



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA  
QUÍMICA



# **Metodologia para Substituição de Controladores em *Split-range* por Multicontroladores**

*Autor: Mirian de Moraes Tedesco*

*Orientador: Prof. Dr. Pedro Rafael Bolognese Fernandes*

*Co-orientador: Eng. Luís Gustavo Soares Longhi*

Porto Alegre, julho de 14

Sumário

Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Tabelas	vii
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	3
2.1 <i>Split-range</i>	3
2.1.1 Split-range de ação sequencial	4
2.1.2 Split-range em overlapping	5
2.1.3 Split-Range simultâneo	6
2.2 Controle Multivariável	6
2.2.1 Análise de estabilidade dos sistemas Multicontrol	7
2.2.2 Sistemas MISO	10
3 Metodologia	11
3.1 Ferramentas utilizadas	11
3.2 Caso 1- Plantas idênticas, variáveis manipuladas de igual importância	12
3.3 Caso 2- Plantas idênticas, ação preferencial de uma MV.	13
3.4 Caso 3 - Ação sequencial inversa	14
3.5 Caso 4 - sistemas com atuadores diferentes (ganho e dinâmica)	15
3.6 Análise de estabilidade	16
4 Resultados - Simulações	19
4.1 Caso 1	19
4.2 Caso 2	20
4.3 Caso 3	22
4.4 Caso 4	24
5 Resultados - Estudo de caso	28
5.1 Controle de pressão do topo	29
5.2 Controle do nível da torre retificadora em cascata com duas válvulas de saída	31
5.3 Comparação e resultados	33
6 Conclusões e Trabalhos Futuros	35
7 Referências	37

## **Agradecimentos**

Gostaria de agradecer em especial a minha família e amigos a compreensão por todas as horas ausentes e pelos momentos de cansaço.

Gostaria de agradecer aos colegas de trabalho do turno a trocas de horário que possibilitaram a realização deste trabalho.

Gostaria de agradecer também, aos colegas da gerência de automação que sempre estavam dispostos a fornecer todo conhecimento que precisasse e a toda comunidade da UFRGS pelo seu espaço, dedicação de funcionários e fontes de conhecimento.

Um agradecimento em especial aos meus orientadores prof. Pedro Rafael Bolognese Fernandes e ao Eng. Luís Gustavo Soares Longhi que me guiaram corretamente na construção deste trabalho, sugerindo sempre melhorias e me motivando sempre! Ao colega e grande amigo Rafael Neves pela companhia e ajuda com os *softwares* utilizados.

## Resumo

Em função das dificuldades de sintonia e impossibilidade de atuação individual das variáveis manipuladas da estratégia *Split-range* encontrados na prática, foi proposta neste trabalho uma metodologia para substituição desta por uma estratégia de controle multivariável, chamada aqui de *multicontrol*, para sistemas onde se tem um objetivo de controle e duas ou mais variáveis manipuladas (sistemas *MISO*). O objetivo desta proposta é o aumento do desempenho do sistema de controle, assim como da flexibilidade operacional. O trabalho restringiu-se a quatro casos típicos da indústria de processos: No caso 1 e 2 as plantas podem ser representadas por funções de transferência idênticas, porém no caso 2 uma das plantas tem ação preferencial. No caso 3 as plantas possuem ganhos invertidos, situação comumente encontrada em malhas de pressão. Por fim no caso 4, as plantas são diferentes (ganho e dinâmica), sendo proposto também um controle de posição. Além disso, aplicou-se a metodologia em um caso real de planta. Através de simulações, mostra-se que é possível utilizar o multicontrol no lugar do *Split-range* com vantagem em termos de operação, manutenção, momento em que é necessário o controle individual em manual do atuador, e sintonia do controle das plantas. A metodologia proposta atendeu os objetivos de cada caso simulado, assim como do sistema real. Nos casos 1, 2 e 3 foi verificada uma equivalência das estratégias em termos de desempenho, já no caso 4 o desempenho do multicontrol foi melhor. O controle de posição permitiu que os atuadores não saturassem, entretanto para grandes distúrbios ele não se demonstrou eficiente. Para todos os casos com a estratégia multicontrol é possível utilizar de forma individual cada atuador, a critério da operação.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2.1:</b> Diagrama de blocos do processo com controle <i>feedback</i> . Adaptado de Åström and Hägglund, 2006.....	3
<b>Figura 2.2:</b> Controle de pressão em <i>Split-range</i> (Fonte: Campos e Teixeira,2006) .....	4
<b>Figura 2.3:</b> <i>Split-range</i> de ação sequencial direta .....	5
<b>Figura 2.4:</b> <i>Split-range</i> de ação sequencial inversa .....	5
<b>Figura 2.5:</b> <i>Split-range</i> em <i>overlapping</i> .....	6
<b>Figura 2.6:</b> Mistura de correntes em linha. Adaptado de (Seborg, 2011) .....	7
<b>Figura 2.7:</b> Sistemas 2X2, baseado em Seaborg 2011.....	7
<b>Figura 2.8:</b> Diagrama de blocos para esquema 2X2 de multicontrol (Fonte Seborg, 2011)8	8
<b>Figura 2.9:</b> <i>Feedback</i> oculto (Fonte Seborg, 2011) .....	9
<b>Figura 3.1:</b> Estratégia de controle em paralelo .....	11
<b>Figura 3.2:</b> Modelo de configuração realizada no <i>Simulink</i> do controle em <i>Split-range</i> , caso 1 .....	12
<b>Figura 3.3:</b> Modelo de configuração realizada no <i>Simulink</i> do Controle em <i>Split-range</i> , caso 3 .....	15
<b>Figura 3.4:</b> Diagrama de blocos para sistemas MISO .....	16
<b>Figura 4.1:</b> Diagrama do <i>simulink</i> mostrando perturbações realizadas no sistema para os caso 1 e 2 .....	19
<b>Figura 4.2:</b> Controladores em <i>Split-range</i> de ação sequencial direta, caso 1 e 2.....	20
<b>Figura 4.3:</b> Sistema de multicontrol, caso 1 .....	20
<b>Figura 4.4:</b> Sistema de multicontrol com sobreposição, caso 2.....	21
<b>Figura 4.5:</b> Sistema de multicontrol com ação sequencial direta, caso 2.....	22
<b>Figura 4.6:</b> Diagrama do <i>simulink</i> mostrando perturbações realizadas no sistema, caso 322	22
<b>Figura 4.7:</b> Controladores em <i>Split-range</i> de ação sequencial inversa, caso 3.....	23
<b>Figura 4.8:</b> Sistema de multicontrol com ação sequencial inversa, caso 3.....	23
<b>Figura 4.9:</b> Sistema de multicontrol com banda morta, caso 3 .....	24
<b>Figura 4.10:</b> Controladores em <i>Split-range</i> de ação sequencial, caso 4 .....	25
<b>Figura 4.11:</b> Sistema de multicontrol com ação simultânea, caso 4.....	25
<b>Figura 4.12:</b> Controladores em <i>Split-range</i> com ação proporcional de 0.7 .....	26
<b>Figura 4.13:</b> Sistema de controle de posição, caso 4 .....	27
<b>Figura 5.1:</b> Esquema simplificado da Unidade de águas residuais V .....	28
<b>Figura 5.2:</b> Controle de pressão em <i>Split-range</i> da T-317001 .....	29
<b>Figura 5.3:</b> Controle de pressão com multicontrol na T-317001 .....	30
<b>Figura 5.4:</b> Controle de nível da T-317001 em <i>Split-range</i> .....	31
<b>Figura 5.5:</b> Estratégia do controle de nível com seletor .....	32

<b>Figura 5.6:</b> Controle de nível da T-317001 com multicontroladores.....	32
<b>Figura 5.7:</b> Gráfico obtido com dados do PI para o comportamento do sistema com a estrutura de controle de nível em <i>Split-range</i> .....	33
<b>Figura 5.8:</b> Gráfico obtido com dados do PI para o comportamento do sistema com a estrutura de controle de nível com multicontroladores.....	34

**Lista de Tabelas**

<b>Tabela 3.1:</b> Configuração dos controladores em <i>Split-range</i> , caso 1 .....	13
<b>Tabela 3.2:</b> Configuração dos controladores para o sistema multicontrolado, caso 1 .....	13
<b>Tabela 3.3:</b> Configuração dos controladores para o sistema multicontrolado, caso 2 .....	14
<b>Tabela 3.4:</b> Configuração dos controladores em <i>Split-range</i> , caso 3 .....	15
<b>Tabela 3.5:</b> Configuração dos controladores para o sistema multicontrolado, caso 4 .....	16
<b>Tabela 3.6:</b> Configuração dos controladores para o controle de posição .....	16
<b>Tabela 3.7:</b> Modelo genérico dos controladores e das plantas .....	17
<b>Tabela 4.1:</b> Modelos das plantas, caso 1.....	19
<b>Tabela 4.2:</b> Modelos das plantas, caso 4 .....	24
<b>Tabela 4.3:</b> Sintonias para sistema multicontrolado, caso 4 .....	25
<b>Tabela 4.4:</b> Sintonias para sistema com controle de posição, caso 4.....	26



## 1 Introdução

Com os avanços dos processos petroquímicos, novas tecnologias foram desenvolvidas com a finalidade de otimizar e maximizar a produção, tornando tais indústrias altamente complexas. O controle e a automação de processos acompanhou este crescimento, a fim de garantir a segurança e a operabilidade das mesmas.

Na história do controle e automação de processos, muitas vezes a prática surgiu antes da teoria. As ideias foram sendo desenvolvidas de acordo com as necessidades de processo. Podemos lembrar aqui da substituição dos controladores pneumáticos por eletrônicos, o que permitiu um controle muito mais preciso, mais flexível, com menor custo de implantação e acesso mais fácil.

Dentre as inúmeras estratégias existentes de controle, existe, por exemplo, o controle por faixas ou *split-range*, que consiste em se controlar uma PV (variável de processo) através de um único controlador cuja saída é enviada simultaneamente para dois ou mais atuadores, de acordo com alguma regra de divisão do sinal. A grande vantagem deste modo de controle está em um menor custo de transmissão e de redução no emprego de controladores, o que era de grande importância na época de controladores analógicos e com transmissão pneumática. No entanto, com a tecnologia dos SDCDs (sistema digital de controle distribuído) atuais, estas vantagens são irrelevantes. Assim, este trabalho analisa a substituição desta estratégia por alternativas de custo similar e desempenho superior.

Uma vez que cada atuador apresenta em princípio um efeito diferente na PV, para se usar a estratégia *split-range*, a sintonia do único controlador tem que ser tal que a malha tenha um desempenho aceitável com todos os atuadores, o que pode acabar por penalizar algumas das faixas de operação. Outra dificuldade desta estratégia diz respeito ao controle em modo manual, pois o operador tem que calcular a saída do controlador que vai gerar o sinal de abertura correto, em função da divisão das faixas. Além disso, se um dos atuadores está indisponível, gera-se uma banda-morta indesejada. Conforme discutido anteriormente, a limitação de se usar apenas um controlador para todos os atuadores só se justificava pelo custo, o que não ocorre mais. Mesmo que queiramos atuar somente em uma válvula, é possível se usar vários controladores para a mesma PV, desde que haja uma defasagem entre os valores dos seus *set-points*. Esta estratégia será chamada neste trabalho de multicontroladores da mesma PV.

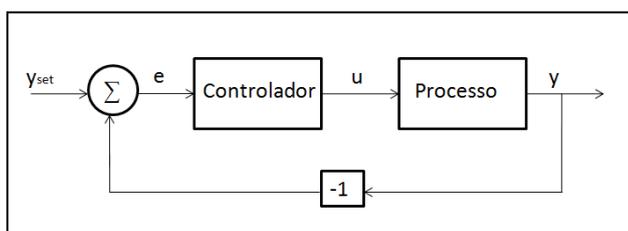
Uma possível justificativa para a persistência do *split-range* é que, sendo a área de controle e automação altamente dependente da evolução tecnológica, à medida que novas tecnologias tornam as anteriores obsoletas, há uma troca de pessoal, natural ou forçada, com conhecimento na nova tecnologia, mas nem sempre com o conhecimento do controle de processos. Isso leva a uma rápida implantação das velhas ideias na nova tecnologia, sem explorar as novas possibilidades que a nova tecnologia oferece. Além disso, muitos projetos de unidades ainda obedecem a padrões antigos de instrumentação e controle, o que retarda o surgimento de melhorias.

Este trabalho tem por objetivo propor uma metodologia para substituição de controladores em *split-range* por multicontroladores, de modo a possibilitar uma sintonia individual de cada malha de controle de acordo com a dinâmica de resposta da PV em relação à sua MV (variável manipulada) e possibilitar a operação em manual de modo simples e direto.

Este trabalho está dividido como segue. No capítulo 2, é feita uma breve revisão sobre controladores em *split-range* e multicontroladores. No capítulo 3 é apresentada a metodologia proposta e as ferramentas utilizadas no trabalho. Os resultados da aplicação da metodologia em alguns casos específicos estão no capítulo 4. E, por fim, o capítulo 5 terá uma breve apresentação da unidade onde foi aplicado o estudo de caso, assim como os resultados desta aplicação. O capítulo 6 traz as conclusões do trabalho, assim como sugestões para trabalhos futuros.

## 2 Revisão Bibliográfica

A ideia de *feedback* ou retroalimentação é extremamente simples e poderosa (ilustrado pelo diagrama de blocos da Figura 2.1), pois pode tanto reduzir os efeitos de distúrbios quanto estabilizar um sistema instável. O processo tem uma entrada, a variável manipulada (MV), designada por  $u$ , que influencia o processo por meio de um atuador, que normalmente é uma válvula de controle ou motor. A saída do processo é chamada de variável de processo (PV) e é designada por  $y$ , a qual é medida por um sensor, os quais estão ambos incluídos no bloco “Processo”. O valor desejado da PV é o *set-point* (SP), designado por  $y_{set}$ . A diferença entre o SP e o PV, isto é,  $e = y_{set} - y$ , é o erro de controle. O controlador PID (proporcional, integral e derivativo) é a forma mais comum de *feedback* (Åström e Hägglund, 2006).



**Figura 2.1:** Diagrama de blocos do processo com controle *feedback*. Adaptado de Åström and Hägglund, 2006

Em situações que os elementos finais de controle não devem ser usados da mesma forma ou com igual prioridade, duas formas possíveis de controle são utilizadas:

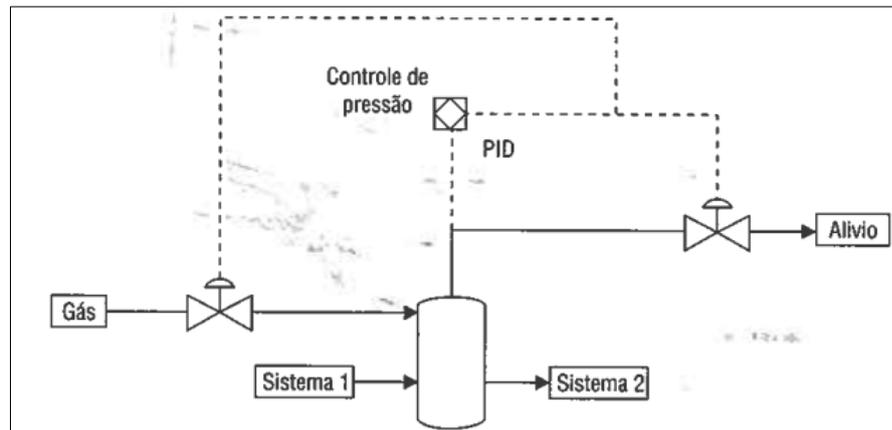
- Controladores separados para cada atuador: Neste caso, utilizam-se *set-points* diferentes para cada controlador de modo a manter um dos elementos finais de controle em um extremo de seu range (Smith, 2011);
- *Split-range*: Neste caso, um único controlador é empregado, mas seu *range* é dividido de maneira a mais de um elemento final de controle receber o sinal de saída deste controlador. Sua aplicação é comum em controladores de pressão, porém muitos controladores de temperatura também são deste tipo (Smith, 2011).

