

ROGÉRIO PASSOS DO AMARAL PEREIRA

**IMPLANTAÇÃO DO CONTROLADOR PREDITIVO  
MULTIVARIÁVEL DMC EM UMA PLANTA PILOTO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Elétrica.  
Orientador: Prof. Dr. José Leandro Félix Salles.  
Co-Orientador: Prof. Dr. Saul Munareto.

VITÓRIA  
2011

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)  
(Biblioteca Central da Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

---

P436i Pereira, Rogério Passos do Amaral, 1961-  
Implantação do controlador preditivo multivariável DMC em  
uma planta piloto / Rogério Passos do Amaral Pereira. – 2011.  
99 f. : il.

Orientador: José Leandro Félix Salles.  
Coorientador: Saul da Silva Munareto.  
Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) – Universidade  
Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Controle preditivo. 2. Controladores PID. 3. LabVIEW. 4.  
CompactRIO. I. Salles, José Leandro Félix. II. Munareto, Saul da  
Silva. III. Universidade Federal do Espírito Santo. Centro  
Tecnológico. IV. Título.

CDU: 621.3

---

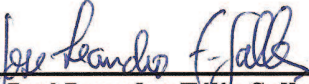
ROGÉRIO PASSOS DO AMARAL PEREIRA

**IMPLANTAÇÃO DO CONTROLADOR PREDITIVO  
MULTIVARIÁVEL DMC EM UMA PLANTA PILOTO**

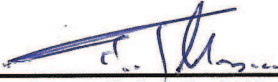
Dissertação submetida ao programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisição parcial para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

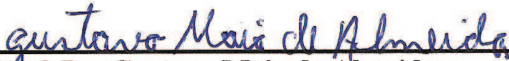
Aprovada em 21 de novembro de 2011.

COMISSÃO EXAMINADORA

  
\_\_\_\_\_  
**Prof. Dr. José Leandro Félix Salles - Orientador**  
**Universidade Federal do Espírito Santo**

  
\_\_\_\_\_  
**Prof. Dr. Saul Munareto - Co-orientador**  
**Instituto Federal do Espírito Santo**

  
\_\_\_\_\_  
**Prof. Dr. Celso José Munaro**  
**Universidade Federal do Espírito Santo**

  
\_\_\_\_\_  
**Prof. Dr. Gustavo Maia de Almeida**  
**Instituto Federal do Espírito Santo**

# Agradecimentos

Agradeço a Deus por ter-me dado saúde.

Ao meu pai Maneco e minha mãe Sylma pela minha vida e pelo sacrifício que fizeram para me dar estudos.

À minha esposa Ângela pelas horas difíceis.

À minha filha Luísa, que me dá ânimo de continuar, e pelos maravilhosos momentos que pediu para ficar ao meu lado enquanto escrevia este trabalho, segundo ela para me dar sorte.

Agradeço ao professor José Leandro Félix Salles pela paciência e por acreditar em mim.

Aos Professores da UFES Frasson, Moisés Ribeiro e Jussara Fardin que foram importantes na etapa inicial do mestrado.

Agradeço ao IFES Campus Serra por me conceder o ambiente para o desenvolvimento desta pesquisa e à coordenação de Automação Industrial pelo afastamento parcial concedido.

Agradeço ao professor Celso Munaro por ceder o controlador CompactRIO que foi essencial para iniciar este trabalho.

Aos meus amigos Saul e Wallas.

Ao Marco, intensamente, pois estava sempre com disponibilidade, paciência e dedicação. Agradeço também a sua família.

Aos meus irmãos Roberto, Robson e Rita.

A todos meus colegas e amigos do IFES.

## Resumo

Este trabalho tem como objetivo implementar o controlador preditivo multivariável DMC numa planta real e compará-lo com o PID multimalha. A aplicação prática é feita na planta piloto do IFES/Serra, onde se realiza o controle da pressão e do nível através da velocidade da bomba e da abertura da válvula. A modelagem do processo, o cálculo da matriz de ganhos relativos para determinar o grau de acoplamento das malhas, e a sintonia dos controladores PID multimalha são apresentados. As pré-sintonias dos PIDs são sugeridas através do simulador que compara o desempenho de vários métodos de sintonia comumente encontrados na literatura. No DMC a pré-sintonia é sugerida através de um simulador baseado em algoritmo genético. Em ambos os casos a sintonia final é ajustada manualmente de forma a melhorar o desempenho das malhas. As respostas da planta ao degrau usando os controladores PID multimalha e DMC são comparados com e sem restrições na abertura da válvula e na velocidade da bomba. Uma interface didática, desenvolvida com o software LabVIEW, é usada para interagir com o MATLAB e o controlador CompactRIO, permitindo uso das funções de otimização do MATLAB na implementação do controlador DMC.

Palavras-chave: controlador preditivo multivariável DMC, PID multimalha, LabVIEW, CompactRIO

## **Abstract**

This work aims to implement the predictive multivariable DMC controller in a real plant and compare it with the multi-loop PID. The practical application is made in a pilot plant located in the IFES / Serra, where pressure and level are controlled with the speed of the pump and the valve opening. The process model, the calculation of the relative gain array to determine the degree of coupling of the loops and the tuning of the multi-loop PID controllers are presented. The initial tuning of the PID is suggested by a simulator that compares the performance of various tuning methods commonly found in the literature. The initial DMC tuning is suggested by a simulator based on genetic algorithm. In both cases the final tuning is adjusted manually to improve the performance of the loops. Plant responses to step using the multi-loop PID and DMC are compared with and without restrictions on the valve opening and the pump speed. A didactic interface developed with the LabVIEW software is used to interact with MATLAB and the CompactRIO controller, this iteration allows use MATLAB optimization functions in the implementation of the DMC controller.

