

UMA HEURÍSTICA FUNDAMENTAL - E NORMALMENTE ESQUECIDA - PARA O PROJETO DE SISTEMAS DE CONTROLE: justificativa e exemplos industriais

Luís Gustavo Soares Longhi

RESUMO

Neste artigo apresentamos uma heurística fundamental para o projeto de estruturas de controle regulatório. Esta heurística é historicamente negligenciada nos projetos de sistemas com um objetivo de controle e múltiplas variáveis manipuladas, assim como no caso de sistemas com múltiplos objetivos de controle e uma única variável manipulada, levando a vários equívocos no projeto de estruturas de controle e a consequente perda de desempenho das plantas. Na segunda parte deste artigo, apresentamos diversas modificações realizadas na Refinaria Alberto Pasqualini (REFAP) usando esta ideia.

Palavras-chave: Estrutura de controle. Controle de processos. Controle regulatório. Otimização de processos. Confiabilidade.

1 O PROJETO DA ESTRUTURA DE CONTROLE

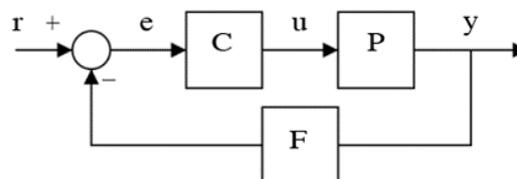
Uma planta química é composta de um conjunto de unidades processadoras integradas de forma sistemática e racional. Estas unidades são normalmente projetadas considerando somente os seus aspectos estáticos. No entanto, a operação de uma planta industrial deve ser tal que satisfaça um conjunto de condições de segurança, maximização econômica, sociais e ambientais, na presença de diversas perturbações dinâmicas. Entre estas, podemos citar: degradação de desempenho ou perda de um equipamento, variações de temperatura ambiente, mudanças de matéria-prima e de especificações dos produtos, entre

outras. Para garantir que estas condições sejam satisfeitas, monitoram-se algumas variáveis-chave ligadas a estas condições. No entanto, apenas monitorar não adianta. É necessário atuar em outras variáveis, como a abertura de uma válvula, por exemplo, que tenham efeito nestas variáveis monitoradas.

A frequência de monitoramento e atuação é função da resposta dinâmica destas variáveis. O mecanismo de monitorar/medir e corrigir é conhecido como realimentação. Este mecanismo é onipresente na natureza e na indústria, sendo também conhecido como *feedback*. O processo de realimentação realizado de forma automática na indústria é chamado de “controle automático de processos” ou simplesmente “controle de processos”. Seu dual matemático é chamado de teoria de controle.

Um sistema que possui *feedback* é dito em malha fechada. Um sistema em malha fechada como mostra a Figura 1 possui três elementos básicos: um elemento sensor/transmissor (F), uma unidade decisória (C) e um elemento atuador, normalmente uma válvula de controle que recebe o sinal de saída do controlador (u). Esta malha possui apenas um objetivo, controlar a variável de saída (y) do processo (P), buscando seguir um valor de referência (r).

Figura 1 - Malha de controle básica.



Fonte: LONGHI, 2014a, p. 56.

No entanto, os sistemas de controle, em geral, possuem diversos objetivos a ponderar, assim como diversas variáveis que podem ser monitoradas, medidas e manipuladas. Em outras palavras, os sinais r , e , u e y podem ser vetores dinâmicos e a relação entre estes vetores é multivariável e não necessariamente linear. Para efeitos de simplicidade, consideramos as relações lineares e jogamos as não-linearidades no nebuloso, mas sempre presente, mundo das incertezas.

O problema do controle de processos pode, então, ser resumido em cinco etapas:

1. determinação dos objetivos de controle da planta;
2. definição das variáveis controladas (ligadas aos objetivos da planta);
3. definição das variáveis manipuladas (que tenham efeito nas variáveis controladas);
4. definição da estrutura de controle (qual pareamento de variáveis deve-se usar nos *feedbacks*);
5. escolha e sintonia do algoritmo de controle (como atuar nas variáveis manipuladas).

Teoricamente falando, todas estas etapas deveriam ser realizadas usando os resultados da teoria de controle. A teoria de controle utiliza modelos matemáticos e resultados de diversas áreas da matemática aplicada (equações diferenciais, teoria sistemas dinâmicos, otimização matemática, etc.) como base para a solução de todos os itens do problema de controle de processos.

As três primeiras etapas são muitas vezes intuitivas e definidas no próprio projeto da unidade, restando poucas opções a analisar. O mesmo ocorre na última etapa - o algoritmo Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é onipresente na indústria e sua sintonia dominada por técnicas amplamente

reconhecidas. Sem dúvida, esta última etapa é a mais cientificamente desenvolvida.

O problema é que para chegar a esta etapa precisamos definir os pareamentos ou a matriz de controle entre as variáveis manipuladas e controladas. Em outras palavras, precisamos definir a estrutura de controle, problema que permanece como o maior gargalo da teoria de controle desde há muito tempo atrás. (FOSS, 1973; CRAIG et al., 2011).

A definição da estrutura de controle é uma etapa crítica para um projeto de controle ser bem-sucedido. Apesar de todo o desenvolvimento de áreas como “*plantwide control*” (LUYBEN; TYREUS; LUYBEN, 1998) e de técnicas específicas como o “*self-optimizing control*” (SKOGESTAD, 2000), o projeto das estruturas de controle ainda é realizado, pragmaticamente falando, sem muita consideração científica, quase que exclusivamente pela preferência ou o hábito do projetista. Isso acontece por algumas razões. A principal dificuldade é a formulação do problema.

Ao contrário das primeiras etapas, em que temos poucas opções, nesta etapa há inúmeras possibilidades. Além disso, temos que modelar matematicamente o processo, sem esquecer as incertezas do modelo e a sensibilidade da resposta a estas. Este problema das incertezas é amplificado pelo fato de haver interações dinâmicas entre as variáveis.

Outro problema ligado à formulação é a dificuldade em definir qual critério usar para definir o que seria a estrutura ótima. Tudo isso sem falar na solução do problema de otimização, que seria prático apenas para pesquisadores e não para os praticantes. Sem alongar muito esta discussão, este problema é muito

complexo e, exceto para casos bastante simples (pouca incerteza, poucas variáveis, baixo acoplamento entre as variáveis, etc.) e pouco realistas, transcende a nossa capacidade de formulação e solução.

2 A HEURÍSTICA FUNDAMENTAL

Quando nos defrontamos com algum problema no qual a nossa capacidade prática de resolvê-lo de forma determinística é muito baixa, uma boa alternativa é o uso de heurísticas. As chamadas “heurísticas” são princípios básicos ou regras gerais que são válidos na maioria dos casos.

Como discutimos anteriormente, uma das principais dificuldades em usar a teoria de controle para definir a estrutura de controle de uma planta é a dificuldade de modelar o processo e resolver o problema de otimização resultante. No entanto, a realimentação é usada em praticamente todos os processos naturais, que são tão ou mais complexos que os nossos, sem apelar para qualquer tipo de modelagem e otimização.

Diversos exemplos de sistemas realimentados naturais são apresentados em (ALBERTOS; MAREELS, 2010). Assim, podemos imaginar que podemos usar os princípios da natureza para escolher uma estrutura de controle que funcione, sem apelar para uma matemática muito complexa. Apenas como ilustração, mostramos nas Figuras 2 e 3 alguns exemplos de realimentação na natureza.

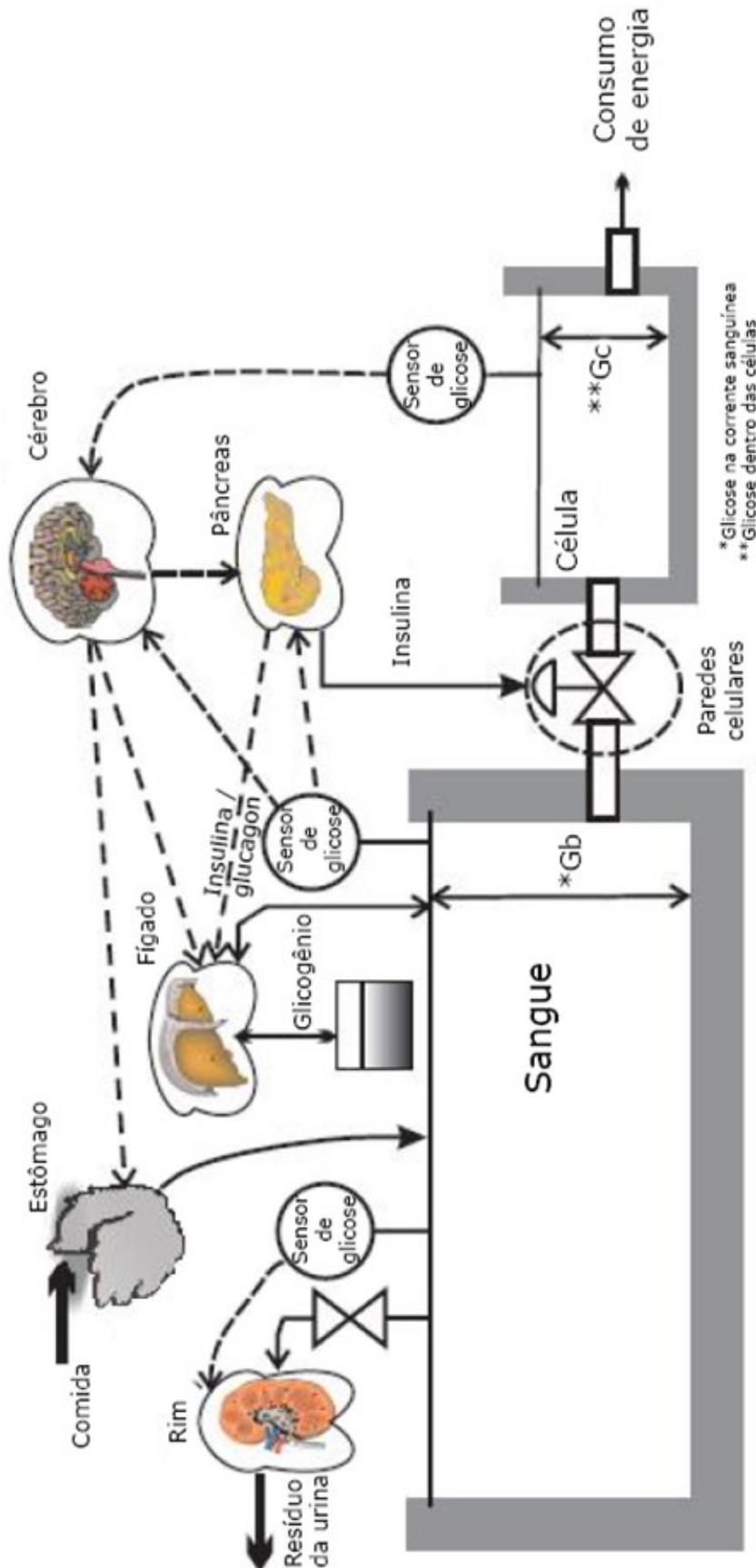
Não apenas nas Figuras 2 e 3, mas em vários sistemas naturais há uma abundância de malhas *feedback* com decomposição temporal hierárquica (cascatas com eventuais atalhos na hierarquia) operando em paralelo e de modo simultâneo para estabilizar sistemas interativos altamente complexos.

O grande princípio de controle por trás de tudo é a realimentação paralela em cascatas. Para quem não conhece o conceito de malha em cascata, basta imaginar outra malha externa na Figura 1, que usa a mesma informação “y” e gera o sinal “r” ao invés de “u”.

É interessante notar a semelhança entre a estrutura hierárquica de controle para o qual a indústria evoluiu (Figura 4) e estes exemplos das Figuras 2 e 3. Além dos níveis hierárquicos, há também controles laterais, que desempenham um papel fundamental no aumento da complexidade e do desempenho alcançável destes sistemas - mas isso não vem ao caso neste artigo.

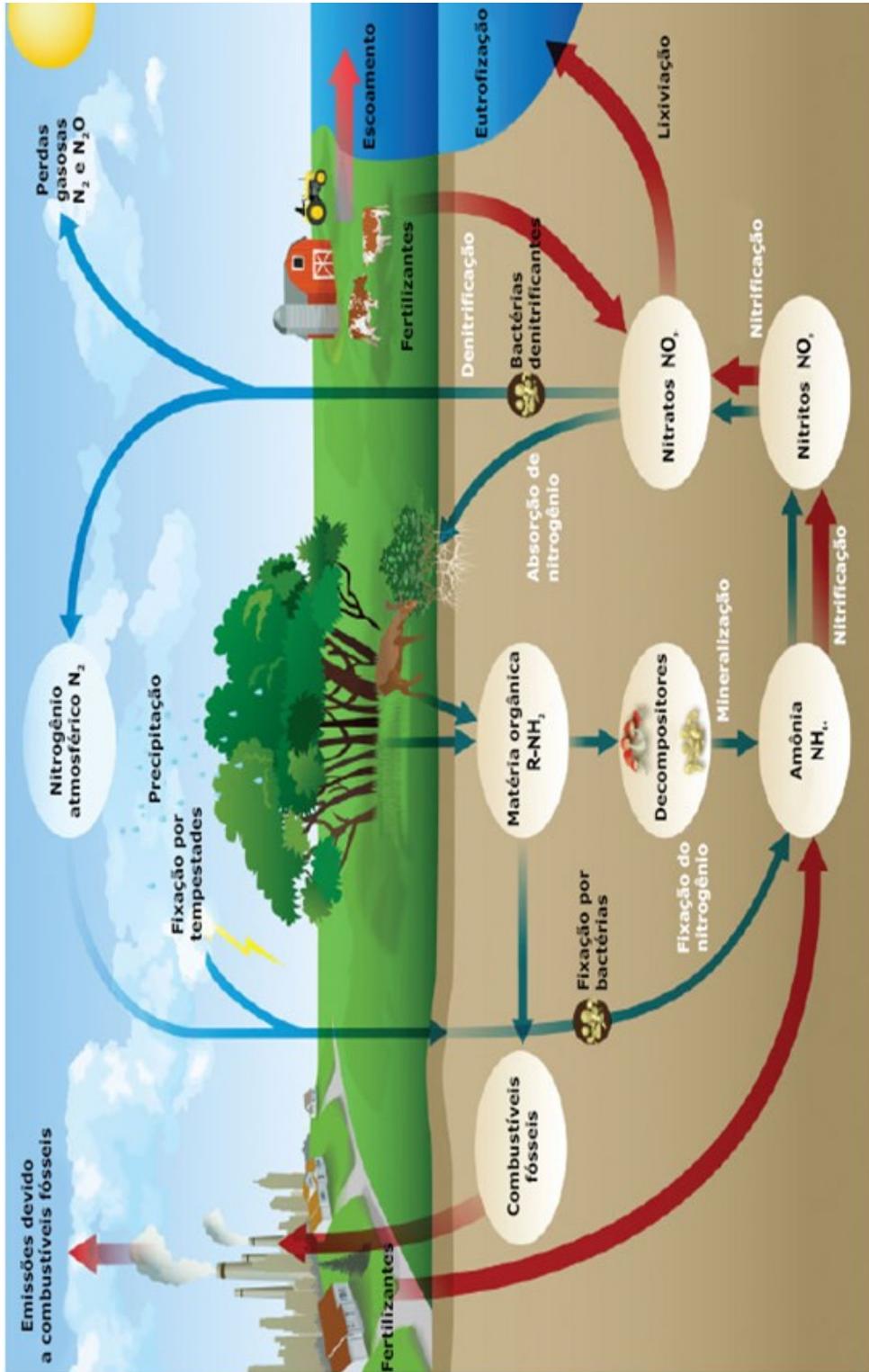
Em geral, apesar do pouco tempo da disciplina de controle e automação na indústria (menos de cem anos), a convergência entre as estruturas é evidente. A indústria chegou a esta estrutura por necessidade de sobrevivência e não pelos desenvolvimentos da teoria matemática de controle, ou seja, sem modelar e/ou otimizar. Essa estrutura pode não ser a mais elegante, mas parece ser a mais adequada para manter os processos industriais operando de forma segura, rentável e com maior escala de produção.

