



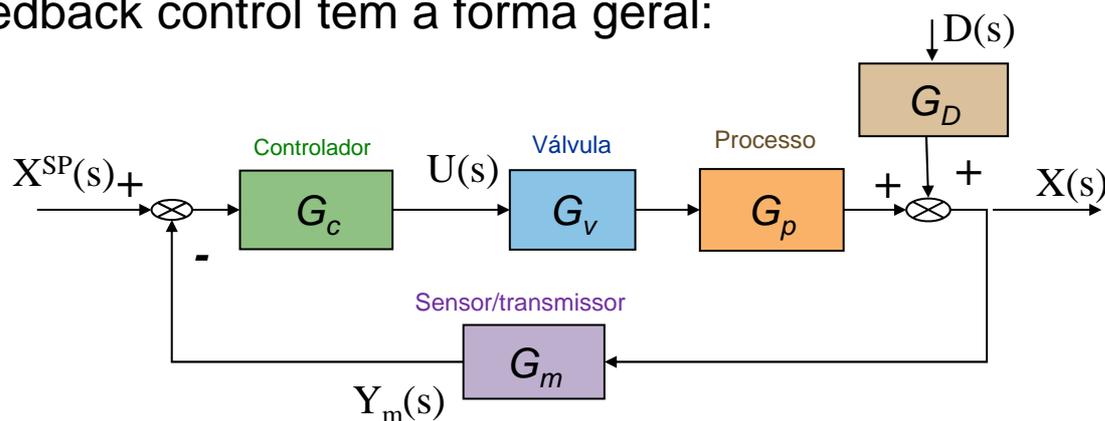
Malhas de Controle Avançado

Profª Ninoska Bojorge

Departamento de Engenharia Química e de Petróleo – UFF

Controle Realimentado

Feedback control tem a forma geral:



Características do Controle Feedback:

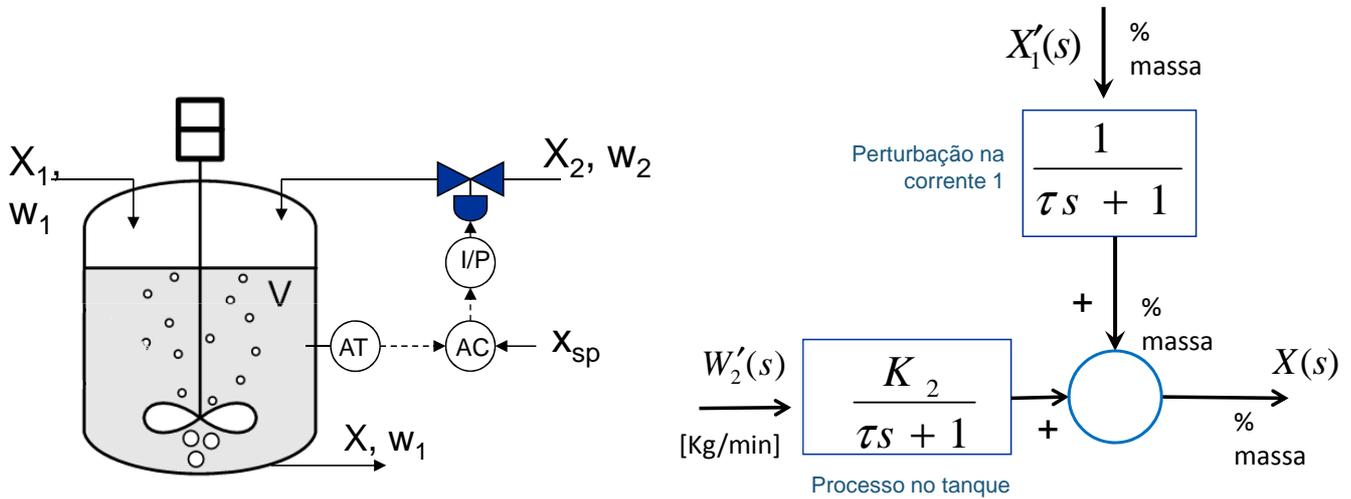
- ▶ Saída o processo deve ser alterada antes que qualquer ação seja tomada
- ▶ Perturbações são apenas compensadas depois que afetam o processo

Exemplo

3

Processo de mistura

Variações na composição de saída são detectados pelo sensor do transmissor de composição e enviada para o controlador fazendo com que o sinal de saída do controlador varie. Isto é, por sua vez faz com que a posição da válvula de controle e, conseqüentemente, o fluxo do fluido da corrente 2 mude. As variações no fluxo de corrente faz variar a composição de saída, completando assim o ciclo.



Função de Transferência Malha fechada Feedback

Analisando a malha fechada, temos:

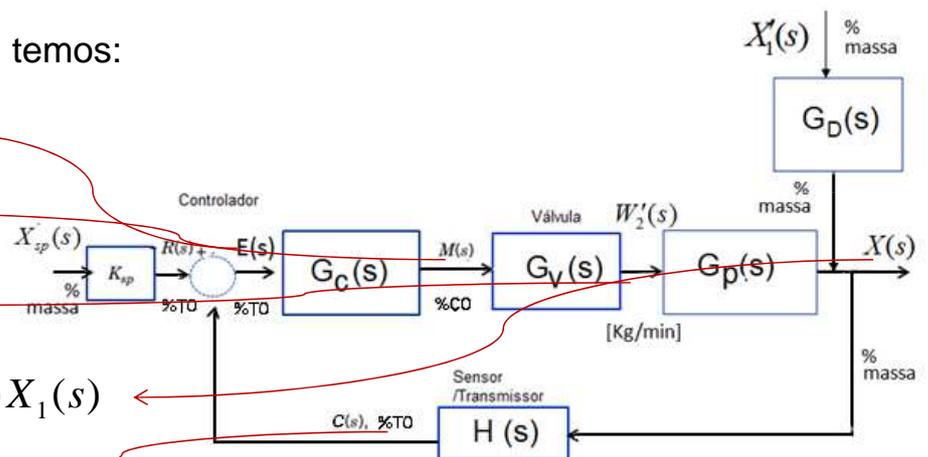
$$E(s) = K_{SP} X_{sp} - C(s)$$

$$M(s) = G_C(s) E(s)$$

$$W_2(s) = G_V(s) M(s)$$

$$X(s) = G_P(s) W_2(s) + G_D(s) X_1(s)$$

$$C(s) = H(s) X(s)$$



Função de Transferência Malha fechada Feedback

Analisando a malha fechada, temos:

$$E(s) = K_{SP} X_{sp} - C(s)$$

$$M(s) = G_C(s)E(s)$$

$$W_2(s) = G_V(s)M(s)$$

$$X(s) = G_P(s)W_2(s) + G_D(s)X_1(s)$$

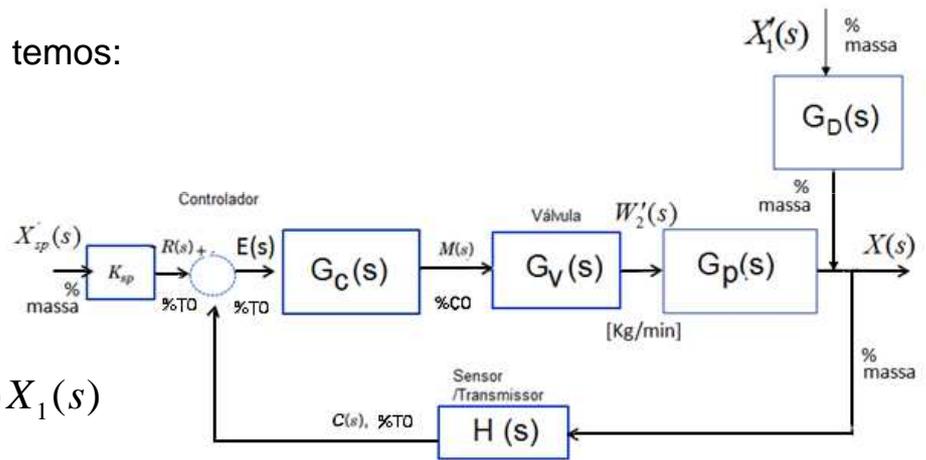
$$C(s) = H(s)X(s)$$

$$X(s) = G_P(s)W_2(s) + G_D(s)X_1(s)$$

$$X(s) = G_P(s)G_V(s)M(s) + G_D(s)X_1(s)$$

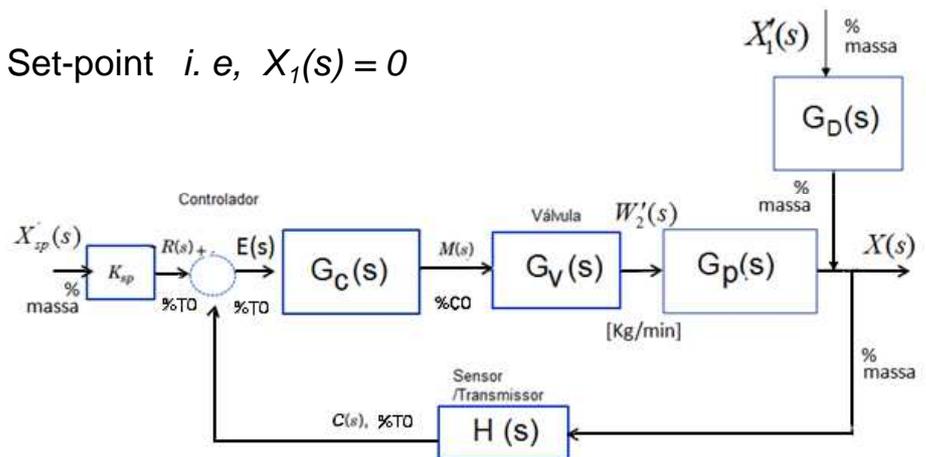
$$X(s) = G_P(s)G_V(s)G_C(s)[K_{sp} X_{SP} - H(s)X(s)] + G_D(s)X_1(s)$$

$$[1 + G_P(s)G_V(s)G_C(s)H(s)]X(s) = K_{sp} G_P(s)G_V(s)G_C(s)X_{SP}(s) + G_D(s)X_1(s)$$



Função de Transferência Malha fechada Feedback

Considerando, variação no Set-point *i. e.*, $X_1(s) = 0$



Então:

$$\frac{X(s)}{X_{sp}(s)} = \frac{K_{sp} G_P(s)G_V(s)G_C(s)}{1 + H(s)G_P(s)G_V(s)G_C(s)}$$

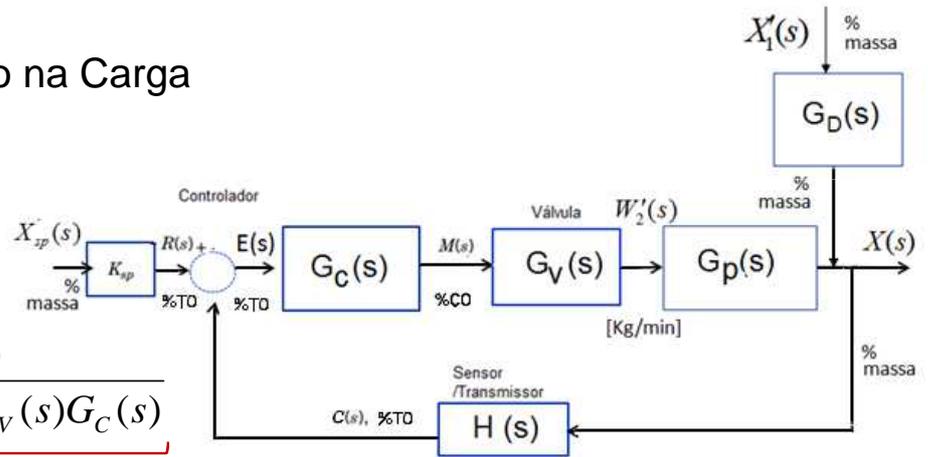
Função de Transferência Malha fechada Feedback

