temperaturas, que medir composiciones químicas, etc...).
- Debemos conocer cómo afectan al proceso tanto la perturbación como la variable manipulada. Es decir, debemos conocer las funciones de transferencia involucradas, para poder calcular la función de transferencia del controlador G_{AA} que necesitamos.
- Por último, la función de transferencia G_{AA} debe ser físicamente realizable. En otras palabras, debemos disponer de un instrumento controlador cuya función de transferencia sea G_{AA} , o al menos lo sea aproximadamente.

Las dificultades que se presentan en el desarrollo de un sistema de control de alimentación adelantada, sobre todo por lo reseñado en los últimos dos puntos, llevan a que en la práctica se usen casi siempre en combinación con el control por retroalimentación

simple. En efecto, las funciones de transferencia que se manejan en el diseño, no son precisas, ya que provienen de modelos matemáticos que no son más que aproximaciones de la realidad. Esto hace que la corrección del efecto de la perturbación sólo a través de G_a no sea completa, y persistirá un error en el sistema, que no sería ulteriormente corregible sino en presencia de un lazo de retroalimentación .

3.- ESQUEMAS DE CONTROL DE RELACIÓN

El esquema de control de relación se usa frecuentemente, sobre todo en la industria de procesos químicos, para regular la relación entre los flujos de dos corrientes manipulando una sola de ellas. Consiste en medir la rata de flujo de la corriente no controlada y producir cambios en el flujo de la corriente manipulada (a través de la válvula de control), para mantener una relación constante entre los dos flujos.

El control de relación se obtiene a través de dos arreglos o configuraciones básicas, según se muestra en la Figura 14.

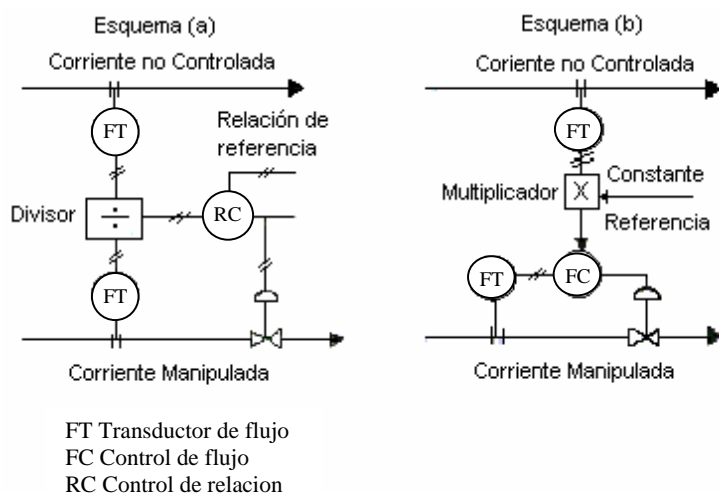


Figura 14. Esquemas de control de relación

En el esquema (a) se toman mediciones de los dos flujos, y se calcula su relación actual mediante un instrumento especial llamado relé de relación o divisor. Esta señal se alimenta a un controlador convencional que está calibrado respecto a la relación de

referencia que se quiere mantener entre los dos flujos y que actúa en consecuencia sobre la corriente manipulada. Esta estructura de control de relación es ventajosa cuando se requiere conocer constantemente la relación actual entre los flujos de las corrientes en cuestión.

El esquema (b) consiste fundamentalmente de un sistema de control por retroalimentación simple sobre el flujo de la corriente manipulada, donde el valor de referencia para este flujo no es constante sino que depende de la relación de referencia y del valor del otro flujo. Para calcularlo, la señal proveniente del medidor de flujo de la corriente no controlada es multiplicada por la relación de referencia. La salida del multiplicador es la referencia para el flujo de la corriente manipulada que asegura la relación requerida.

Considerando algunos ejemplos específicos, es posible obtener una mejor comprensión del control de relación.

Ejemplo 7: Control de la relación estequiométrica en las cantidades de dos reactantes que se alimentan a un reactor.