O controle *Split-range* também é, na sua essência, um controle em *feedback*. Porém, diferentemente do sistema retroalimentado simples, duas atuações, ou seja, duas MVs são usadas para o mesmo objetivo de controle. Assim, para o funcionamento normal da malha *feedback*, é necessário que o controlador tenha uma única saída  $u$ , a qual deve passar por um operador lógico, que é, na verdade, um divisor do sinal de  $u$ , sendo cada uma destas divisões do sinal enviada para um dos atuadores físicos.

### 2.1 *Split-range*

Nas décadas iniciais do controle automático de processo na indústria, os controladores PID eram equipamentos físicos (pneumáticos ou eletrônicos) e tinham um alto custo de aquisição e implementação. Então, sempre que possível, se procurava empregar o menor número possível de controladores no projeto de uma unidade. Uma prática que atendia esta demanda, no caso de uma variável controlada por mais de um atuador, era a estratégia *Split-range*. Isso permitia tipicamente que um único controlador atuasse em duas ou mais válvulas diferentes ao mesmo tempo.

Assim, exemplificando para o caso com dois atuadores, dividia-se a faixa de sinal de saída do controlador, de modo a acionar cada um dos atuadores numa certa faixa deste sinal, por exemplo, de 0 a 50% para o atuador “A” e de 50 a 100% para o atuador “B” (Campos e Teixeira, 2006), conforme se pode ver figura 2.2 abaixo. Neste caso específico, o objetivo de controle é manter a pressão do vaso em um determinado valor; para isto utiliza-se de duas ações de controle: uma válvula que admite gás no sistema, aumentando sua pressão para o valor desejado (em caso de variação negativa), e uma segunda válvula que alivia gás em excesso contido no vaso (em caso de aumento da pressão em relação ao valor desejado).

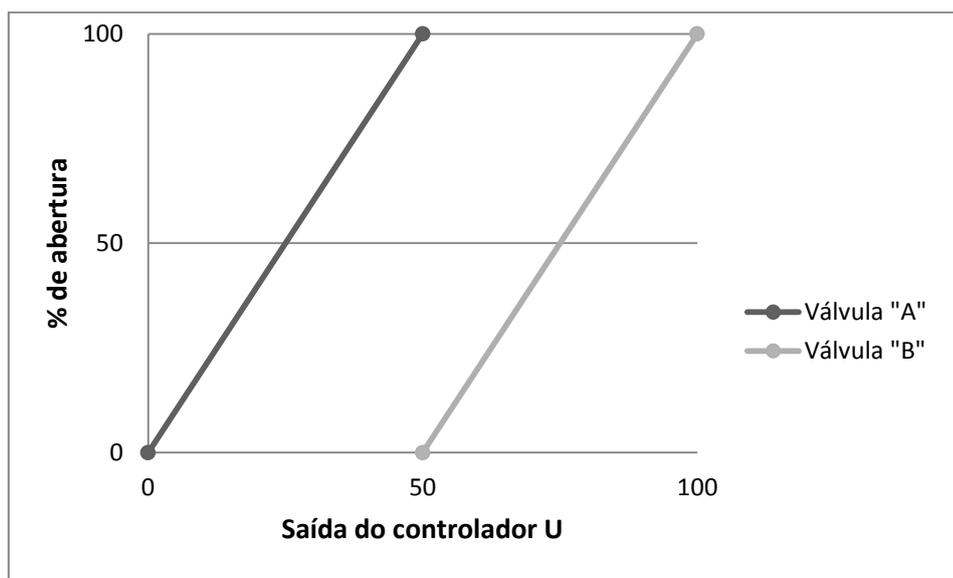


**Figura 2.2:** Controle de pressão em *Split-range* (Fonte: Campos e Teixeira,2006)

Sabe-se que as aplicações de controladores de atuação *Split-range* são largamente utilizadas na indústria atual, não só em controles de pressão e temperatura, mas também de vazão e nível, podendo atuar das maneiras mais diversas, com atuação sequencial direta ou inversa, ou ainda em *overlapping* (sobreposição) e também simultâneo. A atuação simultânea não divide a faixa de saída do controlador, sendo o uso do nome *Split-range* questionável. Neste trabalho, este tipo de atuação será também abordado, por fazer parte do mesmo problema geral de controle.

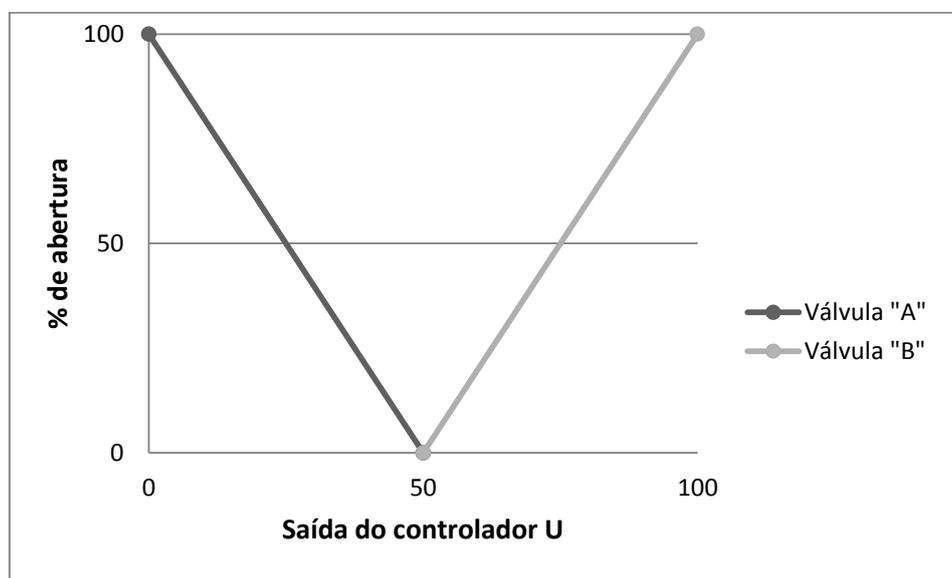
### 2.1.1 *Split-range* de ação sequencial

Neste, o *range* de saída do controlador é dividido de tal maneira que um atuador começa a operar somente quando há a saturação do primeiro elemento de controle (Smith, 2011). Quando a ação do *Split-range* for direta, ambos os atuadores agem no mesmo sentido, ou seja, abrindo qualquer uma das válvulas, a variável de processo se modifica, tendo o mesmo comportamento: incremento, ou decremento. Na figura 2.3 pode-se visualizar tal comportamento.



**Figura 2.3:** *Split-range* de ação sequencial direta

Quando a ação do *Split-range* for inversa (exemplificado na Figura 2.4), temos um comportamento análogo a um controlador de ação direta e outro de ação reversa. Para tornar isto possível no *splitter* (bloco de *software* de interface que tem a função de dividir a saída do elemento de controle), basta que a saída do controlador para uma das válvulas comece atuar de 100% aberta para a posição fechada, enquanto a saída, U do controlador, segue a 100% do seu *range*. É possível ainda configurar uma banda morta entre os atuadores (Smith, 2011).



**Figura 2.4:** *Split-range* de ação sequencial inversa

### 2.1.2 *Split-range* em overlapping

Existe uma sobreposição das faixas de cada atuador, como pode ser visualizado na Figura 2.5. Para um mesmo valor de saída do controlador existem dois ou mais atuadores agindo fora da faixa de saturação. São casos pouco explorados e na literatura. Uma das possíveis aplicações para este tipo de configuração seria para evitar uma mudança abrupta de um atuador para o outro (Smith, 2011).

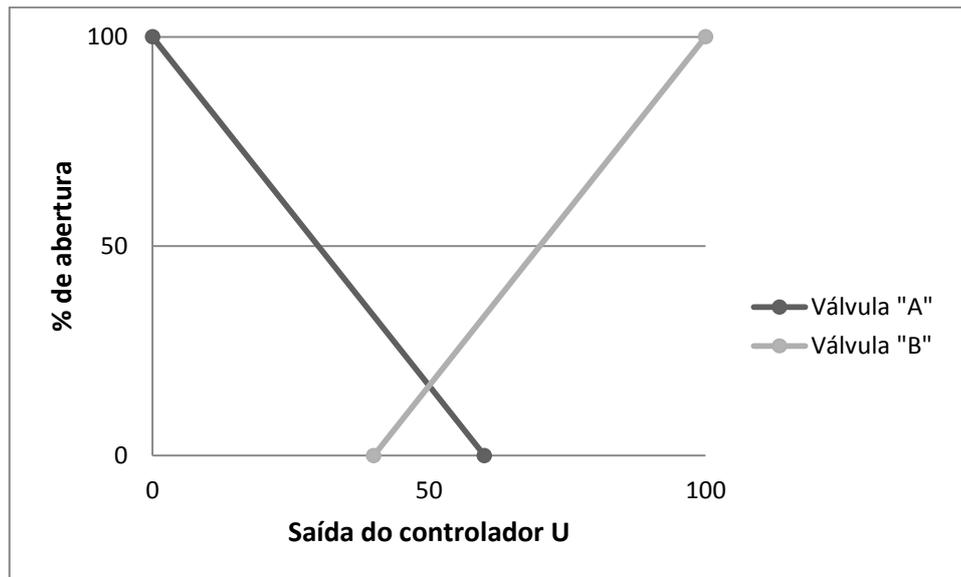


Figura 2.5: Split-range em overlapping

### 2.1.3 Split-Range simultâneo

Há uma duplicação, na prática, do sinal de saída do controlador para que o mesmo possa atuar em duas ou mais válvulas de controle, podendo a ação ser direta ou inversa. Alguns pesquisadores chamam este tipo de controle de dual, pois os atuadores são tratados como uma ação única.

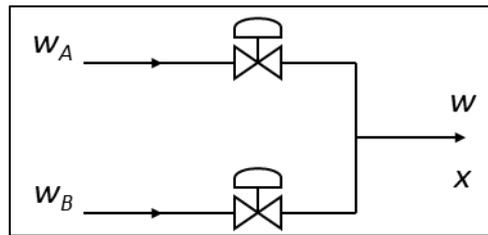
É interessante notar que, apesar de apresentado em alguns livros de controle de processos, há uma ausência de análise de estabilidade e desempenho da estrutura *Split-range*, provavelmente por ser uma solução prática e antiga adotada na indústria que é citada nos livros sem uma análise mais profunda.

## 2.2 Controle Multivariável

A literatura refere-se aos sistemas multivariáveis como sistemas *MIMO* (Seborg, 2011), que é a abreviação dos termos *multiple-input, multiple-output*. Para tais sistemas, mais de uma variável de saída podem ser controladas, e mais de uma variável de processo podem ser manipuladas.

A característica principal destes sistemas diz respeito às interações que ocorrem no processo, pois, ao se alterar as condições de uma variável manipulada, altera-se mais de uma variável controlada. Em geral, a recíproca também é verdadeira: para se alcançar um único objetivo de controle, pode ser necessário se alterar mais de uma variável manipulada (Seborg, 2011).

Por exemplo, considerando-se a mistura de duas correntes:  $W_a$  e  $W_b$ , mostradas na Figura 2.6, ambas contendo as espécies A e B, deseja-se obter uma única corrente de taxa mássica conhecida  $W$ , a qual possua uma fração mássica determinada de A. Alterando quaisquer das correntes de entrada modifica-se tanto a taxa mássica  $W$  como a fração de A em  $W$  (Seborg, 2011).



**Figura 2.6:** Mistura de correntes em linha. Adaptado de (Seborg, 2011)

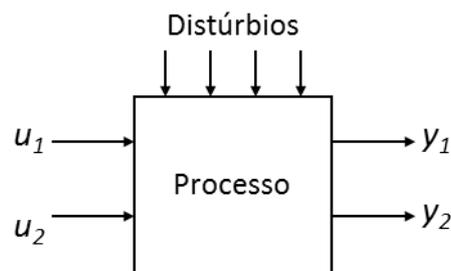
Para tais sistemas, a configuração de controle mais eficaz pode não parecer tão óbvia. Um controle *feedback* simples poderia ser implementado nas correntes  $w_a$  e  $w_b$ , em uma das malhas pode-se, por exemplo, alterar a taxa mássica  $w_a$  e, usando o valor medido de  $W$ , obter o valor de referência deste. Ao mesmo tempo, para atingir o valor desejado de  $X$ , trabalha-se alterando a corrente  $w_b$ , ou vice-versa. Fica claro neste exemplo que dois *loops* simples de controle são formados, o que configura o sistema referido como um controle multivariável. Além disso, parece claro também que há uma interferência entre as duas malhas, podendo levar a instabilidade do sistema formado.

Se as interações de processo forem significativas, mesmo o melhor sistema de *multiloop* (sistemas com mais de um *loop* de *feedback*), pode não ser satisfatório. (Seborg, 2011)

Na prática, a maioria dos sistemas da indústria aproxima os sistemas multivariáveis em sistemas *SISO* (*single-input single-output*). Isto é possível quando as interações existentes no processo podem ser consideradas como distúrbios da planta (Seborg, 2011).

### 2.2.1 Análise de estabilidade dos sistemas Multicontrol

No exemplo anterior, tinham-se dois objetivos de controle e duas variáveis possíveis de serem manipuladas, ou seja, um sistema 2X2, como mostrado na figura 2.7.



**Figura 2.7:** Sistemas 2X2 *multiple input, multiple output*, baseado em Seaborg 2011

Analisando este sistema, as seguintes funções transferências são obtidas:

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = Gp_{11}(s) \quad (2.1)$$

$$\frac{Y_2(s)}{U_1(s)} = Gp_{21}(s) \quad (2.2)$$

$$\frac{Y_1(s)}{U_2(s)} = Gp_{12}(s) \quad (2.3)$$

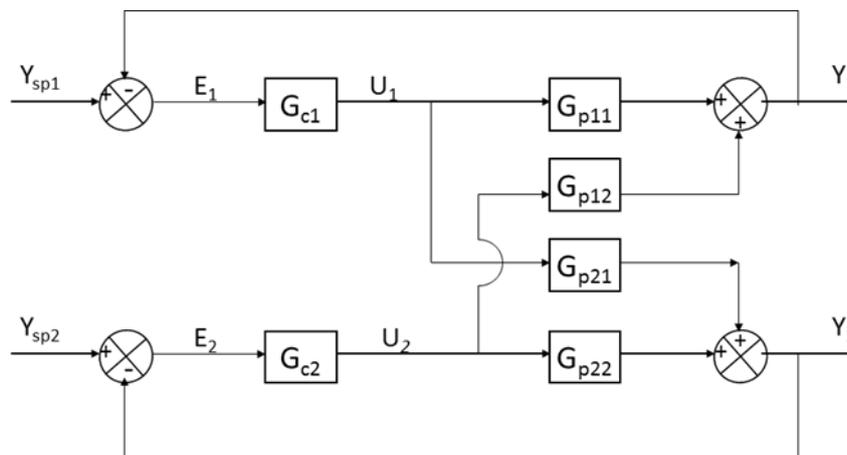
$$\frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = Gp_{22}(s) \quad (2.4)$$

Estas funções representam o efeito causado nas variáveis de controle  $Y_1$  e  $Y_2$  pela atuação de cada variável manipulada. Assim, considerando que os efeitos das mesmas são simultâneos, é necessário se considerar a contribuição de cada variável manipulada na controlada (Seborg, 2011):

$$Y_1(s) = G_{p11}(s)U_1(s) + G_{p12}(s)U_2(s) \quad (2.5)$$

$$Y_2(s) = G_{p21}(s)U_1(s) + G_{p22}(s)U_2(s) \quad (2.6)$$

Para esta situação, podem-se usar algumas formas diferentes de controle. Neste texto será exemplificada apenas uma delas, a fim de evidenciar o efeito das interações presentes em um sistema multicontrolado. Dois sistemas simples de controle *feedback* serão empregados, como apresentado na figura 2.8.