Considerando, variação na Carga

$$X_{SP} = 0$$

Assim,

$$\frac{X(s)}{X_1(s)} = \frac{G_D(s)}{1 + \underbrace{H(s)G_p(s)G_V(s)G_C(s)}}_{\text{Controlador}}$$



Observa-se que na equação característica:

$$H(s)G_p(s)G_V(s)G_C(s) = \left(\frac{\%TO}{\%massa} \right) \left(\frac{\%massa}{Kg/min} \right) \left(\frac{Kg/min}{\%CO} \right) \left(\frac{\%CO}{\%TO} \right)$$

= Adimensional

Controle Antecipatório

9

o que vamos aprender nesta seção

- Arquitetura Feedforward
- Problemas com o controle de Feedback
- Combinação do Feedforward e Feedback
- Exemplo: Tambor de Flash
- Critérios de tempo morto
- Teoria do Feedforward
- Comparação visual entre controle antecipado e único malha

Controle Antecipatório

10

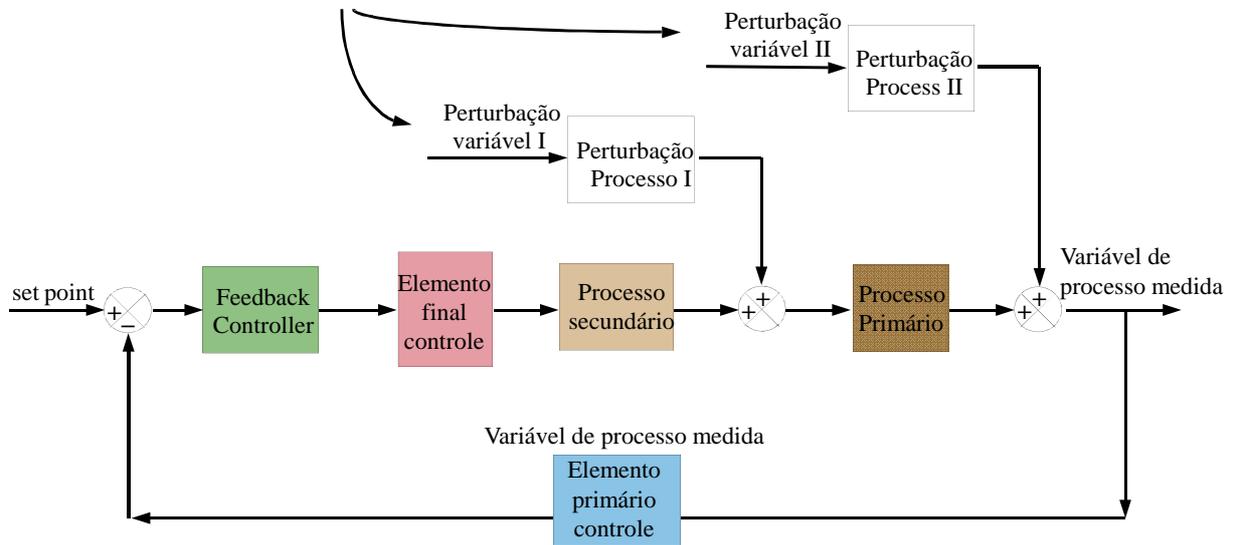
- Arquiteturas melhoradas para a rejeição de perturbações:
 - FeedForward
 - Cascata
- Ambas requerem instrumentação adicional e tempo de engenharia, a fim de obter um controlador mais capaz de rejeitar perturbações
- Nenhuma destas arquiteturas tem benefício nem diminui o desempenho do monitoramento do setpoint

Arquitectura do Controle Antecipatório

11

- Feed forward não requer uma variável de processo secundária

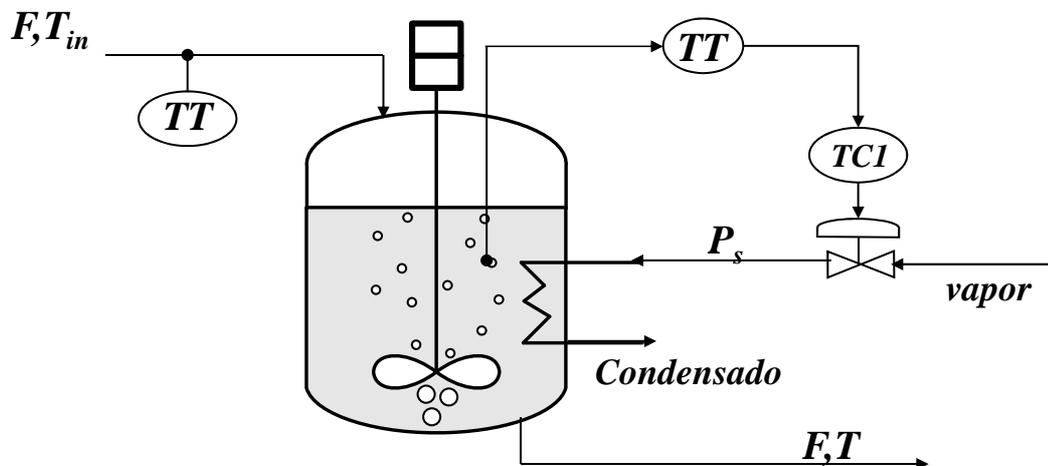
feedforward pode melhorar efeito de cada perturbação



Controle Antecipatório

12

Tanque agitado aquecido

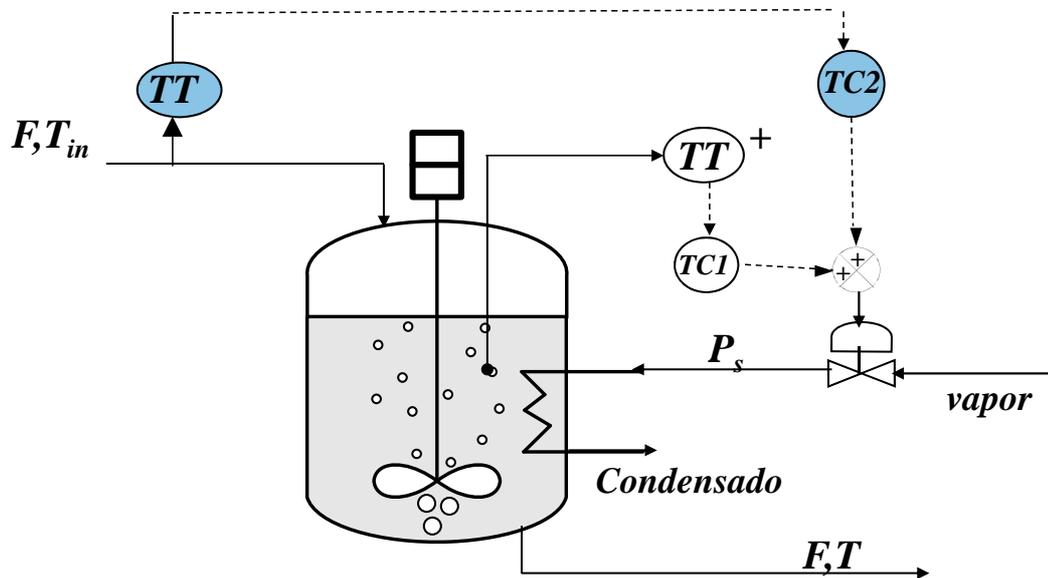


- ▶ Essa configuração de controle é Feedback ou Feedforward?
- ▶ Como podemos usar o fluxo de entrada do termopar para regular as perturbações na entradas?
- ▶ Será que isto vai se tornar um controlador Feedforward ou Feedback?

Controle Antecipatório

13

Tanque agitado aquecido: uma sugestão de controle



Problemas com o Controle Feedback

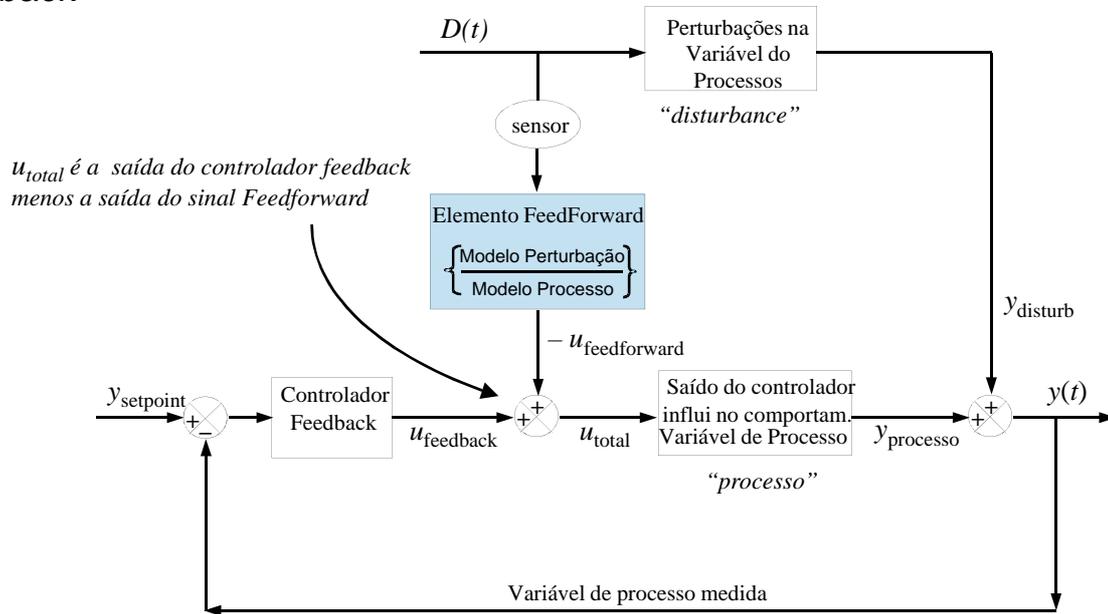
14

- No Controle Feedback
 - entra em ação somente após a variável de processo medida foi afastada do setpoint
 - efeito negativo na estabilidade em progresso antes do controlador feedback tradicional inicie a responder
- Algumas perturbações originárias de outra parte da planta ou de uma série de eventos que ocorrem e causam "perturbações distantes" e que podem influir no processo
- A partir deste ponto de vista, o controlador Feedback começa demasiado tarde para ser eficaz na redução da incidência da perturbação.

Combinação do Feedforward com o Feedback

15

- O controlador Feedforward mede a perturbação, enquanto ainda é "distante"
- O elemento Feedforward recebe o sinal de perturbação e computa ações de controle preventivos, que são combinados com a ação tradicional do controle Feedback



Combinação do Feedforward com o Feedback

16

- A implementação Feedforward requer::
 - aquisição e instalação de um sensor
 - construção de um elemento Feedforward composta do modelo de processo e da perturbação
- O modelo de perturbação recebe o sinal de perturbação, $D(t)$, e prevê um "perfil de impacto" de quando e por quanto a variável de processo medida, $y(t)$, vai mudar
- Dada esta sequência de interrupção, o modelo de processo, então, prevê uma série de ações de controle, $u_{\text{feedforward}}$, que irá reproduzir exatamente este comportamento
- Um sinal negativo permite "ações contrárias à previsão" de modo a anular o efeito sobre a variável de processo
- Saída total do controlador é : $U_{\text{total}} = U_{\text{feedback}} - U_{\text{feedforward}}$

Controle Antecipatório

19

- De um ponto de vista geral, todo processo tem três tipos de variáveis: controladas, manipuladas e de perturbações.
- Utilizando o controle por realimentação, a VP é medida, comparada com um SP, e a VM é ajustada até que a VP esteja próximo do SP.
- No **Controle Antecipatório** a perturbação é medida, e baseada num valor do SP para a VP é calculado o valor necessário para a VM, de maneira a evitar que a VP seja alterada.
- Uma necessidade, então, é que as perturbações possam ser medidas.