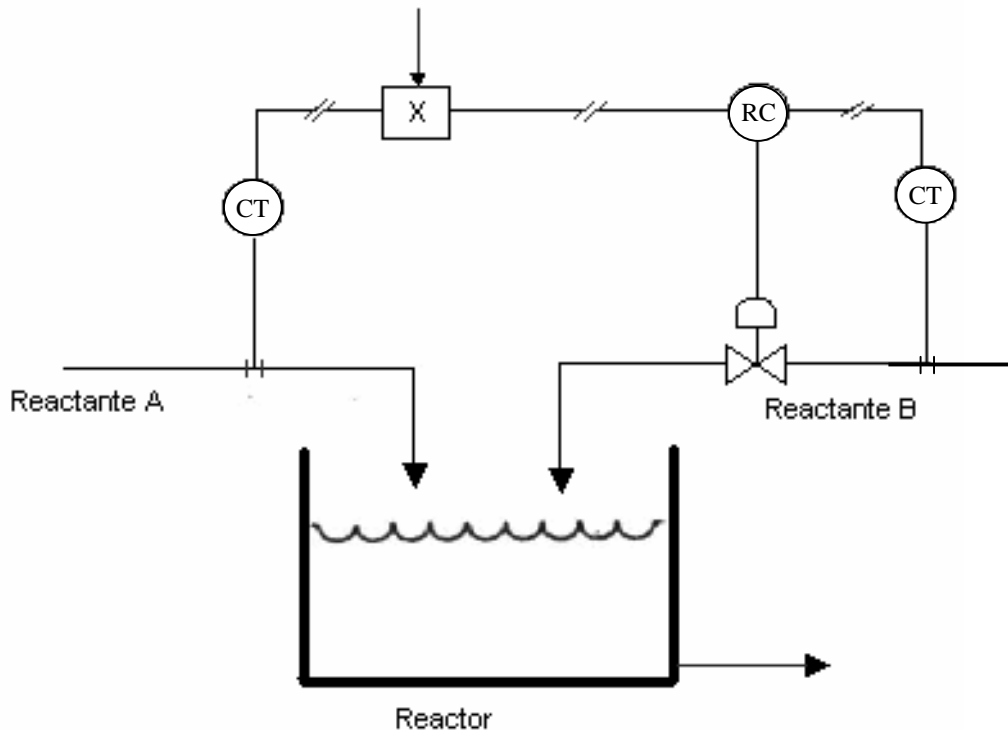


Figura15. Control de la relación estequiométrica de reactantes.

Ejemplo 8: Control de la purga de un porcentaje fijo de la corriente de alimentación a una unidad de procesos.

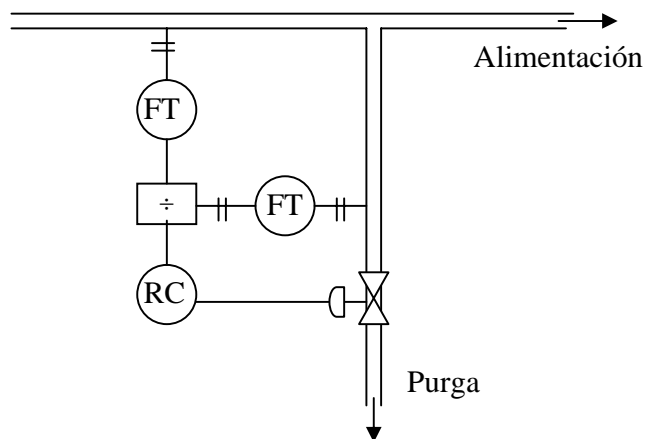


Figura 16. Control de relación para purgar un porcentaje fijo de cierta alimentación de corriente.

Ejemplo 9: Control de la relación de reflujo en una columna de destilación

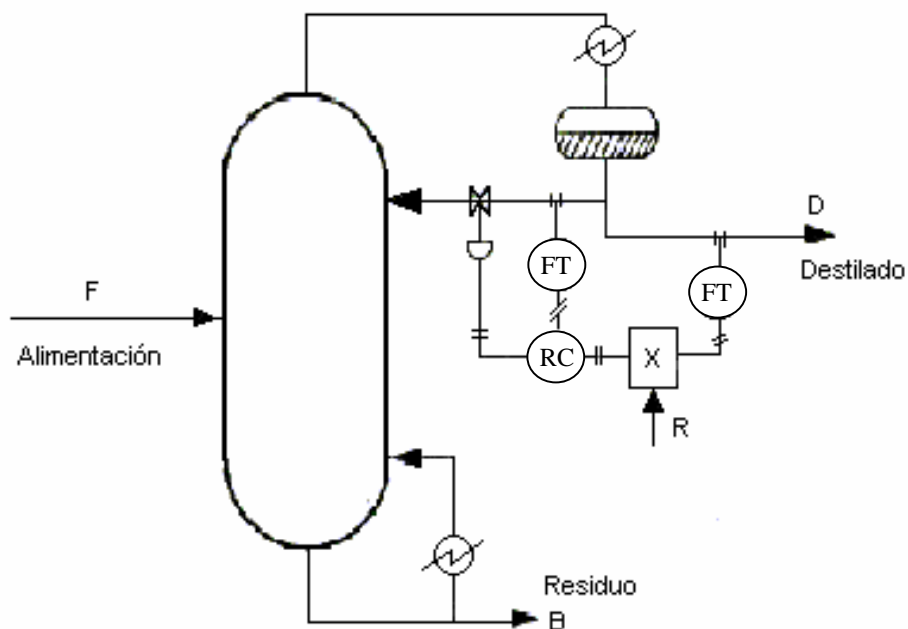


Figura 17. Control de la relación de reflujo en una columna de destilación.