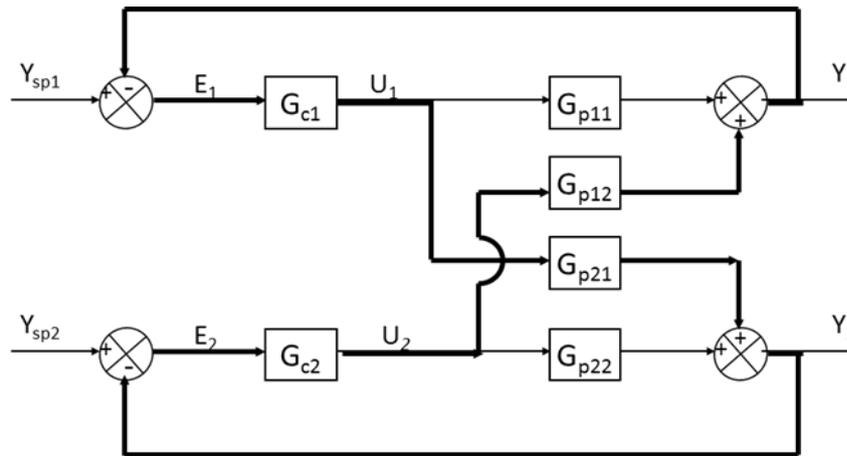


**Figura 2.8:** Diagrama de blocos para esquema 2x2 de multicontrolado (Fonte Seborg, 2011)

Podem-se perceber algumas interações nas malhas; por exemplo, supondo-se que um distúrbio leva  $Y_1$  para um valor distante do seu valor de referência  $Y_{sp1}$ , os seguintes eventos devem acontecer (Seborg, 2011):

1. O controlador da primeira malha  $G_{c1}$  ajusta  $U_1$  para  $Y_1$  retornar para seu set point. Contudo,  $U_1$  afeta  $Y_2$  através da função transferência  $G_{p21}$ ;
2. Desde que  $Y_2$  tenha mudado, o controlador da segunda malha de controle  $G_{c2}$  ajusta  $U_2$  para retornar  $Y_2$  para seu set-point, contudo  $U_2$  afeta  $Y_1$  pela função de transferência  $G_{p12}$ .

Assim, essas ações de controle vão se sobrepondo até que um novo estado estacionário seja atingido. Essas interações podem ser consideradas como o efeito de uma terceira malha de controle “oculta”, como mostrado na Figura 2.9.



**Figura 2.9:** Feedback oculto (Fonte Seborg, 2011)

Este terceiro *loop*, contendo as funções  $G_{c1}$ ,  $G_{c2}$ ,  $G_{p12}$ ,  $G_{p21}$  pode causar dois problemas potenciais (Seborg, 2011):

1. Pode a desestabilizar o sistema em malha fechada;
2. Torna a sintonia destes controladores mais difícil.

A fim de evidenciar a função de transferência de  $U_1$  para  $Y_1$ , é necessário definir se  $G_{c2}$  está em modo manual ou automático. Caso esteja em manual,  $U_2$  tem valor fixo, logo a função transferência resulta em:

$$\frac{Y_1}{U_1} = G_{p11} \quad (2.7)$$

Caso as duas malhas de controles estejam em automático, a contribuição do segundo *loop* deve ser adicionada:

$$Y_1 = G_{p11}U_1 + G_{p12}U_2 \quad (2.8)$$

Considerando que  $Y_{2sp} = 0$  e usando a equação vinda do sistema diagrama de blocos,

$$Y_2 = \frac{G_{p21}U_1}{1+G_{c2}G_{p22}} \quad (2.9)$$

O sinal do segundo *loop* vindo do primeiro *loop* é:

$$G_{p12}U_2 = -G_{p12}G_{c2}Y_2 \quad (2.10)$$

Substituindo a equação 2.13 em 2.11, e 2.12 em 2.13 tem-se a função transferência entre  $Y_1$  e  $U_1$  com ambas as malhas fechadas:

$$\frac{Y_1}{U_1} = G_{p11} - \frac{G_{p12}G_{p21}G_{c2}}{1+G_{c2}G_{p22}} \quad (2.11)$$

Estes resultados têm implicações importantes para o ajuste dos controladores porque indicam que os dois controladores não devem ser sintonizados de forma independente. (Seborg, 2011)

### 2.2.2 Sistemas MISO

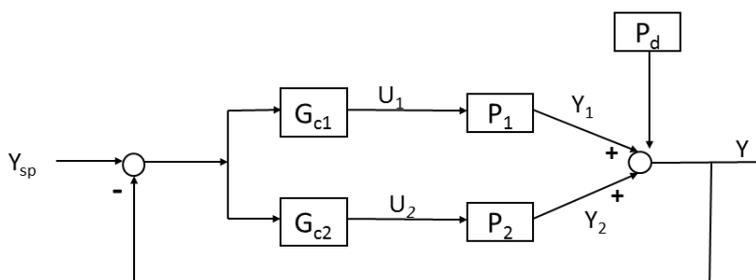
Segundo Rico-Azagra (2014), sistemas em que várias entradas são utilizadas para controlar uma única saída são referenciados na literatura com diversos nomes, mas podem ser simplesmente chamados de sistemas MISO (*multiple-input single-output*). Exemplos típicos de sistemas deste tipo são aqueles em que duas bombas, uma bomba e uma válvula, ou em que duas ou mais válvulas são utilizadas como atuadores para controle de pressão ou um controle de nível. Na realidade, sempre que se fizer uso de mais de uma variável manipulada para a realização de um único objetivo de controle, por exemplo, o nível de uma torre, a pressão de um vaso de topo, a temperatura de um reator entre outros, está se trabalhando com um sistema MISO (Rico-Azagra, 2014).

Segundo Rico-Azagra (2014), classifica-se as estratégias de controle para sistemas MISO em estratégias contribuintes e não contribuintes. As estratégias não contribuintes seriam estratégias onde a lei de controle é projetada para um sistema SISO (*single-input single-output*) equivalente. Para isto, a saída do único controlador é dividida entre os diversos canais com capacidade de atuar naquela faixa de saída do controlador. O controle *Split-range* é o mais representativo desta categoria.

As estratégias contribuintes tem a ideia de melhorar o desempenho de controle utilizando de forma otimizada cada canal, considerando as limitações das variáveis manipuladas. Na literatura, estes sistemas aparecem com algumas designações diferentes, tais como, citam-se os sistemas de multicontrolador paralelos e o controle de posição de válvulas. Rico-Azagra (2014) propõe um método de ajuste dos sistemas MISO usando bandas (faixas) de sensibilidade, de forma a selecionar o controlador mais adequado para cada faixa de frequência.

### 3 Metodologia

Considerando os problemas oriundos da utilização de controle *Split-range*, como a impossibilidade de operação em manual e falta de sintonia individual para cada elemento final de controle, propõe-se neste capítulo, uma metodologia para a substituição dos mesmos por um sistema multicontrolado, levando em consideração a necessidade de maior flexibilidade operacional e um melhor desempenho da malha. Como pode ser visto na Figura 3.1, a proposta do trabalho é inserir um controlador individual para cada planta, no qual a entrada de ambos controladores é o próprio erro (sinal de referência  $Y_{sp}$  subtraído do valor de saída  $Y$ ).



**Figura 3.1:** Estratégia de controle em paralelo

#### 3.1 Ferramentas utilizadas

Para as simulações dos estudos de caso foi utilizada a ferramenta *Simulink* do software MATLAB R2012a versão 7.14 desenvolvido pela empresa MathWorks. O MATLAB é um programa que tem uma linguagem de alto nível e um ambiente interativo para computação numérica, visualização e programação. Ele permite analisar os dados, desenvolver algoritmos e criar modelos e aplicações.

No presente trabalho foi necessária à simulação de controladores em *Split-range* e multicontroladores para controle de plantas, representadas no *software* por funções transferências simples. Isto foi permitido pela ferramenta *Simulink*, que possui um ambiente de diagrama de blocos para a simulação de vários modelos. O *Simulink* fornece também um editor gráfico, onde foi possível a comparação dos resultados obtidos. Além disso, ele possui uma extensa biblioteca de blocos personalizáveis para a modelagem e simulação de sistemas. Entre suas principais características, de relevância para o trabalho, destaca-se aqui:

- Editor gráfico para a construção e gestão de diagramas de blocos;
- Bibliotecas de blocos pré-definidos para a modelagem de sistemas de tempo contínuo;
- *Scopes* para exibição de dados para visualização de resultados de simulação.

Para coletas de dados do estudo de caso industrial e comparação do sistema de projeto em *Split-range* com o novo sistema implementado de controle por multicontroladores foi utilizado o software PI (Plant Information).

O PI é um sistema de gerenciamento de informações, que coleta dados do processo de diversas fontes, os armazena num banco de dados históricos e os disponibilizam através de diversas formas de representação. Na REFAP, local onde o estudo de caso foi

realizado, o *software* usado, como já comentado antes, é o PI da OSI Software Inc. O PI nos permite analisar, rastrear e monitorar a operação de plantas industriais, podendo visualizar tanto os dados de tempo real como o histórico da planta.

Para aplicação prática do sistema multicontrolado no estudo de caso foi utilizado o SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído) Delta V, fabricado pela Emerson Inc.. O sistema como um todo compreende aspectos de *hardware* e *software*. A automação de processos digitais é conseguido usando a arquitetura PlantWeb que permite a integração de *hardware* do processo, dispositivos de campo e as comunicações necessárias. Ligações fortes com Microsoft resultaram em um sistema com funcionalidades do Windows e isso é evidente no seu sistema de *displays*. (Johnson e Moradi, 2006)

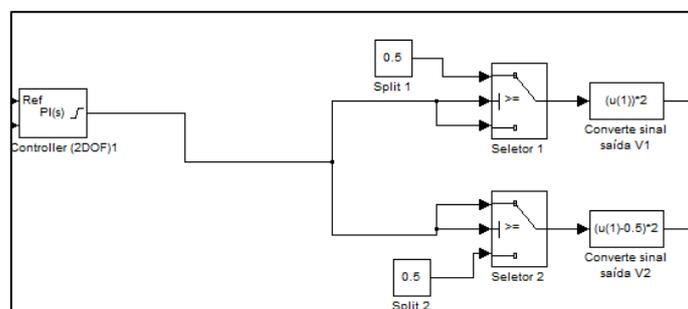
O controlador PID dentro deste sistema, assim como o bloco *splitter* e outros que podem ser configurados e programados no *software* como blocos de função.

Sabe-se que existe uma grande variedade de formas de controle em *Split-range*, como apresentado no capítulo 2, porém neste trabalho serão abordados quatro casos de interesse industrial envolvendo malhas comumente encontradas no controle de processos petroquímicos.

### 3.2 Caso 1- Plantas idênticas, variáveis manipuladas de igual importância

Neste caso têm-se duas plantas idênticas, ou seja, a situação na qual a atuação das variáveis manipuladas tem efeito igual na variável de controle. Este é caso, por exemplo, do controle do nível de um tanque através de válvulas iguais. Também se assume que ambas as MV's tem igual peso/importância, não existindo preferência por nenhuma das mesmas. Neste caso, o foco está em mostrar a equivalência das estratégias *Split-range* e multicontrolado, principalmente com relação ao desempenho do controlador.

O *Split-range* é configurado no *Simulink* através de blocos seletores automáticos (*switch*), que permitem a passagem do sinal de entrada superior caso a condição da entrada intermediária seja satisfeita, caso contrário permite a passagem do sinal de entrada inferior. Por simplicidade, será considerado que o range de saída do controlador é dividido exatamente em 50% para o acionamento de cada atuador, como mostrado na Figura 3.2.



**Figura 3.2:** Modelo de configuração realizada no *Simulink* do controle em *Split-range*, caso 1

Como referido, as funções transferências das plantas neste caso, são idênticas e ambas atuam para o mesmo sentido sobre a variável de processo. Então, os cálculos

realizados após os blocos de seleção (*switch*) são os seguintes: No seletor 1, caso a saída do controlador seja acima de 0,5, o sinal que é passado pelo seletor é 0,5, caso contrário, é a própria saída do controlador. Este sinal passa por um conversor, que, para esta situação, é uma duplicação do valor de entrada. No seletor 2, caso a saída do controlador seja acima de 0,5, o sinal que passa pelo seletor é a própria saída do controlador, caso contrário é o valor 0,5. A conversão para a saída do seletor 2 fica conforme a equação 3.1:

$$saída = (U - 0.5)2 \quad 3.1$$

Deste modo temos a configuração do *Split-range* mostrada na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1:** Configuração dos controladores em *Split-range*, caso 1

Controlador	Entrada atuador	Ganho	Const. De tempo	Set Point
0 – 50% Controlador 1	0 – 100% atuador1	G	T	SP
50 – 100%Controlador 1	0 – 100%atuador2			

Para o sistema de multicontrolado, usam-se dois controladores, duplicando o ganho dos controladores em relação ao utilizado no sistema *Split-range*. Isto é necessário porque o bloco do *splitter* (bloco de configuração do *Split-range* nos SDCD's) em sua configuração duplica a saída do controlador de forma a representar 100% do range do atuador. A ação integral permanece inalterada. Neste primeiro caso mantêm-se os *set-points* dos dois controladores iguais, uma vez que as variáveis manipuladas tem igual importância, conforme a Tabela 3.2.

**Tabela 3.2:** Configuração dos controladores para o sistema multicontrolado, caso 1

Controlador	Entrada atuador	Ganho	Const. De tempo	Set Point
0–100% Controlador 1	0–100% atuador1	2G	T	SP
0–100%Controlador 2	0–100%atuador2	2G	T	SP

### 3.3 Caso 2- Plantas idênticas, ação preferencial de uma MV.

Propõem-se duas plantas idênticas, como no estudo anterior, porém diferentemente do primeiro caso prefere-se que um dos atuadores seja usado, sendo o outro utilizado apenas para a melhoria do desempenho. Neste caso nosso foco está em minimizar a ação de um dos atuadores, mantendo a planta em controle. A maioria das malhas existentes de controle, na prática, possuem certa flexibilização, mesmo que pequena, do valor de referência, isto nos permite trabalhar com defasagens de *set-points*, e até mesmo “bandas mortas” na atuação de controle, caso desejado.

O *Split-range* é configurado da mesma maneira que no caso 1, com um atuador que vai até sua saturação de 0 a 50% da saída do controlador, quando o segundo atuador passa a ser utilizado, caso a demanda de atuação aumente acima de 50%.

O multicontrolado assim como o *Split-range*, pode ser utilizado de três maneiras: *overlapping*, sequencial e “banda morta”, esta afirmação poderá ser verificada nas simulações dos estudos de caso. A grande diferença está em que, uma vez fixado o modo de operação do *Split-range*, não é possível alterá-lo sem reconfiguração do sistema de controle.

Em *overlapping*, é duplicado o ganho do controlador em relação ao *Split-range*, como justificado anteriormente. O segundo passo consiste em levar a diferença de *set-points* dos controladores a um valor mínimo desejado, que praticamente mantenha a variável de processo no referencial, e ainda assim é possível a utilização prioritária de um dos atuadores. Esta relação entre a diferença dos *set-points* e a sobreposição da atuação das válvulas depende de qual dos dois objetivos deseja-se priorizar, quanto mais próximos os *set-points* ficarem maior será a sobreposição.

Na ação sequencial o ganho também é duplicado, mas uma diferença de *set-points* maior é necessária, apenas o suficiente para que as válvulas simulem a ação sequencial do *Split-range*.