Controle Antecipatório

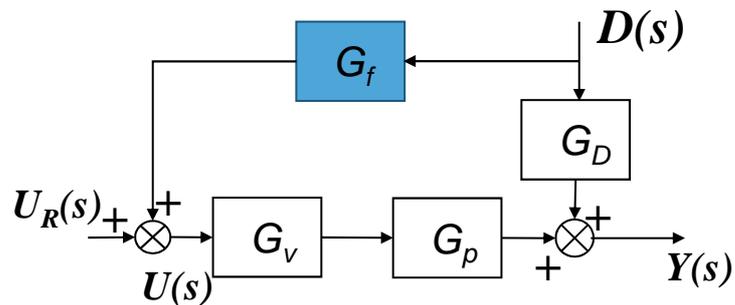
20

- O controle antecipatório tanto pode ser usado para sistemas lineares quanto para sistemas não lineares, entretanto, ele requer um modelo matemático do sistema.
- Para se projetar o controle antecipatório é preciso um conhecimento especial sobre o processo. Esta é uma das razões da limitação da aplicação prática do controle antecipatório. Precisam ser bem conhecidos tanto os ganhos em regime estacionário quanto as constantes de tempo e os tempos mortos que representam o processo.

Controle Antecipatório

21

- A estratégia de controle Feedforward é esquematizada como:

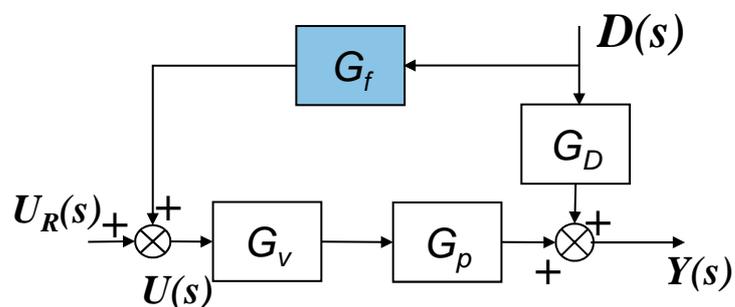


Função de Transferência:

Controle Antecipatório

22

- A estratégia de controle Feedforward é esquematizada como:



O monitoramento de Y_R exige que

$$G_D(s) + G_p(s)G_v(s)G_f(s) = 0$$

Controle Antecipatório

23

O controle Feedforward ideal:

$$G_f(s) = -\frac{G_D(s)}{G_p(s)G_v(s)}$$

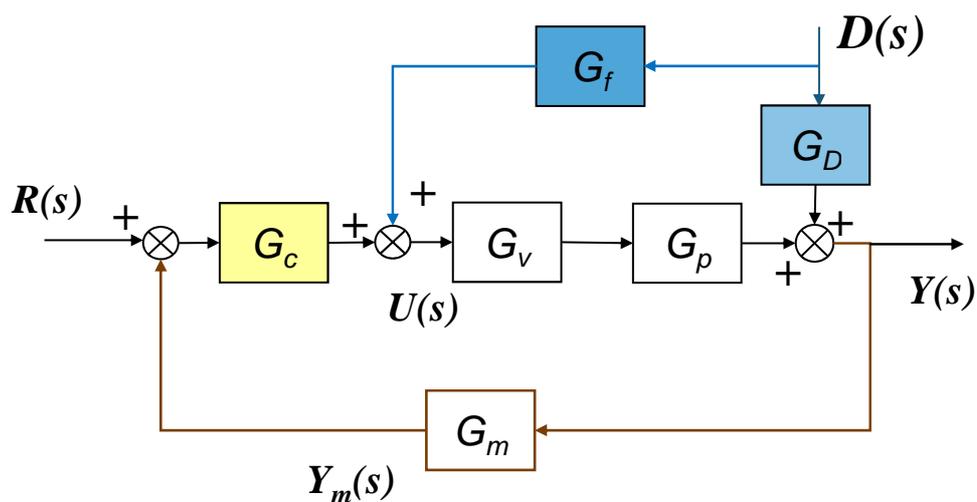
- o cancelamento exato requer a planta perfeita e modelos exatos de perturbação.

$$G_D(s) + G_p(s)G_v(s)G_f(s) \neq 0$$

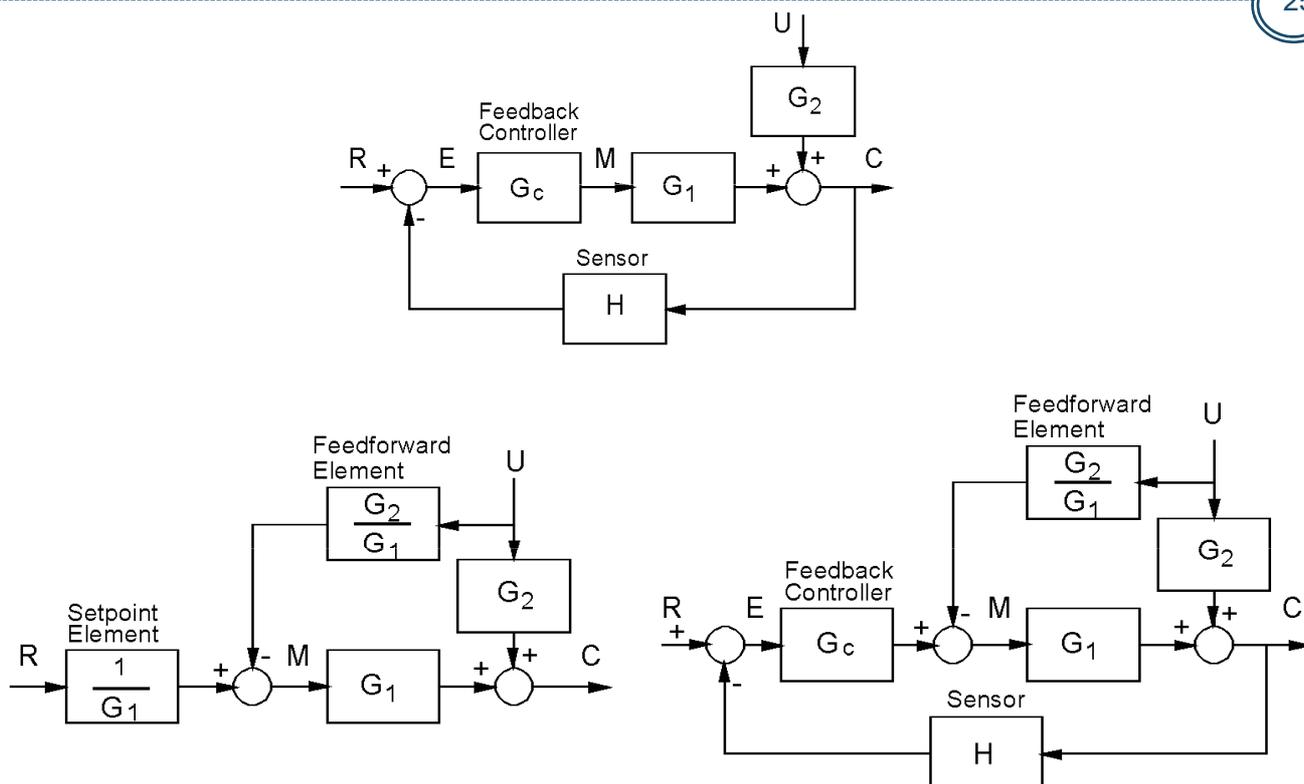
- Controle Feedforward:
 - muito sensível a erros de modelagem
 - não pode lidar com distúrbios não medidos
 - não pode implementar-se mudanças de *setpoint*
- Requer do controle feedback para obter um sistema de controle mais robusto.

Controle Feedback/Feedforward

24



Qual é o impacto de G_f sobre o desempenho da malha fechada do sistema de controle de realimentação?



Controle Antecipatório

Função de transferência da malha de controle FF/ FB

$$\frac{C(s)}{D(s)} = \frac{G_D(s) + G_f(s)G_v(s)G_p(s)}{1 + G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)}$$

Controle ideal requer que (como visto anteriormente)

$$G_f(s) = -\frac{G_D(s)}{G_v(s)G_p(s)}$$

Nota:

- ▶ Controlador feedforward não afeta a estabilidade em malha fechada
- ▶ Controlador feedforward com base em modelos de plantas pode ser irrealizável (tempo morto ou zeros RHP)
- ▶ Pode ser aproximado por uma unidade de lead-lag ou ganho puro (raro)

$$G_f(s) = K_f \frac{(\tau_1 s + 1)}{(\tau_2 s + 1)}$$

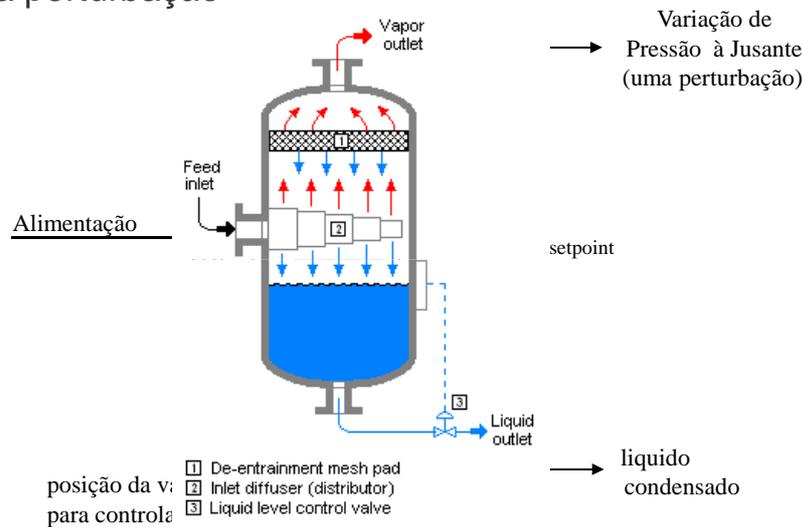
$$G_f(s) = -\frac{K_D}{K_v K_p}$$

Exemplo: Processo do tambor de Flash

27

- Controle Feedback tradicional

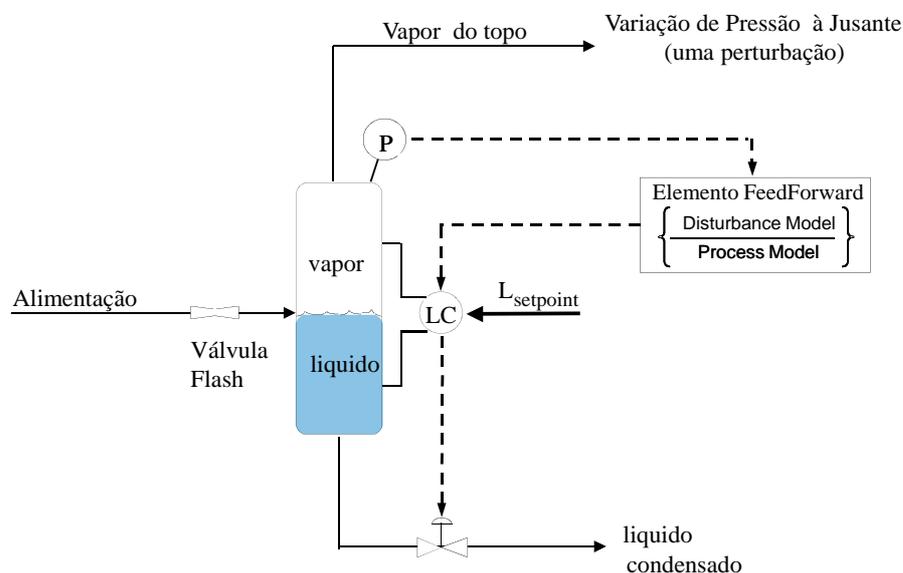
- Se a diminuição de pressão ocorre rapidamente, o controlador pode ser realmente abrir a válvula ainda a taxa de fluxo de líquido de descarga pode continuar a diminuir
- Resposta do controlador começa tarde e não pode efetivamente minimizar o impacto da perturbação



Exemplo: Processo do tambor de Flash

28

- Sensor detecta a perturbação com o aumento da pressão
- O modelo da Perturbação prevê o perfil do nível do tanque
- Modelo do Processo calcula as ações para duplicar esse perfil
- Sinal negativo é adicionado de forma "ações contrárias à previsão acontece"



- Feedback assegura qualquer incompatibilidade no modelo da planta

Projeto do controle FeedForward

29

- Feedforward implementação requer:
 - compra e instalação de um sensor para medir a perturbação de interesse
 - construção e programação do elemento antecipatório constituído por um modelo de processo e modelo de perturbação.
- Dois critérios de projeto para o sucesso são:
 - Os modelos têm que ser razoável pra descrever a dinâmica do processo e perturbação
 - O tempo morto do processo (saída do controlador para a variável do processo medida) deve ser menor do que o tempo morto de perturbação (perturbação da variável de processo medida).