Ejemplo 10: Control de regulación de la cantidad y relación Aire/Combustible a un reactor

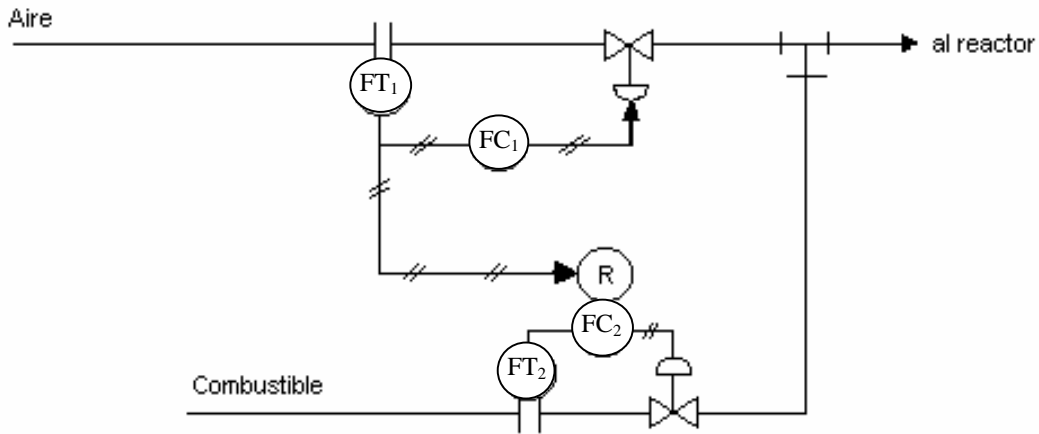


Fig 18a. Sistema de control de relación.

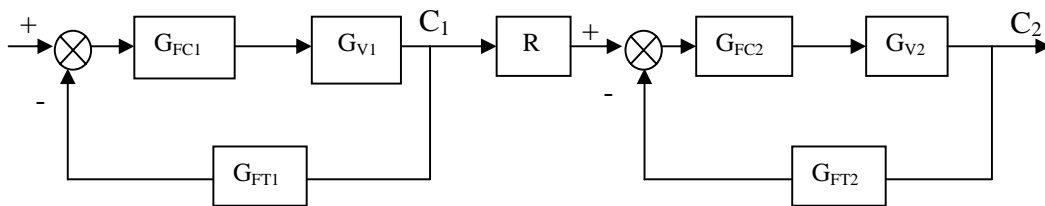


Figura 18b. Diagrama de bloques del sistema de control de relación.

El subíndice 1 se refiere a la corriente de aire en la Figura 18a, mientras que el subíndice 2 se refiere a la corriente de combustible. R es el relé de relación, el cual es ajustable. El elemento es actualmente un multiplicador.

Ejemplo 11: Control de un mezclador.

Asumamos que queremos un mezclador para mezclar dos corrientes A y B en una proporción o relación R:

$$R = \frac{B}{A}$$

Dos esquemas simples son mostrados en la Figura 19. En la Figura 19a el flujo ajustado A es medido y entonces es multiplicado por R en orden de obtener el valor de B requerido. De esta manera, como el flujo A varía, la referencia para el controlador de flujo de la corriente B variará para mantener R. Si un nuevo valor de R es deseado este debe ser fijado dentro de la estación de relación. Se muestran sensores diferenciales de presión midiendo flujo, su salida indica el cuadrado del flujo y por lo tanto extractores de raíces cuadradas son mostrados para obtener el flujo. Usando el flujo y no su cuadrado, el lazo se comportará más lineal y entonces será más estable y fácil de sintonizar.