Caso exista interesse por uma “banda morta” de ação do controlador, aumenta-se ainda mais a diferença dos *set-points*. O último caso é detalhado na seção dedicada à ação sequencial inversa, onde essa atuação costuma ser mais desejada. Um exemplo típico desta situação está no controle de vasos de pressão quando a admissão de inertes ocorre somente em distúrbios no processo. Nesta situação não é interessante à admissão de inertes quando a válvula de despressurização está aberta, uma banda morta na atuação destas válvulas garante que isto não ocorra.

Para as possíveis utilizações das estratégias de multicontrolador, a configuração geral dos controladores pode ser vista na Tabela 3.3. Para cada situação teremos um valor diferente para (SP1 – SP2), de acordo com a configuração desejada.

**Tabela 3.3:** Configuração dos controladores para o sistema multicontrolador, caso 2

Controlador	Entrada atuador	Ganho	Const. De tempo	Set Point
0–100% Controlador 1	0 – 100% atuador1	2G	T	SP1
0–100%Controlador 2	0 – 100%atuador2	2G	T	SP2

### 3.4 Caso 3 - Ação sequencial inversa

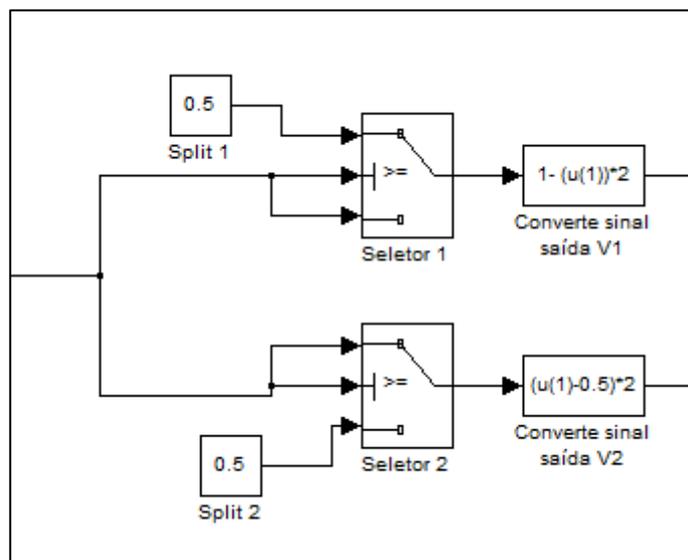
Ele é na verdade um subcaso do estudo 2, de ação sequencial, porém o objetivo deste sistema é manter a variável de processo em controle com atuadores que possuem ganho invertidos em relação a ela, ou seja, uma das plantas possui ação direta na PV. Mantêm-se as plantas com mesma função transferência, apenas com ganhos contrários.

Para o *Split-range* utiliza-se os blocos seletores, os quais funcionam da mesma maneira que apresentado anteriormente, sendo a equação da saída do seletor 1 diferente:

$$saída = (1 - 2U) \quad 3.2$$

Como pode ser visto na Figura 3.3, de maneira a obter a configuração da Tabela 3.4.

O controlador que envia sinal para os blocos seletores, neste caso, tem ação direta.



**Figura 3.3:** Modelo de configuração realizada no *Simulink* do Controle em *Split-range*, caso 3

**Tabela 3.4:** Configuração dos controladores em *Split-range*, caso 3

Saída controlador	Entrada atuador
0 – 50%	100 – 0% atuador 1
50 – 100%	0 – 100% atuador 2

Para o sistema multicontrolado, o controlador que envia o sinal para a planta de ganho negativo tem ação proporcional negativa, ou seleciona-se o modo de ação direta do controlador, e para o controlador da planta de ganho positivo, utiliza-se ação reversa ou proporcional positivo. Em módulo, a ação proporcional deve ser o dobro do valor empregado no controlador *split-range*, mantendo-se o mesmo valor de ação integral. Os *set-points* podem ser obtidos por tentativa e erro até que se tenha a ação sequencial dos atuadores. Caso se tenha interesse em uma banda morta ou uma sobreposição de atuação das válvulas no valor de saída do controlador deve-se, respectivamente, aumentar ou diminuir a diferença entre os *set-points*. A configuração geral dos controladores pode ser visualizada na Tabela 3.3 do caso 2.

### 3.5 Caso 4 - sistemas com atuadores diferentes (ganho e dinâmica)

Aqui se aborda alguns problemas de sintonia que são encontrados devido à estrutura *Split-range*. A maioria dos sistemas não são iguais, possuem tubulações, pressões e *Cv*'s de válvulas diferentes. Em algumas situações, são possíveis aproximações através de funções transferência iguais, como mostrado nos casos anteriores, porém, em outros casos, há uma perda significativa de desempenho de controle ao se empregar tal aproximação.

Na prática, quando ocorre a troca de atuadores na estratégia *Split-range* para situações de atuadores muito diferentes a sintonia não fica adequada para o novo atuador, podendo desestabilizar a malha, e a prática em manual também é complexa. Para fixar um valor de entrada para o atuador é necessário saber que saída do controlador vai gerar aquela abertura.

O *Split-range* é configurado no *simulink* da mesma maneira que o caso 1, como na Tabela 3.1.

O multicontrolado é configurado como um sistema em paralelo, para cada planta têm-se um controlador que é sintonizado de acordo com os parâmetros da planta em questão. Os controladores utilizam para cálculo do erro o seu próprio valor de referência e o mesmo valor medido da variável de processo. Como é mostrado na Tabela 3.5.

**Tabela 3.5:** Configuração dos controladores para o sistema multicontrolado, caso 4

Controlador	Entrada atuador	Ganho	Const. De tempo	Set Point
0–100% Controlador 1	0–100% atuador1	G1	T1	SP
0–100%Controlador 2	0–100%atuador2	G2	T2	SP

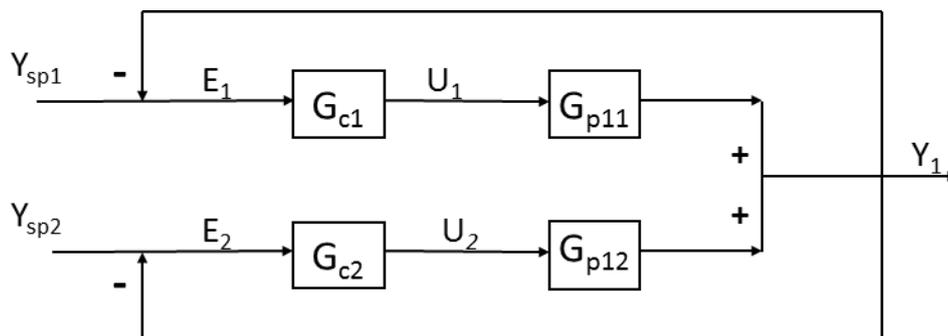
O controle de posição também é um sistema multicontrolado, porém, neste caso, o segundo controlador emprega saída do primeiro como variável controlada. Neste caso, dois objetivos de controle podem ser atingidos. Um deles é manter a variável de controle no valor de referência, e o outro é empregar uma das válvulas, usualmente a de menor  $C_v$ , para ajustes mais precisos, em um ponto ótimo do seu range, o qual se situa em geral de 50 a 60% de sua abertura (sendo neste trabalho utilizada a referência de 50%). Para este sistema funcionar como projetado, a válvula de maior  $C_v$ /maior ganho deve ter uma resposta mais lenta, evitando oscilações no processo, apenas integrando o erro e o corrigindo ao longo do tempo, enquanto a menor deve corrigir mais rapidamente os distúrbios, conforme a tabela 3.6.

**Tabela 3.6:** Configuração dos controladores para o controle de posição

Controlador	Entrada atuador	Ganho	Const. De tempo	Set Point
0–100% Controlador 1	0–100% atuador1	G1	T1	SP
0–100%Controlador 2	0–100%atuador2	G2	T2	0,5

### 3.6 Análise de estabilidade

Nesta parte do trabalho será feita uma análise geral dos sistemas que motivaram a realização do mesmo. A Figura 3.4 mostra um diagrama de blocos da estrutura de um sistema MISO com duas variáveis manipuladas:



**Figura 3.4:** Diagrama de blocos para sistemas MISO

Com um pouco de álgebra, pode-se escrever a resposta em função dos dois atuadores:

$$(Y1(s)) = (Gp11(s) \quad Gp12(s)) \begin{pmatrix} U1(s) \\ U2(s) \end{pmatrix} \quad (3.3)$$

$$Y1 = Gp11U1 + Gp12U2 \quad (3.4)$$

Analogamente à análise de estabilidade feita no capítulo 2 para sistemas multivariáveis 2x2, U1 e U2 são:

$$U1 = -GC1(Y1 - Yset1) \quad (3.5)$$

$$U2 = -GC2(Y1 - Yset2) \quad (3.6)$$

Substituindo,

$$Y1 = Gp11U1 - Gp12GC2(Y1 - Yset2) \quad (3.7)$$

$$Y1(1 + Gp12GC2) = Gp11U1 + Gp12GC2Yset2 \quad (3.8)$$

Logo a função transferência de Yset1 ou Yset2 para Y1 resulta em:

$$\frac{Y1}{Yset1} = \frac{Gp11GC1}{1 + Gp11GC1 + Gp12GC2} \quad (3.9)$$

$$\frac{Y1}{Yset2} = \frac{Gp12GC2}{1 + Gp11GC1 + Gp12GC2} \quad (3.10)$$

Assim, o polinômio característico das funções transferências de Yset1 e Yset2 para Y1 resulta em:

$$1 + Gp11GC1 + Gp12GC2 \quad (3.11)$$

Considerando plantas de primeira ordem sem tempo morto e controladores PI na forma ideal, temos as funções de transferência apresentadas na Tabela 3.7:

**Tabela 3.7:** Modelo genérico dos controladores e das plantas

Controladores	Plantas
$GC1 = \frac{K1(\tau1S + 1)}{\tau1S}$	$Gp11 = \frac{G1}{(T1s + 1)}$
$GC2 = \frac{K2(\tau2S + 1)}{\tau2S}$	$Gp12 = \frac{G2}{(T2s + 1)}$

Para analisar estabilidade deste processo, substituímos as funções de transferência acima e achamos os polinômios característicos dessas funções transferências em malha fechada.

$$P(s) = T1T2\tau1\tau2S^3 + \tau1\tau2(T1 + T2 + G1K1T2 + G2K2T1)S^2 + (\tau1\tau2 + (T2 + \tau1)G1K1\tau2 + (T1 + \tau2)G2K2\tau1)S + G2K2\tau1 + G1K1\tau2 \quad (3.12)$$

Para tal análise pode-se usar o critério de estabilidade Routh-Hurwitz, que para polinômios de terceiro grau como os encontrados aqui, exige que a multiplicação dos termos a1.a2 subtraídas de a3.a0 devem ser maiores que zero. Onde os termos a3, a2, a1 e a0 são, respectivamente, os coeficientes do polinômio característico em ordem decrescente.

$$P(s) = a3S^3 + a2S^2 + a1S + G2K2\tau1 + a0 = 0 \quad (3.13)$$

$$a_{2a1} > a_{3a0} \quad (3.14)$$

Seja  $M_i = K_i G_i$

$$P(s) = T_1 T_2 S^3 + (T_1 + T_2 + M_1 T_2 + M_2 T_1) S^2 + \left(1 + \frac{(T_2 + \tau_1) M_1}{\tau_1} + \frac{(T_1 + \tau_2) M_2}{\tau_2}\right) S + \frac{M_2}{\tau_2} + \frac{M_1}{\tau_1} \quad (3.15)$$

$$a_{2a1} = \frac{1}{\tau_1 \tau_2} (T_1 + T_2 + M_1 T_2 + M_2 T_1) (\tau_1 \tau_2 + T_2 M_1 \tau_2 + \tau_1 M_1 \tau_2 + T_1 \tau_1 M_2 + \tau_2 \tau_1 M_2) \quad (3.16)$$

$$a_{3a0} = T_1 T_2 \frac{(M_2 \tau_1 + M_1 \tau_2)}{\tau_2 \tau_1} \quad (3.17)$$

$$(T_1 + T_2 + M_1 T_2 + M_2 T_1) (\tau_1 \tau_2 + T_2 M_1 \tau_2 + \tau_1 M_1 \tau_2 + T_1 \tau_1 M_2 + \tau_2 \tau_1 M_2) > T_1 T_2 (M_2 \tau_1 + M_1 \tau_2) \quad (3.18)$$

Como os termos  $T_1 T_2 (M_2 \tau_1 + M_1 \tau_2)$  se cancelam, a desigualdade fica:

$$T_1 (\tau_1 \tau_2 + \tau_1 M_1 \tau_2 + T_1 \tau_1 M_2 + \tau_2 \tau_1 M_2) + T_2 (\tau_1 \tau_2 + T_2 M_1 \tau_2 + \tau_1 M_1 \tau_2 + \tau_2 \tau_1 M_2) + (M_1 T_2 + M_2 T_1) (\tau_1 \tau_2 + T_2 M_1 \tau_2 + \tau_1 M_1 \tau_2 + T_1 \tau_1 M_2 + \tau_2 \tau_1 M_2) > 0 \quad (3.19)$$

Sendo todos os parâmetros positivos podemos provar que o sistema é estável.

Além disso, Devido ao sistema multicontrolado ter mais controladores que a estratégia *Split-range*, temos mais variáveis a contribuir com o desempenho do sistema.

Na prática sabemos que existem problemas de sintonia para plantas com dinâmicas muito diferentes para sistemas *Split-range*, e que funcionam consideravelmente melhor com sistemas multicontrolado.

## 4 Resultados - Simulações

O objetivo desta seção é mostrar a viabilidade das novas estratégias com multicontroladores e compará-las com as respectivas estratégias em *Split-range*.

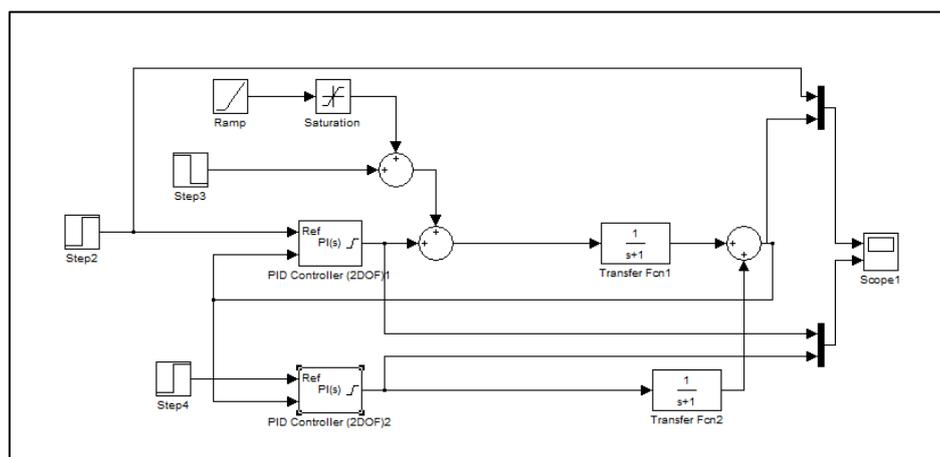
### 4.1 Caso 1

Para simulação da metodologia proposta, as plantas são representadas por uma função transferência de primeira ordem, com ganho unitário, com constante de tempo de 1 s, sem tempo morto, conforme mostrado na Tabela 4.1:

**Tabela 4.1:** Modelos das plantas, caso 1

Planta 1	Planta 2
$G1 = 1$	$G2 = 1$
$T1 = 1$	$T2 = 1$

Neste sistema no instante de  $t=2$  s tem-se uma mudança de *set-point* para o valor desejado de 0,8. No tempo de 10s tem-se um degrau de -1 como distúrbio e em 20 s inicia-se um novo distúrbio em forma de uma rampa positiva com acréscimo de 0,05 e limitação de 1,5, conforme mostrado na Figura 4.1. Os distúrbios são dados na variável manipulada de uma das plantas do processo.