Critério do tempo morto

30

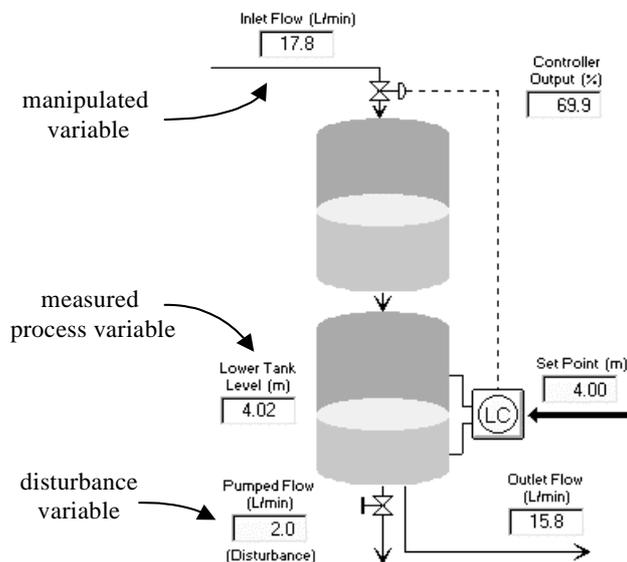
- Suponha que:
 - Planta tem um tempo morto de perturbação menor que o tempo morto do processo
 - Uma perturbação acontece e o controle feedforward responde instantaneamente
- O distúrbio já estará sendo interrompido antes dos primeiros ações do controle de rejeição de distúrbios chegar

as ações de controle têm de chegar ao mesmo tempo que a perturbação para uma efetiva rejeição da mesma

Critério do tempo morto

31

- Devido ao tempo morto curto entre a variável de perturbação e variável do processo medida, o Feedforward oferece pouco benefício ao processo de tanques drenados ou de retenção.



Teoria do FeedForward

32

- O modelo do processo:
 - Perturbar o sinal de saída do controlador, $u(t)$, e gravar a variável medida, $y(t)$, a medida que o processo responde
 - Ajustar os dados à forma FOPDT para se obter modelo de processo $G_P(s)$
- No domínio do Laplace podemos dizer :
$$Y(s) = G_P(s)U(s)$$
- Este modelo diz que, com o conhecimento da saída do controlador, podemos calcular a resposta da variável de processo
- Rearranjar o modelo para dizer que, dada uma alteração da variável de processo, o controlador do sinal de saída que poderiam causar mudança pode ser re-calculado:

$$U(s) = \left[\frac{1}{G_P(s)} \right] Y(s)$$

Teoria do FeedForward

33

- O modelo de perturbação é criado do mesmo modo, exceto que a variável de perturbação, $d(t)$, que é a variável perturbação
- Desde que as variáveis de perturbação estão além da malha de controle (é por isso que eles são distúrbios), pode não ser possível fazer isso à vontade
- Ajustar os dados ao modelo FOPDT para se obter modelo perturbação, $G_D(s)$, em que:

$$Y(s) = G_D(s) D(s)$$

- Este modelo diz que, com o conhecimento das mudanças na perturbação (fornecida pelo sensor adicionados), o perfil de impacto sobre a variável de processo de medida pode ser determinado

Teoria do FeedForward

34

- Uma vez *on line*, o sinal de interferência é transmitido através do modelo de perturbação para calcular o perfil de controlador:

$$Y_{\text{disturb}}(s) = G_D(s) D(s)$$

- A perturbação prevista é então alimentada para o modelo do processo para de volta calcular uma série de ações de controle preventivas:

$$U_{\text{feedforward}}(s) = [1/G_P(s)] Y_{\text{disturb}}(s)$$

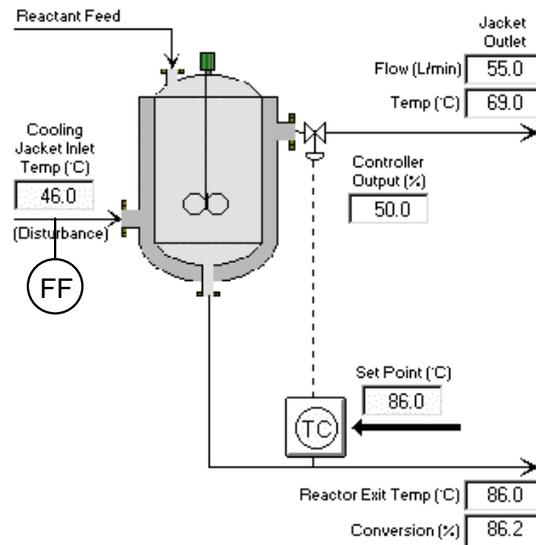
- A ação feedforward é combinada com a compensação do feedback para produzir a saída global do controlador:

$$U(s)_{\text{total}} = U(s)_{\text{feedback}} - U(s)_{\text{feedforward}}$$

A rejeição da perturbação no Feedforward

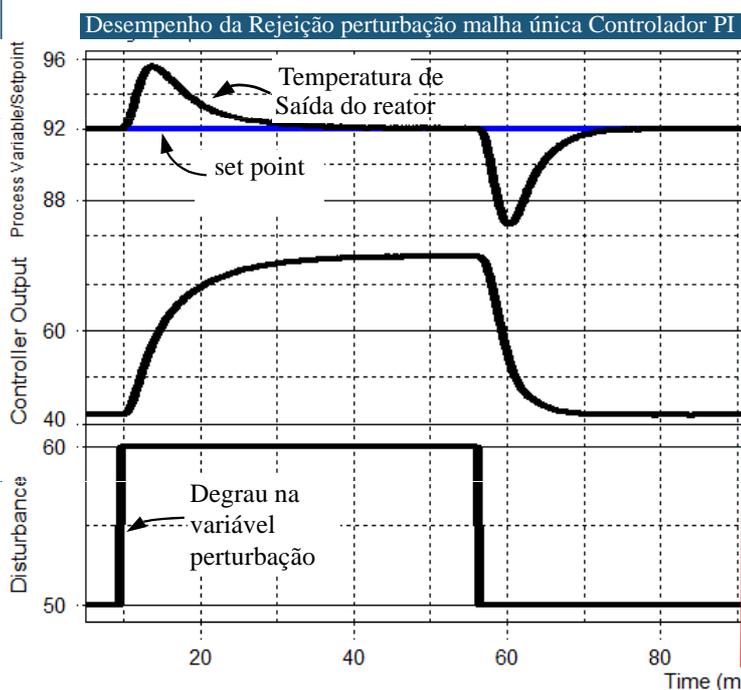
35

- A temperatura de entrada da jaqueta de arrefecimento (o distúrbio) é medida com um sensor, como mostrado abaixo.
- O sinal de perturbação é enviado a um elemento Feedforward constituído do processo e um modelo dinâmico da perturbação



Rejeição da perturbação Comparação malha simples vs FeedForward

36

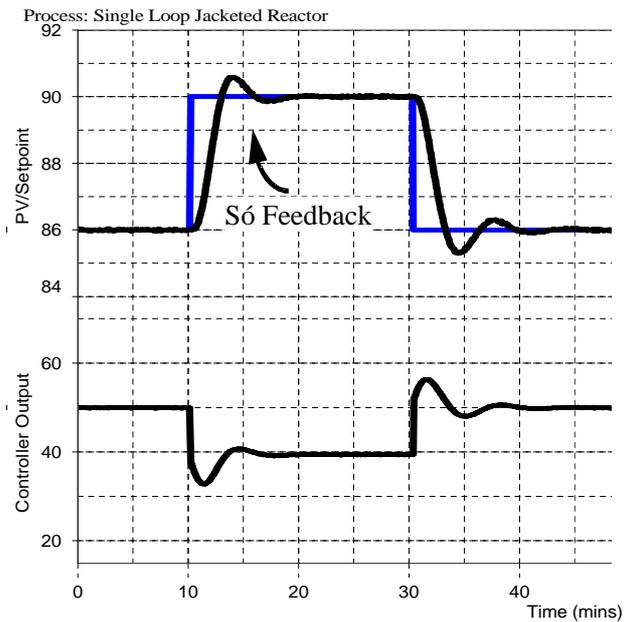


Set Point Tracking

Compare Single Loop vs. Feed Forward

37

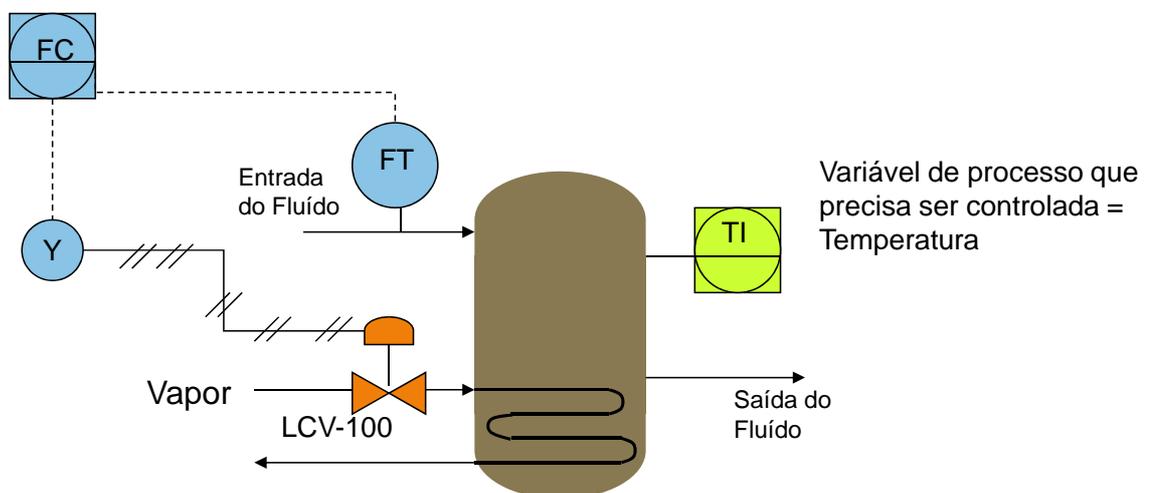
- Feedforward não fornece benefício nenhum na variação do setpoint



Controle Antecipatório

38

- Exemplo:



Desvantagens:

- Apesar das melhorias apresentadas pelo controle feedforward, o mesmo possui algumas desvantagens:
 - As variáveis de perturbação precisam ser medidas on-line. O que é impraticável em várias aplicações.
 - A qualidade do controle depende da precisão no modelo do processo. Em particular, precisamos saber como a variável controlada responde a mudanças nos distúrbios e na variável manipulada.