Figura 2 - Sistema de controle do nível de glicose nos seres humanos.



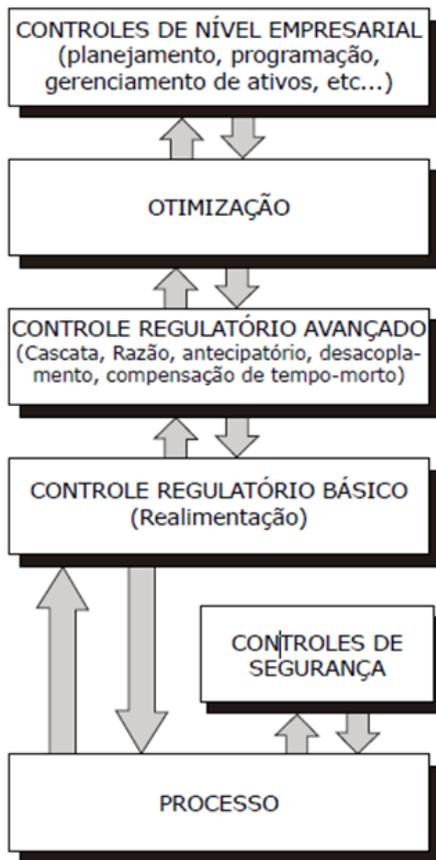
Fonte: ALBERTOS; MAREELS, 2010, p. 76.

Figura 3 - Ciclo biogeoquímico do nitrogênio na terra.



Fonte: AMERICAN, 2009, p. 32.

Figura 4 - Estrutura de controle hierárquico padrão na indústria química.



Fonte: WADE, 2004, p. 17.

Do mesmo modo que na natureza, a estrutura hierárquica da indústria possui muita redundância de controladores. De fato, parece ser uma regra da natureza que o número de unidades decisórias tem que ser maior que o somatório dos objetivos de controle e do número de relações entre os atuadores e sensores/transmissores.

A mesma convergência evolutiva para sistemas realimentados em cascata pode ser vista se entrarmos em cada camada de controle. Por exemplo, na camada do controle regulatório, o uso de malhas *feedback* é amplamente difundido e funciona muito bem.

Difícilmente se vê uma malha simples ou em cascata desativada (exceto por problemas de hardware ou instrumentação) ou mal justificada. Mesmo cascata triplas ou quádruplas funcionam bem (se pertinentes e bem ajustadas).

Voltando ao problema original deste artigo, ao invés de tentar resolver todos os problemas de estrutura de controle, nos restringiremos a dois casos muito simples, os sistemas *Single Input - Multiple Output* (SIMO) e *Multiple Input - Single Output* (MISO). Estes pequenos subsistemas estão presentes em diversas partes de uma planta e são responsáveis por muitos erros de configuração na estrutura de controle.

De modo a simplificar a discussão, podemos considerar que as variáveis controladas e os objetivos de controle como sendo uma coisa única, que chamaremos de *Controlled Variable* (CV). Do mesmo modo, as variáveis manipuladas serão abreviadas por *Manipulated Variable* (MV). Conforme discutido, na natureza, o número de unidades decisórias, que seriam os análogos aos controladores na indústria parece ser sempre maior que o número de relações entre as CVs e MVs.

Na indústria, se nos esquecermos de uma destas relações, podemos perder o controle sobre a CV associada à relação. Assim, podemos, no caso de sistemas SIMO e MISO, onde de um lado há sempre uma única variável, enunciar a nossa heurística. De fato, ela é tão simples que chega a ser chocante. Sua premissa básica é não perder o controle de nenhuma relação.

Assim, podemos dizer que, desde que não haja problemas de controlabilidade no sistema em malha aberta, o número de controladores necessários para que um sistema MISO ou SIMO opere adequadamente em malha fechada deve ser, no mínimo, igual ao maior número de MVs ou CVs deste

sistema. Se nos restringirmos ao mínimo, esta condição é suficiente, pois todas as relações entre CVs e MVS ainda podem ser levadas em conta.

A condição necessária desta heurística também é verdadeira para sistemas MIMO (*Multiple Input - Multiple Output*). No entanto, no caso de sistemas MIMO, a condição de suficiência não se aplica, pois o número mínimo de controladores pode ser insuficiente para garantir um bom desempenho devido às relações entre CVs e MVs negligenciadas. Assim, este artigo se restringe apenas a sistemas MISO e SIMO. Lembrando que, por serem heurísticas, estas afirmações não precisam ser provadas matematicamente. Sua validade vem da argumentação lógica e dos resultados práticos obtidos ao longo dos últimos anos na Petrobras.

De um modo geral, o caso SIMO representa a situação onde temos mais de um objetivo e apenas um atuador. Neste caso, se quisermos agir de acordo com a nossa heurística fundamental, temos que ter um controlador para cada relação entre os objetivos e o atuador. No entanto, como o sistema é sobrespecificado, ou seja, tem mais objetivos que a sua capacidade de atingi-los, deve haver uma coordenação (ou priorização) no sentido de escolher qual objetivo atender.

Esse objetivo pode ser atendido de forma indireta (e mais natural) se os controladores atuam simultaneamente. No entanto, pode-se também atuar com o sinal de apenas um controlador selecionado em função do objetivo mais importante no momento. Esse último modo de agir é o que define a estratégia conhecida como *override*. Apesar de bem conhecida e aplicável, ela é totalmente ignorada no controle de nível (ou pressão) de vasos pulmão, como veremos na seção 3.

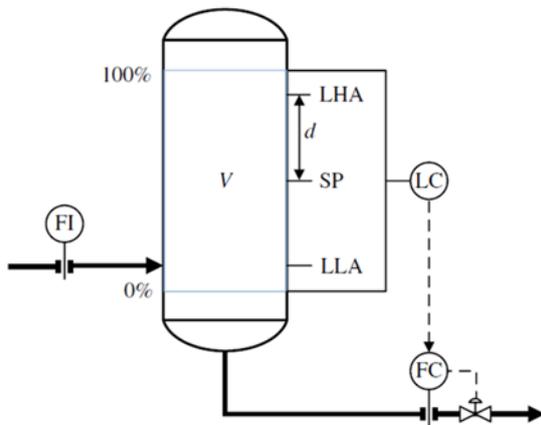
Já no caso MISO tem-se mais de um atuador e apenas uma CV. Neste caso, se formos considerar a heurística fundamental, também é necessário ter mais de um controlador (cada atuador responde de modo diferente ao objetivo) e coordenar sua utilização, simultânea ou sequencial, do mesmo modo que ocorrem nos sistemas naturais. Isso leva a uma reconsideração das implantações da técnica conhecida como controle de faixa dividida (*split-range*), que, por possuírem apenas um controlador para todos os atuadores, apresentam um desempenho alcançável menor que o tecnicamente possível.

O grande problema no projeto da estrutura de controle em ambos os casos anteriores é a incapacidade de enxergarmos estes problemas como multivariáveis. Isso será explicado nas próximas duas seções através de dois exemplos historicamente problemáticos na indústria: O controle de nível convencional (SIMO) e o controle de faixa dividida (MISO).

3 O CASO SIMO: CONTROLE DE NÍVEL

O controle de nível da Figura 5 usualmente possui três objetivos, ou melhor dizendo, três CVs: (1) absorver as variações de carga (estabilizar a vazão de saída), (2) evitar o transbordamento (controlar o nível alto) e, (3) evitar a secagem (controlar o nível baixo). Estes objetivos são muito diferentes do objetivo do controlador (normalmente um PID) que é buscar o seu *set-point* (SP).

Figura 5 - Um vaso com controle de nível convencional.



Fonte: KING, 2011, p. 93.

do processo como atenuador de perturbações. Infelizmente, nossa experiência prática mostra que esta premissa é falsa.

Além disso, como é priorizado apenas um dos objetivos (atenuação das perturbações), se uma perturbação maior que a usual ocorre no processo, o nível pode atingir valores indesejados e levar ao transbordamento ou secagem se não houver alguma intervenção manual. Isso ocorre porque a estratégia é altamente dependente do modelo considerado para as perturbações e sabemos que modelos de processos químicos não são confiáveis e possuem muitas incertezas.

Ao invés de tentar novos métodos de sintonia com estrutura inadequada, o mais indicado seria alterar a estrutura de controle para um sistema multicontrolador, como será explicado a seguir.

Como discutido na seção anterior, o grande problema que temos no controle de nível de vasos pulmão está ligado ao fato de que temos um sistema sobrespecificado, ou seja, que possui mais de um objetivo (ou variável controlada) e apenas um atuador. Do controle multivariável clássico, sabemos que todo par CV-MV necessita de um modo de atuação (ou controlador) diferente. Se usarmos apenas um controlador para diferentes pares, obviamente, o desempenho do sistema fica comprometido.

O correto, nesses casos, é ter pelo menos um controlador ligando cada objetivo a cada atuador. Esse é o primeiro ponto. Temos que ter pelos menos três controladores. Outro ponto é como usar esses controladores. No caso de um único atuador recebendo sinal de vários controladores, é necessário haver uma coordenação (ou priorização) no sentido de escolher qual objetivo atender.

Um operador bem treinado, ao se deparar com um controle de nível simples, só pode ter uma atitude esperada: ajustar o PID para o seu objetivo, ou seja, controlar o nível modulando a saída. Mesmo que o usuário saiba que o objetivo do processo não é esse, seria pouco prudente sintonizar o PID de modo lento e arriscar um transbordamento ou secagem. De fato, ajustando o controlador para seguir o *set-point*, o operador evita a secagem e o transbordamento, atingindo os dois objetivos mais prioritários (de segurança) do sistema. No entanto, o objetivo ligado à razão de existência do vaso não é atingido.

O problema que temos se deve ao fato que temos mais de um objetivo e apenas um atuador. Para tentar contornar este problema usando apenas um controlador pode-se lançar mão de algumas técnicas de sintonia engenhosas que consideram a geometria do vaso, as perturbações típicas e os níveis aceitáveis de desvio do nível em relação ao *set-point*.

No entanto, estes métodos se baseiam na premissa de que um controle com baixo desempenho implica num bom desempenho

Esse objetivo pode ser atendido de forma indireta (e mais natural) se os controladores atuam simultaneamente. Nesse caso, a diferença entre os *set-points* de cada um dos controladores e a sua sintonia define qual deles irá dominar o atuador. No entanto, pode-se também atuar com o sinal de apenas um controlador selecionado em função do objetivo mais importante no momento. Esse último modo de agir é conhecido como a estratégia *override*. Apesar de bem conhecida e aplicável, ela é totalmente ignorada no controle de nível de vasos pulmão. Essas duas estratégias são esquematizadas na Figura 6a e 6b.

Além da atuação simultânea ou sequencial com três controladores, que pode ser complicada de configurar e sintonizar, há outras alternativas mais simples que são possíveis devido ao fato de que os três objetivos utilizam o mesmo sensor e os três controladores possuem a mesma parametrização.

Analisando as alternativas apresentadas na Figura 6, a primeira (a), como comentado anteriormente, considera a operação simultânea de três controladores, um para cada objetivo de controle. Essa alternativa é a mais genérica e mais próxima de como a natureza atua. Porém, é mais difícil de configurar e operar, pois um sinal deve ser dominante em relação aos outros em cada faixa de PV.

Outra alternativa, que trata o problema de um modo mais direto, é dada pela estratégia (b). Esta opção equivale a tratar o problema como um *override*, o que não deixa de ser também correto, pois temos três possíveis ações, continuamente calculadas, que passam por um seletor que define qual será usada em função do objetivo mais importante. Com um pouco de perspicácia, podemos observar que, apesar dos diferentes objetivos, estes são resultado de uma operação linear do mesmo sinal do

sensor de nível (*set-points* diferentes). Do mesmo modo, os sinais que entram no seletor vêm de um controlador de estrutura semelhante, diferindo apenas na sua sintonia.

Assim, podemos usar uma terceira estratégia (c), conhecida como sintonia por faixas ou *Gain Scheduling* (GS). Esta estratégia é uma internalização do *override*, que só é possível devido aos fatos anteriormente expostos (mesmo sinal de entrada e controladores iguais). Esta estratégia é mais simples de configurar e operar. Ela consiste em selecionar automaticamente um conjunto de parâmetros de sintonia do controlador em função da PV. Alguns autores chamam este tipo de técnica de controle por bandas ou por faixas.

Uma opção alternativa que também se encaixa na categoria do controle por bandas é o *gap control* (d). O *gap control* é simplesmente um GS cuja variável de referência é o erro (entre o *set-point* e a variável de processo) ao invés da PV. Esta estratégia normalmente é aplicada apenas no ganho do controlador. Assim, ela se torna interessante no caso de sistemas com *set-point* constante onde apenas a alteração do ganho é suficiente para diferenciar os controladores.

Entre todas as alternativas da Figura 6, a que parece ter a melhor relação custo/benefício é a GS. Este tipo de controle muda qualitativamente a sua resposta em função de alguma variável de referência do processo, normalmente a PV. Isso é feito usando uma sintonia diferente para cada faixa de valores da PV do processo.

Assim, pode-se inserir uma sintonia extremamente lenta para a faixa central, como as variantes do famoso método de Friedmann (1994) e sintonias agressivas a partir dos pontos de nível baixo e alto. No

entanto, como isso pode acarretar em mudanças bruscas de sintonia, uma boa prática é fazer uma transição suave entre estas sintonias usando valores interpolados linearmente, assim como permitir uma histerese entre as transições.