# Sumário

<b>Resumo.....</b>	<b>5</b>
<b>Abstract.....</b>	<b>6</b>
<b>Lista de Figuras .....</b>	<b>9</b>
<b>Lista de Tabelas.....</b>	<b>12</b>
<b>Nomenclatura... ..</b>	<b>13</b>
<b>Lista de trabalhos publicados .....</b>	<b>16</b>
<b>Capítulo 1: Introdução .....</b>	<b>17</b>
<b>1.1 Motivação .....</b>	<b>17</b>
<b>1.2 Controle multivariável e multimalha .....</b>	<b>18</b>
1.2.1 Controle preditivo baseado em modelo .....	19
<b>1.3 Objetivos .....</b>	<b>21</b>
1.3.1 Objetivos específicos .....	21
1.3.2 Organização do trabalho .....	21
<b>Capítulo 2: O ambiente de teste .....</b>	<b>23</b>
<b>2.1 A planta piloto .....</b>	<b>23</b>
<b>2.2 O controlador CompactRIO .....</b>	<b>26</b>
<b>2.3 O software LabVIEW .....</b>	<b>29</b>
<b>Capítulo 3: Projeto dos controladores multimalha .....</b>	<b>35</b>
<b>3.1 O implementação do PID.....</b>	<b>35</b>
<b>3.2 Posicionador da válvula superior.....</b>	<b>37</b>
3.2.1 Sintonia do posicionador.....	37
<b>3.3 O modelo matemático do processo .....</b>	<b>42</b>

<b>3.4 O controle multimalha .....</b>	<b>46</b>
3.4.1 A Matriz de ganhos relativos .....	46
3.4.2 Controle multimalha de pressão e nível convencional .....	49
3.4.3 Controle multimalha de pressão e nível com vazão em cascata .....	52
3.4.4 Comparação entre os Controladores multimalhas .....	56
<b>Capítulo 4: O Controle preditivo DMC.....</b>	<b>59</b>
<b>4.1 O DMC monovariável .....</b>	<b>62</b>
4.1.1 Cálculo do sinal de controle .....	65
<b>4.2 Controle preditivo DMC multivariável .....</b>	<b>67</b>
4.2.1 Solução DMC multivariável irrestrito .....	70
4.2.2 DMC multivariável com restrições .....	71
<b>4.3 Implantação do controlador DMC .....</b>	<b>77</b>
<b>4.4 O simulador do DMC.....</b>	<b>80</b>
<b>4.5 Sintonia do controlador DMC .....</b>	<b>81</b>
<b>4.6 Teste do controlador DMC na Planta Piloto .....</b>	<b>82</b>
<b>Capítulo 5: Desempenho dos controladores.....</b>	<b>85</b>
<b>5.1 Comparação do desempenho entre o DMC e os controladores multimalha PID.....</b>	<b>85</b>
<b>5.2 Comparação dos controladores com restrições.....</b>	<b>86</b>
5.2.1 Restrição com variação do <i>setpoint</i> de nível.....	86
5.2.2 Restrição com variação do <i>setpoint</i> de pressão.....	89
<b>Capítulo 6: Conclusões e sugestões de trabalhos futuros .....</b>	<b>93</b>
<b>Referências.....</b>	<b>94</b>
<b>Apêndice A - Cálculos dos modelos .....</b>	<b>97</b>
<b>Apêndice B – As tabelas usadas no aplicativo de sintonia .....</b>	<b>99</b>



## Lista de Figuras

Figura 1.1 – Diagrama original da planta piloto.....	18
Figura 1.2 – Sistema mutivariáveis com controle multivariável (a) e sistema multivariáveis com controle PID (b). .....	19
Figura 2.1 – Descrição dos Instrumentos de 4 a 20 ma da planta piloto. ....	24
Figura 2.2 – Diagrama da planta piloto para instrumentação de 4 a 20 ma. ....	25
Figura 2.3 – Foto da planta piloto. ....	25
Figura 2.4 – Detalhe do novo painel de controle.....	26
Figura 2.5 – O controlador compactRIO e suas placas E/S. ....	26
Figura 2.6 – Modelo funcional do CompactRIO.....	27
Figura 2.7 – (a) NI 9205, (b) NI 9263, (c) NI 9265 e (d) NI 9403.....	27
Figura 2.8 – As saídas analógica da placa NI-9265 conectadas aos atuadores. ....	28
Figura 2.9 – Conexões das portas digitais da placa NI-9403 com os atuadores ....	28
Figura 2.10 – Circuito que liga cada porta da placa NI-9403 com seu respectivo atuador.....	28
Figura 2.11 – Interface de entrada de dados.....	29
Figura 2.12 – Detalhes do Interface de entrada de dados.....	29
Figura 2.13 – Estrutura do projeto “ Bonito”. ....	30
Figura 2.14 – VI usando a função “MATLAB script”. ....	31
Figura 2.15 – PID de pressão no VI no controlador.....	32
Figura 2.16 – Rotina de aquisição no controlador.....	33
Figura 2.17 – Filtro digital para melhorar o sinal do transmissor de nível.....	33
Figura 3.1 – Sistema de controle básico.....	35
Figura 3.2 – PID com anti <i>Wind-up</i> .....	36
Figura 3.3 – Controlador PID com anti <i>wind-up</i> programado no LabVIEW.....	36
Figura 3.4 – Posicionador sendo considerando parte integrante da válvula.....	37
Figura 3.5 – Diagrama do aplicativo análise de sintonia.....	40
Figura 3.6 – Degrau aplicado para obtenção do modelo da válvula.....	40
Figura 3.7 – Respostas do simulador para escolha da sintonia do posicionador.....	41
Figura 3.8 – Resposta real do posicionador para a sintonia escolhida. ....	42