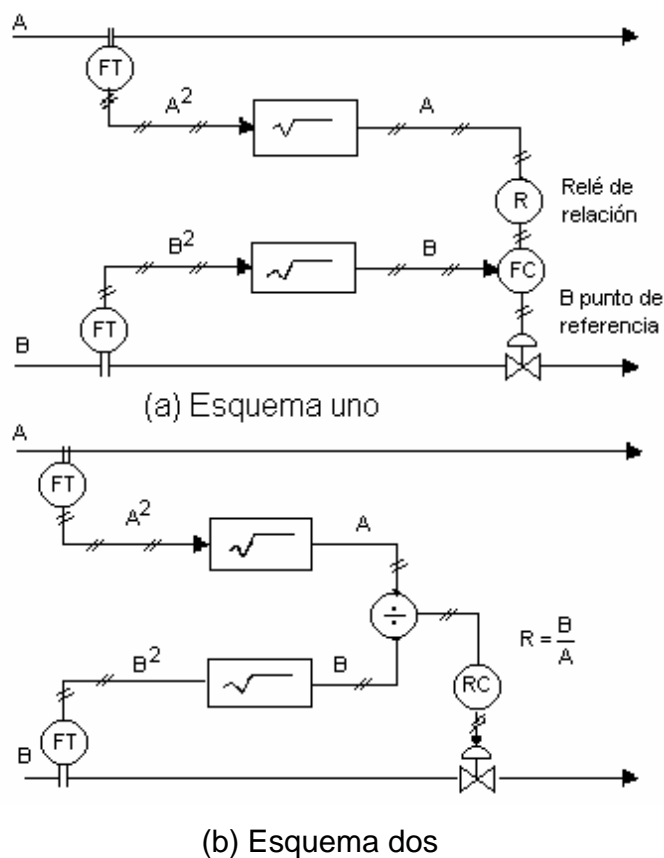


Figura 19. Esquemas del control del mezclador.

Ejemplo 12: Control de la presión de una caldera.

Como un ejemplo de control de relación, considérese el control de la presión de una caldera la cual se realiza a través del control de la relación aire /combustible para la caldera,

tal como se muestra en la Figura 20a. Se trata de un control llamado “control de posicionamiento paralelo”, porque estamos manteniendo realmente una relación entre los elementos finales de control. Una mejor solución es establecer un sistema de “control de medición completa”, como se muestra en la Figura 21a, en el cual el flujo de combustible es fijado por el controlador de presión y la estación de relación fija el flujo de aire para mantener la relación flujo de aire/flujo de combustible. Claramente los lazos de flujo corregirán ante perturbaciones en los flujos. Las Figuras 20b y 21b muestran los diagramas de bloque de los esquemas de control.

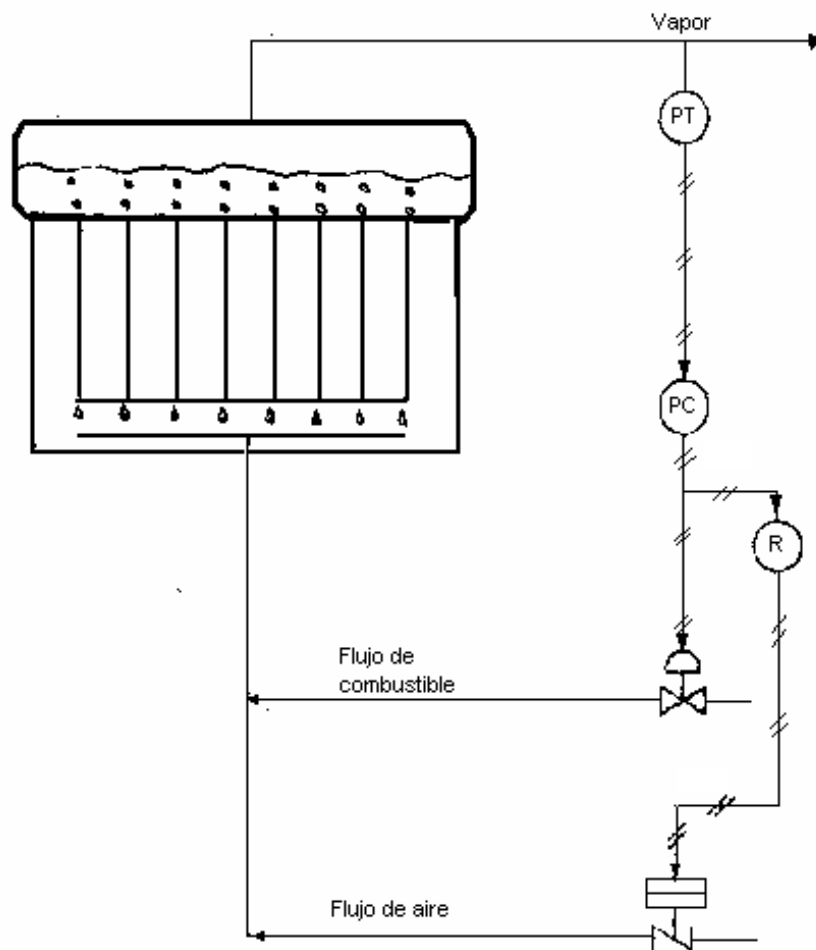


Figura 20a. Control de relación aire/ combustible en un recalentador de vapor.