Estas duas possibilidades (transição interpolada e com histerese) fazem com que o resultado líquido da estratégia (c) fique mais próximo da estratégia natural (paralelizada) de controle (a).

Esse objetivo pode ser atendido de forma indireta (e mais natural) se os controladores atuam simultaneamente. Nesse caso, a diferença entre os *set-points* de cada um dos controladores e a sua sintonia define qual deles irá dominar o atuador. No entanto, pode-se também atuar com o sinal de apenas um controlador selecionado em função do objetivo mais importante no momento. Esse último modo de agir é conhecido como a estratégia *override*. Apesar de bem conhecida e aplicável, ela é totalmente ignorada no controle de nível de vasos pulmão. Essas duas estratégias são esquematizadas na Figura 6a e 6b.

Além da atuação simultânea ou sequencial com três controladores, que pode ser complicada de configurar e sintonizar, há outras alternativas mais simples que são possíveis devido ao fato de que os três objetivos utilizam o mesmo sensor e os três controladores possuem a mesma parametrização.

Analisando as alternativas apresentadas na Figura 6, a primeira (a), como comentado anteriormente, considera a operação simultânea de três controladores, um para cada objetivo de controle. Essa alternativa é a mais genérica e mais próxima de como a natureza atua. Porém, é mais difícil de configurar e operar, pois um sinal deve ser dominante em relação aos outros em cada faixa de PV.

Outra alternativa, que trata o problema de um modo mais direto, é dada pela estratégia (b). Esta opção equivale a tratar o problema como um *override*, o que não deixa de ser também correto, pois temos três possíveis ações, continuamente calculadas, que passam por um seletor que define qual será usada em função do objetivo mais importante. Com um pouco de perspicácia, podemos observar que, apesar dos diferentes objetivos, estes são resultado de uma operação linear do mesmo sinal do sensor de nível (*set-points* diferentes). Do mesmo modo, os sinais que entram no seletor vêm de um controlador de estrutura semelhante, diferindo apenas na sua sintonia.

Assim, podemos usar uma terceira estratégia (c), conhecida como sintonia por faixas ou *Gain Scheduling* (GS). Esta estratégia é uma internalização do *override*, que só é possível devido aos fatos anteriormente expostos (mesmo sinal de entrada e controladores iguais). Esta estratégia é mais simples de configurar e operar. Ela consiste em selecionar automaticamente um conjunto de parâmetros de sintonia do controlador em função da PV. Alguns autores chamam este tipo de técnica de controle por bandas ou por faixas.

Uma opção alternativa que também se encaixa na categoria do controle por bandas é o *gap control* (d). O *gap control* é simplesmente um GS cuja variável de referência é o erro (entre o *set-point* e a variável de processo) ao invés da PV. Esta estratégia normalmente é aplicada apenas no ganho do controlador. Assim, ela se torna interessante no caso de sistemas com *set-point* constante onde apenas a alteração do ganho é suficiente para diferenciar os controladores.

Entre todas as alternativas da Figura 6, a que parece ter a melhor relação custo/benefício é a GS. Este tipo de controle muda

qualitativamente a sua resposta em função de alguma variável de referência do processo, normalmente a PV. Isso é feito usando uma sintonia diferente para cada faixa de valores da PV do processo.

Assim, pode-se inserir uma sintonia extremamente lenta para a faixa central, como as variantes do famoso método de Friedmann (1994) e sintonias agressivas a partir dos pontos de nível baixo e alto. No entanto, como isso pode acarretar em mudanças bruscas de sintonia, uma boa prática é fazer uma transição suave entre estas sintonias usando valores interpolados linearmente, assim como permitir uma histerese entre as transições.

Estas duas possibilidades (transição interpolada e com histerese) fazem com que o resultado líquido da estratégia (c) fique mais próximo da estratégia natural (paralelizada) de controle (a).

Na Refinaria Alberto Pasqualini (REFAP), onde este estudo foi realizado, há uma clara preferência pelo uso do GS em controladores de nível. Uma das razões para isso é que a definição das faixas, das sintonias e da intensidade da interpolação fica na mão do operador. O *faceplate* de detalhe de uma malha com GS é mostrado na Figura 7 (sintonia do GS realçada com um retângulo vermelho).

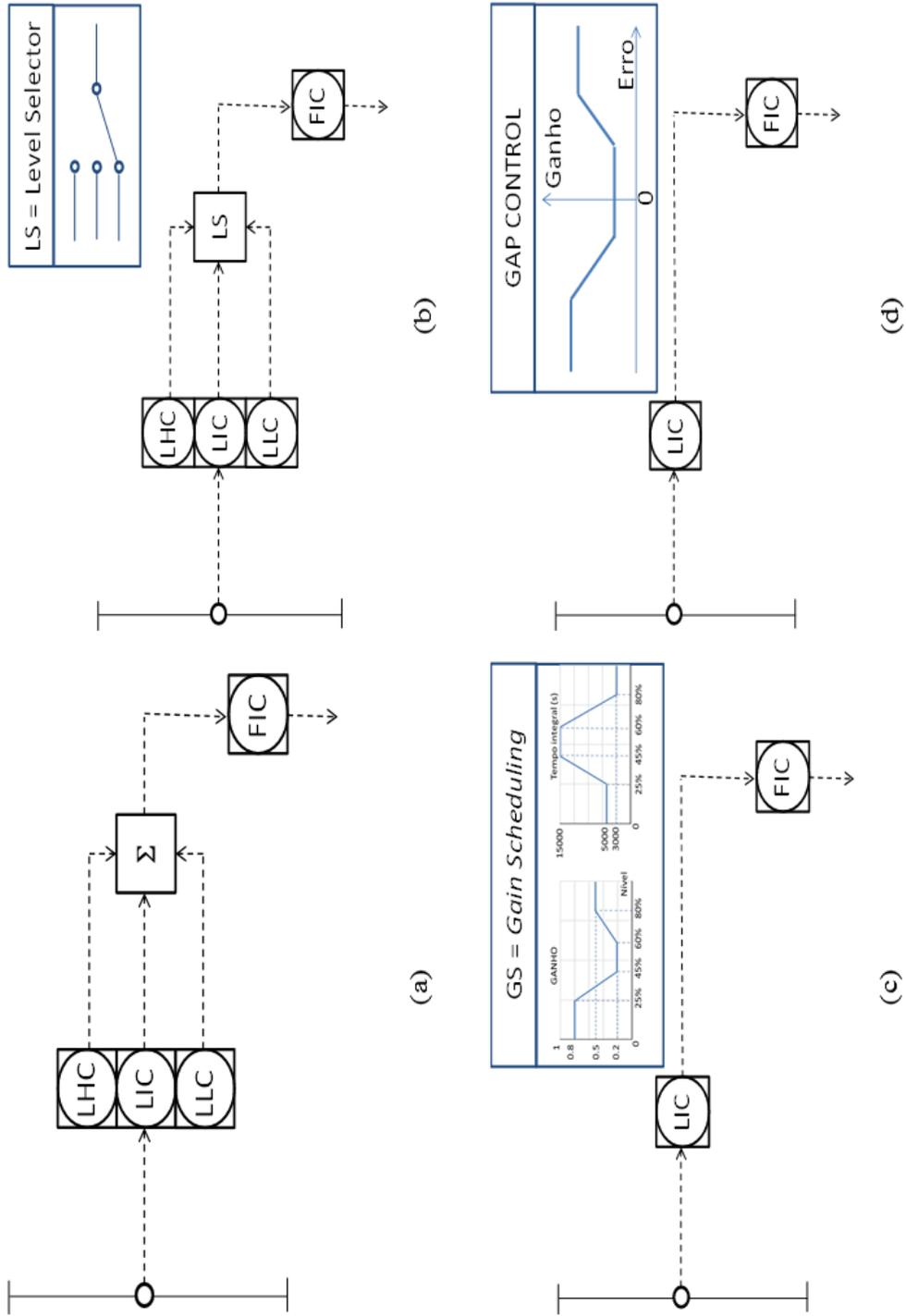
Nesta figura, diferente do que ocorre no PID convencional, fica evidente para o operador que ele tem que escolher três sintonias distintas, uma para cada região do vaso. Em termos psicológicos isso faz toda a diferença, pois o usuário enxerga as faixas e sabe que elas existem porque o controle não pode agir sempre da mesma forma, mas sim em função da zona de operação. Na Refinaria Alberto Pasqualini (REFAP), onde este estudo foi realizado, há uma clara preferência pelo uso do GS em controladores de nível. Uma das

razões para isso é que a definição das faixas, das sintonias e da intensidade da interpolação fica na mão do operador. O *faceplate* de detalhe de uma malha com GS é mostrado na Figura 7 (sintonia do GS realçada com um retângulo vermelho).

Nesta figura, diferente do que ocorre no PID convencional, fica evidente para o operador que ele tem que escolher três sintonias distintas, uma para cada região do vaso. Em termos psicológicos isso faz toda a diferença, pois o usuário enxerga as faixas e sabe que elas existem porque o controle não pode agir sempre da mesma forma, mas sim em função da zona de operação.

Figura 6 - Alternativas as controle de nível putão convencional.

(a) Controle simultâneo, (b) Controle Override, (c) Gain Scheduling, (d) Gap Control.



Fonte: LONGHI, 2014a, p. 58.

Figura 7 - Faceplate de detalhe de uma malha de controle com GS no Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) fabricado pela Emerson DeltaV.

Detail

LIC650036
V-650010

Limits		Alarms		Priority	Enab	Supp
Hi Hi Lim	95.0	Hi Hi		WARNING	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Hi Lim	90.0	Hi		WARNING	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Dev Hi Lim	0.0	Dev Hi		ADVISORY	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Dev Lo Lim	0.0	Dev Lo		ADVISORY	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Lo Lim	20.0	Lo		WARNING	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Lo Lo Lim	15.0	Lo Lo		CRITICAL	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Out Hi Lim	100.0	PV Bad		ADVISORY	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Out Lo Lim	0.0	Priority Adj		0		
SP Hi Lim	100.0					
SP Lo Lim	-10.0					
Alm Hysteresis	0.5 %					

Simulate

Sim Enable

Sim Value 0.0 %

Field Value 0.0 %

Tuning

PV Filter TC 10.0 s

SP Filter TC 0.0 s

SP Rate Dn 0 EU/s

SP Rate Up 0 EU/s

FFW Enable

Diagnosics

MERROR | MSTATUS | BLOCK_ERR

Module OK

Gain Scheduling					Reference	PV
Gain	0.80	0.30	0.80	0.30	Ref Value	59.2
Reset	5000.0	15000.0	3000.0	15000.0 s	Limit R1-R2	30.0
Rate	0.0	0.0	0.0	0.0 s	Limit R2-R3	85.0
					Deadband	1.00

Fonte: LONGHI, 2014a, p. 5.

4 O CASO MISO: CONTROLE DE FAIXA DIVIDIDA

O outro caso bastante comum com que lidamos neste texto é a situação onde temos mais atuadores que objetivos de controle. Por exemplo, quando os projetistas encontram dois atuadores e uma CV, automaticamente já se considera o uso de um controlador com sua saída sendo dividida para estes dois atuadores.

Esse tipo de estratégia é conhecido como controle de faixa dividida ou *split-range*. Na Figura 8a é ilustrada esta estratégia para o caso do controle de pressão do topo de uma coluna de destilação. No entanto, é óbvio neste exemplo, assim como em qualquer sistema multivariável, que cada atuador tem um efeito diferente na CV e nada, exceto o preconceito, nos impede de usar um controlador para cada par MV-CV.

Na Figura 8b é mostrado um esquema alternativo com dois controladores. Neste caso específico de dois atuadores e uma variável controlada, o simples uso de dois controladores para a mesma CV, por si só, já resultaria num controle individual melhor com cada atuador, pois cada controlador pode ser sintonizado de acordo com a dinâmica da sua resposta na CV.

O que nos resta é saber como coordenar a sua atuação conjunta. Isso pode ser feito de modo muito simples pela diferença de valores entre os *set-points* dos dois controladores. Se isso for feito, um destes terá ação preferencial. Se a defasagem for relativamente ampla, haverá uma banda-morta entre o uso dos atuadores. Se a faixa for estreitada, a banda pode ser reduzida até desaparecer e começar a permitir alguma sobreposição de ação dos atuadores.

No caso limite, onde os set-points são iguais, temos o controle simultâneo, que pode ter efeitos colaborativos ou conflitantes, dependendo das características do processo e da sintonia utilizada.

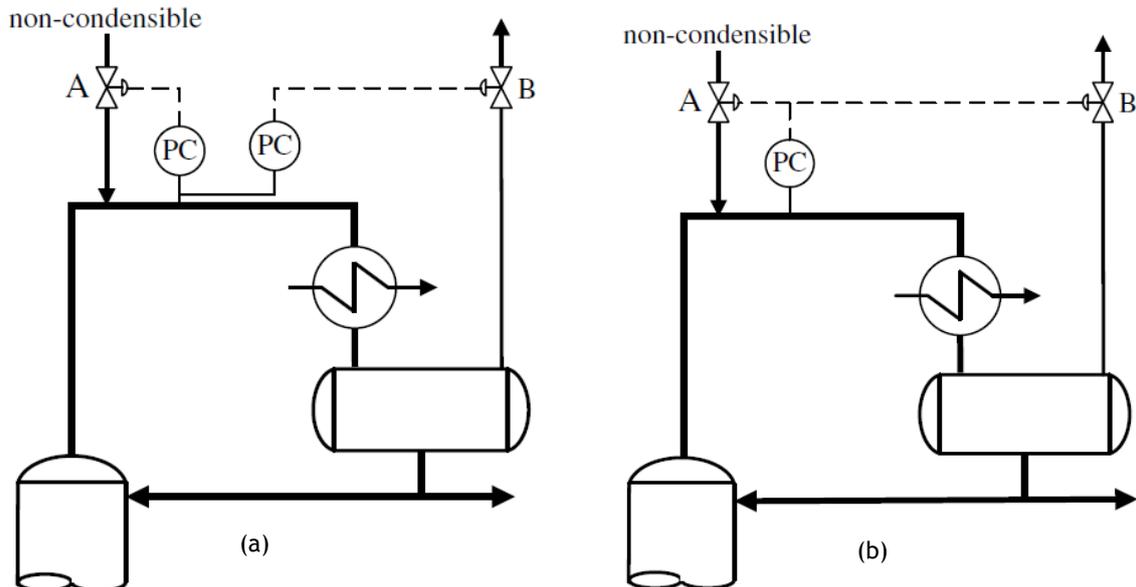
Em qualquer uma destas situações, o máximo que o *split-range* consegue é igualar o desempenho dos multicontroladores.