Técnicas de Controle Avançado

2. Controle em Cascata

- A arquitetura de controle em Cascata
- Benefícios da Estratégia Cascata
- Projeto e Ajuste de um Controlador em Cascata
- Aplicação a um processo de tambor de flash
- Aplicação a um reator encamisado

Controle em Cascata

41

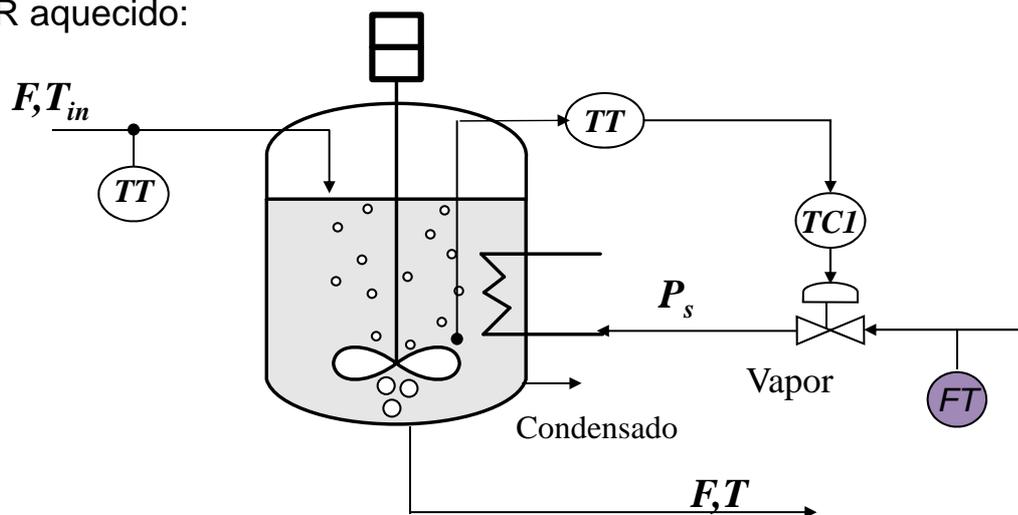
De acordo com as conclusões obtidas até agora:

- ❖ O controle feedback não toma ações corretivas enquanto a variável controlada não sofrer os efeitos dos distúrbios.
- ❖ Por outro lado, o controle feedforward oferece melhorias quando comparado com o feedback.
- ❖ Entretanto, o controle feedforward requer que os distúrbios sejam medidos explicitamente e que o modelo da planta esteja disponível para efetuar o cálculo da saída do controlador.

Controle em Cascata

42

Reator CSTR aquecido:



Malha Convencional Feedback:

- opera a válvula para controlar o fluxo de vapor
- distúrbios de fluxo de vapor deve se propagar através de todo o processo para afetar saída
- não leva em conta medição de vazão

Controle em Cascata

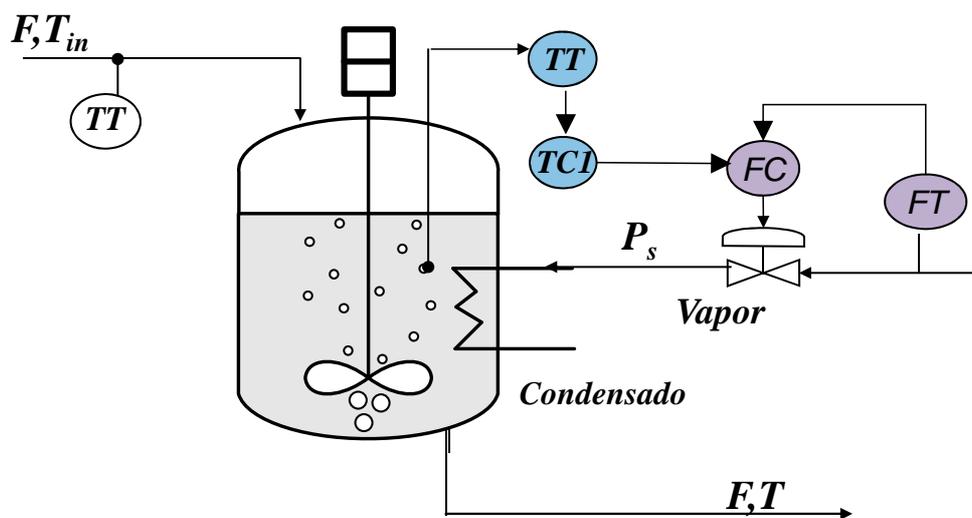
43

- Uma abordagem alternativa, que pode melhorar significativamente a resposta dinâmica aos distúrbios, emprega um ponto de medição secundária e uma realimentação secundária.
- O ponto de medição secundária está localizado de modo que, reconhece a condição de distúrbio mais cedo do que a variável controlada, embora não seja necessário medir a perturbação.
- Esta abordagem denomina-se **controle em cascata**. Este tipo de controle é particularmente útil quando perturbações são associadas à variável manipulada ou quando o elemento de controle final exibe comportamento não-linear.

Controle em Cascata

44

Considere a estrutura de controle cascata:



Nota:

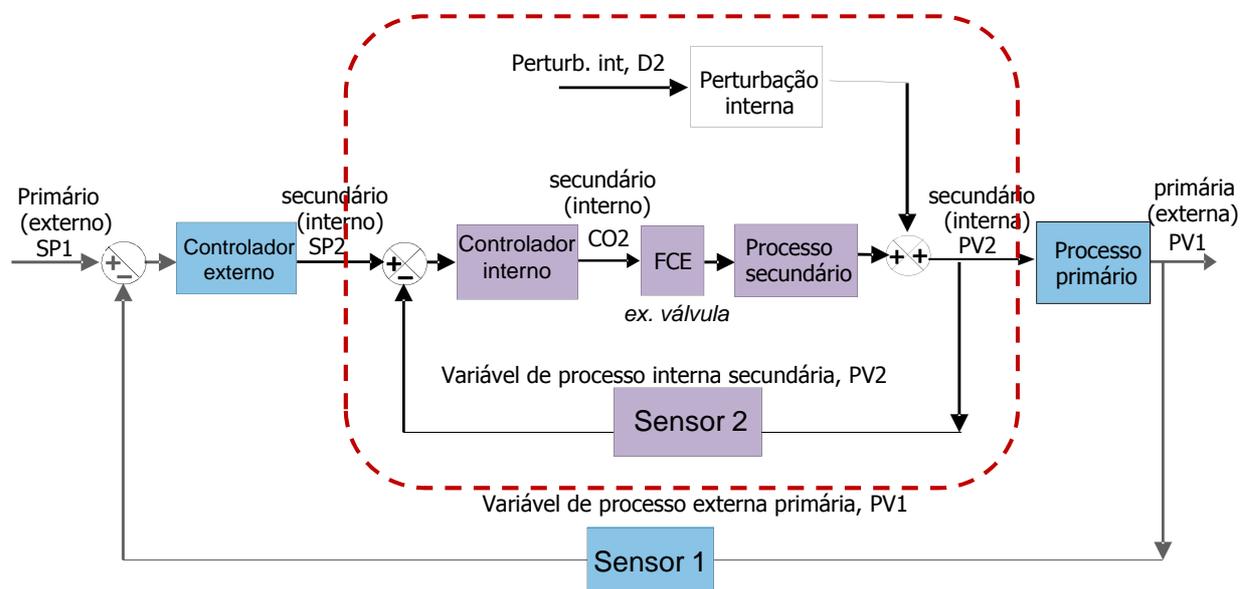
- ▶ TCl determina o setpoint em cascata para o controlador de fluxo
- ▶ Controlador de fluxo atenua o efeito de perturbações de fluxo de vapor

Sistema Cascata contem duas malhas feedback (ou 2 PID):

- ▶ Malha Primária
 - regula a parte do processo que tem dinâmica mais lentas
 - determina o setpoint para a malha secundária
 - por exemplo, controlador da temperatura de saída para o reator aquecido.
- ▶ Malha Secundária
 - regula a parte do processo que tem dinâmica mais rápida
 - Mantem a variável secundária no set-point desejado dado pelo controlador primário
 - por exemplo, controle de fluxo de vapor para o exemplo de reator aquecido.

Malha Feedback tradicional esta no interior das malhas

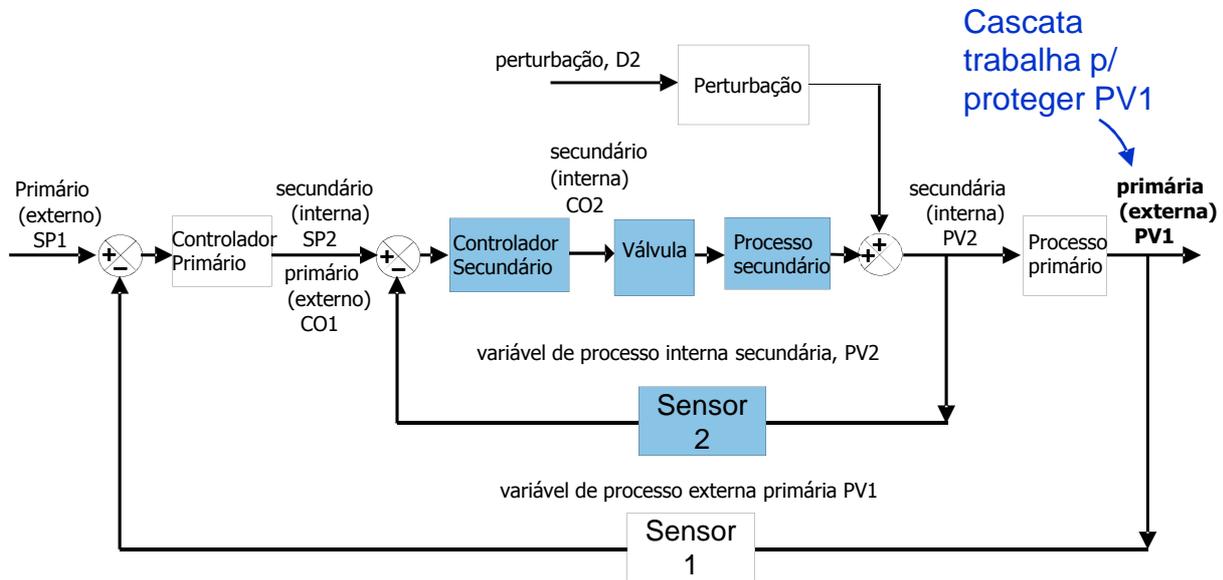
- Controle em cascata: dois controladores PID comuns
- A malha interna secundária tem uma estrutura feedback tradicional, e está aninhada no interior da malha externa primária