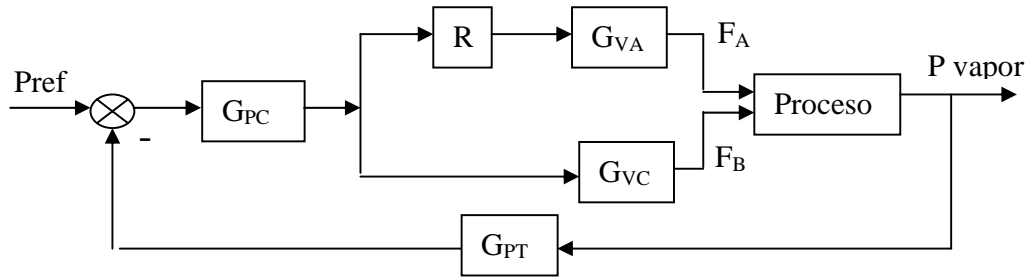


Figura 20b. Diagrama de bloques para el sistema de la figura 20a.

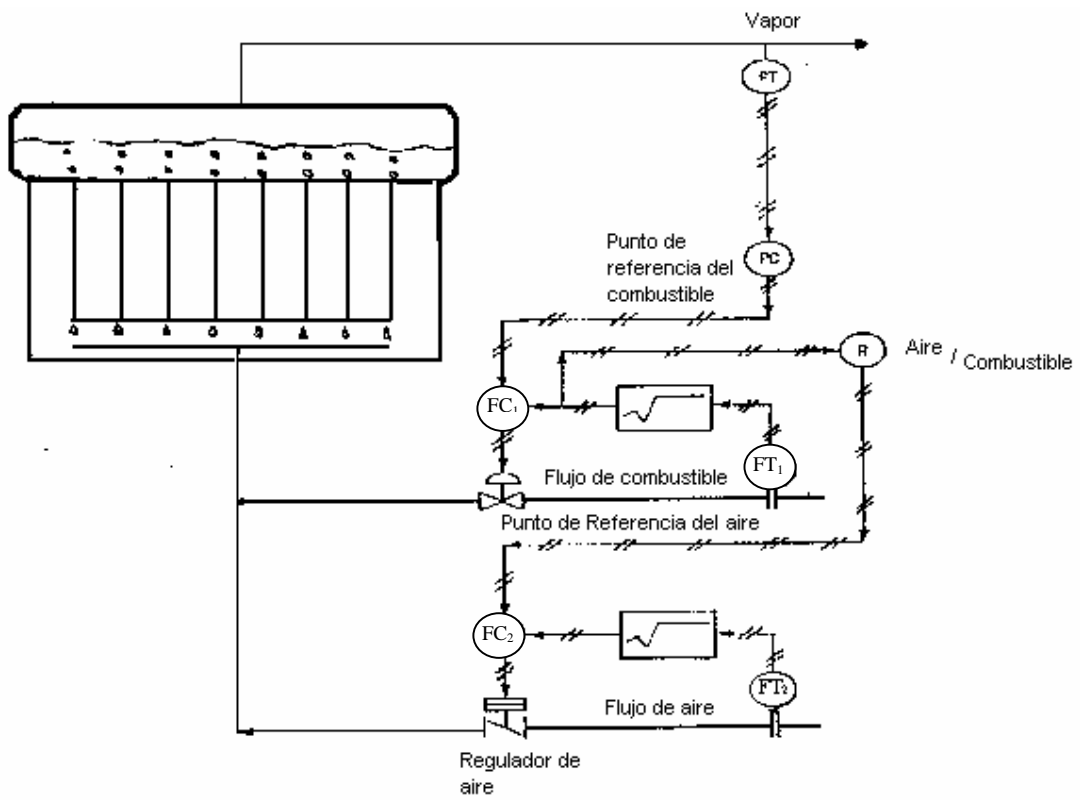


Figura 21a. Control de medición completa.