Figura 3.9 – Modelo de pressão e nível do processo.....	42
Figura 3.10 – Resposta real de pressão para um degrau na velocidade da bomba.....	43
Figura 3.11 – Resposta real de nível para um degrau na velocidade da bomba.....	44
Figura 3.12 – Resposta real de nível para um degrau na posição da válvula.....	44
Figura 3.13 – Resposta real de pressão para um degrau na posição da válvula.....	45
Figura 3.14 – Diagrama em bloco da implantação do PID multimalha.....	48
Figura 3.15 – Configuração do controlador multimalha convencional de pressão e nível.....	49
Figura 3.16 – Configuração do Controlador multimalha de pressão e nível com cascata.....	49
Figura 3.17 – Respostas simuladas de pressão ao degrau em malha fechada.....	50
Figura 3.18 – Respostas simuladas do nível ao degrau em malha fechada.....	51
Figura 3.19 – Resposta real de vazão para um degrau na válvula.....	53
Figura 3.20 – Respostas simuladas de vazão ao degrau em malha fechada.....	53
Figura 3.21 – Resposta real da vazão para degrau após sintonia do PID de vazão.....	54
Figura 3.22 – Degrau para obtenção da função de transferência de nível para a configuração cascata.....	55
Figura 3.23 – Respostas simuladas do controlador de nível com vazão em cascata.....	55
Figura 3.24 – Respostas reais para variação do SP de nível.....	57
Figura 3.25 – Respostas reais para variação de SP de pressão.....	58
Figura 4.1 – Diagrama do controle preditivo baseado em modelo (CPBM).....	59
Figura 4.2 – Estratégia do CPMB.....	60
Figura 4.3 – Trajetória de referência.....	61
Figura 4.4 – Resposta ao impulso.....	62
Figura 4.5 – Resposta ao degrau.....	63
Figura 4.6 – Lei de controle.....	67
Figura 4.7 – Diagrama em bloco da implantação do DMC.....	78
Figura 4.8 – Fluxograma do algoritmo DMC.....	79
Figura 4.9 – Tela IHM do simulador DMC usando o LabVIEW.....	80
Figura 4.10 – Resposta do simulador DMC para variação do <i>setpoint</i> de nível.....	81
Figura 4.11 – Resposta da planta para diferentes SPs de nível, com o SP de pressão constante, usando o DMC.....	83
Figura 4.12 – Respostas da planta para diferentes SPs de pressão com o SP de nível constante, usando o DMC.....	83

Figura 4.13 – Influência do parâmetro $\alpha$ na resposta de pressão. ....	84
Figura 4.14 – Antecipação da resposta de nível. ....	84
Figura 5.1 – Restrição no PID com variação de <i>setpoint</i> de nível.....	87
Figura 5.2 – Sinais do teste de restrição no PID com variação de <i>setpoint</i> de nível. ....	87
Figura 5.3 – Restrição no PID cascata com variação de <i>setpoint</i> de nível. ....	88
Figura 5.4 – Sinais do teste de restrição no PID cascata com variação de <i>setpoint</i> de nível. ..	88
Figura 5.5 – Restrição no DMC com variação de <i>setpoint</i> de nível.....	89
Figura 5.6 – Sinais do teste de restrição no DMC com variação de <i>setpoint</i> de nível. ....	89
Figura 5.7 – Restrição no PID com variação do <i>setpoint</i> de pressão. ....	90
Figura 5.8 – Sinais do teste de restrição no PID com variação do <i>setpoint</i> de pressão.....	90
Figura 5.9 – Restrição no DMC com variação do <i>setpoint</i> de pressão.....	91
Figura 5.10 – Sinais do teste de restrição no DMC com variação do <i>setpoint</i> de pressão. ....	91
Figura 5.11 – Alterações dos parâmetros $\delta$ e $\lambda$ da saída de nível para eliminar a queda do nível do tanque. ....	92
Figura 5.12 – Sinais do teste com alterações dos parâmetros $\delta$ e $\lambda$ da saída de nível para eliminar a queda do nível no tanque.....	92

## Lista de Tabelas

Tabela 1 – Tabela de conversão para porcentagem .....	33
Tabela 2 – Parâmetros de sintonia e os índices de desempenho fornecidos pelo simulador do posicionador .....	41
Tabela 3 – Interpretação do valor de $\lambda$ .....	47
Tabela 4 – Análise do valor de $\lambda$ para a planta piloto .....	48
Tabela 5 – Parâmetros de sintonia e índices de desempenho fornecidos pelo simulado do PID de pressão. ....	50
Tabela 6 - Parâmetros de sintonia e os índices de desempenho do simulador do PID de nível .....	51
Tabela 7 – Parâmetros de sintonia escolhidos para multimalha convencional.....	51
Tabela 8 – Parâmetros de sintonia e índices de desempenho fornecidos pelo simulador do PID de vazão. ....	54
Tabela 9 – Parâmetros de sintonia e os índices de desempenho do PID de nível. ....	56
Tabela 10 – Parâmetros de sintonia usados para o controle multimalha com cascata. ....	56
Tabela 11 – Desempenho das malhas na planta piloto com diferentes controladores para variação do SP de nível, mantendo o SP de pressão constante. ....	85
Tabela 12 – Desempenho das malhas na planta piloto com diferentes controladores para variação do SP de pressão, mantendo o SP de nível constante. ....	85

# Nomenclatura

## Lista de Variáveis

Símbolo	Descrição
AQ-01	Aquecedor
$\theta$	Atraso
B	bomba
$g_i$	Coefficientes da resposta ao degrau
$\tau$	Constante de tempo
CLP	Controlador lógico programável
$u(j)$	Controle atual
CPBM	Controle Preditivo Baseado em modelo
i bomba	Corrente na bomba
i válvula	Corrente na válvula
$\Delta u$	Diferencial do sinal de controle
DMC	<i>Dynamic Matrix Control</i>
E/S	Entrada e saída
$\alpha$	Fator de previsão
FPGA	<i>Field Programmable Gate Array</i>
J	Função custo
$G_c$	Função de transferência do controlador
$k_p$	Ganho da planta
$k_c$	Ganho do controlador
$h_c$	Horizonte de controle
$h_p$	Horizonte de previsão
t	Instante
IAE	<i>Integral of the absolute value of error</i>
ISE	<i>Integral of the square of the error</i>
PCI	Interconector de Componentes Periféricos

## Lista de Variáveis

<b>Símbolo</b>	<b>Descrição</b>
IHM	Interface homem máquina
ITAE	<i>Integral of time-weighted absolute error</i>
T	Intervalo de tempo
LabVIEW	<i>Laboratory Virtual Instrument Workbench</i>
MPHC	<i>Model Predictive Heuristic Control</i>
MPC	<i>Model Predictive Control</i>
MIMO	<i>Multiple-Input, Multiple Output</i>
NI	National Instruments
N	Número de amostras
$\lambda$	Ponderações do esforço
FE	Placa de orifício
$\delta$	Ponderações do erro
PID	Proporcional integral derivativo
QDMC	<i>Quadratic Dynamic Matrix Control</i>
RGA	<i>Relative Gain Array</i>
TQ-02	Reservatório inferior
TQ-01	Reservatório superior
F	Resposta livre
b max	Restrição de bomba máxima
v max	Restrição de válvula máxima
y(j)	Saída atual
SP	<i>Setpoint</i>
u	Sinal de controle
SISO	<i>Single Input, Single Output</i>
$t_d$	Tempo derivativo
$t_i$	Tempo integral
TC	Trocador de calor
LV-01	Válvula de controle inferior
FV-01	Válvula de controle superior
V	Válvula manual