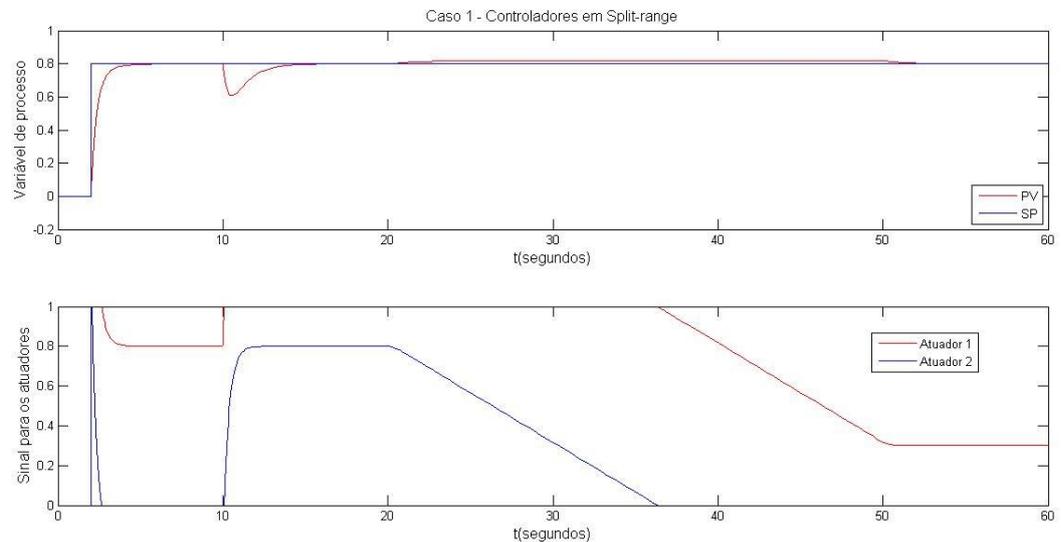


**Figura 4.1:** Diagrama do *simulink* mostrando perturbações realizadas no sistema para os caso 1 e 2

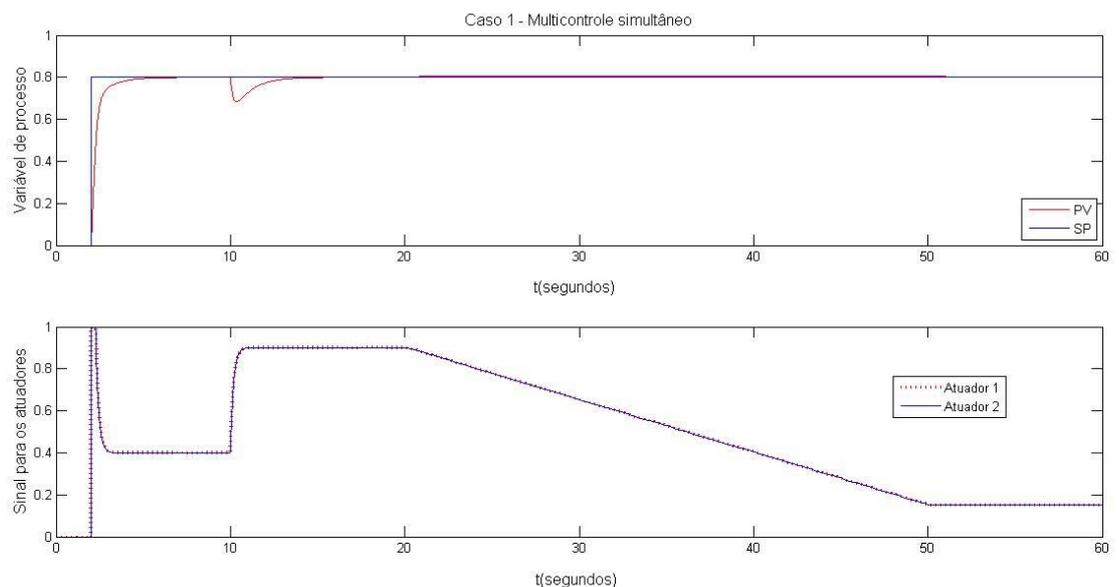
Para o sistema em *Split-range* o controlador possui forma ideal, e, ganho de 1,5 e ação integral unitária, porém em caso de plantas diferentes da exemplificada neste caso, ele será sintonizado de acordo com as características da mesma.

Os controladores do esquema de multicontrolador possuem forma ideal, os *set-points* de 0,8 e, conforme a metodologia proposta, seu ganho é o dobro do sistema em *Split-range*, portanto possui valor 3 e tem ação integral igual a 1.

Nas Figuras 4.2 e 4.3, vemos que o desempenho do multicontrolador em relação ao *Split-range* na rejeição de distúrbios foi melhor, pois se faz o uso irrestrito das variáveis manipuladas. Em quanto o *Split-range* faz uso de uma forma sequencial dos atuadores, o multicontrolador usou os mesmos de forma igual, observou-se uma ação simultânea dos dois atuadores, conforme pode ser visualizado na Figura 4.3.



**Figura 4.2:** Controladores em *Split-range* de ação sequencial direta, caso 1 e 2



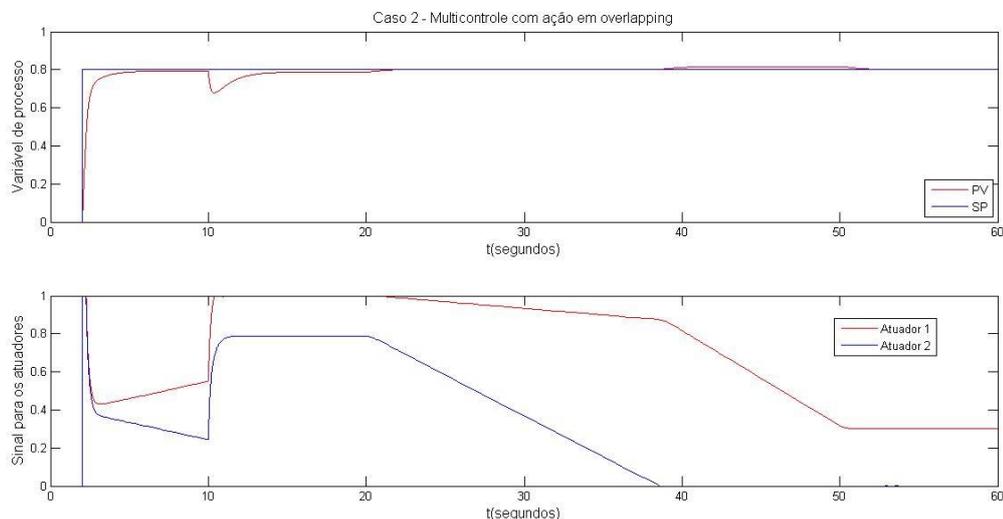
**Figura 4.3:** Sistema de multicontrolador, caso 1

A estrutura escolhida para a divisão do *range* de saída do controlador com *Split-range* é a mais comum utilizada na indústria, mas não é a única maneira, como foi mostrado no capítulo 2. No caso de usar-se uma ação simultânea dos atuadores em *Split-range*, o resultado encontrado foi exatamente igual ao encontrado para o sistema multicontrolador, como era de se esperar.

## 4.2 Caso 2

O valor de *set-point* é o mesmo que o caso 1, assim como os distúrbios, assim o resultado encontrado na Figura 4.2 é o mesmo para a estratégia *Split-range*.

Com relação ao multicontrol, os valores de *set-points* foram de 0,8 e 0,788 e seus demais parâmetros permaneceram como o caso 1. Alcançou-se o objetivo de priorizar a utilização de um atuador, mantendo os *set-points* o mais próximo possível. Porém existe uma faixa comum de operação para os dois atuadores como pode ser visualizada na Figura 4.4.



**Figura 4.4:** Sistema de multicontrol com sobreposição, caso 2

Na Figura 4.5 é mostrada a simulação da ação sequencial propriamente dita, apenas aumentou-se a diferença entre os *set-points*. Eles foram ajustados por tentativa e erro e chegou-se ao valor de 0,8 e 0,78 para o SP1 e SP2, respectivamente.

É importante salientar que existe um tempo inicial para a estabilização da malha com os dois *loops*, como pode ser visualizado nas Figuras 4.4 e 4.5 a partir do primeiro *step* em 2s, diferentemente do *Split-range* que possui *loop* único, logo a MV atinge rapidamente o valor solicitado. Este resultado pode ser facilmente ajustado no multicontrol, pois em uma partida, ou variação do estado estacionário caso se escolha inicialmente por um único atuador coloca-se o outro em manual até a normalização do sistema.

Ainda assim o objetivo maior de priorização de um dos atuadores é cumprido pelo sistema de multicontrol, resolvendo os problemas causados pelo *Split-range* de impossibilidade de atuação separada nas MV's a critério da operação e manutenção quando necessário.

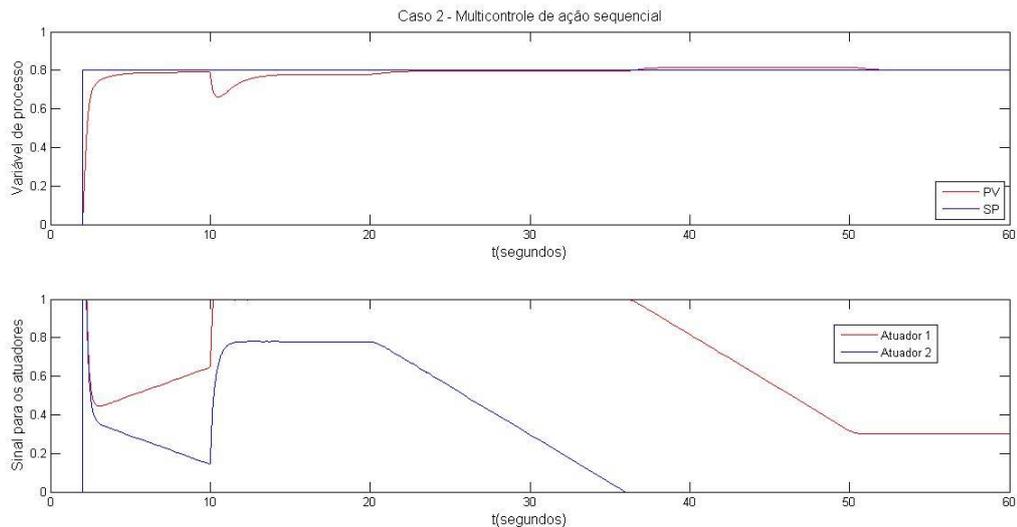


Figura 4.5: Sistema de multicontrol com ação sequencial direta, caso 2

### 4.3 Caso 3

Neste sistema, no instante de  $t=2$  s tem-se uma mudança de *set-point* para o valor desejado de 0.5. No tempo de 10 s tem-se um degrau de -0,4 como distúrbio em uma das plantas do processo. No tempo de 20 s inicia-se um novo distúrbio em forma de uma rampa positiva com acréscimo de 0,05 s e limitação de 1.5. Finalmente, em 60 s temos um degrau positivo de 0,4, conforme mostrado na Figura 4.6. Além disso, as plantas tem ganho contrário.

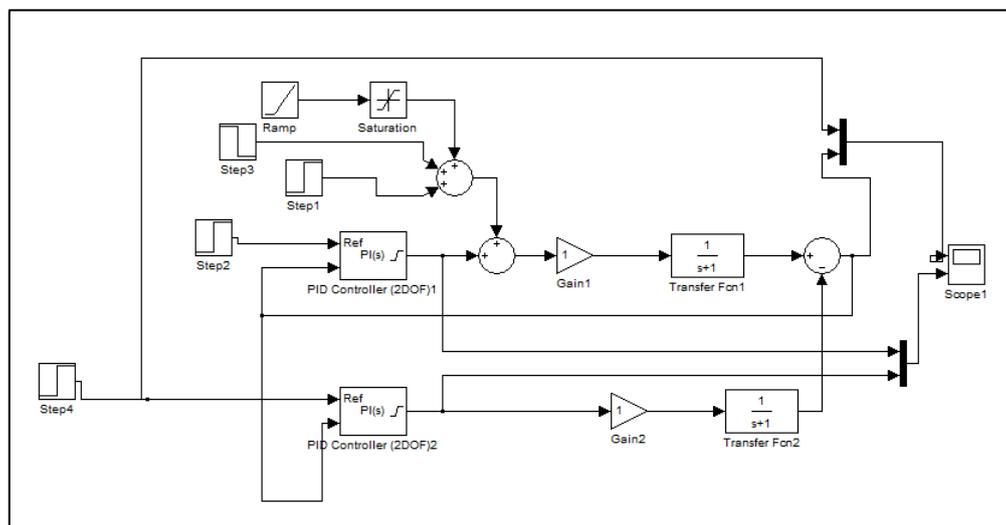
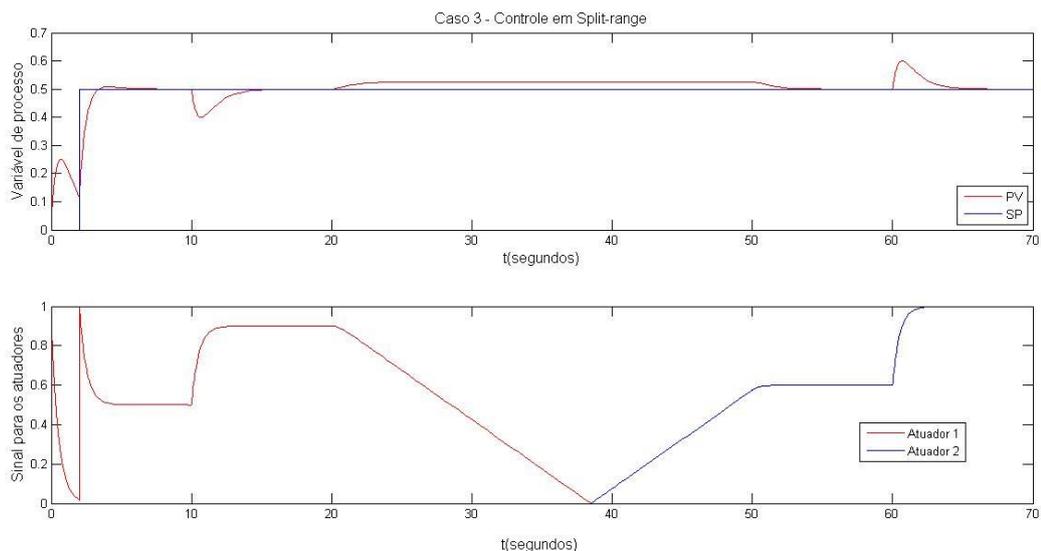


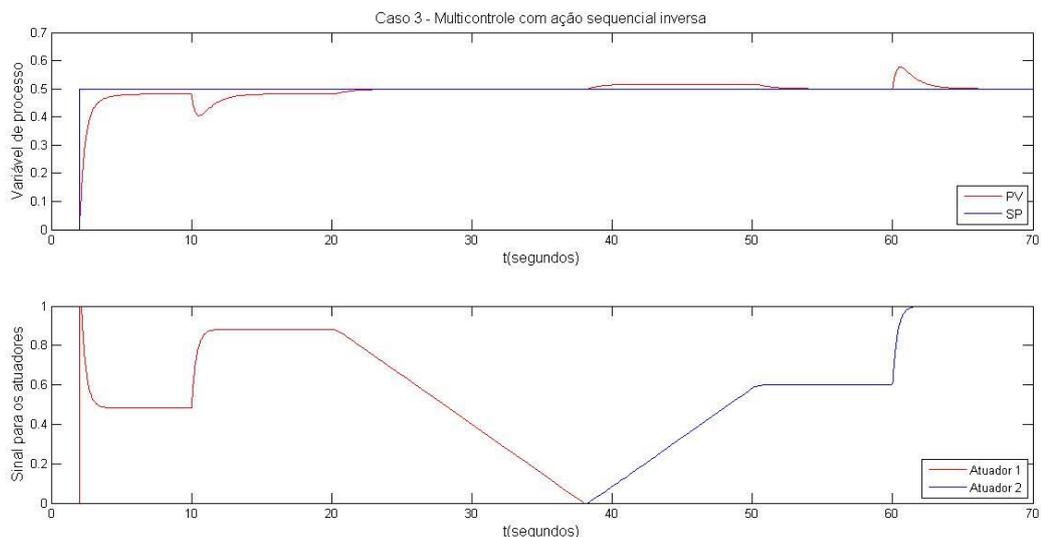
Figura 4.6: Diagrama do *simulink* mostrando perturbações realizadas no sistema, caso 3

No esquema *Split-range* o *set-point* de 0,5 é mantido no controlador de ação direta, que possui 1,5 de ação proporcional e 1 de ação integral. O resultado pode ser visualizado na Figura 4.7.