O principal motivador para o uso do *split-range* é a economia de transmissores e controladores. Na época do controle pneumático, quando esta solução surgiu, os custos de transmissão e controle eram altíssimos e os requisitos de desempenho eram mais baixos. Assim, valia a pena fazer esta economia de controladores.

No entanto, nos sistemas industriais modernos, o custo de inserir um novo PID é praticamente nulo. Assim, por hábito, aliado a algum desconhecimento dos fundamentos de controle, uma solução cuja validade já expirou há muito tempo continua a ser usada.

Quando consideramos o modo de agir do *split-range*, podemos ver que esta estratégia, por transformar uma saída num mapeamento fixo para diversos atuadores, implica na inviabilização do modo manual. É impossível ao operador definir qualquer abertura para os atuadores que não sigam a equação de divisão. Isso leva a problemas de segurança, pois se o controle manual é perdido estamos infringindo o princípio básico de não comprometer a segurança do processo.

Figura 8 - Esquema de controle *split-range* (a) e multicontrolador (b)



Fonte: KING, 2011, p. 142-145.

50

Para ilustrar esta situação, basta imaginar como seria atuar em dois elementos finais numa situação de emergência com ambos sendo operados por *split-range*. Pode-se tentar evitar este problema colocando um seletor manual antes do sinal do *split-range*. Do mesmo modo, pode-se também configurar uma sintonia por faixas de modo a alterar os parâmetros do PID em função do atuador usado.

No entanto, a partir desse momento, se começa a inserir complexidades desnecessárias, que poderiam ser tratadas de modo mais elegante e natural com a estratégia de multicontroladores. Uma simples troca de um *split-range* por multicontroladores resolve todo o problema sem a necessidade de encher a base de controle de “penduricalhos” que objetivam manter viva uma estratégia inadequada.

Já o esquema multicontrolador permite que o operador defina qualquer abertura em qualquer atuador, desative uma ou outra malha, altere a ordem de atuação das mesmas e aumente ou diminua a banda-morta da atuação. Isso tudo sem falar que as malhas atuam com a sintonia adequada à resposta de cada atuador, o que está intimamente ligado ao desempenho do sistema em malha fechada, que é o assunto do próximo parágrafo.

Para entender como funciona um sistema com múltiplos atuadores, vamos considerar o caso mais simples, composto por um sistema com uma CV e duas variáveis manipuladas (MV), duas válvulas de controle, por exemplo, com atuação inversa (uma abre e outra fecha), cujas aberturas são definidas pela saída de um controlador único. O primeiro modo de agir seria o sequencial com banda-morta.

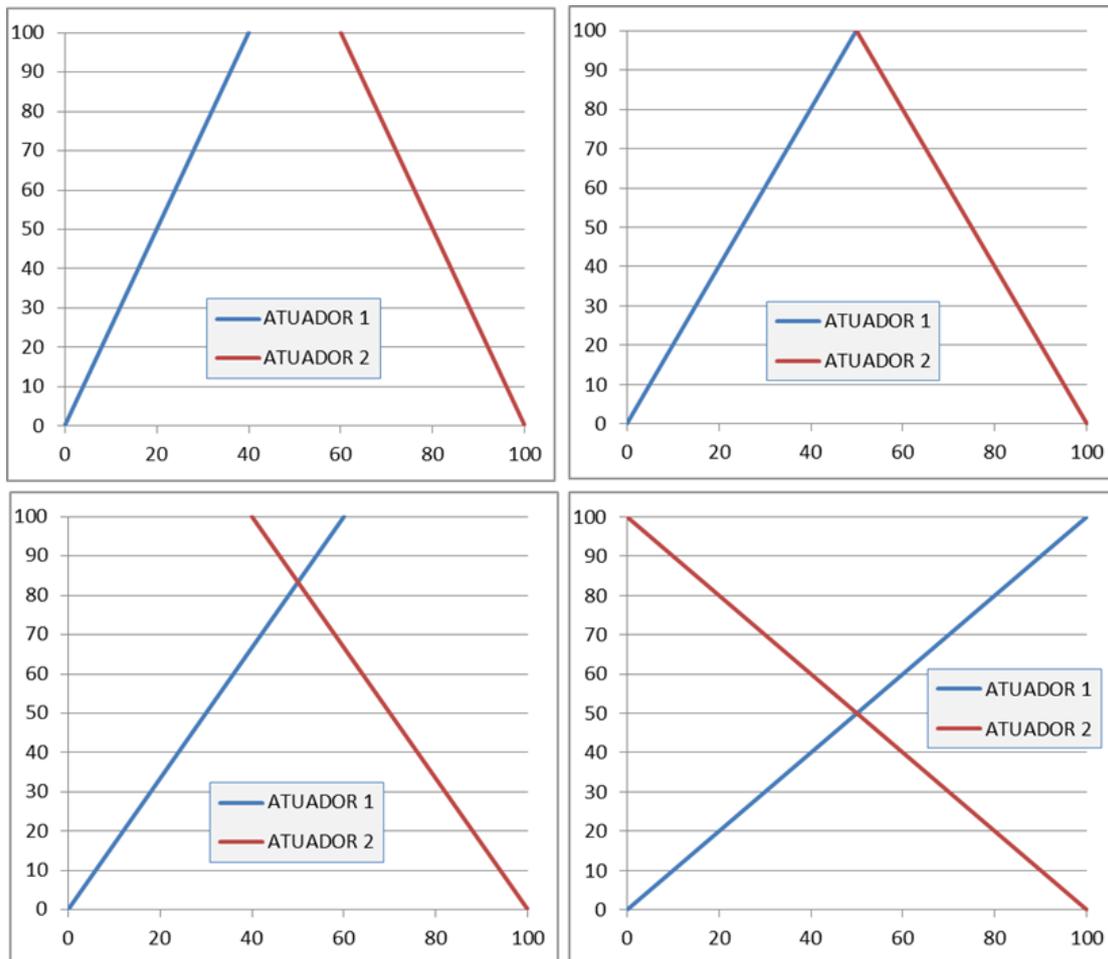
Neste caso, ilustrado na Figura 9a, o sinal é enviado ao primeiro atuador até a sua saturação, havendo uma faixa de saída (ou de PV), conhecida como banda-morta, na qual não há ação no segundo atuador.

Após esta banda-morta, o segundo atuador começa a ser fechado. Em termos do *split-range*, essa ação é configurada como um mapeamento fixo da saída do controlador para a abertura das válvulas. Este mapeamento é mostrado em todas as curvas da Figura 9. A banda-morta pode ser reduzida neste mapeamento até ser anulada e alcançarmos a situação da Figura 9-b, que é o modo sequencial puro, o mais popular na indústria.

Outra possibilidade usada para evitar mudanças bruscas de atuador é a inserção de uma banda-morta negativa, conhecida como sobreposição ou *overlapping*. Este caso é ilustrado na Figura 9c. Neste caso, o segundo atuador começa a se mover antes do primeiro saturar.

Outra situação bastante comum é o uso simultâneo dos dois atuadores. Este caso é ilustrado na Figura 9-d e consiste simplesmente em enviar o sinal direto para os dois atuadores, tratados como se fossem um único elemento final de controle. Todos estes modos de agir não se limitam ao *split-range*, mas a todos os sistemas com vários atuadores.

Figura 9 - Modos de atuação do *split-range* com dois atuadores com ação inversa.
(a) sequencial banda-morta, (b) sequencial puro, (c) sequencial sobreposição, (d) simultâneo.
Abcissa: saída do controlador (0-100%). Ordenada: sinal enviado aos atuadores (0-100%).



Fonte: LONGHI et al, 2015, p. 58

A única coisa que o *split-range* faz é definir claramente o modo de agir e fixar este mapeamento. A estratégia multicontroladores, por sua vez, deixa o mapeamento livre, o que é uma grande vantagem, embora seja mais difícil definir o ponto de anulação da banda-morta, o que é pouco relevante em termos práticos.

Em termos de teoria, é interessante notar que, apesar de diversos livros textos livros-textos abordarem sistemas MIMO em malha fechada, a análise de sistemas MISO com *split-range* é largamente negligenciada. Para explicar a diferença de desempenho entre esta estratégia e a proposta neste artigo, pode-se partir de um sistema MISO com dois atuadores e dois controladores, como mostrado na Figura 10, o que corresponde ao próprio esquema multicontrol.

Os dois atuadores estão incorporados às duas plantas (G_{P11} e G_{P12}), que representam seus diferentes efeitos na variável controlada (Y_1). As funções de transferência (FT) entre os dois *set-points* e a saída são dadas pelas equações 1 e 2.

$$\frac{Y_1}{Y_{SP1}} = \frac{G_{P11} \cdot G_{C1}}{1 + G_{P11} \cdot G_{C1} + G_{P12} \cdot G_{C2}} \quad (1)$$

$$\frac{Y_1}{Y_{SP2}} = \frac{G_{P12} \cdot G_{C2}}{1 + G_{P11} \cdot G_{C1} + G_{P12} \cdot G_{C2}} \quad (2)$$

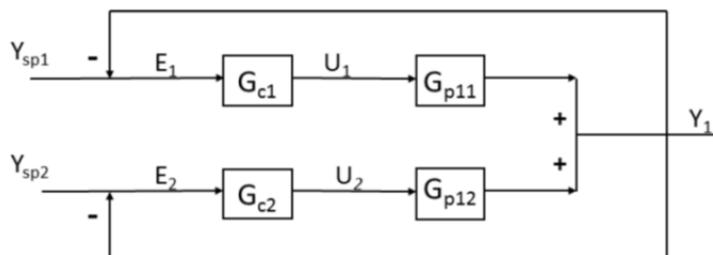
Se os *set-points* são iguais, ou seja, se o esquema multicontrol possui ação simultânea, temos a FT da equação 3, onde $Y_{SP} = Y_{SP1} = Y_{SP2}$. Note que a equação característica (denominador da FT) é a mesma das equações 1 e 2.

Podemos chegar facilmente à função de transferência do *split-range*, no caso de ação simultânea, se for considerado que a estratégia é similar à da Figura 5, exceto pelos dois *set-points* iguais ($Y_{SP1} = Y_{SP2} = Y_{SP}$) e um único controlador ($G_{C1} = G_{C2} = G_C$). Neste caso, chegamos à função de transferência dada pela equação 4. Note que a equação característica é diferente das demais equações. No caso da ação sequencial, a análise é um pouco mais complicada, embora a equação característica seja a mesma ainda.

$$\frac{Y_1}{Y_{SP}} = \frac{G_{P11} \cdot G_{C1} + G_{P12} \cdot G_{C2}}{1 + G_{P11} \cdot G_{C1} + G_{P12} \cdot G_{C2}} \quad (3)$$

$$\frac{Y_1}{Y_{SP}} = \frac{(G_{P11} + G_{P12}) \cdot G_C}{1 + (G_{P11} + G_{P12}) \cdot G_C} \quad (4)$$

Figura 10 - Diagrama de blocos de um sistema *Multiple Input - Single Output* (MISO) com dois atuadores e dois controladores.



Fonte: LONGHI et al., 2015, p. 59.

Não é o objetivo deste artigo apresentar um conjunto de condições teóricas sobre a estabilidade e o desempenho das duas estratégias, mas fica claro que não é impossível analisar as propriedades do *split-range*. É surpreendente que na literatura não haja praticamente nada feito neste sentido. Também fica claro, pela simples comparação entre as equações 3 e 4, que o sistema multicontrolador tem muito mais graus de liberdade para melhorar as propriedades de estabilidade e desempenho que o *split-range*.

5 EXEMPLOS INDUSTRIAIS

5.1 CONTROLE DE NÍVEL DE UM VASO DE BLOWDOWN

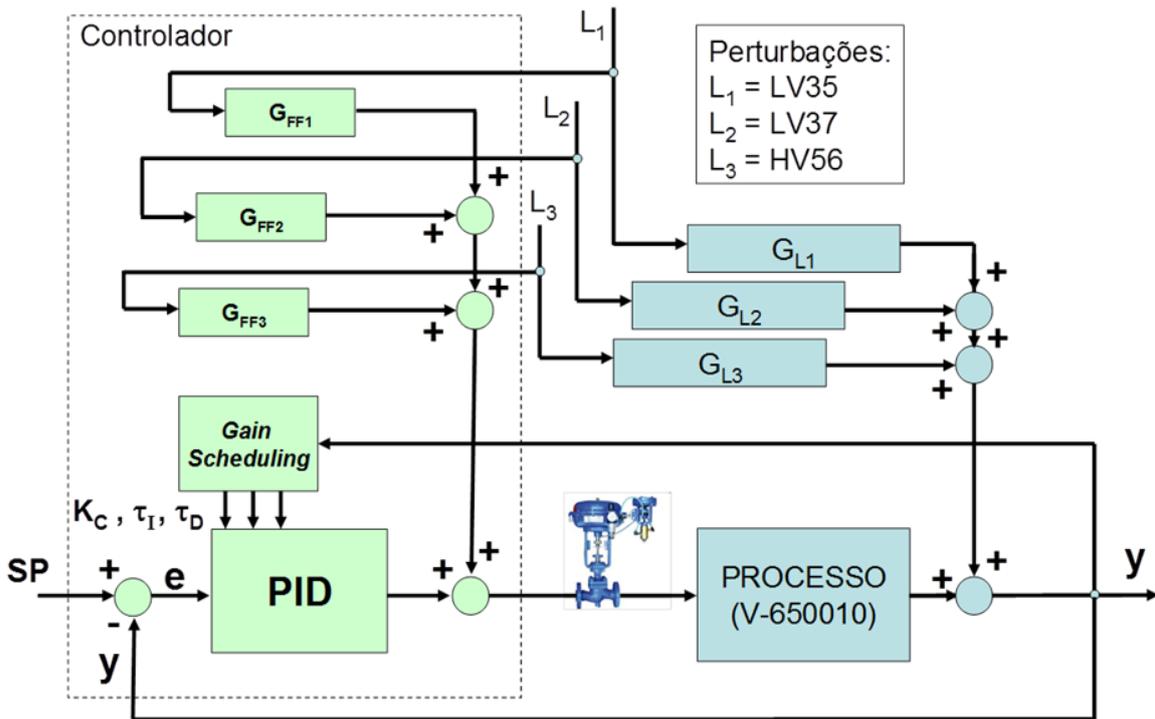
Um exemplo prático de controle de nível de vaso pulmão é o problema de estabilização da vazão de saída de um vaso de *blowdown* (purga) de uma Unidade de Coqueamento Retardado (UCR). O objetivo deste vaso é estabilizar a sua vazão de saída. Esta vazão segue para reprocessamento na carga da unidade, sendo uma fonte de perturbação do processo se tiver uma alta variabilidade. Este sistema se encaixa na nossa descrição de um problema multiobjetivo com apenas um atuador disponível. Assim, aplicamos a estratégia GS no mesmo.