## **Lista de Variáveis**

<b>Símbolo</b>	<b>Descrição</b>
VP	Variável de processo
VM	Variável manipulada

## **Lista de trabalhos publicados**

-Ambiente para simulação e aplicação numa planta didática de um controlador PID com anti win-up. Pereira, R. P.A.; Almeida, G.M. ; Salles, J.L.F.; Munaro, C.; Cuadros, M. A. COBENGE 2011.

-Implantação do controle multivariável em uma planta didática usando o LabVIEW. Pereira, R. P.A. ; Salles, J. L. F.; Cuadros, M. A. (2011). COBENGE 2011.

-Modelagem de uma planta industrial didática multivariável e não linear. Thomas, W. G.; Passos, R.; Salles, J. L. F. ; Cuadros, M. A. .INDUSCON 2010.



# Capítulo 1: **Introdução**

## **1.1 Motivação**

O objetivo de cada malha de controle é manter o processo nas condições de operação com segurança e eficiência. O desempenho pobre de uma malha de controle pode provocar um alto consumo de energia e de matéria prima, paradas não desejadas e baixa qualidade no produto final, diminuindo a rentabilidade da planta

Desboroug et al. (2001) descreveu que apenas 1/3 das malhas de controle industriais operam adequadamente em automático, 1/3 se encontra em manual e 1/3 degrada o desempenho do sistema, ao invés de melhorá-lo. Já, segundo os números apresentados por Ender (1993), em uma planta química típica, a quantidade de malhas de controle em manual é da mesma ordem de grandeza daquelas que operam em automático. Essa condição ocorre pela falta de uma equipe capacitada, ou pelo quadro reduzido de funcionários; sendo assim, a implementação de ambientes didáticos para testar técnicas de controle tradicionais e avançadas é importante visando a melhorar o desempenho dos controladores através da capacitação dos funcionários.

O ensino de controle de processos industriais requer a adequada fundamentação teórica dada na sala de aula, bem como a realização de experimentos em laboratório, que abordem o uso de tecnologias existentes no mercado para a solução dos problemas reais encontrados no meio industrial. Assim, algumas instituições de ensino de controle e automação investem no desenvolvimento de plantas didáticas, conforme pode ser visto em alguns artigos publicados em congressos de ensino dessa área, como por exemplo, Barbosa (2004), Gomes e Pinto (2008) e Carvalho (2009).

A aprendizagem do controle preditivo nas instituições de ensino ainda é pequena, e a implementação desse tipo de controlador em uma planta didática proporciona a oportunidade de utilizá-lo nos laboratórios das instituições acadêmicas. Neste trabalho a planta piloto didática industrial mostrada na Figura 1.1 será usada como ambiente de teste real do controlador preditivo. Essa planta faz parte do laboratório de instrumentação e controle do curso técnico de automação e de engenharia de controle do IFES/SERRA.

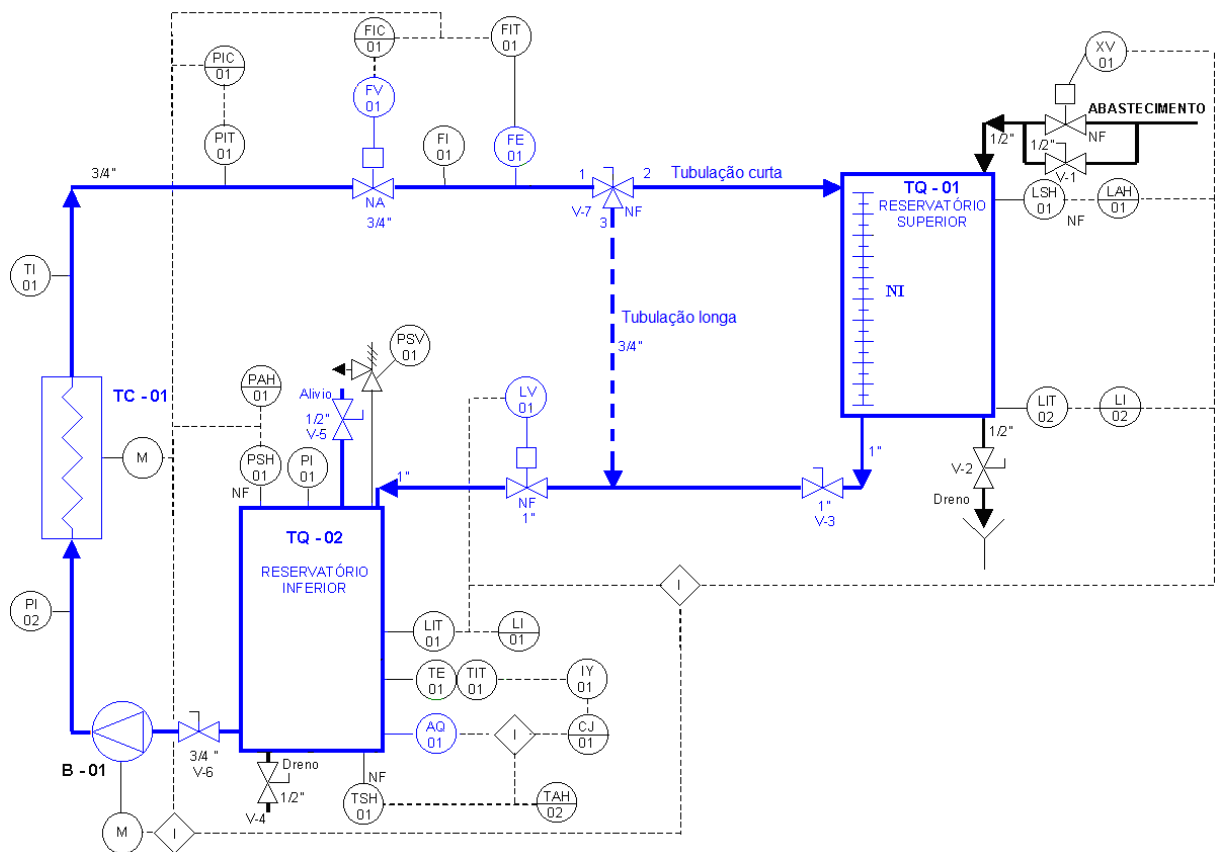


Figura 1.1 – Diagrama original da planta piloto.