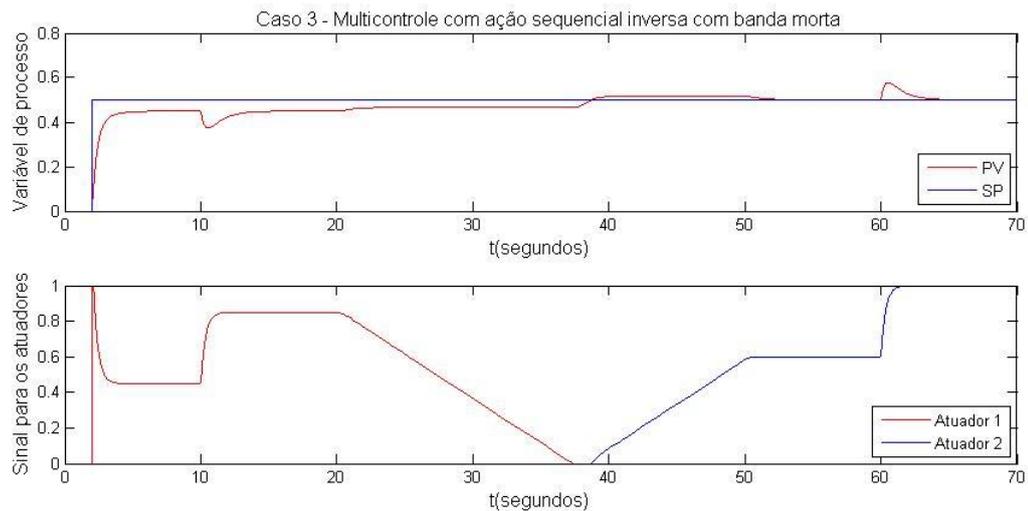
**Figura 4.7:** Controladores em *Split-range* de ação sequencial inversa, caso 3

Os controladores do esquema de multicontrolado possuem *set-points* de 0,5 para planta de ganho negativo e 0,482 para a planta de ganho positivo. O parâmetro proporcional em módulo é de 3 e ação integral de 1. O controlador 2, tem ganho negativo. A Figura 4.8 mostra o resultado com o sistema multicontrolado de ação sequencial.



**Figura 4.8:** Sistema de multicontrolado com ação sequencial inversa, caso 3

Na Figura 4.9, foram utilizados os mesmos ajustes que o multicontrolado anterior, apenas aumentou-se um pouco mais a diferença de *set-point*, para o valor de 0.05, o suficiente para visualizar a banda morta aproximadamente entre  $t=35$  e  $40$  s, que costuma ser de interesse em alguns sistemas, como abordado no capítulo 3.



**Figura 4.9:** Sistema de multicontrolador com banda morta, caso 3

Percebe-se até o momento que é possível utilizar o multicontrolador no lugar do *Split-range*, pois os dois em termos de desempenho apresentam resultados muito semelhantes se os atuadores são iguais. O que nota-se no caso do multicontrolador que há uma maior flexibilidade de operação, pois apenas alterando os valores dos *set-points* pode-se operar em modo de priorização de atuadores, ação sequencial com banda morta ou sobreposição.

#### 4.4 Caso 4

As plantas são diferentes, o que na prática é muito comum, assim como com válvulas diferentes e condições de processo diferentes. Isto gera uma nova função transferência para cada planta, que por sua vez requer controladores diferentes para um melhor desempenho, algo que o *Split-range* é incapaz de alcançar. Neste caso perceberemos não só uma melhora em termos de operação e manutenção, mas também uma melhora em termos de sintonia da utilização do multicontrolador.

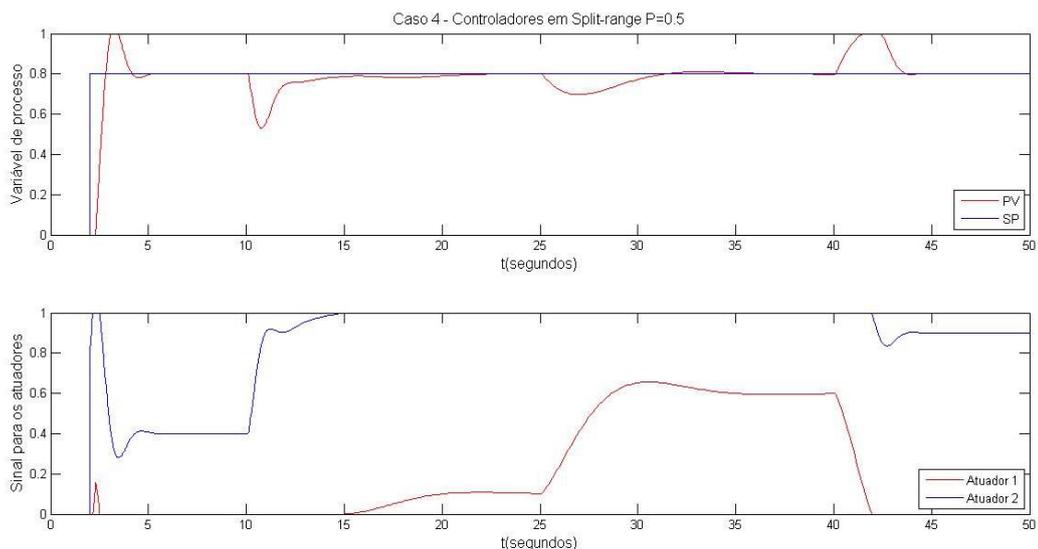
As plantas neste caso serão exemplificadas com uma razão de ganho de 4 entre elas, e uma destas terá uma constante de tempo igual ao dobro da outra. Além disso, foi incluído neste sistema um tempo morto, para melhor representação da diferença dos atuadores, como mostrado na Tabela 4.2.

**Tabela 4.2:** Modelos das plantas, caso 4

Planta 1	Planta 2
$G1 = 0.5$	$G2 = 2$
$T1 = 2$	$T2 = 1$
Tempo morto = 0.1 s	Tempo morto = 0.3 s

Em  $t=2$  s foi solicitado um valor de 0,8. Perturbou-se o sistema em 10, 25 e 40 s, os distúrbios realizados nestes tempos foram respectivamente, -2,5 unidades, -0,5 e, finalmente um distúrbio unitário positivo na MV.

Para o sistema *Split-range*, o único controlador utilizado na forma ideal e teve ação proporcional e integral de 0,5 e 1,5 respectivamente. O resultado pode ser visualizado na Figura 4.10.



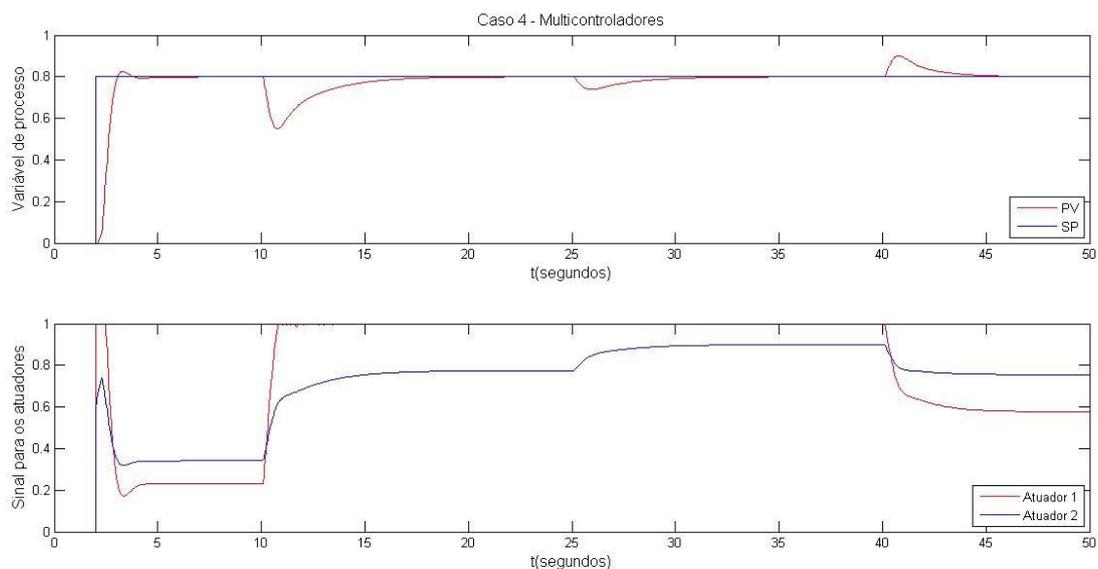
**Figura 4.10:** Controladores em *Split-range* de ação sequencial, caso 4

Para o sistema multicontrolado usou-se a sintonia de controle e os *set-points* mostrados na Tabela 4.3. Ambos estão na forma ideal. O controlador 1 envia sinal para a planta 1, e o controlador 2, para planta 2.

**Tabela 4.3:** Sintonias para sistema multicontrolado, caso 4

	Controlador 1	Controlador 2
Ganho	2	0,75
T	1,1	1
SP	0,8	0,8

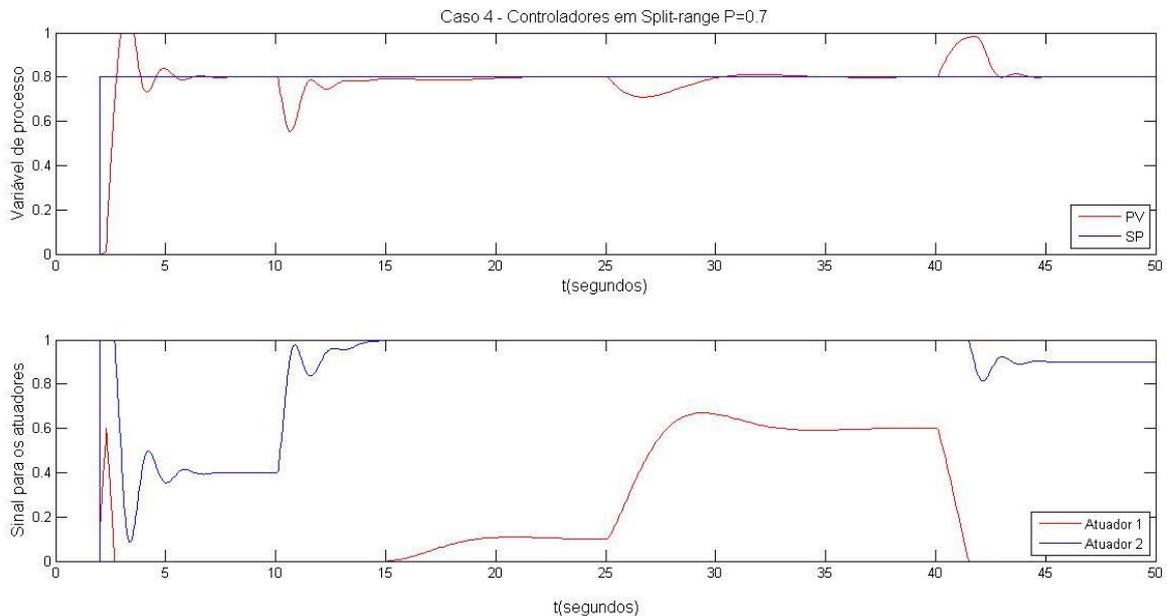
Na Figura 4.11 têm-se os resultados obtidos com essa configuração.



**Figura 4.11:** Sistema de multicontrolado com ação simultânea, caso 4

Podemos perceber que tanto na mudança de *set-point* como na rejeição de distúrbios o multicontrolado foi melhor. Tentou-se melhorar a sintonia do *Split-range*, porém não se obteve sucesso, pois facilmente esta configuração desestabiliza a malha. Na Figura 4.12

temos o resultado com uma ação proporcional de 0.7, qualquer valor acima disso provoca o descontrole do processo.



**Figura 4.12:** Controladores em *Split-range* com ação proporcional de 0.7

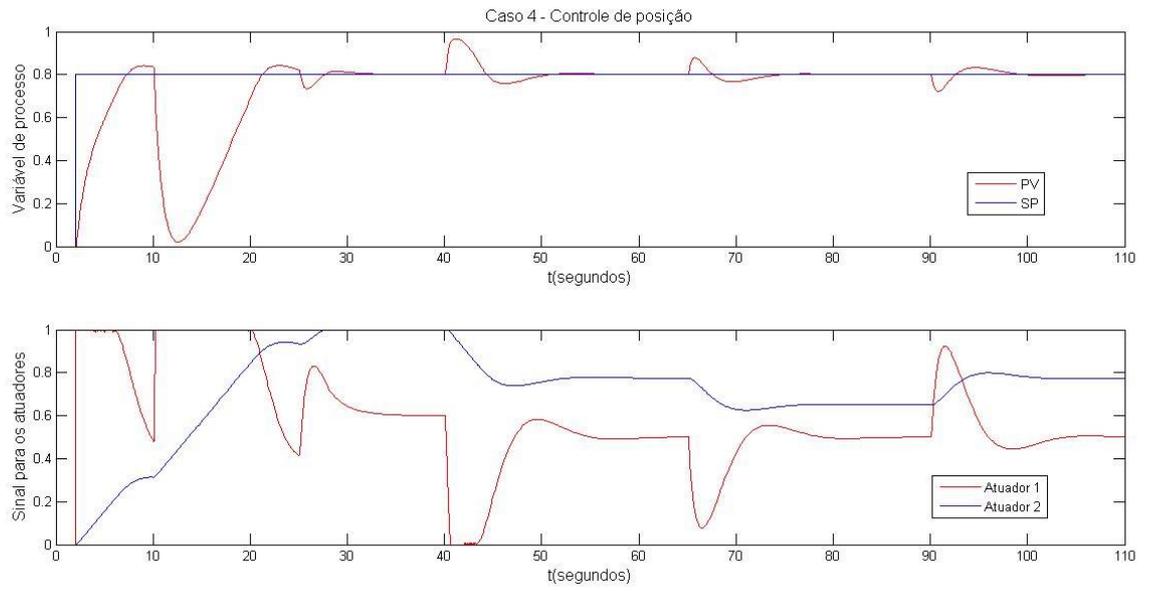
No sistema de controle de posição foi utilizada uma nova configuração de controladores, como segue na Tabela 4.4.

**Tabela 4.4:** Sintonias para sistema com controle de posição, caso 4

	Controlador 1 - Forma Ideal	Controlador 2 – Forma paralela
Ganho	1,0	0.0
T	1,0	-0,108
SP	0,8	0,5

Para o controle de posição mais dois distúrbios foram necessários para mostrar com maior clareza a atuação do mesmo, em 65 s e 95 s foram dados mais um degrau de 0,5 e -0,5. Pode-se perceber que o segundo objetivo de controle de manter os atuadores na faixa central de atuação é atingido, mantendo o atuador de maior ganho no valor de 0.5, conforme mostrado na Figura 4.13. Fica visível também a rápida atuação da planta de menor ganho, enquanto lentamente a outra planta busca a correção do erro, levando a variável de processo para o valor desejado. Pode-se perceber também um uso melhor distribuído dos atuadores sem a saturação dos mesmos, o que é indesejável para um bom desempenho de controle, pois um atuador saturado não consegue corrigir a variável de processo porque está em um de seus extremos de atuação, além disso, a maioria das válvulas tem comportamento linear na faixa do meio de atuação.