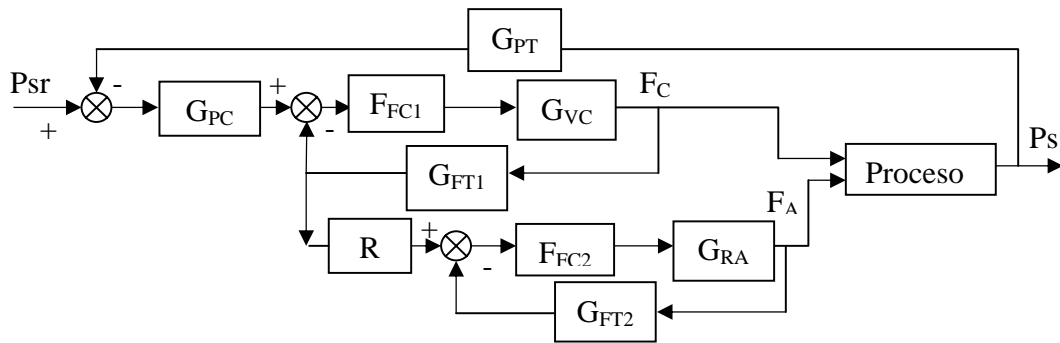


Figura 21b. Diagrama de bloques para el sistema de la Figura 21a.

4.- ESQUEMA DE CONTROL POR SOBREPOSICION (“OVERRIDE”)

El control por sobreposición es una técnica mediante la cual las variables de proceso son mantenidas dentro de ciertos límites, usualmente con propósitos de protección. Existen otros esquemas de control más extremos orientados a la parada de la planta para enfrentar estados de disfunción grave de los equipos. El control por sobreposición no es tan drástico y mantiene el proceso en operación pero dentro y bajo condiciones seguras.

Ejemplo 13: Protección de un sistema recalentador:

Usualmente la presión de vapor en un recalentador es controlada a través del uso de un lazo de control de presión sobre la línea de descarga (Lazo 1 Figura 21). Al mismo tiempo el nivel del agua en el recalentador no debe caer por debajo del nivel límite, lo cual es necesario para mantener el espiral calentador inmerso en agua y por lo tanto prevenir que se quemara.

La Figura 21 muestra el sistema de control override usando un “Low Switch Selector” (LSS). De acuerdo a este sistema, cuando el nivel del líquido caiga por debajo del nivel permisible el LSS cambia la acción de control desde el controlador de presión hacia el controlador de nivel (y se cierra la válvula sobre el líquido de descarga).

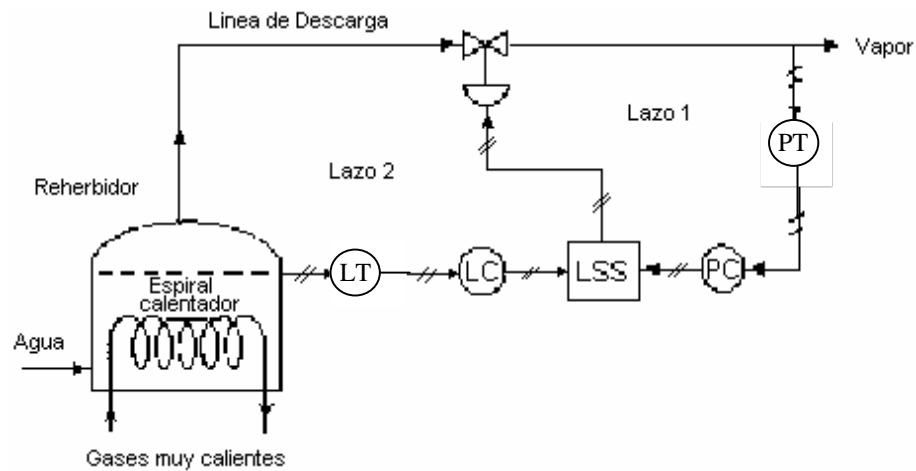


Figura 22. Control override en un sistema recalentador de vapor.

Ejemplo 14: Protección de un compresor :

La descarga de un compresor es controlada con un sistema de control de flujo (Lazo 1 en la Figura 23). Para prevenir que la presión de descarga exceda un cierto límite superior máximo permitido, se introduce un control override a través de un High Switch Selector (HSS). Éste transfiere la acción de control desde el controlador de flujo hacia el controlador de presión (Lazo 2 en la Figura 23) cuando la presión de descarga excede el límite superior. Nótese que el control de flujo o el control de presión tienen en cascada un lazo interno para controlar la velocidad del motor del compresor.