No entanto, este sistema também recebe descartes elevados (em relação ao volume do vaso) em curtos períodos de tempo de três fontes diferentes, como pode ser visto na Figura 11. Assim, como estas perturbações podem facilmente levar o processo para pontos de nível muito alto ou muito baixo (quando cessam), usamos uma estrutura GS com múltiplos compensadores antecipatórios (*feedforward*), que chamaremos *Gain Scheduling* com *feedforward* (GSFF), conforme pode ser visto na Figura 12.

Como as descargas afluentes ao vaso não podem ser medidas, elas foram identificadas através das aberturas das válvulas e usadas para projetar os controles antecipatórios. Os ganhos dos controladores *feedforward* foram definidos como 50% do valor necessário para compensar totalmente as perturbações. Isso se justifica pelo fato de que se deseja apenas uma atenuação do seu efeito no nível e não a sua total compensação, que seria o objetivo do controle antecipatório normal.

Uma ilustração dos resultados obtidos com este GSFF é apresentada na Figura 13. Nesta figura, a variável controlada (nível) está na linha vermelha, o *set-point* na linha verde e a saída do controlador na linha azul. A sintonia do GS (no caso um PID) com a interpolação linear entre as bandas é mostrada graficamente na Figura 14. Nota-se que a saída do controlador é muito mais suave que a variação do nível, o qual se mantém dentro da banda desejada (entre 30% e 80%), mesmo diante das perturbações devidos às descargas a montante (observar pequenos picos ao longo da figura).

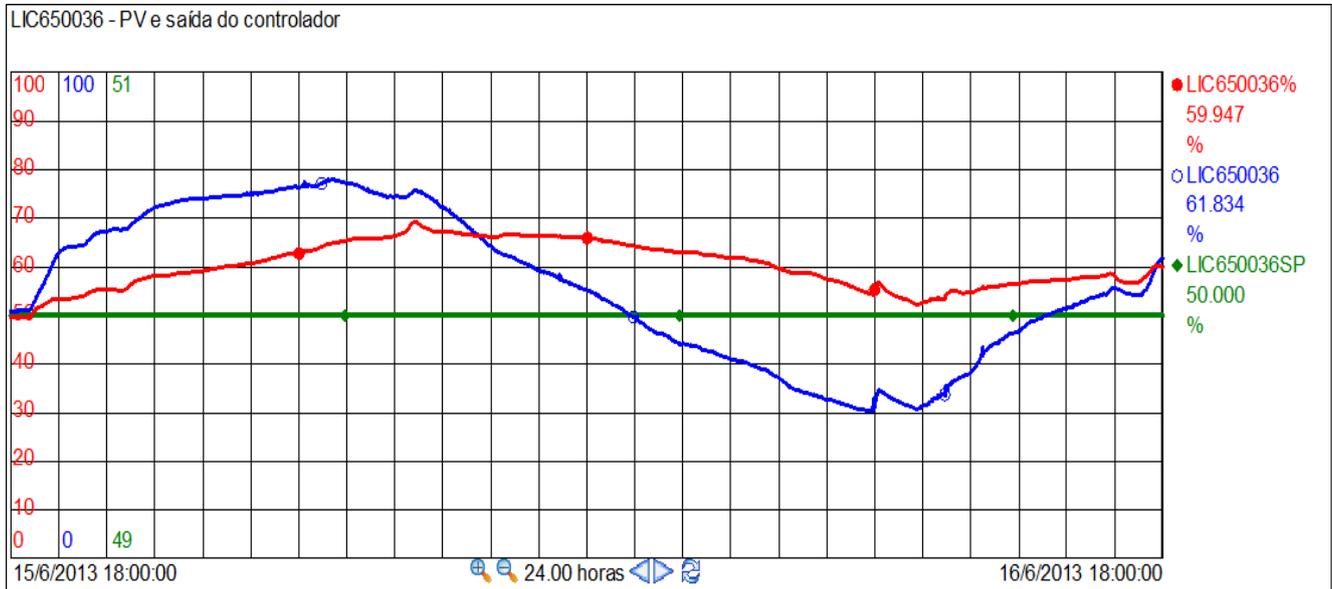
Figura 12 - Estrutura *Gain Scheduling* com *feedforward* (GSFF) aplicado ao vaso de *blowdown* da Unidade de Croqueamento Retardado (UCR) da REFAP.



55

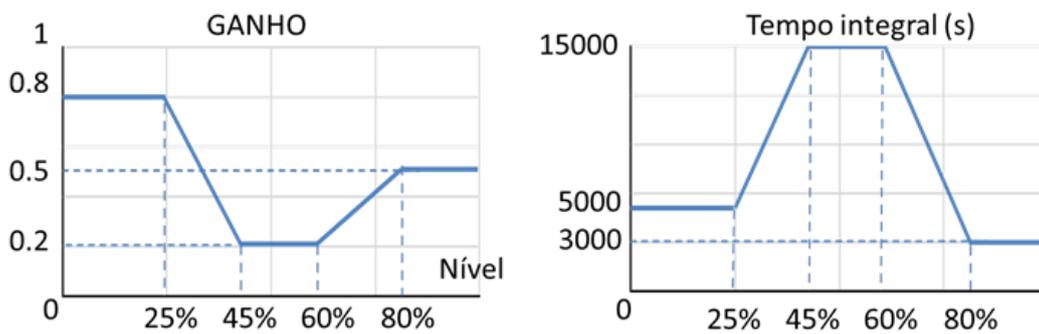
Fonte: MATTOS; LONGHI, 2013, p.42.

Figura 13 - Comportamento dinâmico do controle de nível do vaso de *blowdown* da Unidade de Coqueamento Retardado (UCR) da REFAP.



Fonte: MATTOS; LONGHI, 2013, p. 44.

Figura 14 - Sintonia das faixas do *Gain Scheduling* (GS) da Figura 13.



Fonte: MATTOS; LONGHI, 2013, p. 45.

5.2 CONTROLE DE PRESSÃO DO VASO DE TOPO DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO

Os estudos seminais do assunto deste artigo na REFAP se iniciaram no controle de pressão de vasos de topo de torres de destilação. Inicialmente, a motivação era facilitar a manutenção das válvulas de controle. No entanto, com o tempo, observou-se uma melhoria do desempenho de controle e praticamente todos os sistemas de topo foram alterados em alguns meses.

Um exemplo típico da configuração anterior, com *split-range*, pode ser visto na Figura 15. A estrutura atual pode ser vista na Figura 16. Esta nova estrutura é mais flexível, segura e simples de operar. O operador pode usar a sintonia mais adequada a cada atuador e escolher quais válvulas usar, assim como definir manualmente qualquer abertura para as válvulas. Além disso, a prioridade de atuação e a coordenação entre os atuadores podem ser alteradas pela simples defasagem entre os *set-points* dos controladores. No caso da Figura 16, optou-se por um afastamento entre os *set-points* dos controladores, gerando duas bandas-mortas de pressão.

5.3 CONTROLE DE NÍVEL E PRESSÃO DE UMA UNIDADE DE ÁGUAS RESIDUAIS

Este exemplo trata do sistema de controle de uma torre de retificação de água ácida, um resíduo muito comum em indústrias petroquímicas. O controle de nível da torre é feito através da modulação de duas correntes de água residual, uma para o tratamento de esgoto oleoso e outra para reúso.

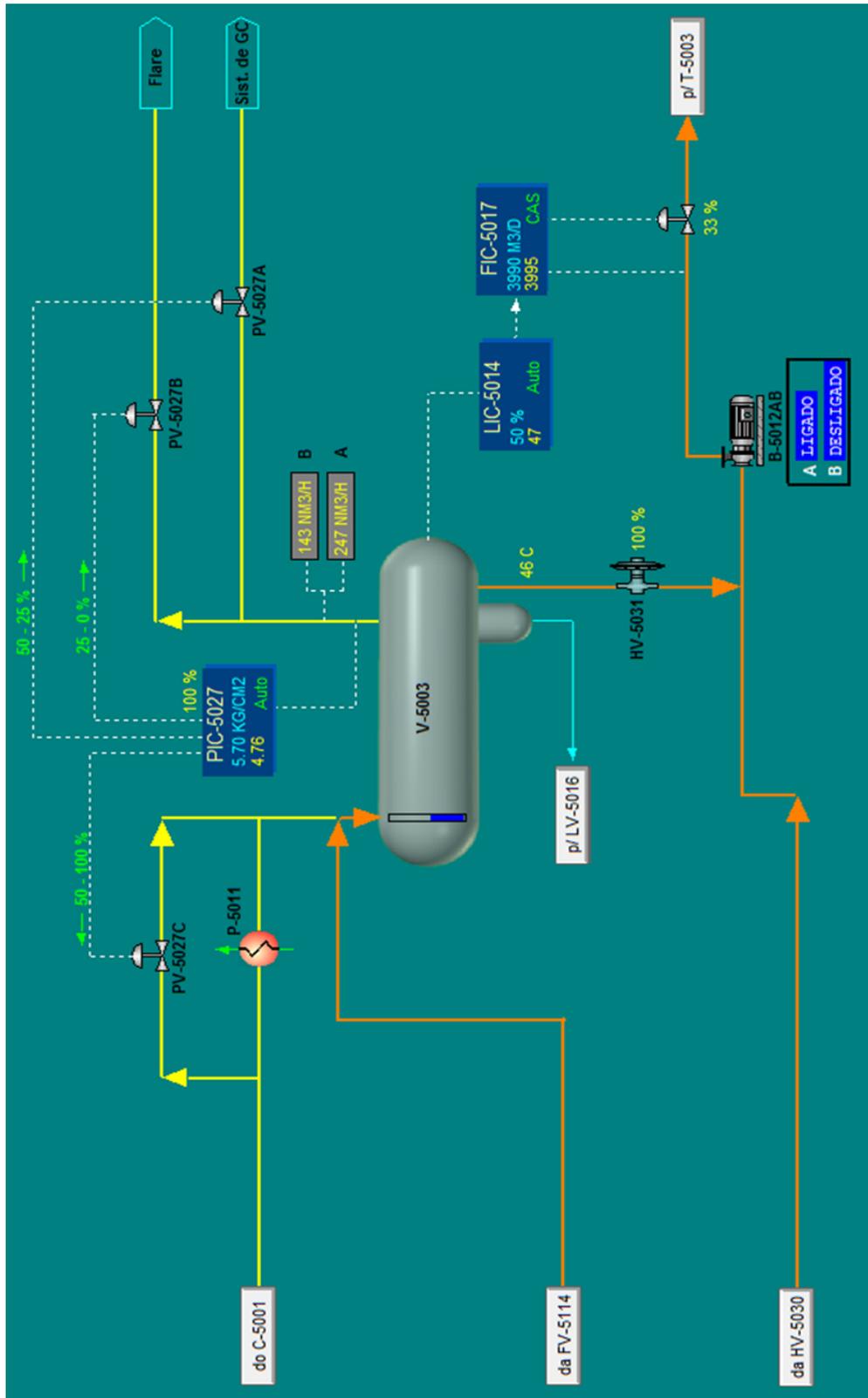
Como na maioria dos casos, a estratégia de controle inicialmente projetada para este fim foi o *split-range*, conforme pode ser visto na Figura 17, sendo que para o sinal de

saída na faixa entre 0 e 50%, abre-se a válvula de reúso. Se essa corrente não é suficiente e o sinal excede 50% (faixa de 50-100%), começa-se a atuar na válvula da corrente para o tratamento de esgoto. Durante a operação normal da unidade, devido a uma indisponibilidade do sistema de reúso, foi necessário controlar o nível com a corrente para esgoto.

No entanto, a estratégia da Figura 17 impedia o seu uso em modo manual. Assim, bloqueou-se a linha do reúso no campo e passou-se a controlar o nível com a válvula B em automático. Assim, o sistema teve sua capacidade de retirada limitada, além de necessitar de intervenção em campo, o que é indesejável. O mesmo problema de manutenção e escolha de atuador ocorria no controle de pressão do vaso de topo da torre (PIC005).

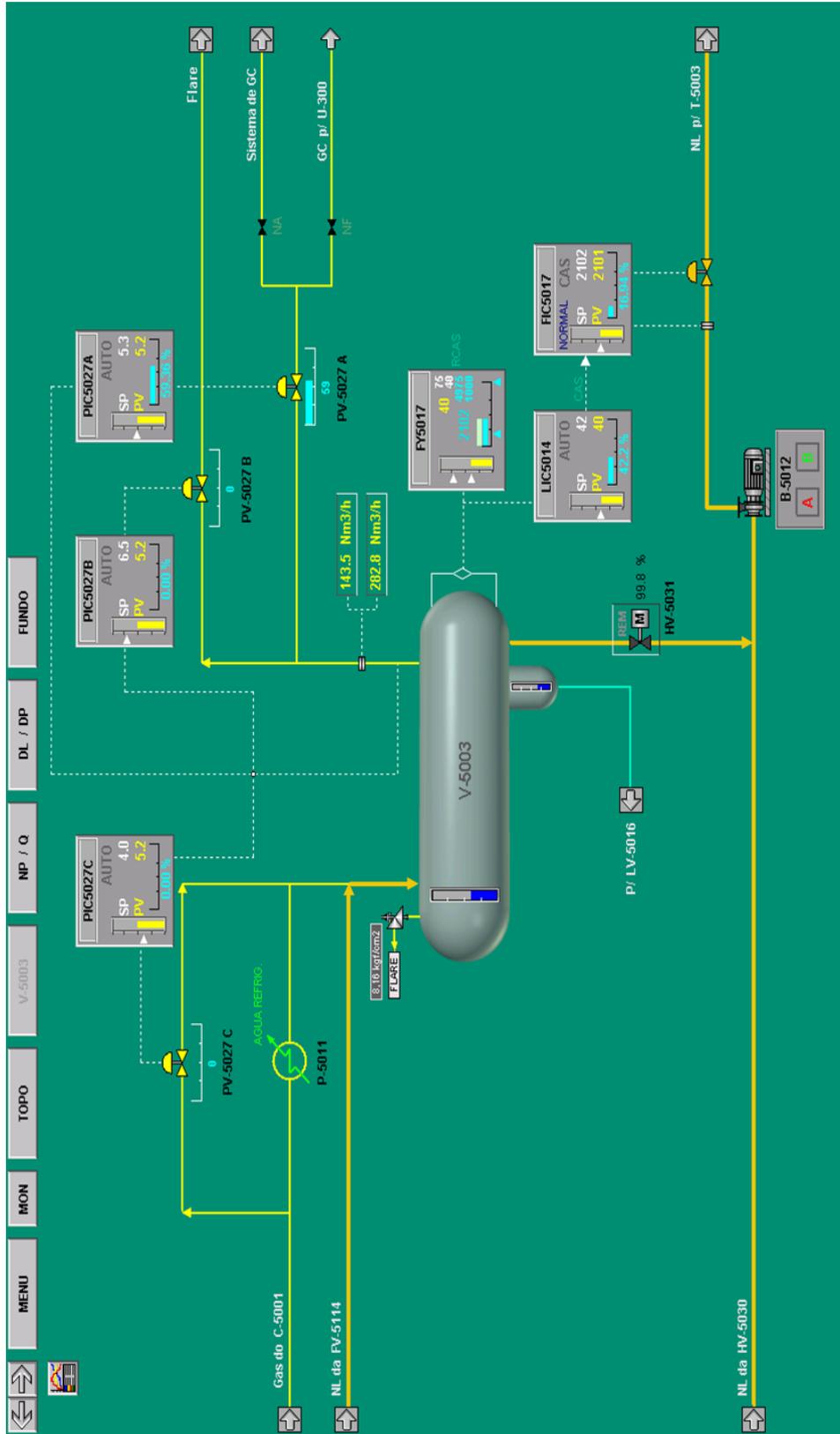
Para o controle de pressão do vaso de topo, a substituição do *split-range* pelo esquema multicontrolado foi rapidamente realizada, devido à grande aceitação desta estratégia para sistemas de pressão por parte da operação da unidade. A estratégia implantada é mostrada na Figura 18.