## 1.2 Controle multivariável e multimalha

Os processos multivariáveis com controle multivariável, esquematizado na Figura 1.2(a), utilizam múltiplas entradas para o controle de múltiplas saídas. A maior vantagem dessa abordagem é considerar as interações existentes entre as variáveis que compõem o processo. Os processos multivariáveis com controles PIDs são mais suscetíveis aos efeitos das interações, uma vez que essas malhas operam de modo independente e as interações não estão presentes no projeto do algoritmo de controle. Para cada variável medida tem-se apenas uma variável manipulada correspondente, conforme se verifica na Figura 1.2(b) (Morais, 2004). Para estes processos as interações entre as variáveis causam dois problemas potenciais ao controle (Seborg et al., 1989):

1. Desestabilização do sistema em malha fechada;
2. Aumento da dificuldade de sintonia do controlador.

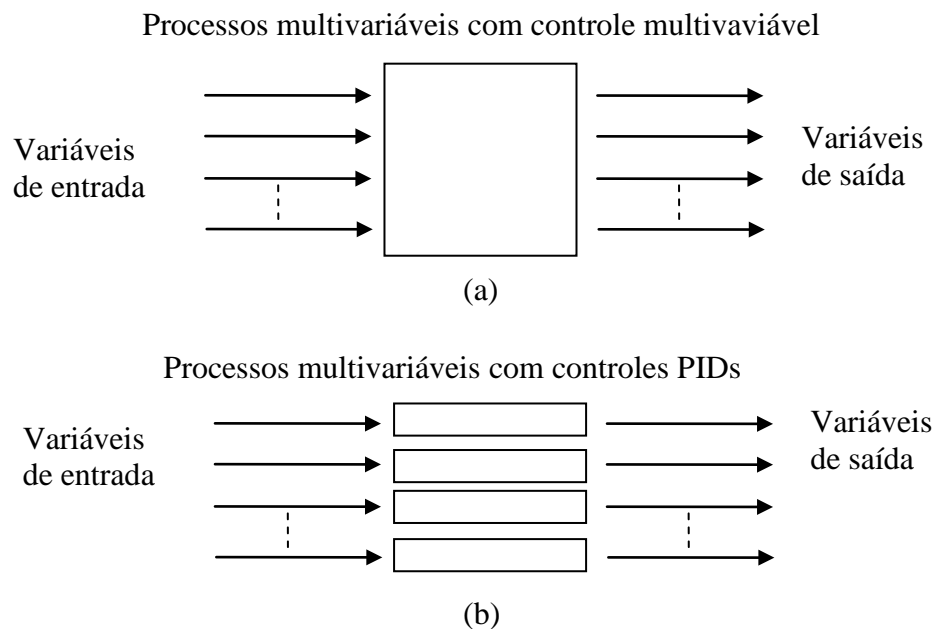


Figura 1.2 – Sistema multivariáveis com controle multivariável (a) e sistema multivariáveis com controle PID (b).

Segundo Aström e Hägglund (2001) os controladores PID (proporcional integral derivativo) multimalha atingem cerca de 90% do total dos controladores usados na indústria.

Os controladores multivariáveis dispõem de recursos para considerar as interações entre as variáveis do sistema. Essa é uma das maiores vantagens, além da possibilidade de manipular restrições, quando usado o controle preditivo baseado em modelo (CPBM).

### 1.2.1 Controle preditivo baseado em modelo

O Controle Preditivo Baseado em modelo não designa uma estratégia de controle específica, mas uma ampla variedade de métodos de controle que fazem uso do modelo de um processo para obter o sinal de controle pela minimização de uma função objetivo (Camacho e Bordons, 2004). Os vários algoritmos CPBM diferenciam-se quanto ao uso da representação do modelo, dos ruídos e da função custo a ser minimizada.

O controle preditivo surgiu no meio industrial, onde ocorreram as primeiras implementações, no início da década de 1970, feitas por Richalet et al (1978), da empresa francesa Adersa, quando publicaram na revista *Automática*, a primeira aplicação do controle preditivo com o nome *Model Predictive Heuristic Control* (MPHC). O software comercial derivado dessa técnica foi denominado IDCOM.

A segunda geração do controlador preditivo denominado *Dynamic Matrix Control* (DMC) foi desenvolvida por engenheiros da Shell, liderados por Cutler e Ramaker (1979), quando o algoritmo foi apresentado no congresso da National AIChE. Suas principais características são:

- 1 – Modelo de previsão usando a resposta ao degrau;
- 2 – Função custo quadrática sobre o horizonte finito;
- 3 – Restrições nas variáveis de entrada e saída;
- 4 – As variáveis manipuladas são calculadas resolvendo um problema de programação linear (PL).

A fim de melhorar o tratamento de restrições, (Cutler et al, 1983) incorporaram ao DMC um algoritmo de programação quadrática, onde as restrições de entrada e saída são explicitadas. Tal algoritmo foi denominado *Quadratic Dynamic Matrix Control* (QDMC).

Nos últimos anos, houve um grande crescimento no número de aplicações industriais utilizando o controle preditivo baseado em modelos lineares. O trabalho de Qin e Badgwell (2003) mostra que a indústria química e a do petróleo são as principais áreas de aplicação das estratégias de CPBM. Um ótimo exemplo da aplicação do CPBM é a otimização do moinho secador de carvão na Samarco. A empresa ao implantá-lo obteve níveis inéditos de estabilidade no processo, mesmo sob grandes distúrbios (Rocha, L. F, 2010).