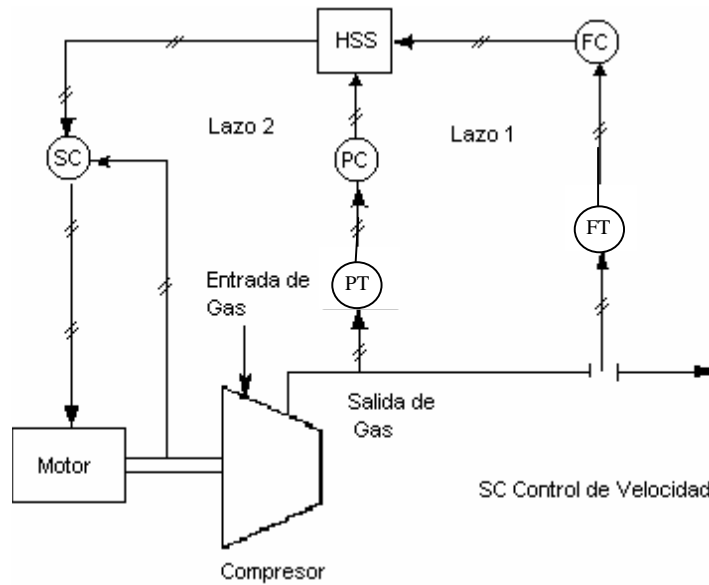


Figura 23. Control override para proteger un compresor.

Ejemplo 15: Protección de un sistema de distribución de vapor:

En cualquier proceso químico existen redes de distribución de vapor, a varios niveles de presión, hacia las diferentes unidades de proceso. La cantidad de vapor que se deja descender a la línea de baja presión es controlada por la demanda de presión en esta línea. Para proteger de presiones excesivas la línea de alta presión, se puede instalar un sistema de control override con un HSS, el cual transfiere la acción de control del lazo 1 al lazo 2 cuando la presión en la línea de alta presión excede el límite superior.

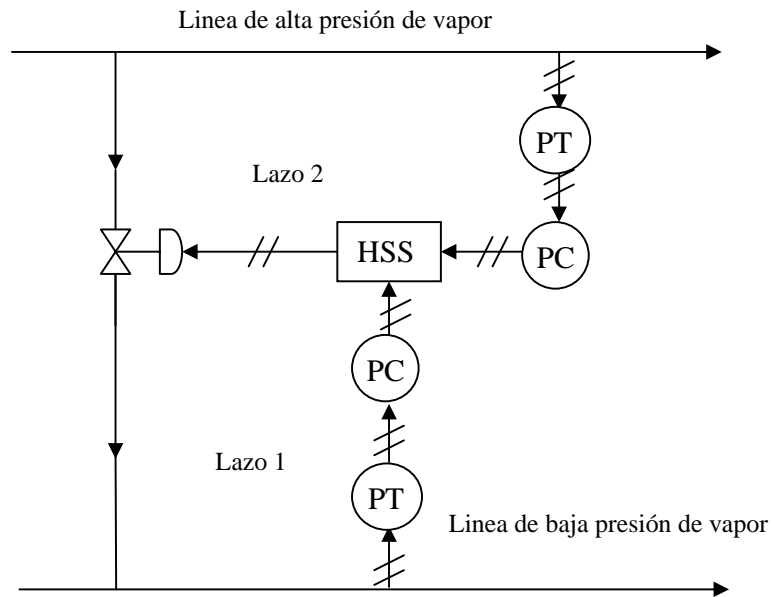


Figura 24. Control override para un sistema de distribución de vapor.

5.- ESQUEMA DE CONTROL DE RANGO PARTIDO O CONTROL “DUPLEX” (SPLIT RANGE CONTROL)

En este esquema la señal de control acciona dos elementos finales de control alternativamente, dependiendo del rango en que se encuentre la señal de error.

Ejemplo 16: Control de la temperatura de la camisa de un reactor.

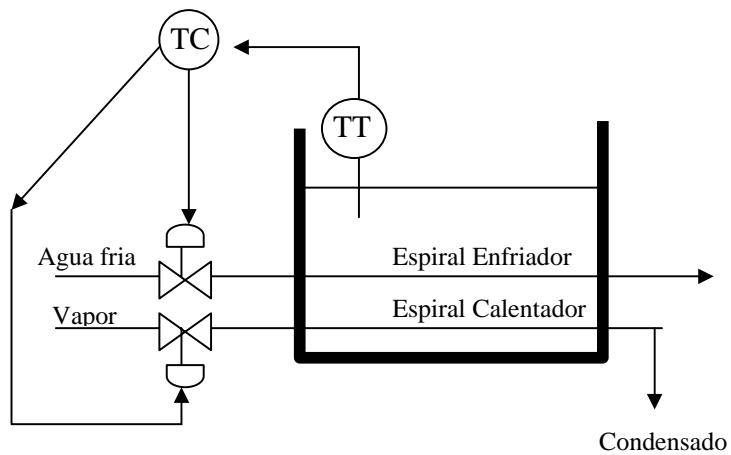


Figura 25. Control “split” para la temperatura de la camisa.