Figura 15 - Controle de pressão do V-5003 com *split-range* (situação anterior).



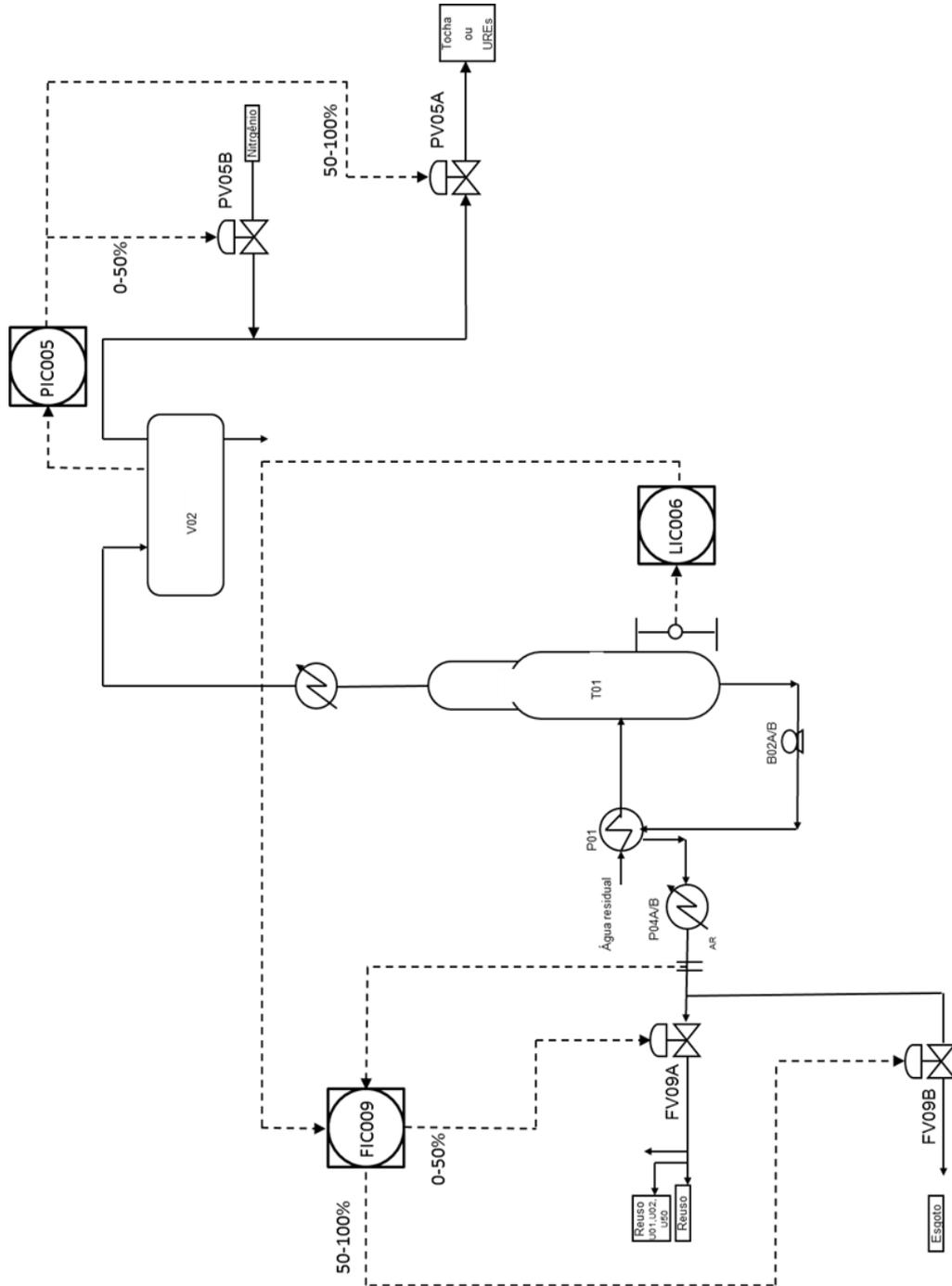
Fonte: LONGHI, 2014b, p. 30.

Figura 16 - Tela de operação para o controle de pressão do V-5003 com a estrutura atual.



Fonte: LONGHI, 2014b p. 31.

Figura 17 - Estratégia de controle original da Unidade de Águas Residuais (UAR).



Fonte: LONGHI et al., 2015, p. 60

Quanto ao controle de nível, a primeira solução considerada foi a criação de um controlador de vazão para cada válvula e a inserção de um seletor manual, conforme pode ser visto na Figura 19. Esta solução, que aparentemente é a mais simples, permite o controle do nível em cascata com qualquer uma das válvulas. No entanto, uma das válvulas tem que operar em manual e a sintonia do LIC (controlador de nível) continua a mesma para ambas as válvulas.

Assim, de modo a evitar que haja uma seleção mantendo os dois FICs em modo cascata, deve-se configurar uma lógica que coloque automaticamente o controlador não selecionado em manual. Este segundo controlador pode ser usado para ajustes esporádicos, do mesmo modo que um controle de posição, para dar mais controlabilidade para a malha selecionada. Se os ajustes forem muito frequentes, deve-se programar um controle de posição para automatizar o sistema.

No entanto, esse controle de posição deve automaticamente ser duplicado para a outra válvula, pois qualquer uma das malhas de vazão poderia ter sido selecionada para a cascata, complicando ainda mais a operação do sistema.

Outro cuidado que se deve ter é com “traqueamento” do sinal devido ao seletor, que fica mais complicado. Percebe-se, então, que a estratégia aparentemente mais simples não é tão simples assim. Isso se deve ao fato de que o seletor não é uma estratégia natural que permita uma clareza de ação e flexibilidade ao processo.

Ao se colocar este elemento (seletor), começa-se a ter necessidade de vários outros elementos *ad hoc* (não naturais) para simular todas as possibilidades de operação não incorporadas nesta “aparente” simplicidade. Em outras palavras, estamos

tornando o sistema complexo sem necessidade, aumentando a possibilidade de erros de configuração e operação.

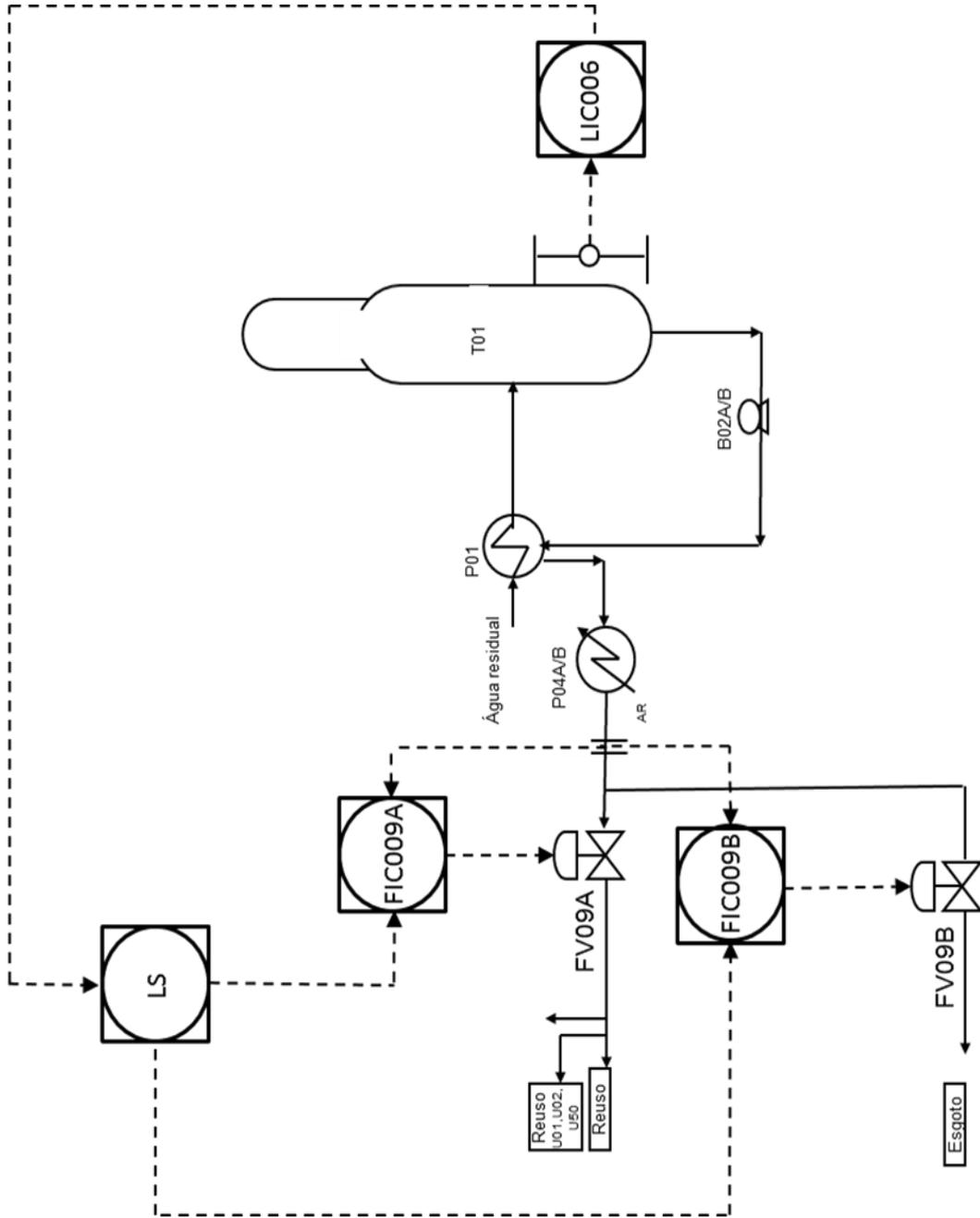
A melhor opção para atender os requisitos do processo de modo elegante e versátil é a inserção de dois controladores paralelos, uma para cada elemento atuador, como pode ser visto na Figura 20. Note que, como a vazão de saída da torre não é uma variável que necessite controle, os controladores de vazão foram eliminados e transformados num indicador de vazão.

Essa estratégia pode parecer inicialmente mais complicada para quem está acostumado com seletores e até mesmo o *split-range*. No entanto, isso é puramente cultural e alguma eventual resistência é rapidamente vencida devido ao fato de facilitar a vida do operador.

A nova estratégia, ao contrário da estratégia da Figura 19, possui apenas dois elementos decisórios (dois controladores), enquanto aquela possui quatro elementos decisórios (três controladores e um seletor).

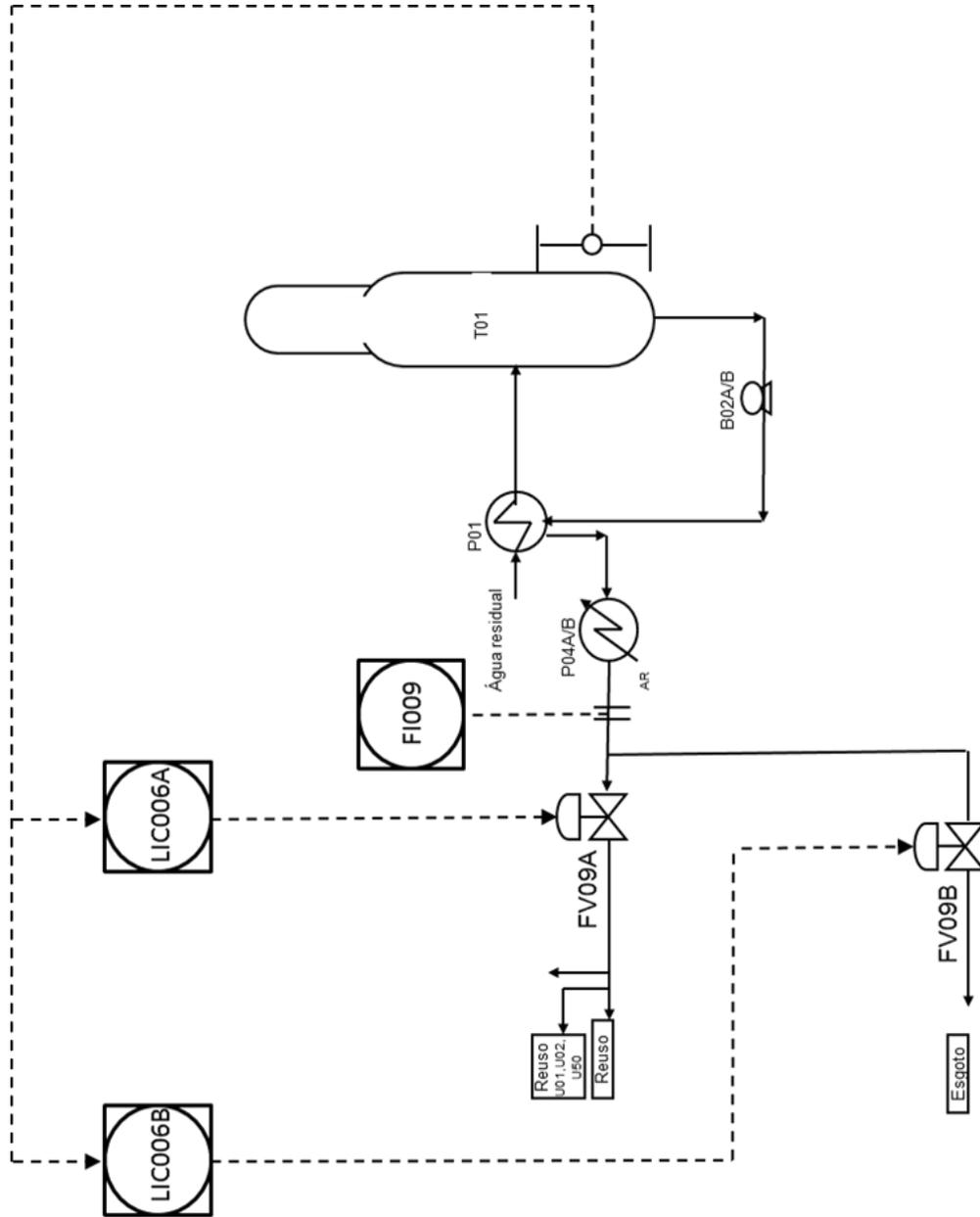
A estratégia da Figura 20 não necessita de nenhuma inserção *ad hoc* para funcionar de acordo com qualquer objetivo de controle. Nesta estratégia, o sistema considera a resposta de cada válvula diretamente no nível, permitindo a sintonia mais adequada a cada malha.