Malhas aninhadas trabalha para proteger PV1 primária externa

47

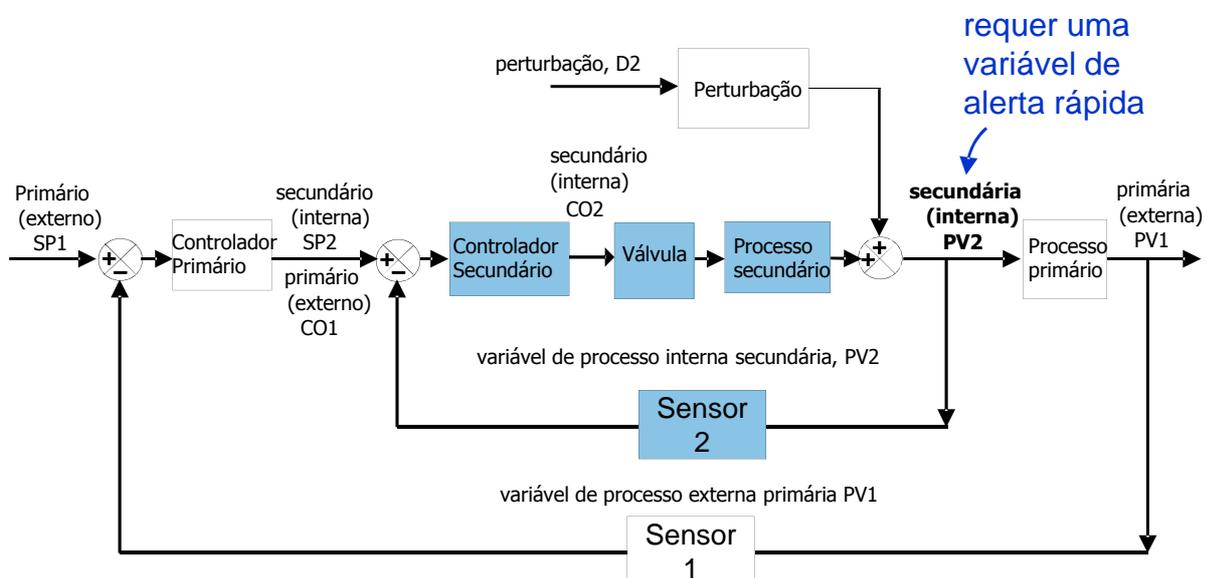
- Arquitetura do controle Cascata procura melhorar o desempenho da rejeição de perturbações de PV1



Aviso prévio é base para o sucesso do Cascata

48

- O sucesso do controle Cascata depende da medição e do controle de um da variável de processo PV_2 "antecipada"



Projeto Cascata

49

- Características para a seleção PV2 incluem:
 - Deve ser mensurável com um sensor
 - o mesmo EFC (por exemplo, a válvula) usado para manipular PV1 também manipula a PV2
 - as mesmas perturbações que são de interesse para PV1 também perturba a PV2
 - PV2 responde antes que PV1 às perturbações e as manipulações do EFC

Projeto do Cascata

50

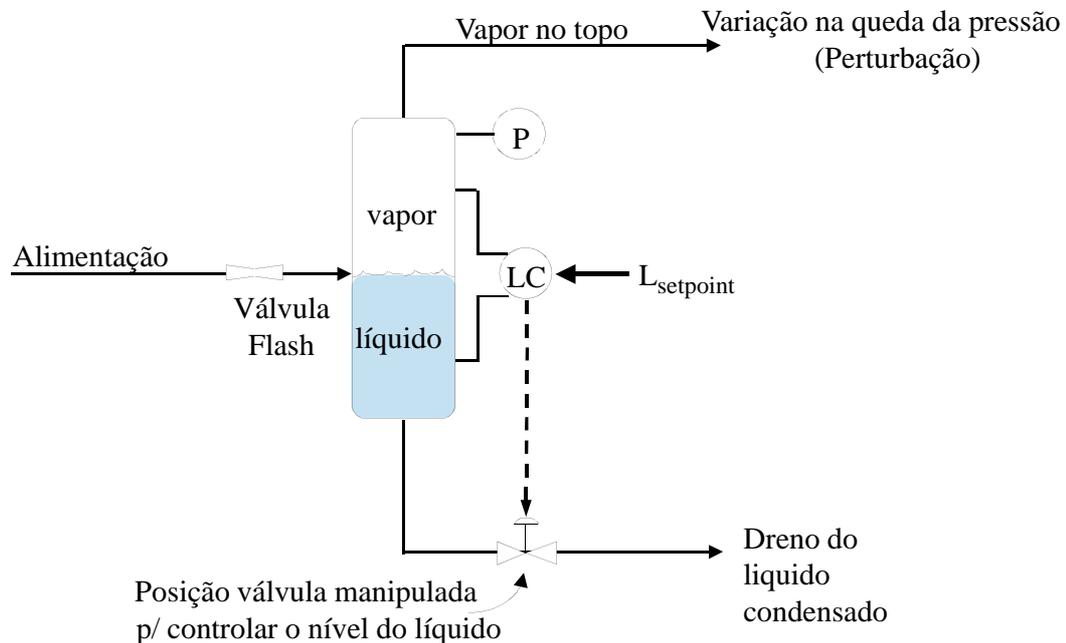
- O projeto do controle em Cascata requer:
 - dois sensores
 - dois controladores
 - um elemento final de controle (EFC)
- A saída do controlador externo primário, em vez de ir a uma válvula, torna-se o ponto de ajuste do controlador interno secundário
- Devido a esta arquitetura aninhada :

O sucesso requer que o tempo de estabilização da malha secundária interna seja significativamente mais rápida do que a da malha primária externa

Exemplo: Processo do Tambor de Flash

51

- Nível nunca deve cair tão baixo de modo que o vapor seja enviado para o sistema de drenagem de líquido nem subir tão alto de modo que o líquido entre na linha de vapor



Tambor de Flash – Arquitetura da Malha Simples

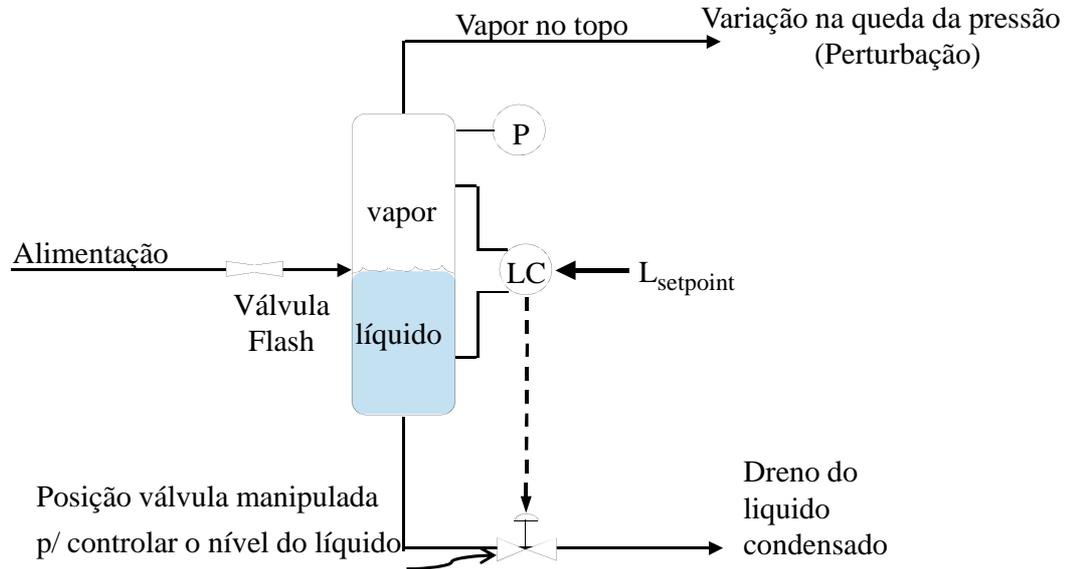
52

- Objetivo → controlar o nível do líquido no tambor
- Escolha a posição da válvula como variável manipulada
 - Se o nível for muito elevado, válvula, aberta
 - Se o nível for muito baixo, válvula fechada
- A preocupação é que as mudanças na vazão do líquido no dreno seja função da:
 - posição da válvula
 - pressão hidrostática (altura do líquido)
 - pressão de vapor que empurra para baixo acima do líquido (uma perturbação)

Tambor de Flash

53

- Se a pressão de fase de vapor é constante, então a válvula de drenagem se abrirá e se fechará, e a vazão aumentará e diminuirá de forma previsível
- Então, a arquitetura malha única seria satisfatória



Tambor de Flash – Arquitetura da Malha Simples

54

- Suponhamos que a pressão na fase de vapor começa a diminuir:
 - esta perturbação provoca uma queda de pressão sobre a interface de líquido
 - se a posição da válvula permanece cte, a vazão do fluido do dreno similarmente diminuirá
 - considere-se que se a diminuição de pressão ocorre com rapidez suficiente, o controlador pode abrir a válvula ainda quando a vazão de fluxo de líquido de descarga continue diminuindo

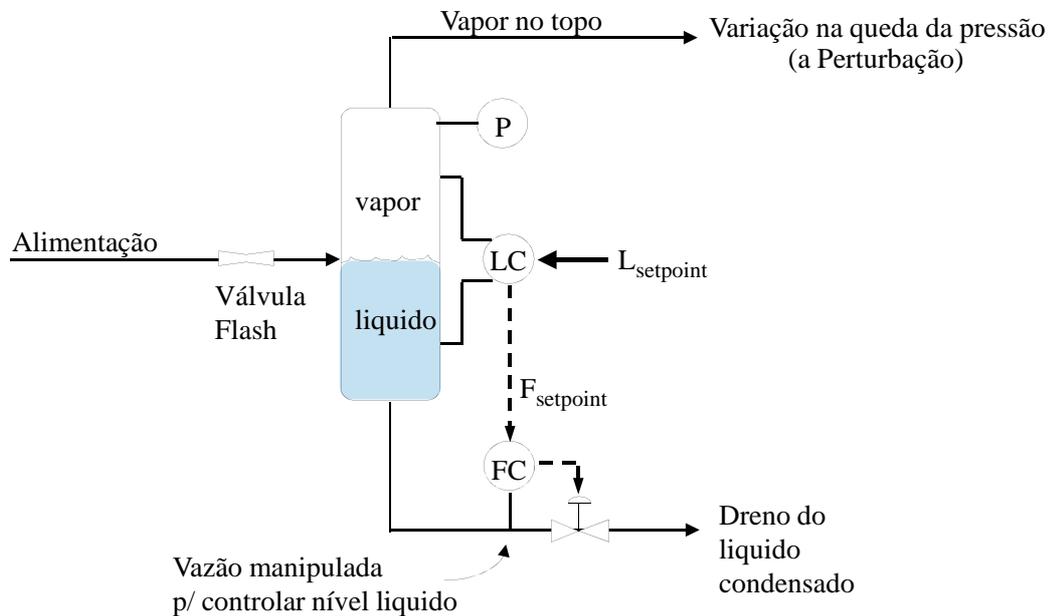
Este resultado contraditório pode confundir o controlador

- Observação → A vazão do líquido do escoamento, e não a posição da válvula, é a que deve ser ajustada para obter um maior desempenho na rejeição da perturbação.