No entanto, para plantas que sofrem distúrbios catastróficos como o que pode ser visto no instante  $t=10$  s está prática pode não ser interessante, uma vez que a ação da válvula de maior tamanho corrige lentamente os distúrbios. A partir de 60 s temos distúrbios menores, então podemos ver com maior clareza o funcionamento do controle de posição.



**Figura 4.13:** Sistema de controle de posição, caso 4

## 5 Resultados - Estudo de caso

A Unidade de Tratamento de Água Residual (UAR-V), da REFAP, com capacidade de tratamento de 50 m<sup>3</sup>/h, tem como finalidade reduzir os contaminantes presentes na água residual, provenientes de unidades de hidrotreatamento (HDS), a níveis que possibilitem a sua reutilização nas unidades de processo e também seu descarte, sem impactar no meio ambiente. A água residual gerada na HDS ou em outras unidades de processo que formarão a carga da UAR-V apresentam uma grande variação de vazão e composição ao longo do tempo, por isso há a necessidade de passarem por um tanque de equalização para obter assim uma composição e vazão mais uniforme, reduzindo a variação nos gases emitidos para as unidades de recuperação de enxofre (URE's). Um esquema simplificado da unidade, sem as malhas de controle, é mostrado na figura 5.1.

O processo da UAR-V é bastante simples e consiste primeiramente no recebimento da carga na unidade em um vaso de carga, onde é realizada a desgaseificação da corrente e é separada a fração de óleo e hidrocarbonetos (fração mais leve). O óleo é enviado para a unidade de craqueamento catalítico para ser queimado e a água, após a desgaseificação, é enviada para os tanques de equalização.

Após a equalização, a água ácida retorna para a UAR-V, passa por uma bateria de pré-aquecedores e é enviada para uma torre retificadora com vapor de baixa pressão. A corrente de topo da torre regeneradora é composta por um gás ácido (rico em H<sub>2</sub>S) que é enviado para tratamento nas URE's ou para queima no sistema de *flare* químico. Para controle da pressão do vaso de topo foi projetado duas válvulas em *Split-range*, uma admitindo inertes no sistema com o intuito de pressurizá-lo, e outra válvula que permite a saída dos gases para tratamento nas URE's. No fundo da torre, tem-se então a água retificada especificada, que é enviada para reaproveitamento nas unidades de processo ou para descarte, também através de duas válvulas em *split-range*. Baseado em Brasil, 2011.

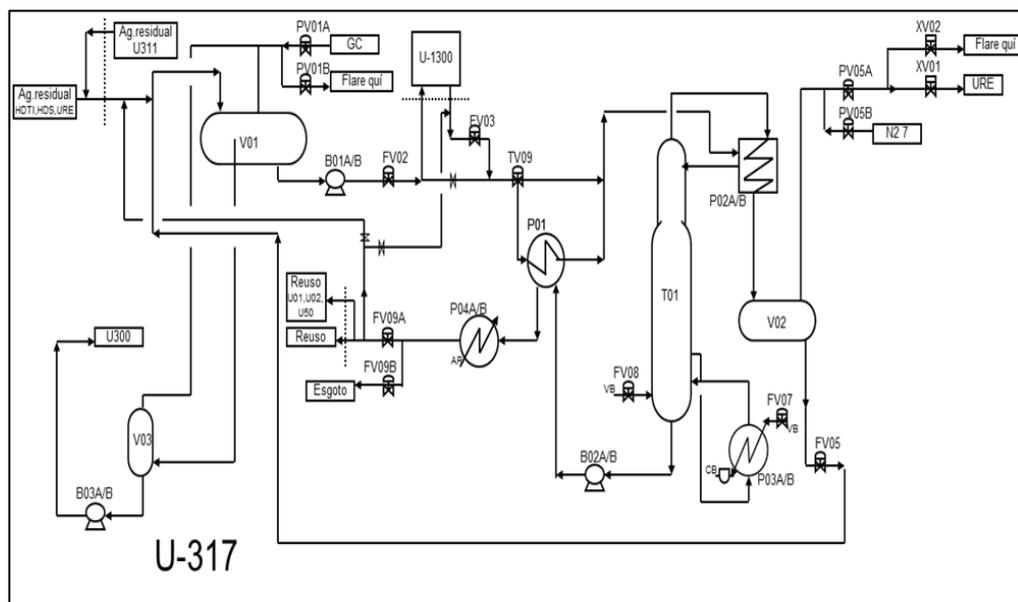
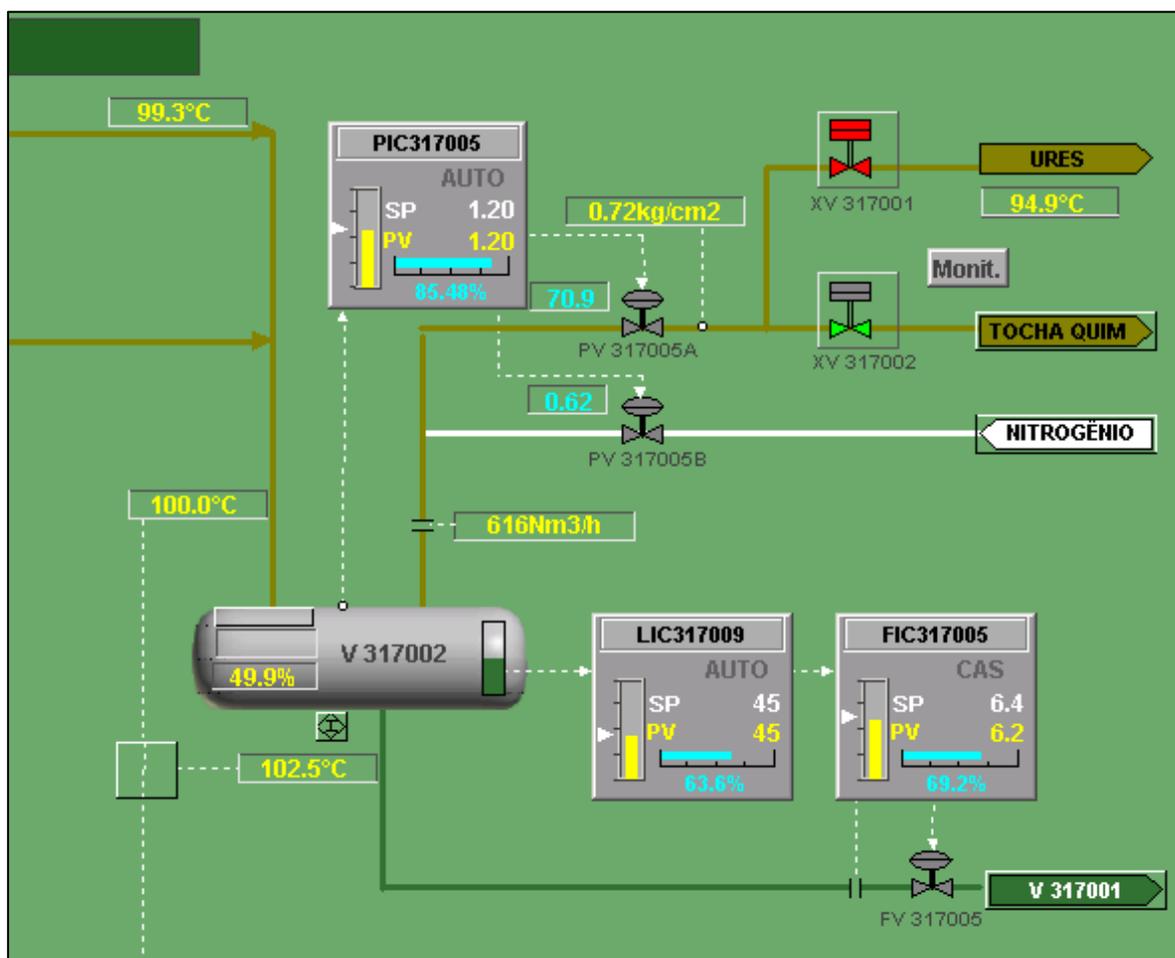


Figura 5.1: Esquema simplificado da Unidade de águas residuais V

### 5.1 Controle de pressão do topo

O controle de pressão do vaso de topo da torre retificadora da unidade de águas residuais V, foi originalmente projetado com uma estratégia em *Split-range*. Em diversas unidades de processo similares, este tipo de estratégia vem sendo substituída por dois controladores. Faz algum tempo que esta substituição tem sido reconhecida pelos operadores de unidades que possuem este tipo de processo, pois o *Split-range* inviabiliza o controle em modo manual, o que é inconveniente para plantas com alta severidade, onde por questões de segurança esta opção deve existir. Assim, muitas malhas da refinaria têm passado por essa substituição.

Na Figura 5.2 é mostrada a tela de acompanhamento da unidade para o vaso, com a sua configuração original com a malha em controle *split-range*.



**Figura 5.2:** Controle de pressão em *Split-range* da T-317001

A lógica de operação deste sistema pode ser resumida da seguinte maneira:

- Se a pressão no vaso estiver acima do valor de referência, o controle de pressão se dará pela modulação da PV-317005A, enviando os gases retirados na torre para as URE'S ou para tocha química;
- Se a pressão no vaso estiver abaixo do desejado o controle de pressão se dará pela PV-317005B, admitindo gás Nitrogênio ao sistema.

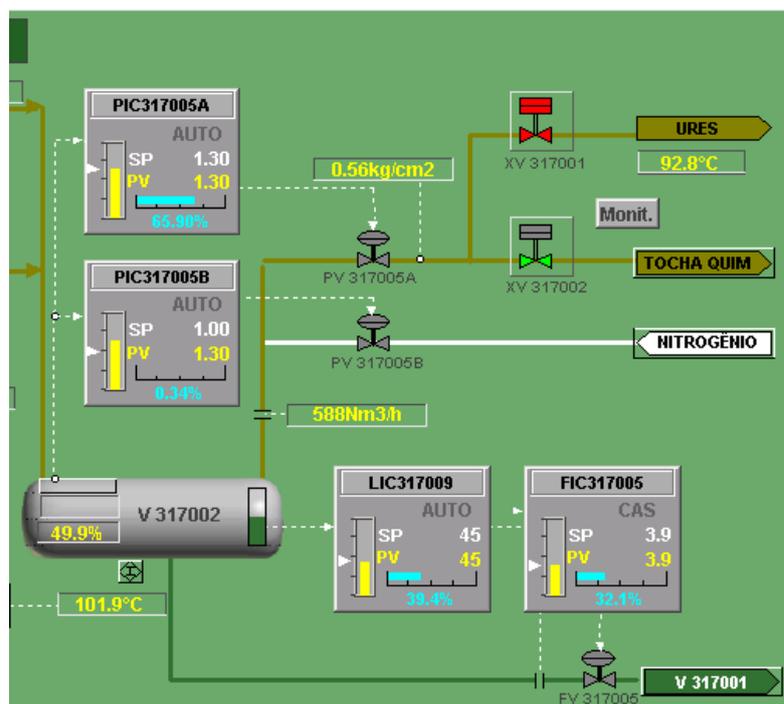
No caso do controle em *Split-range*, estes objetivos eram atingidos dividindo o sinal do PIC-317005 de acordo com as seguintes regras:

1. Saída do PIC-317005 entre 0-50% → atuação sobre a válvula PV-317005B, escalonando o sinal enviado para 100-0%.
2. Saída do PIC-317005 entre 50-100% → atuação sobre a válvula PV-31700A, escalonando o sinal para 0-100%.

No caso da estratégia com multicontroladores, para obter a mesma lógica de operação, deve-se configurar os dois controladores, cada um modulando uma válvula de controle, e ajustar seus *set-points* ao invés de dividir as saídas do controlador único. Assim, as seguintes configurações devem ser empregadas:

1. O PIC-317005B modula a PV-317005B. O *set-point* do PIC-317005B deve ser o menor dos dois controladores, conforme desejado pelos operadores da unidade;
2. O PIC-317005A modula a PV-317005A. O *set-point* do PIC-317005A deve ser o maior.

A tela de operação com a nova estratégia de controle é mostrada na Figura 5.3 O operador pode optar qual controlador usar para controlar a unidade, inclusive mudando suas prioridades e/ou deixando um ou ambos controladores em modo manual.



**Figura 5.3:** Controle de pressão com multicontrolador na T-317001

No caso da Figura 5.3, o controle de pressão é feito agora regulando os gases de topo enviados para as URES ou para tocha química com o PIC-317005A, havendo uma diferença de *set-point* para o outro controlador. Isso deixa clara a opção da operação por usar o PIC-317005B como sistema auxiliar em caso de depressurização do sistema. Em outras palavras, a estratégia possibilitou a inserção de uma banda-morta intencional, o que era antes inviável. Se o objetivo fosse o controle preciso da pressão, os *set-points* deveriam estar mais próximos para permitir alguma sobreposição dos atuadores.

## 5.2 Controle do nível da torre retificadora em cascata com duas válvulas de saída

O controle de nível desta torre é feito através da modulação de duas correntes de água residual, uma para esgoto oleoso e outra para reuso. Como na maioria dos casos encontrados na indústria, a estratégia de controle escolhida para este fim foi o *Split-range*, conforme pode ser visto na Figura 5.4, sendo que para o sinal de saída na faixa entre 0 e 50%, modula-se (abre-se) a válvula de reuso. Se essa corrente não é suficiente e o sinal excede 50%, começa-se a atuar na válvula da corrente para o esgoto.

Durante a operação da unidade, devido a uma indisponibilidade do sistema de reuso, foi necessário controlar o nível com a corrente para esgoto. No entanto, a estratégia *Split-range* impedia isto, uma vez que para abrir a válvula para esgoto era necessário a válvula para reuso estar 100% aberta conforme a divisão de faixas da estratégia *Split-range*. A alternativa encontrada pelos operadores foi bloquear a linha do reuso no campo, para forçar o controlador abrir a válvula B. Com isso foi necessário a intervenção em campo, o que é totalmente indesejável.