Figura 19 - Estratégia com seletor.



Fonte: LONGHI et al., 2015, p. 61.

Figura 20 - Estratégia final de controle para o nível da T-317001.



Fonte: LONGHI et al., 2015, p. 61.

O “traqueamento” é óbvio, pois os projetos são desacoplados em termos de configuração. A ordem de atuação pode ser escolhida simplesmente pela escolha da diferença entre os *set-points* dos controladores indicadores de nível (LICs). Essa mesma diferença define se haverá uma banda-morta, que pode ser útil no caso de manter uma válvula apenas para fins de emergência, ou atuação em sobreposição, no caso de um controle de nível com erro mínimo (não é o caso neste processo).

Do mesmo modo, o sistema pode operar com apenas uma das válvulas em automático, mantendo a outro controlador de vazão (FIC) em modo manual, assim como operar com as duas válvulas em manual de modo simples e direto. Enfim, uma estratégia natural e fácil de entender que não necessita nenhuma lógica adicional para atingir qualquer objetivo de controle desejado.

5.4 CONTROLE DE POSIÇÃO DE UM FORNO DE COQUEAMENTO RETARDADO

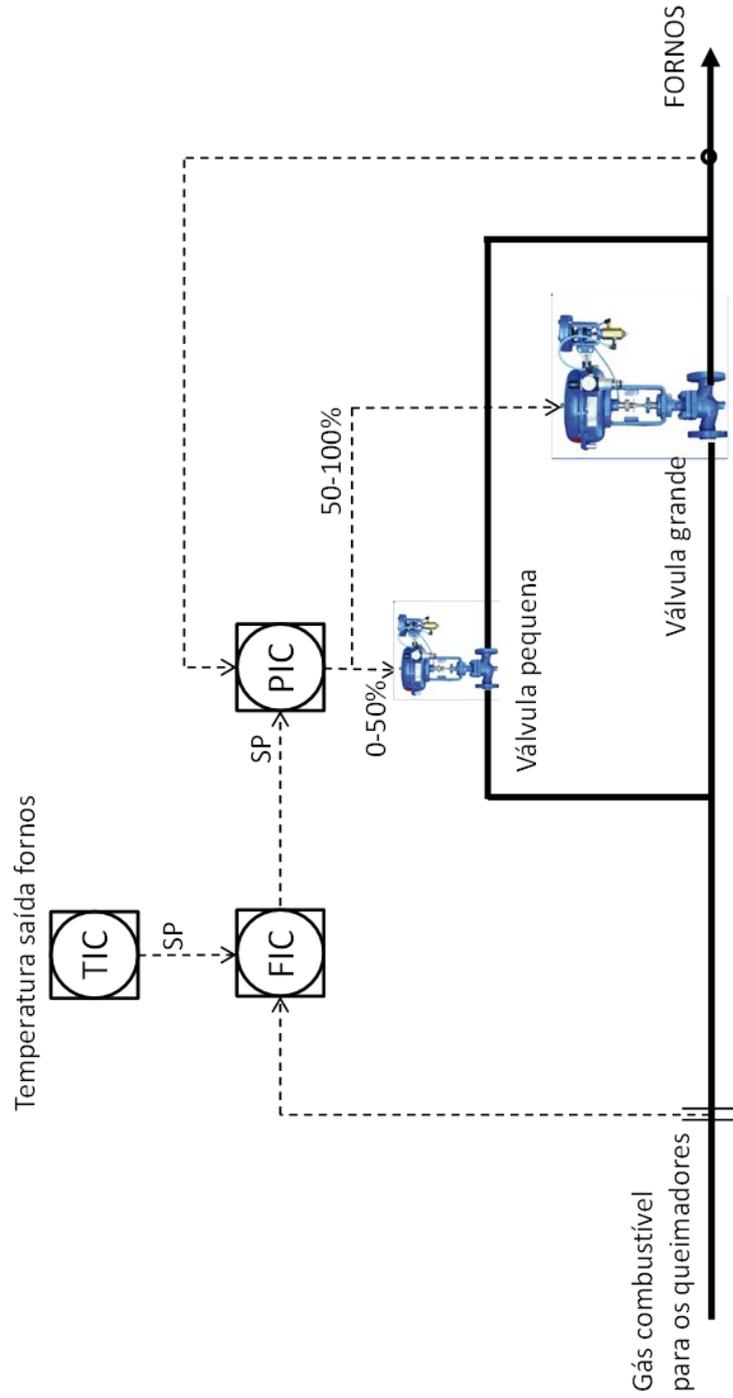
Este exemplo trata de um sistema um pouco mais complicado e que exige um controle mais agressivo. Outra particularidade deste sistema é que as duas válvulas envolvidas no controle têm tamanhos bem diferentes.

O processo tratado nesta seção é um sistema clássico composto por um forno industrial cuja temperatura de saída do fluido de processo é controlada modulando a vazão de gás combustível para os queimadores. De modo a considerar as perturbações que ocorrem na pressão da linha de gás combustível, o controlador de vazão não atua direto nos atuadores, mas sim envia o seu sinal para um controlador de pressão, levando a uma cascata tripla, bastante comum no meio industrial.

O sinal do controlador de pressão modula a vazão de gás combustível através de duas válvulas, de capacidade bastante diferente.

Há uma válvula pequena, capaz de ajustes mais finos e uma válvula grande, que possui mais capacidade de correção, porém com ajustes menos precisos. A estratégia de controle antiga deste sistema é o clássico *split-range*, como pode ser visto na Figura 21.

Figura 21 - Estratégia de controle *split-range* da temperatura de saída dos fornos.



Fonte: O AUTOR, 2014

Diante de tudo que foi exposto neste artigo, fica claro que a estratégia da Figura 21 é inadequada. Ela não permite a operação em manual nem a seleção de qual atuador usar.

No entanto, o pior desta estratégia é que sendo as válvulas muito diferentes, suas respostas aos controladores da hierarquia superior da cascata, indicador controlador de pressão (PIC), FIC e indicador controlador de temperatura (TIC), também o são. Em diversos momentos, quando a saída do controlador ultrapassa 50% e o atuador é comutado, o sistema passa a oscilar devido à diferença de ganho entre os atuadores.

É imperativo ao bom desempenho a inserção de mais controladores neste sistema de modo a considerar o modo de agir diferente de cada atuador! Uma possível solução seria a duplicação e paralelização dos sistemas de controle, um para cada atuador. Isso resultaria em um sistema com seis controladores.

No entanto, este sistema tem outro objetivo que não foi considerado na estratégia da Figura 21. Este objetivo pode ser enunciado como: “É desejável usar, sempre que possível, a válvula pequena (ajuste fino) para o controle de pressão”. Assim, a válvula grande não objetiva o controle de pressão diretamente, mas sim permitir que a válvula de ajuste fino opere bem. Isso pode ser feito com pequenos e lentos ajustes na válvula grande de modo que a posição da válvula pequena fique sempre na faixa central de operação.

Assim, pode-se eliminar o split-range e reconfigurar o sistema de controle para controlar a pressão apenas com a válvula pequena. A válvula grande agora passa a controlar, de modo bastante lento, a posição da válvula pequena. Esse modo de controle é conhecido como controle de posição e o seu esquema é mostrado na Figura 22.

O esquema da Figura 22 possui quatro controladores ao invés dos seis necessários à paralelização e tem potencial para funcionar tão bem quanto, com a vantagem de ser mais fácil de implantar e sintonizar os controladores. Isso se deve ao fato que há dois objetivos distintos e cada um destes foi atrelado a um atuador, ou seja, houve um desacoplamento das malhas.

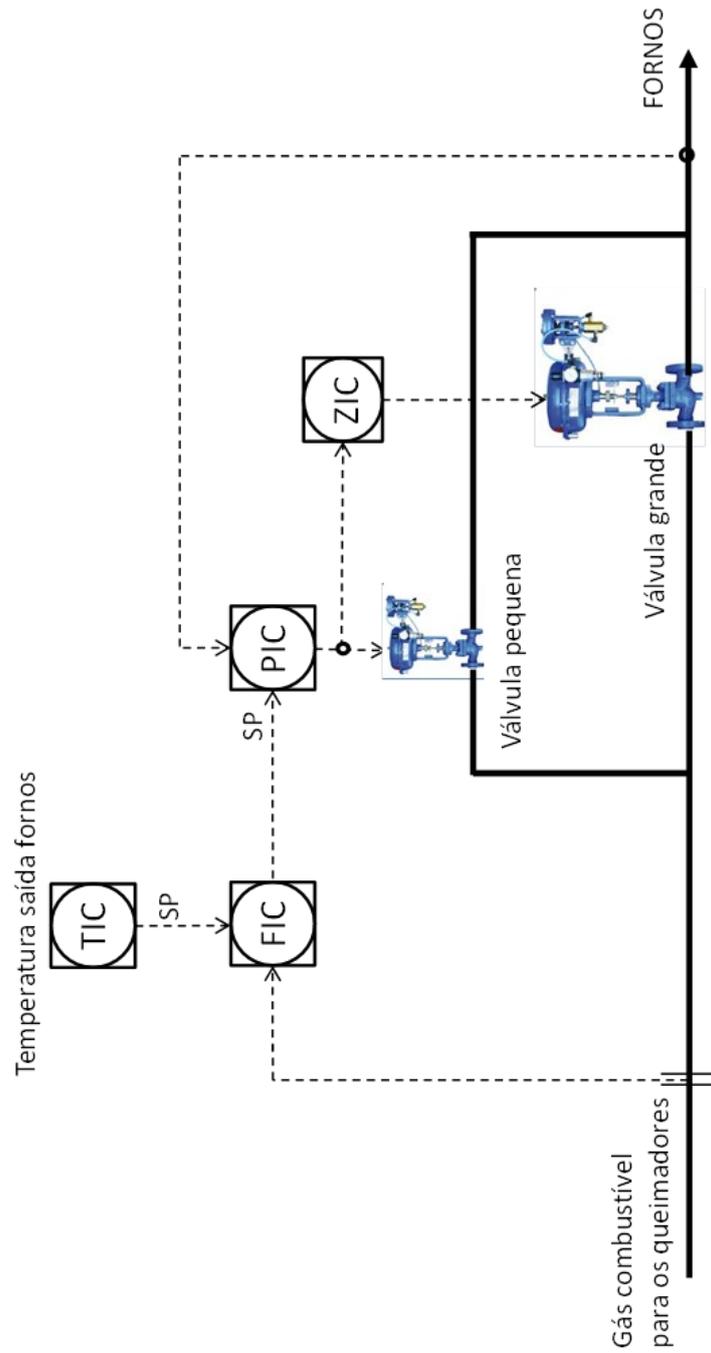
Apesar de o sistema agora ser MIMO, a heurística foi igualmente seguida no projeto da estrutura de controle. Se as válvulas fossem parecidas e o único objetivo fosse o controle da cascata, o controle de posição poderia não ser tão interessante e a paralelização dos sistemas seria a solução mais indicada.

5.5 CONTROLE DE TEMPERATURA DE SAÍDA DE UM REATOR DE HIDROGENAÇÃO SELETIVA DE NAFTA.

Este exemplo trata de um sistema de controle de temperatura de saída de um reator de hidrogenação seletiva (reator SHU) de uma unidade de dessulfurização de nafta. Este sistema contava originalmente com um controle de temperatura através da regulação da proporção da vazão de saída deste reator que passa por um trocador de calor. Isso era feito originalmente com duas válvulas que recebiam um sinal simultâneo e invertido de um mesmo controlador, similar ao esquema da Figura 9d.

O problema deste controle era que os dois atuadores tinham tamanhos diferentes e também possuíam efeitos estáticos e dinâmicos muito diferentes na temperatura controlada. Diversas tentativas de sintonizar e fechar a malha deste sistema com o esquema original, realçado pelo quadrado vermelho na Figura 23, foram infrutiferamente conduzidas.

Figura 22 - Estratégia de controle da temperatura de saída dos fornos com controle de posição na válvula grande.



Fonte: O AUTOR, 2014.

Assim, primeiramente, tentou-se minimizar o comportamento não linear desta operação simultânea ajustando a curva de saída do controlador para o mapeamento assimétrico da Figura 24. Essa figura foi inserida no próprio sistema digital de controle distribuído (SDCD) para que os operadores entendessem o comportamento da malha de controle.

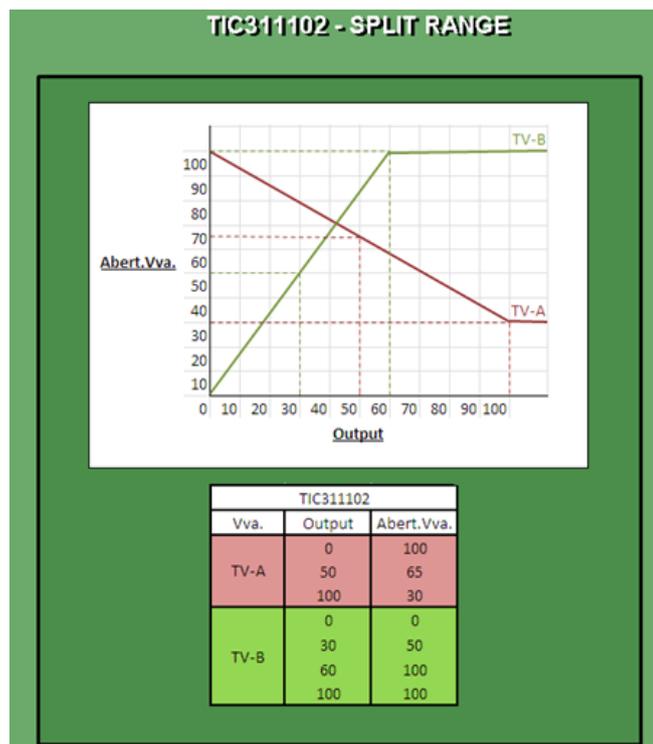
No entanto, qualquer mudança de mapeamento, por mais cuidadosa que seja, tem potencial apenas para atenuar as não linearidades estáticas. Este sistema, em particular, apresentava respostas dinâmicas muito diferentes em cada atuador. Ou seja, a mudança de mapeamento era ineficaz para controlar a temperatura usando ambas as MVs. Novamente, se quisermos considerar a ação adequada de cada atuador na temperatura, temos que seguir a heurística fundamental e usar dois controladores diferentes. Essa alteração foi realizada durante uma parada da unidade e é ilustrada na Figura 25.