Asumamos que el controlador TC es sólo de acción proporcional. Su salida se alimenta a dos válvulas. Si se trata de válvulas neumáticas (3 a 15 psi) su acción se calibrará de manera que la válvula de vapor pase de abierta a cerrada según su entrada varía de 3 a 9 psi; y la válvula de agua irá de cerrada a abierta al variar su entrada de 9 a 15 psi. El sistema se diseña para que la salida del controlador produzca 9 psi cuando el error es cero (ambas válvulas cerradas). Al variar la temperatura se abrirá ya sea la válvula para el calentamiento o la del enfriamiento, dependiendo del signo del error.

Ejemplo 17: Control de la temperatura de un reactor.

Un sistema similar al anterior, pero en un esquema de control en cascada se muestra en la Figura 26a. Igualmente se necesita tanto de calentamiento como de enfriamiento del reactor. Para ello se separa el rango de presión para las válvulas. Éstas operan entre 3 - 9.2 psig y 8.8 - 15 psig. El solapamiento es empleado para evitar puntos muertos. La Figura 26b muestra el diagrama de bloques del sistema.

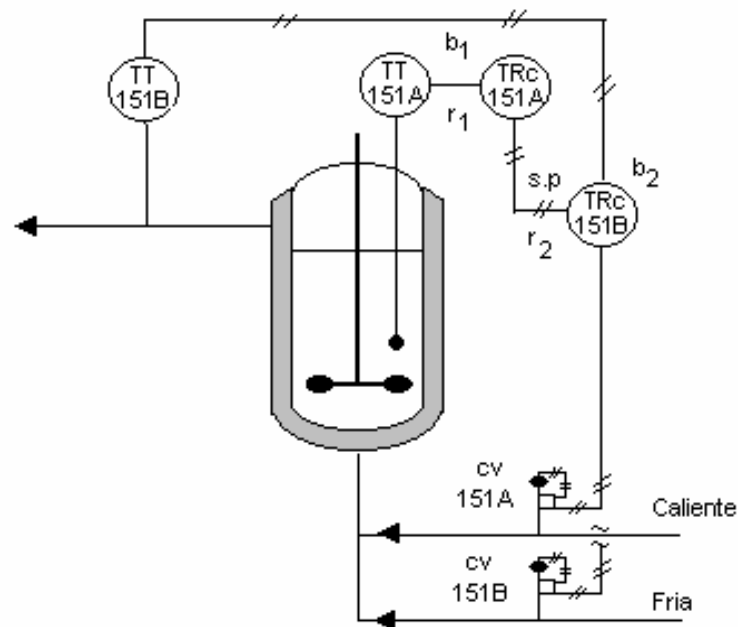
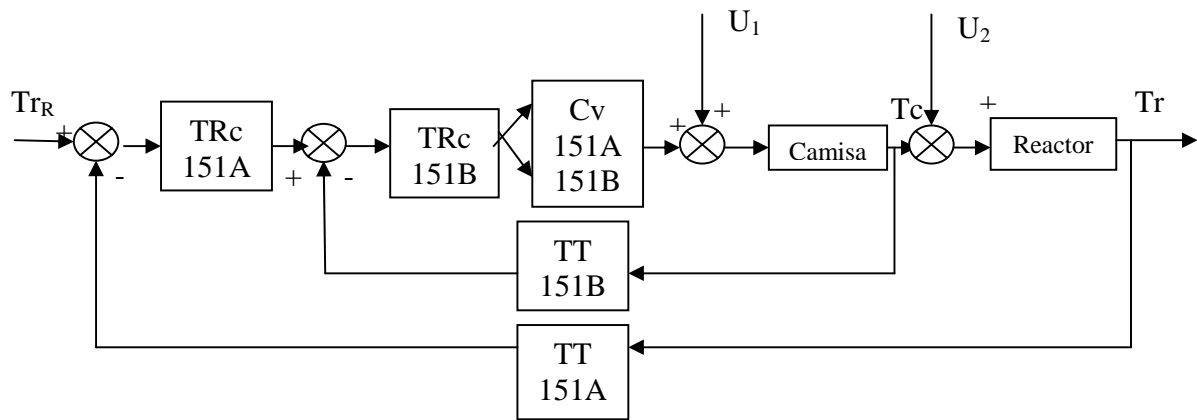


Figura 26a. Control cascada con split.



U_1 = Perturbaciones en los flujos de entrada (frío o caliente a la camisa). Por ejemplo T,P
 U_2 = Cambios producidos por generación de calor en las reacciones químicas

Figura 26b. Diagrama de bloques.