Conforme Automation Research Corporation (2000) (apud Sotomayor; Odloak, 2006), “o mercado do controle preditivo está crescendo a uma taxa anual de 18%, e benefícios substanciais são diretamente auferidos da capacidade do controlador preditivo em assegurar a operação da planta no seu limite mais lucrativo”. O controle preditivo DMC é bastante utilizado e será detalhado e aplicado neste trabalho.

Os fatores que motivam a aplicação do CPBM na indústria é que essa estratégia permite um tratamento natural de processos com:

- Limitações físicas dos atuadores;
- Múltiplas entradas e múltiplas saídas;
- Atraso de transporte;
- Ação de controle antecipatória (Feedforward) sobre as perturbações;
- Restrições sobre as variáveis controladas.

O uso de restrições permite operar o processo numa região próxima às suas restrições (comparando com o controle convencional), o que conduz ao aumento da produtividade da planta industrial.

## **1.3 Objetivos**

Este trabalho tem como objetivo implementar e comparar os controladores DMC multivariáveis e PID multimalha numa planta piloto, onde será controlada a pressão e o nível através da velocidade da bomba e da abertura da válvula.

Será utilizado o controlador CompactRIO, que é programado com o software LabVIEW. A escolha desse sistema se deve à facilidade de programação e interação com o software Matlab, o qual é uma ótima ferramenta para análise e simulação de processos industriais, além de ser amplamente usado no ensino de controle. Outro motivo da escolha é que o software LabVIEW tem sido usado como sistema de controle e de supervisão nos processos industriais; por exemplo, na Nucor Corporation, a maior indústria americana de reciclagem de aço, e na Vapo Hydraulics, indústria especializada em sistemas hidráulicos (National Instruments, 2011).

### **1.3.1 Objetivos específicos**

- a) Implantação na planta piloto de um novo controlador para permitir a programação do algoritmo DMC. Será também implementada uma instrumentação paralela para levar informações de nível, pressão, vazão e posição para o novo controlador;
- b) Implementação de controle multimalha com controladores PID;
- c) Desenvolvimento de um aplicativo para facilitar a escolha da sintonia dos PIDs multimalha;
- d) Desenvolvimento do simulador da planta usando o controle DMC;
- e) Implantação do controle DMC na planta.

### **1.3.2 Organização do trabalho**

Este trabalho está dividido em seis capítulos. No capítulo introdutório foi apresentada a motivação, os conceitos e os objetivos do trabalho.

No capítulo 2 serão apresentados a planta piloto, o controlador CompactRIO, o software LabVIEW e as modificações feitas na planta original, para viabilizar a implantação desse controlador. Também é explicado o aplicativo para aquisições de dados desenvolvidos usando o software LabVIEW.

A implantação do projeto do PID multimalha será apresentado no capítulo 3 e o projeto do controlador multivariável DMC, no capítulo 4. No capítulo 5, os controladores implantados serão comparados e no capítulo 6 serão feitas as conclusões e as sugestões para novos trabalhos.

## Capítulo 2: O ambiente de teste

Neste capítulo será mostrada a configuração da planta piloto, o controlador compactRIO e suas placas E/S, o software LabVIEW e a rotina desenvolvida para aquisição de dados.

### 2.1 A planta piloto

Na Figura 1.1 é mostrado o diagrama da planta, que possui um reservatório inferior (TQ-02) e um reservatório superior (TQ-01). O reservatório (TQ-02) é de aço inoxidável e, devido à posição da válvula manual V-5, pode ser considerado um reservatório aberto ou fechado. Para este trabalho o reservatório TQ-02 permaneceu aberto. A temperatura pode ser aumentada através do aquecedor AQ-01, porém não será utilizado. A bomba B-01 retira o fluido da parte inferior de TQ-02 e o faz circular através do trocador de calor TC-01, da válvula de controle superior FV-01, da placa de orifício FE-01 e da válvula manual de três vias V-7. Essa válvula direciona o fluido para o reservatório inferior TQ-02 através da válvula de controle inferior LV-01, ou para o reservatório superior. O fluido do tanque superior retorna para o tanque inferior TQ-02 também através da válvula inferior LV-01.

A tubulação que direciona o fluido pelo reservatório superior será chamada de tubulação curta, uma vez que o caminho do fluido na tubulação é interrompido por TQ-01. O outro caminho será chamado de tubulação longa, visto que o fluido sai e retorna ao reservatório inferior sem interromper seu caminho dentro da tubulação (Thomas et al., 2010). Neste trabalho será usada a tubulação curta.

Originalmente essa planta era controlada através de uma rede Fieldbus Foundation, que possibilitava somente implementação de controladores que estavam previamente programados pelo fabricante nos seus instrumentos de campo. Para implementações de outros tipos de controles, tais como preditivo, adaptativo, fuzzy, entre outros, foi necessário instalar na planta o controlador compactRIO, que possibilita desenvolvimentos de vários tipos de controles. Com o compactRIO houve aumento da

frequência de amostragem na aquisição de dados, e possibilitando uma resposta mais rápida do controlador.

Devido ao uso do padrão analógico de instrumentação de 4 a 20 mA, para o incremento da velocidade de aquisição de dados, houve a necessidade da instalação paralela de instrumentos analógicos mostrados na Figura 2.1 e na Figura 2.2. Este trabalho demandou adequações nas instalações elétricas para que fosse possível acesso do novo controlador aos atuadores. A comunicação entre o computador e o controlador é feita via ethernet e em ambos estão instalados o software LabVIEW.

Agora através de uma chave seletora é possível escolher o controle através da rede *Fieldbus Foundation* ou pelo controlador CompactRIO.