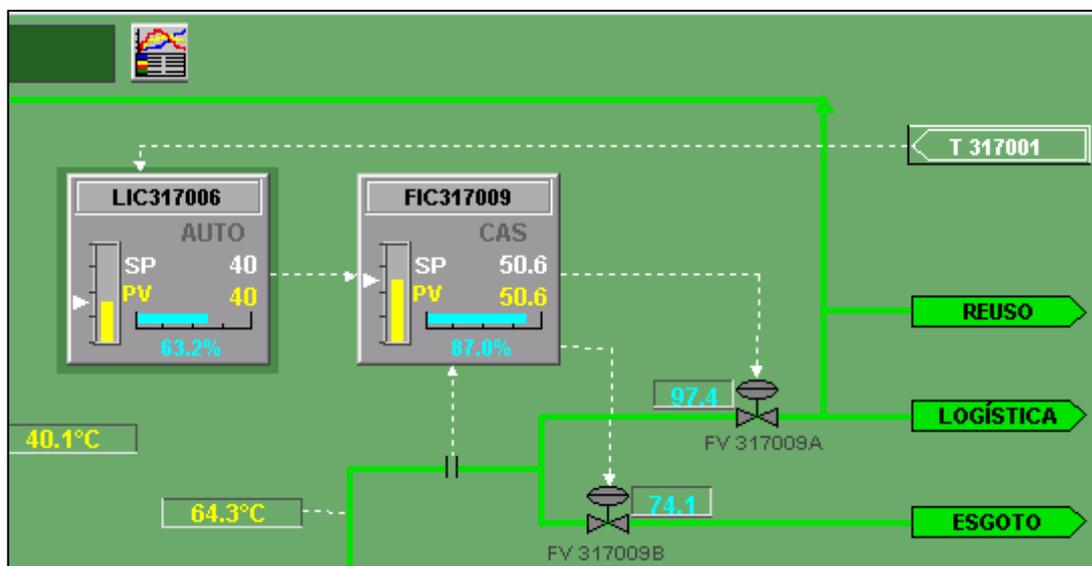
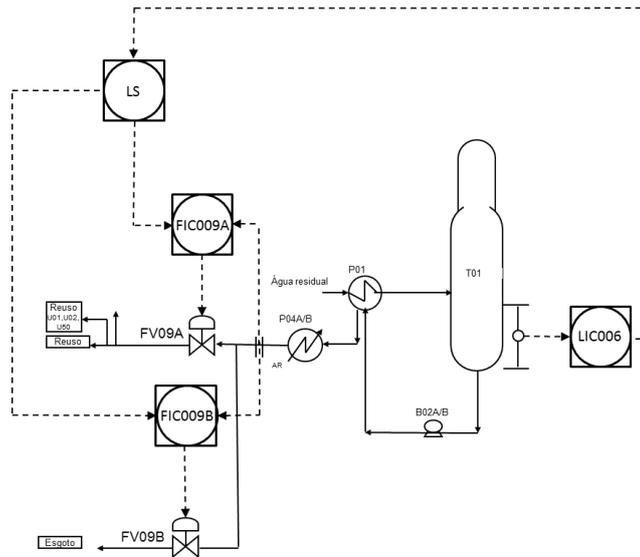


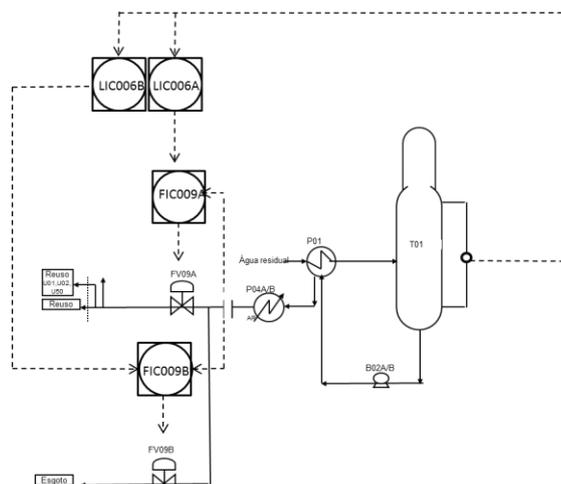
Figura 5.4: Controle de nível da T-317001 em *Split-range*

Uma solução simples para resolver este problema foi proposta pelo pessoal de operação através da criação de um controlador de vazão para cada válvula e a inserção de um seletor manual, conforme pode ser visto na Figura 5.5. Esta solução, que é bastante simples, permite o controle do nível em cascata com qualquer uma das válvulas. No entanto, uma das válvulas tem que operar em manual neste caso, o que deve ser garantido através de lógica no sistema de controle. Outro problema que surge com este sistema é a impossibilidade de explorar a sintonia ótima das malhas, visto que não se consegue mudar a sintonia da cascata fechada quando trocamos o atuador que deseja ser utilizado de forma automática, esta sintonia deve ser reconfigurada cada vez que uma mudança de válvula ocorrer.



**Figura 5.5:** Estratégia do controle de nível com seletor

A opção sugerida por este trabalho para atender os requisitos deste processo é a inserção de duas cascatas paralelas, uma para cada elemento atuador, conforme pode ser visto na Figura 5.6. Essa estratégia pode parecer inicialmente mais complicada que o uso de um seletor. Porém, do mesmo modo que a estratégia da Figura 5.5, ela também possui quatro elementos decisórios, ou seja, quatro blocos de função no SDCD. No entanto, esta estrutura não necessita que uma das malhas fique obrigatoriamente em modo manual. Nesta estratégia, o sistema considera a resposta de cada válvula em cada elemento acima da cascata (vazão e nível), permitindo a sintonia mais adequada a cada malha, permitindo inclusive o “traqueamento” das PV’s, pois os projetos são desacoplados. A ordem de atuação pode ser escolhida simplesmente pela escolha da diferença entre os *set-points* dos 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, o que não é o caso deste processo. Do mesmo modo, o sistema pode operar com apenas uma das malhas cascata, mantendo o outro FIC em automático ou manual, assim como operar com as duas válvulas em manual de modo simples e direto. Enfim, esta é uma estratégia mais versátil, que não necessita nenhuma lógica adicional para atingir qualquer objetivo de controle do processo.



**Figura 5.6:** Controle de nível da T-317001 com multicontroladores

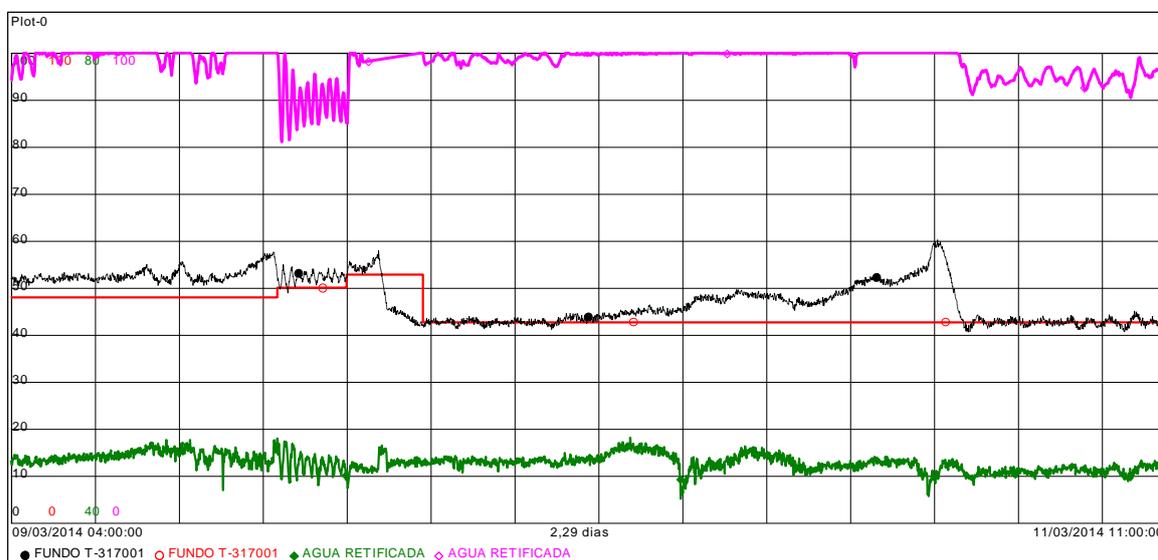
### 5.3 Comparação e resultados

Para fazer as alterações de controle na empresa alguns documentos foram necessários. É feita inicialmente uma reunião com as gerências envolvidas sobre a motivação da mudança, as novas propostas, os riscos envolvidos nessa alteração tanto no momento da mudança como na utilização da nova estratégia. Definida a mudança, um documento de gestão de mudanças (GM) é autorizado pela Empresa, juntamente com uma análise preliminar de risco (APR).

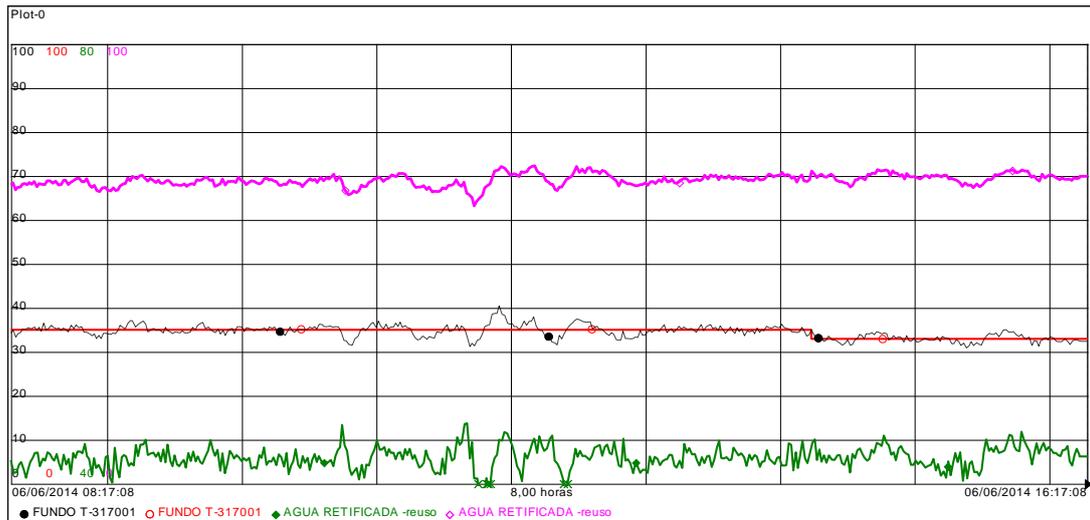
Foi definida a estratégia do multicontrolado para o controle de pressão e nível da T-317001. Para fazer as alterações, novos blocos foram configurados no sistema DeltaV e salvos com nomes diferentes dos antigos, além disso, novas telas foram desenhadas. Seguindo os procedimentos definidos na APR, se fez o “download” das novas estratégias de controle.

Nas Figuras 5.7 e 5.8, têm-se dados retirados do PI da antiga estratégia de controle *Split-range* e da estratégia atual de multicontroladores para controle de nível. Nos gráficos, a linha em vermelho corresponde ao valor de referência, a linha em preto representa os valores de nível em percentual (PV), a linha em rosa é a abertura da válvula e em verde a vazão em m<sup>3</sup>/h.

Percebe-se que a nova configuração responde bem a mudanças de *set-points* mesmo sem se aperfeiçoar ainda a sintonia dos novos controladores. Não foi possível comprovar a melhora em termos de sintonia, pois a situação de processo foi alterada durante a coleta dos dados.



**Figura 5.7:** Gráfico obtido com dados do PI para o comportamento do sistema com a estrutura de controle de nível em *Split-range*



**Figura 5.8:** Gráfico obtido com dados do PI para o comportamento do sistema com a estrutura de controle de nível com multicontroladores

Com a nova estratégia não se precisou mais fazer o bloqueio em campo de uma das válvulas de controle, além de permitir o uso das duas válvulas simultaneamente para aumento de carga da unidade.

Outra vantagem conquistada pela nova configuração, além de saber ser possível uma sintonia individual para cada malha de controle, foi à facilidade nos testes que são realizados ao término das manutenções, onde é necessário o controle em manual das válvulas.

## 6 Conclusões e Trabalhos Futuros

Neste trabalho foi realizado um estudo sobre as estratégias *Split-range* e multicontrolado para sistemas onde se tem um objetivo de controle e duas ou mais variáveis manipuladas (sistemas *MISO*). Sabendo dos problemas de sintonia e dificuldade de atuação individual das variáveis manipuladas enfrentados na prática causados pela estratégia *Split-range*, propõem-se uma metodologia para substituição desta estratégia por multicontroladores. Restringimos o trabalho para 4 casos típicos da indústria de processos.

No caso 1 têm-se plantas idênticas e variáveis manipuladas (MV's) de igual importância, podemos ver que em termos de sintonia temos uma equivalência das duas estratégias neste caso uma vez que as plantas são iguais, no entanto consegue-se resolver os problemas da impossibilidade de atuação separada nas MV's a critério da operação e manutenção quando necessário.

Nos casos 2 e 3 têm-se plantas idênticas, porém deseja-se que um dos atuadores tenha ação preferencial, no *Split-range* isso ocorre de maneira automática quando se divide o *range* de saída do controlador, pois a segunda variável manipulada atua somente com a saturação da primeira. Nos sistemas multicontrolado isto também é possível, apenas tendo uma defasagem nos *set-points* dos controladores. Removendo o *Split-range* temos de imediato a melhoria de operação e manutenção citada anteriormente. Quanto à sintonia da malha de controle, continua-se com a equivalência das estratégias, uma vez que continuamos com plantas idênticas. Porém no sistema com multicontroladores temos uma pequena diferença dos *set-points* que em casos raros poderia ser prejudicial se o valor de referência necessitasse ser exato. No caso 3, essa diferença pode ser solicitada, deixando que um dos atuadores assuma o controle somente em anomalias de processo.

No caso 4 têm-se sistemas com atuadores diferentes, não só o atuador propriamente dito, mas também condições de processo diferentes, o que é bastante comum na indústria. Para este sistema temos uma melhoria também em termos de desempenho na atuação do sistema de multicontrolado, uma vez que cada controlador é sintonizado individualmente para sua respectiva planta. Outra alternativa proposta, foi o controle de posição para estes sistemas, que além de melhorar o desempenho de controle possui também uso melhor distribuído dos atuadores sem a saturação dos mesmos.

Na implantação da metodologia no estudo de caso tivemos êxito principalmente na possibilidade de atuação individual nos atuadores sem a necessidade de bloqueio no campo dos mesmos. No controle de pressão, similar ao caso 3 apresentado anteriormente, os operadores da planta optaram por deixar uma banda morta na atuação do controlador, de maneira a utilizar a válvula de pressurização com inertes somente quando a pressão do vaso caísse abaixo de um valor considerado crítico para o processo. No controle de nível conseguimos trabalhar sem a saturação dos atuadores, embora fosse possível a utilização das duas malhas em cascata, a operação optou por trabalhar com uma das malhas de controle em manual e a outra em cascata.

Na análise de estabilidade realizada no capítulo 3 provamos que, sendo todos os parâmetros positivos das plantas e dos controladores, o sistema multicontrolado é estável. Além disso, sabemos que o sistema multicontrolado possui mais variáveis a determinar, o que na prática significa uma maior flexibilidade de operação e mais variáveis que

contribuem para o desempenho de controle do sistema. Nos casos 1, 2, 3 e 4 provamos que é possível utilizar o multicontrolado no lugar do *Split-range* com melhorias em termo de operação, manutenção e sintonia do controle das plantas. A grande vantagem do controle em *Split-range* situa-se no passado, quando a aquisição de um novo controlador tinha um alto custo agregado, o que não ocorre na tecnologia dos SDCD's atuais.

Para trabalhos futuros seria interessante fazer uma análise de estabilidade também do sistema *Split-range* e ver em que casos este sistema desestabilizaria a planta. Para o sistema multicontrolado poderia se avaliar a possibilidade de achar relações algébricas entre os parâmetros que resultem na ação que se deseja: simultânea, *overlapping* ou sequencial.

## 7 Referências

BRASIL, M. N. I. D. ARAÚJO, A. S. e SOUSA, E. C. M. D. **Processamento de Petróleo e Gás**. Rio de Janeiro: LTC 2011.

CAMPOS, M. C. M. M. D.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. EDGARD BLUCHER, 2006. ISBN 9788521205524. Disponível em: < <http://books.google.com.br/books?id=4NvStgAACAAJ> >.

JOHNSON, M. A.; MORADI, M. H. **PID Control: New Identification and Design Methods**. Springer, 2006. ISBN 9781846281488. Disponível em: < <http://books.google.com.br/books?id=hY6oLlqLCv8C> >.

RICO-AZAGRA, J. et al. Quantitative Feedback Control of Multiple Input Single Output Systems. **Mathematical Problems in Engineering**, v. 2014, p. 17, 2014. Disponível em: < <http://dx.doi.org/10.1155/2014/136497> >.

SEBORG, D. E. **Process Dynamics and Control**. EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A., et al 2011.

SMITH, C. L. **Advanced Process Control: Beyond Single Loop Control**. Wiley, 2011. ISBN 9781118035214. Disponível em: < <http://books.google.com.br/books?id=yyMQCSWJfcsC> >.

ÅSTRÖM, K. K. J.; HÄGGLUND, T. **Advanced Pid Control**. ISA-The Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006. ISBN 9781556179426. Disponível em: < <http://books.google.com.br/books?id=XcseAQAAIAAJ> >.