Solução: Tambor de Flash – Arquitetura da Malha Cascata

55

- Dois controladores (controle de nível, controle da vazão do fluido)
- Dois sensores (medição de nível de líquido, taxa do fluxo líquido da drenagem)
- Um elemento de controle final (válvula na linha de drenagem do líquido)



Uma solução de controle Cascata

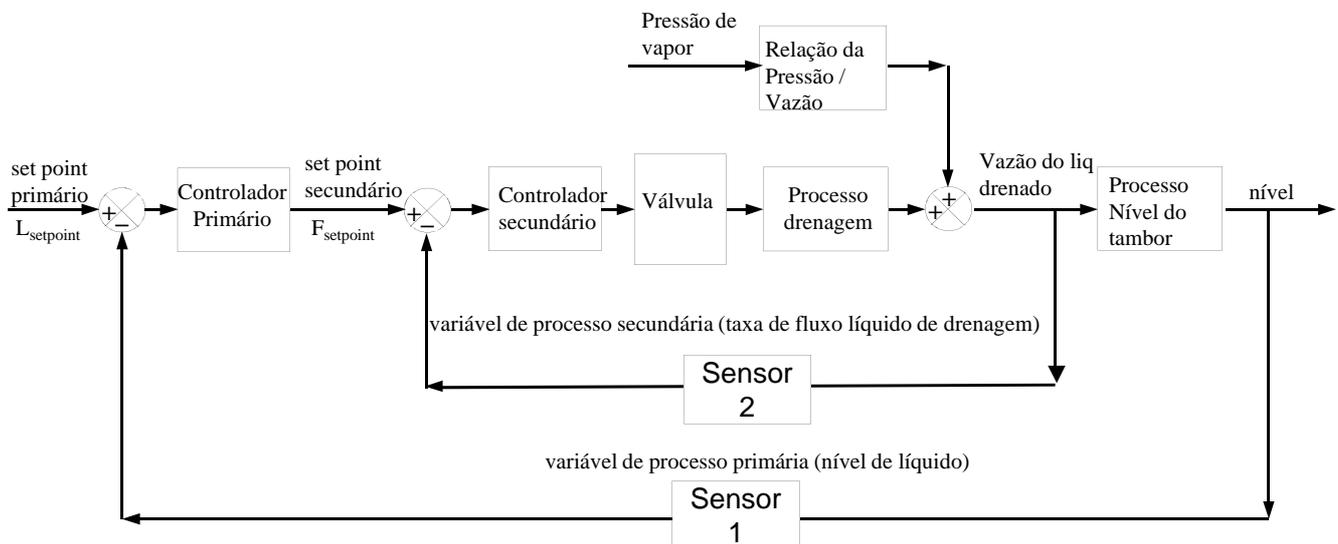
56

- O nível do Líquido é a variável primária PV1 e controlá-lo continuamente é o objetivo principal
- Para a malha secundária PV2 escolher a vazão do líquido drenado:
 - Vazão do líquido de drenagem é mensurável com um sensor
 - Mesma válvula utilizada para manipular o nível do líquido (PV1) também pode manipular a vazão do líquido de drenagem (PV2)
 - Mudanças na pressão de vapor da fase que perturbam PV1 tb influem PV2
 - Vazão de escoamento está dentro do nível de líquido na medida em que responde bem antes do nível do líquido para mudar alterações na posição da válvula e mude a pressão de vapor da fase

Arquitetura da malha Cascata do tambor de Flash

57

- Controle de nível de líquido (objetivo principal) é a malha principal externa
- Vazão do líquido drenado é a malha secundária interna
- Saída do controlador primário é definido como o *sp* do controlador secundário
- Dinâmica de controle de vazão são muito mais rápidas do que a dinâmica de controle de nível de modo que este é compatível com os critérios de projeto



Arquitetura da malha Cascata do tambor de Flash

58

- Se o nível do líquido for demasiado elevada, o controlador de nível primário exigirá um aumento da vazão do líquido de drenagem, em vez de simplesmente um aumento na abertura da válvula
- O controlador da vazão, então, decide se isso significa abrir ou fechar a válvula e quanto
- Assim, uma perturbação na pressão de vapor se dirige rapidamente pelo controlador da vazão secundária e esta rejeição de perturbação melhorará o desempenho.

Sintonia da malha Cascata

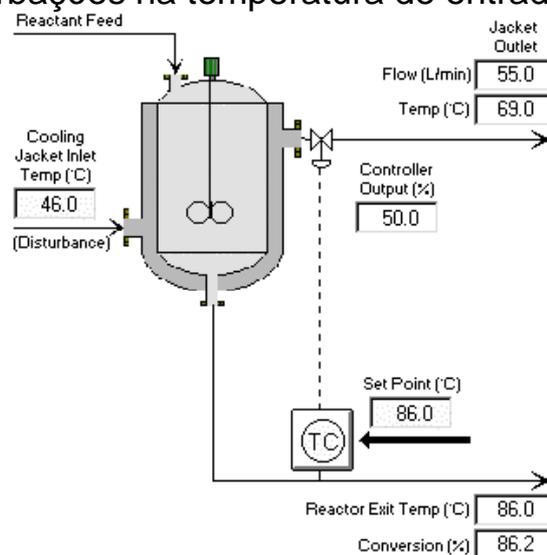
59

- Comece com os dois controladores no modo manual
- Selecione a ação de controle P para a malha interna secundária
- Sintonizar o controlador P do secundário somente para variação do setpoint e testá-lo para garantir o desempenho satisfatório
- Deixe controlador secundário em automático, e logo veja a malha primária.
- Selecione um controlador PI ou PID para a malha primária, ajustá-lo para rejeição de perturbações, e testá-lo
- Com os dois controladores no automático, o ajuste está completo

Aplicação num reator exotérmico

60

- Tanque bem misturado com reação exotérmica (produção de calor),
- O tempo de residência é constante para conversão da alimentação para produto pode ser inferida a partir da temperatura na corrente de saída do reator
- Objetivo → manter constante a temperatura do reator medida no fluxo de saída, sob efeito das perturbações na temperatura de entrada na jaqueta



Reator encamisado

61

- Para controlar a temperatura de saída do reator, o recipiente é fechado com uma camisa de refrigeração
- Se a temperatura na corrente de saída (e, portanto, da conversão) é elevada, o controlador abre uma válvula para aumentar a taxa de fluxo de arrefecimento líquido
- isso resfria o reator, diminuindo o calor produzido pela reação
- A variável de perturbação de interesse é a temperatura de entrada na jaqueta de arrefecimento

Perturbação no reator encamisado

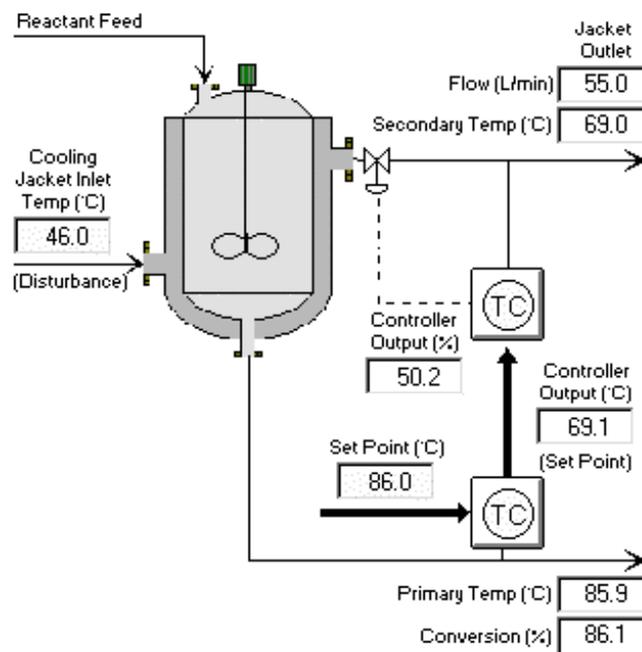
62

- Considere o cenário em que a temperatura do líquido de refrigeração que entra na jaqueta oscila, alterando a capacidade de arrefecimento para remover o calor da camisa.
- Se a temperatura do líquido de refrigeração torna-se mais frio, quando ao mesmo tempo, a temperatura do reator começar a descer, o controlador diminuirá a vazão do líquido de arrefecimento sem ainda remover mais calor do que antes
- Mais uma vez, este fato contraditório pode confundir o controlador e ter impacto negativo no desempenho da rejeição da perturbação.

Arquitetura do Controle Cascata para o reator

63

- Variável primária externa é a temperatura de saída do reator
- Variável secundária interna é a a temperatura de saída jaqueta de arrefecimento



Arquitetura do Controle em Cascada do Reator

64

- Temperatura de saída na jaqueta resfriamento é uma variável secundária adequada
 - é mensurável com um sensor
 - válvula usada para manipular a temperatura da saída do reator (PV1) também manipula a temperatura de saída da jaqueta (PV2)
 - mudanças na temperatura de entrada na jaqueta perturbam a temperatura do reator também perturba a temperatura de saída do liq. resfriamento da jaqueta

Arquitetura do Controle em Cascada do Reator

65

- Variável de processo primária externa (PV1) é a temperatura de saída do reator
 - variável medida é a temperatura do reator da vazão de saída
 - A saída do controlador é o setpoint do controlador secundário
- Variável de processo secundária interna (PV2) é a camisa de refrigeração
 - variável medida é a temperatura de saída do arrefecimento
 - variável manipulada é a vazão do líquido de arrefecimento

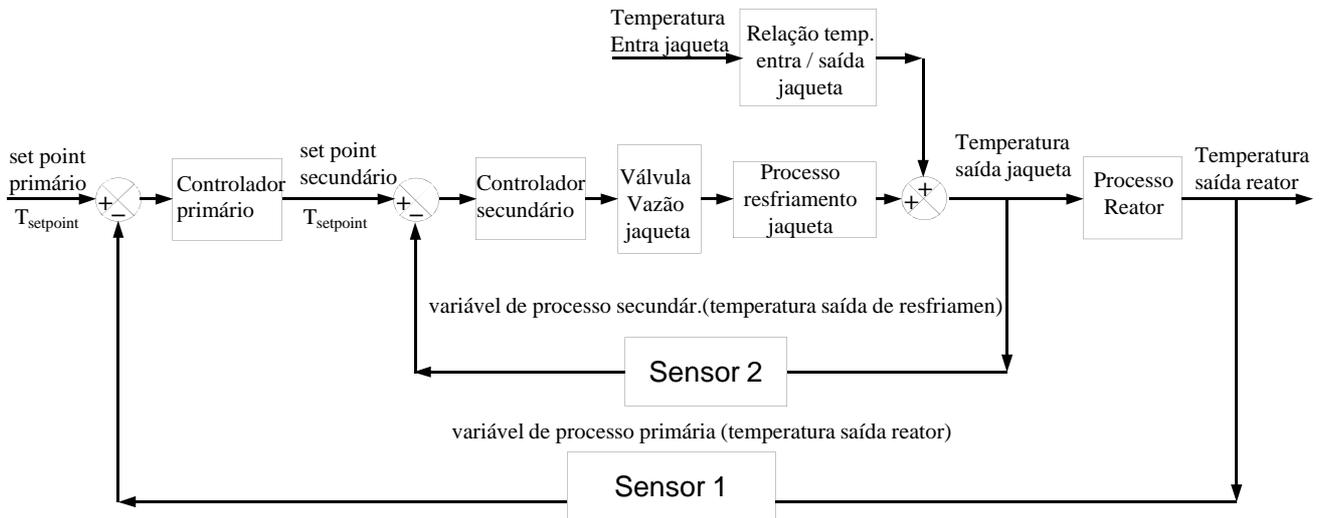
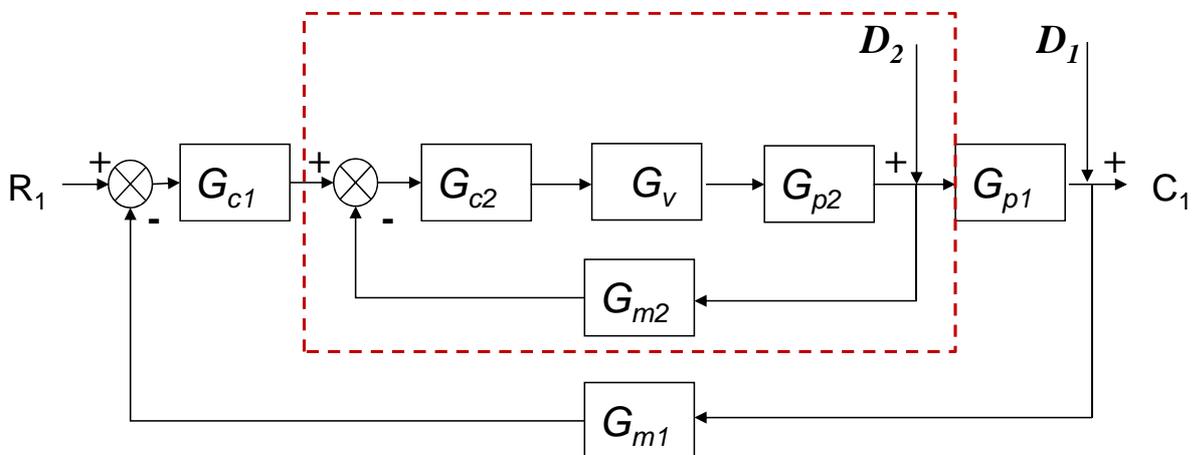