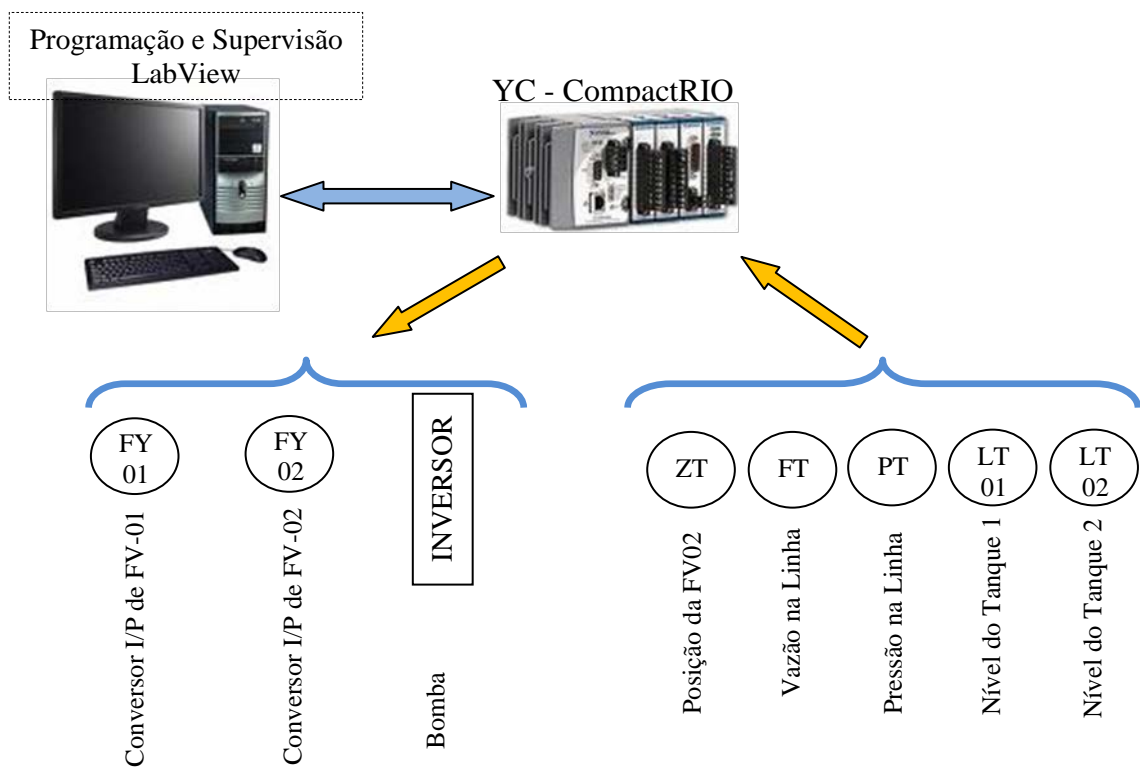


Figura 2.1 – Descrição dos Instrumentos de 4 a 20 ma da planta piloto.



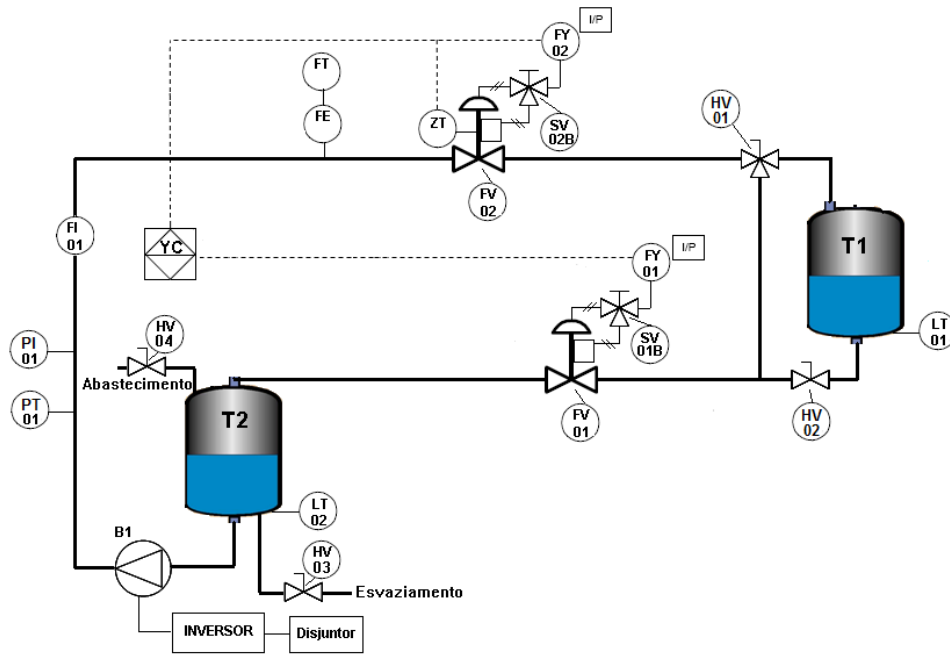


Figura 2.2 – Diagrama da planta piloto para instrumentação de 4 a 20 ma.

A Figura 2.3 mostra uma vista geral da planta, os instrumentos analógicos inseridos e o novo painel onde está localizado o controlador CompactRIO.