Esta figura mostra a estratégia atual implantada na nova tela da unidade, agora, de acordo com o padrão definido pela famosa *Engineering Equipment and Materials Users' Association*, também conhecido como padrão EEMUA. Cada controlador foi sintonizado de acordo com a sua dinâmica, resultando em parâmetros muito diferentes. Apenas para termos uma ideia, o TIC311102A possui tempo integral de 150 segundos e o TIC311102B de 25 segundos.

Isso deixa claro que o *split-range* não teria como operar bem, pois seria equivalente a usar ambos controladores com a mesma sintonia. Como este sistema não pode operar com banda-morta, optou-se por deixar uma diferença entre os *set-points* de 0,5 C.

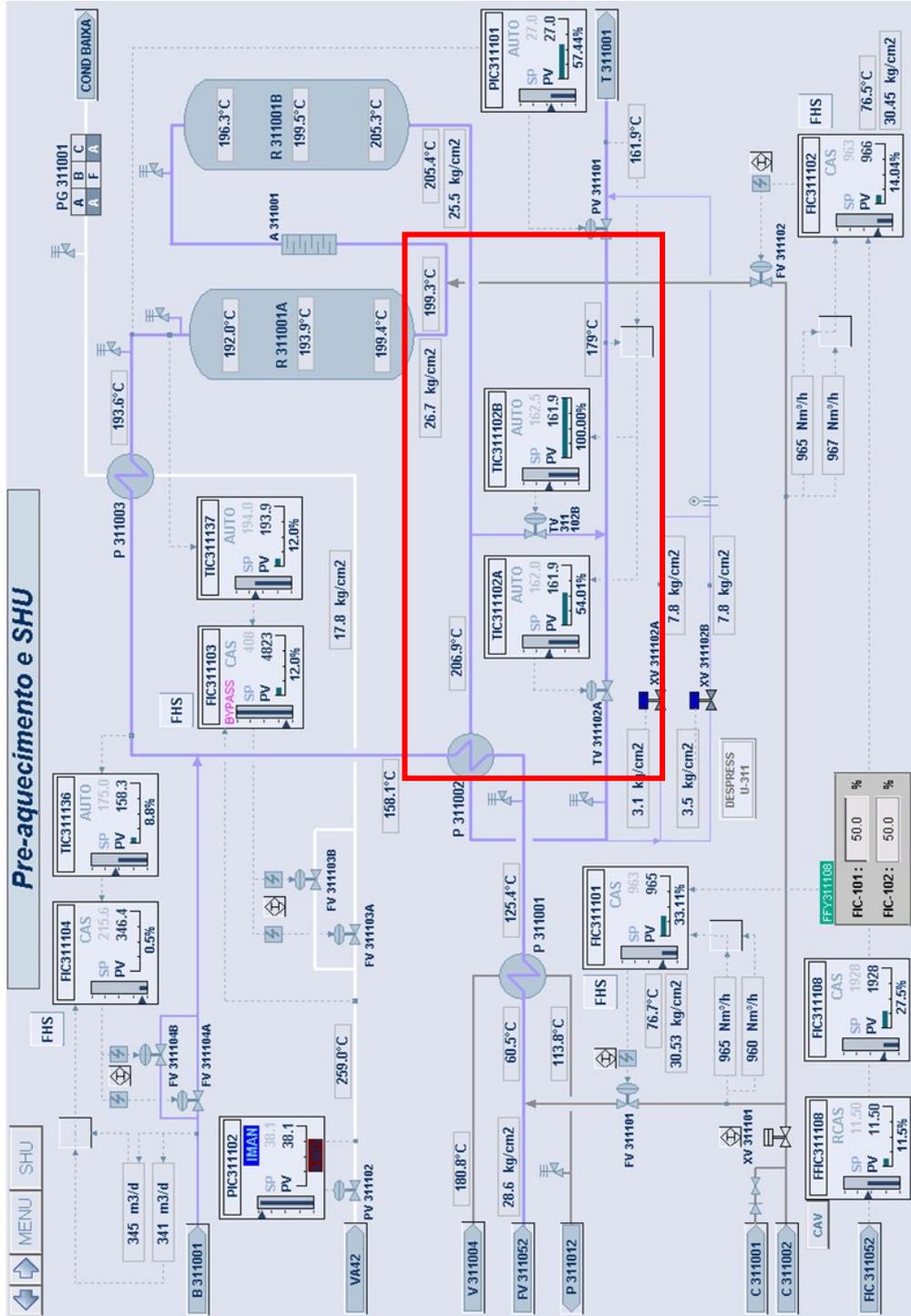
Desde sua alteração, ambos os controladores têm operado em malha fechada com variabilidade máxima menor que 1° C na temperatura, variação muito menor que a obtida com apenas um controlador com *set-point* fixo. Um teste de desempenho é mostrado na Figura 26.

Figura 24 - Mapeamento da saída do controlador único alterado.



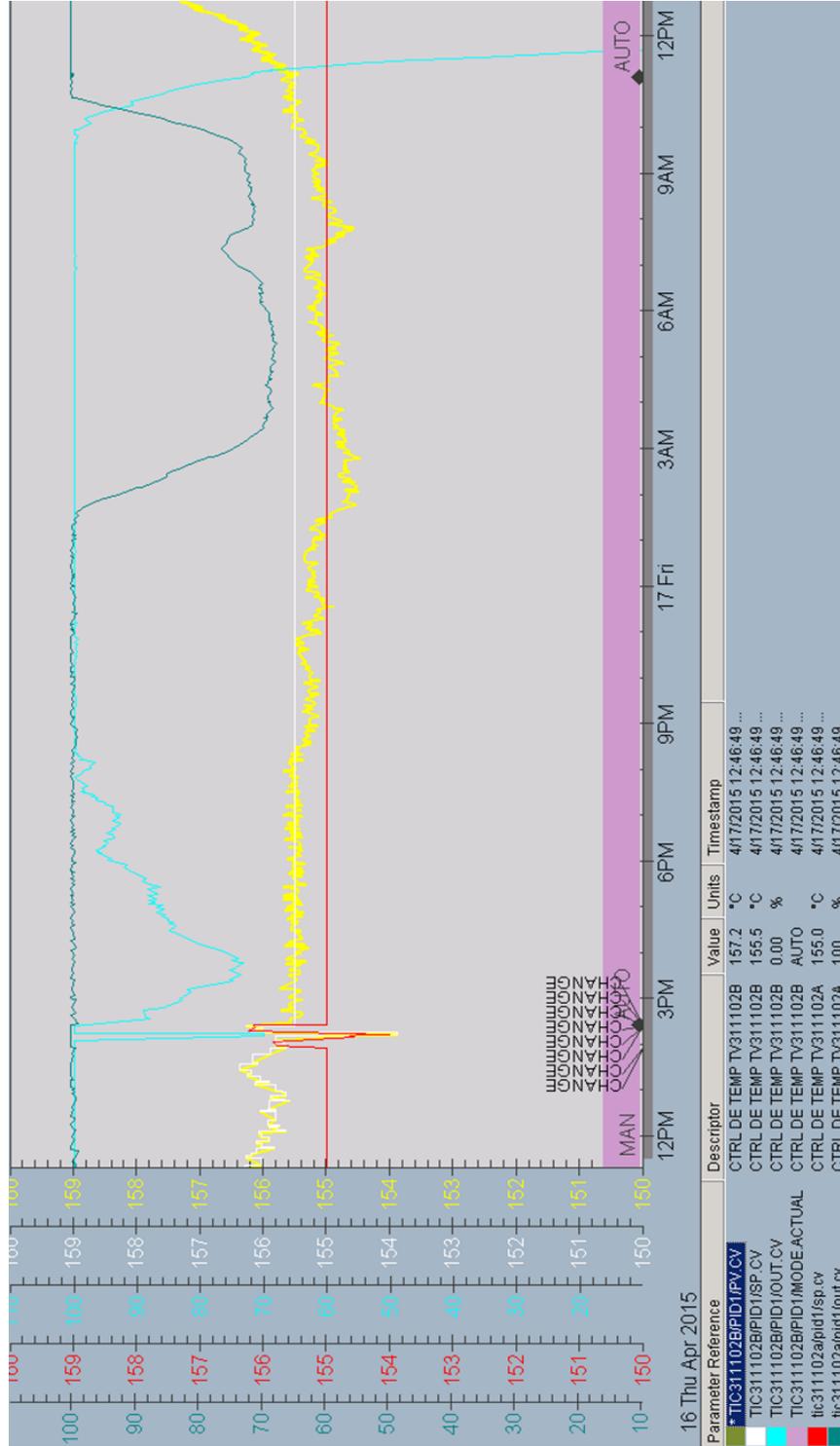
Fonte: O AUTOR, 2015.

Figura 25 - Tela de operação com a estrutura de controle adequada.



Fonte: O AUTOR, 2016.

Figura 26 - Teste de desempenho do sistema multicontrolado.



Fonte: O AUTOR, 2016.

Na Figura 26, a temperatura controlada é a linha amarela e os dois *set-points* são as linhas branca e vermelha. As ações de controle dos atuadores A e B (movimento das válvulas) são mostradas nas linhas verde-clara e escura, respectivamente. Na figura, podemos ver, logo após o teste de identificação (ver indicações “CHANGE” na abcissa), que a malha foi fechada e a temperatura mantida entre os dois *set-points*, com pequenas violações deste.

Ambas as válvulas foram usadas e observa-se uma pequena sobreposição quando da transição de um atuador para o outro. No final do teste, ocorre um problema operacional que faz com que a temperatura perca o controle (e as MVs saturem). No entanto, até mesmo nesse ponto, pode-se ver que os atuadores operaram de forma rápida e simultânea, conforme o esperado.

73

6 CONCLUSÃO

Neste artigo, apresentamos uma heurística simples e de validade bastante ampla para o projeto de estruturas de controle de sistemas MISO e SIMO. Com base nesta regra, realizamos diversas alterações de estratégia para multicontroladores na REFAP, desde os sistemas mais simples de controle de pressão em colunas até controles mais críticos, como temperatura de reatores.

Alguns destes exemplos foram apresentados neste texto. Muitos projetos de estrutura foram replicados para unidades similares, como, por exemplo, os projetos de controle de pressão de vaso de topo de colunas de destilação, as estruturas de controle completas das unidades de águas ácidas e os controladores de nível que, agora, em geral, são projetados com GS já na sua origem ao invés de um PID simples.

Todas as alterações realizadas operam bem desde então. Nenhuma destas opera em manual ou com desempenho inferior, o que mostra a força desta heurística. Nossas unidades operam agora de modo mais seguro e rentável. Como comentado ao longo do texto, o problema de definir a melhor estratégia de controle é o mais antigo e mais mal resolvido da área de controle e automação. Acreditamos ter dado uma contribuição nesta área criando uma nova heurística baseada na observação de estruturas de controle similares da natureza.

ABSTRACT

In this paper we present a fundamental heuristic to design regulatory control structures. This heuristic is historically neglected in systems design with a control objective and multiple manipulated variables, as in the case of systems with multiple control objectives and a single manipulated variable, leading to several misconceptions in the control structure design and the consequent loss of plant performance. In the second part of this paper, we present various modifications carried out in REFAP refinery using this idea.

Keywords: Control Structure. Process Control. Regulatory Control. Process Optimization. Reliability.

REFERÊNCIAS

ALBERTOS, P.; MAREELS, I. **Feedback and control for everyone**. Berlim: Springer, 2010.

AMERICAN SOCIETY OF LANDSCAPE ARCHITECTS. **The sustainable initiative: the case for sustainable landscapes**. Washington, DC, 2009. Disponível em: <[http://landscapeforlife.org/new/downloads/publications/The Case for Sustainable Landscapes_2009.pdf](http://landscapeforlife.org/new/downloads/publications/The%20Case%20for%20Sustainable%20Landscapes_2009.pdf)>. Acesso em: 19 set. 2016.

CRAIG, I. et al. Control in the process industries. In: SAMAD, T.; ANNASWAMY, A. M. (Org.). **The impact of control technology**. [S.l.]: IEEE Control System Society, 2011. p. 21-34

FOSS, A. S. Critique of chemical process control theory. **AIChE Journal**, New York, v. 19, issue 2, p. 209-214, 1973.

FRIEDMAN, Y. Z. Tuning of averaging level controller. **Journal of hydrocarbon processing**, v. 73, n. 3, p. 101-104, 1994.

KING, M. **Process control: a practical approach**. Nova Jersey: Wiley, 2011. 416 p.

LONGHI, L. G. S. Controle de nível pulmão: o problema é a estrutura e não a sintonia. **Controle & Instrumentação**, v. 202, p. 56-59, 2014a.

_____. Uma crítica ao protagonismo dos modelos e dos otimizadores e ao abandono das estruturas de controle. **Petro & Química**, v. 357, p. 29-31, 2014b.

_____ et al. Multicontroladores: uma estratégia mais natural e confiável para sistemas MISO. **Petro & Química**, v. 364, p. 57-61, 2015.

LUYBEN, W. L.; TYREUS, B. D.; LUYBEN, M. L. **Plantwide process control**. Nova York: McGraw-Hill. 1998. 208 p.

MATTOS, A. H. B.; LONGHI, L. G. S. Sobre o uso de técnicas APC e ARC: um estudo ilustrado com uma aplicação industrial. **Petro & Química**, v. 351, p. 39-45, 2013.

SKOGESTAD, S. Self-optimizing Control: the missing link between steady- state optimization and control. **Computers & Chemical Engineering**, [S.l.], v. 24, p. 569-575, 2000.

WADE, H. L. **Basic and advanced regulatory control: system design and application**. 2nd ed. Durham, DC: ISA, 2004.

Luís Gustavo Soares Longhi

Graduação (1993) em Engenharia Química pela UFRGS. Mestrado (1995) em Engenharia Química pela UFSC. Doutorado (2001) em Engenharia Química pela COPPE/UFRJ. Engenheiro de processamento da PETROBRAS desde 2003. Lotação: REFAP/OT - Canoas, RS - E-mail: longhi@petrobras.com.br

Como referenciar este artigo:

LONGHI, Luís Gustavo Soares. Uma heurística fundamental - e normalmente esquecida - para o projeto de sistemas de controle: justificativa e exemplos industriais. **Rev. Técnica da Universidade Petrobras**, Rio de Janeiro, v. 1, n. 4, p. 36-75, jan. 2017. ISSN: 2359-134X.