Diagrama de Blocos do Controle em Cascata

66



Função de transferência do Controle em Cascata

67

1. Malha Interna

$$\frac{C_2}{R_2} = \frac{G_{p2}G_{v2}G_{c2}}{1 + G_{p2}G_{v2}G_{c2}G_{m2}} = G_{cl2}$$

2. Malha Externa

$$\frac{C_1}{R_1} = \frac{G_{p1}G_{cl2}G_{c1}}{1 + G_{p1}G_{cl2}G_{c1}G_{m1}}$$

Função de transferência do Controle em Cascata

68

Equação Característica

$$1 + G_{p1}G_{cl2}G_{c1}G_{m1} = 0$$

$$1 + G_{p1} \frac{G_{p2}G_{v2}G_{c2}}{1 + G_{p2}G_{v2}G_{c2}G_{m2}} G_{c1}G_{m1} = 0$$

$$1 + G_{p2}G_{v2}G_{c2}G_{m2} + G_{p1}G_{p2}G_{v2}G_{c2}G_{c1}G_{m1} = 0$$

Controle em Cascata

69

Recomenda-se o cascata quando:

- ▶ Malha feedback convencional é muito lenta em rejeitar distúrbios na variável medida secundária que está disponível
 - responde as perturbações
 - tem uma dinâmica muito mais rápida do que a da variável primária
 - pode ser afetada pela variável manipulada

Implementação:

- ▶ sintonizar primeiro a malha secundária
- ▶ A operação de dois controladores de interação requer uma aplicação mais cuidadosa
 - ligue e desligue

Controle em Cascata

70

- Escolha de variáveis secundárias
- Deve ser verificado se o controle em cascata irá trazer algum benefício.
- As regras básicas para selecionar variáveis secundárias são:
 - Deve existir uma relação bem definida entre as variáveis primárias e secundárias;
 - Distúrbios essenciais deve agir na malha interna;
 - A malha interna deve ser mais rápida que a malha externa.
 - Como regra prática a diferença entre constantes de tempo deve ser de pelo menos 5 vezes;
 - Deve ser possível ter um alto ganho na malha interna.
- Uma situação comum é de se ter a malha interna ao redor do atuador;
- Pode ser usada para linearizar características não lineares.

Controle em Cascata

71

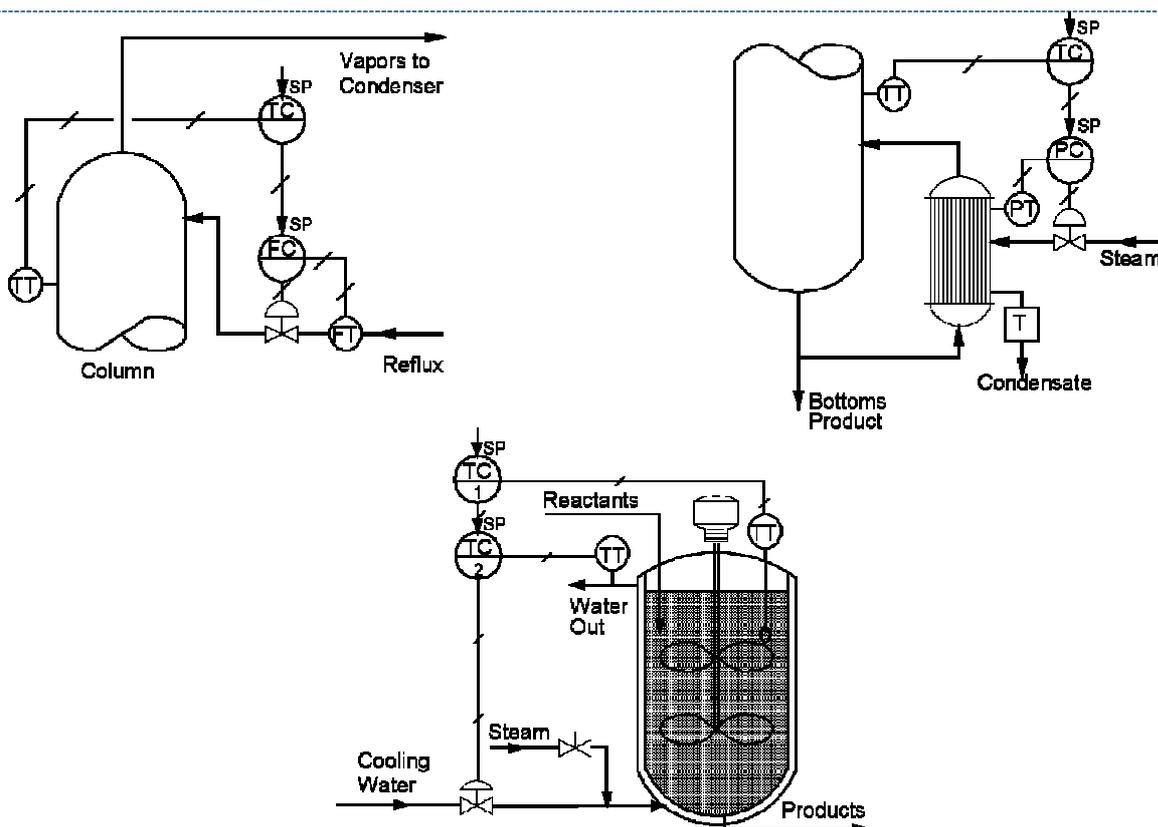
As principais vantagens do controle em cascata são:

- Os distúrbios na variável secundária são corrigidos pelo controlador secundário antes que possam influenciar a variável primária.
- Variações de ganho na parte secundária do processo são superadas dentro de sua própria malha.
- O atraso de fase na parte secundária do processo é reduzida de forma mensurável pela malha secundária. Isto melhora a velocidade de resposta da malha primária.
- A malha secundária permite uma exata manipulação do fluxo de massa ou energia pelo controlador primário.

Todavia, é preciso reconhecer que o controle em cascata não pode ser implementado a menos que uma variável intermediária adequada possa ser medida. Muitos processos não podem ser facilmente realizados dessa forma.

Controle em Cascata

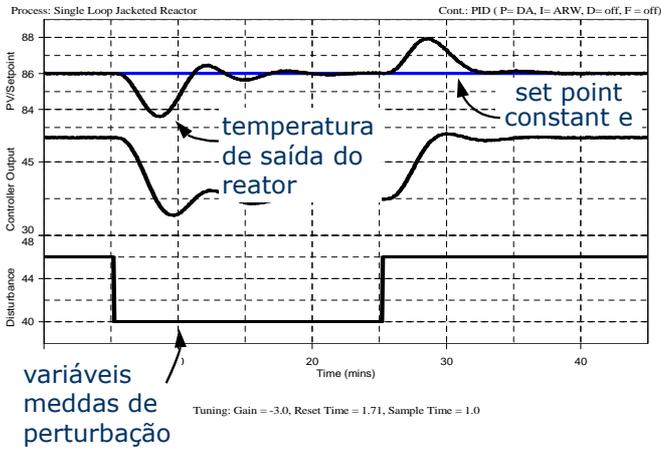
72



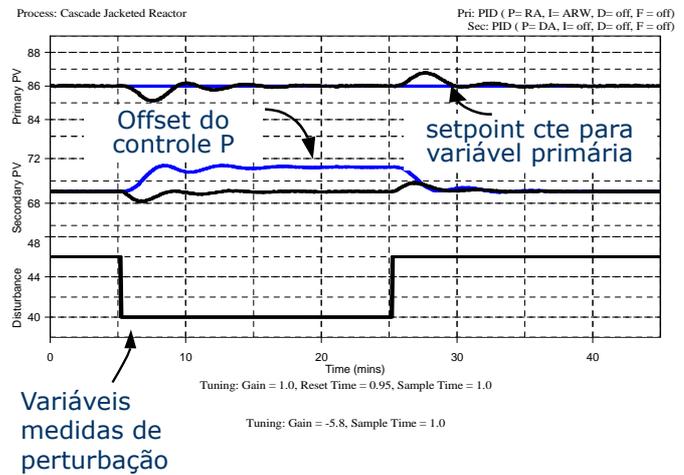
Comparação do Desempenho

73

Desempenho Rejeição de perturbação do Controlador PI



Disturbance Rejection Performance of Cascade Architecture

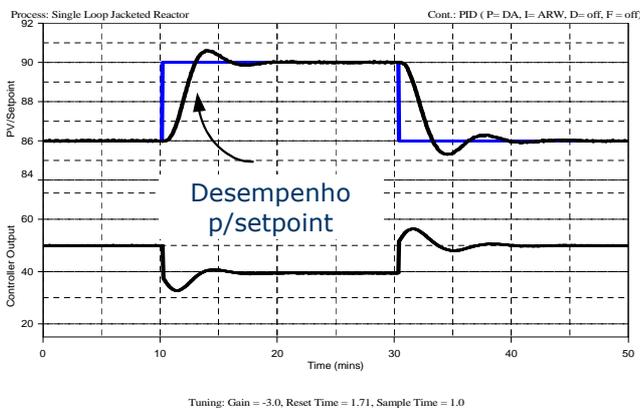


Comparação do Desempenho

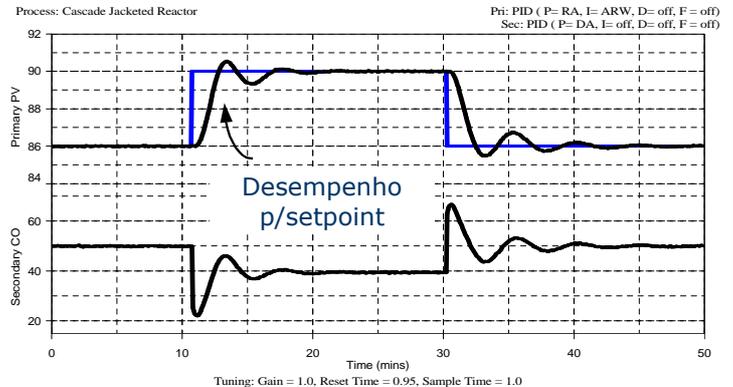
74

- Cascata não fornece benefício em mudanças de setpoint

Desempenho de Controle Sob Controle PI - SetPoint



Desempenho sob controle em cascata - SetPoint



3. Controle Baseado em Modelo

- Modelagem para simulação offline
- Modelagem para o controle baseados em Formas superiores
- Ordem do modelo
 - qual usar e quando e como ?
- Efeito dos Parâmetros no Comportamento do Modelo