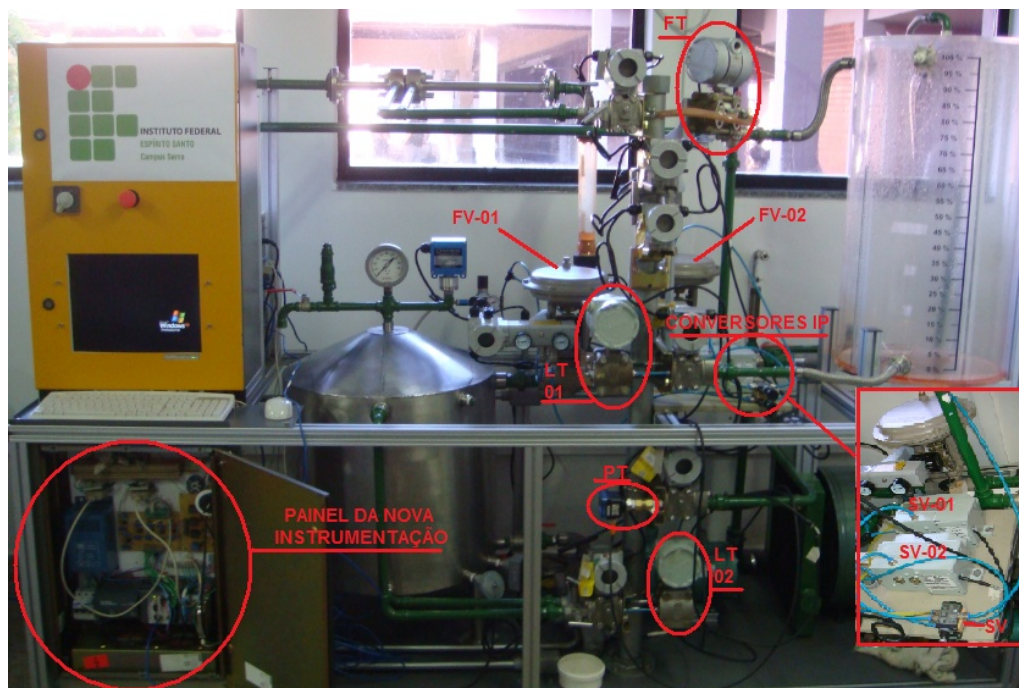


Figura 2.3 – Foto da planta piloto.

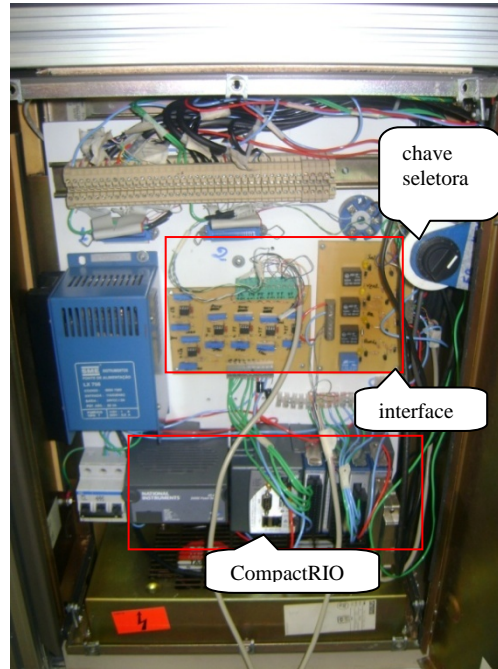


Figura 2.4 – Detalhe do novo painel de controle.

Na Figura 2.4 é possível visualizar com detalhe o novo painel de controle onde está fixado o controlador CompactRIO, os circuitos de interface e a chave seletora.

## 2.2 O controlador CompactRIO

Para aquisição dos dados e controle da planta foi utilizado o controlador CompactRIO modelo 9012 da National Instruments (National Instruments, 2009). O software para programação deste controlador é o LabVIEW (Laboratory Virtual Instrument Workbench), que possui ambiente gráfico de programação e muitos recursos das áreas de matemática, instrumentação e automação. Na Figura 2.5 é mostrado o controlador com suas placas de E/S que são escolhidas conforme a configuração desejada.



Figura 2.5 – O controlador compactRIO e suas placas E/S.

O CompactRIO (National Instruments, 2011) é um controlador avançado que incorpora um sistema de aquisição de dados projetado para aplicações que exigem alto desempenho e confiabilidade, associando as vantagens dos computadores e a robustez dos CLPs (controlador lógico programável). Possui um processador em tempo real, um FPGA (*Field Programmable Gate Array*) de alto desempenho e módulos E/S (entrada e saída). Cada módulo E/S é conectado diretamente ao FPGA, que é conectado ao processador através de um barramento PCI (Interconector de Componentes Periféricos) de alta velocidade (Figura 2.6).

O FPGA é um chip reconfigurável que permite programação com a ferramenta gráfica LabVIEW FPGA.

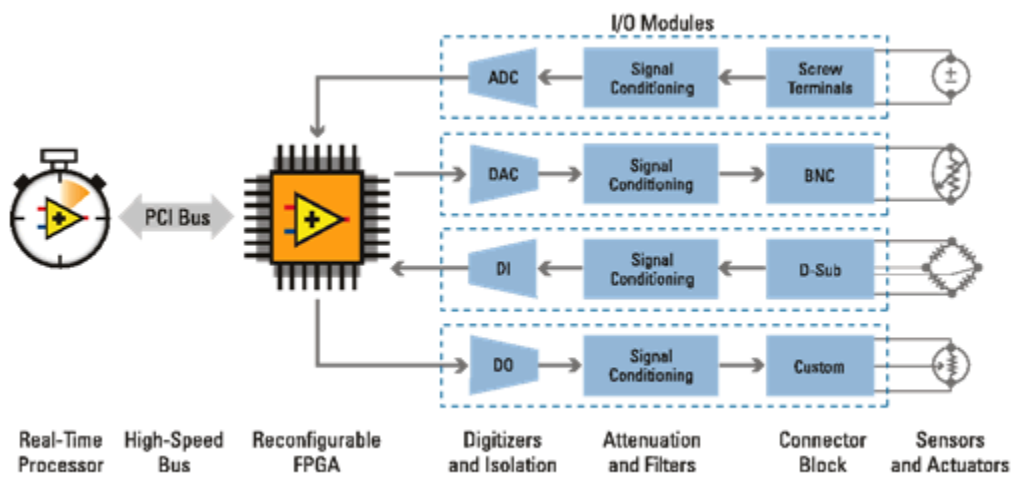


Figura 2.6 – Modelo funcional do CompactRIO.

O CompactRIO é pequeno e robusto, possui arquitetura do sistema aberto, permitindo flexibilidade no desenvolvimento de sistemas. O controlador implantado possui 4 módulos E/S. O módulo 1 é a placa NI 9205, com 32 canais de entrada analógica, o módulo 2 é a placa NI 9263 e o módulo 3 é a placa NI 9265, ambos com 4 canais de saídas analógicas e o módulo 4 é a placa NI 9403 com 32 canais bidirecionais digitais (Figura 2.7).



Figura 2.7 – (a) NI 9205, (b) NI 9263, (c) NI 9265 e (d) NI 9403

A Figura 2.8 mostra as saídas analógicas de 4 a 20 ma da placa NI-9265 que estão conectadas diretamente, sem circuitos intermediários, com os atuadores da planta para controlar, por exemplo, a velocidade da bomba e a abertura da válvula superior.

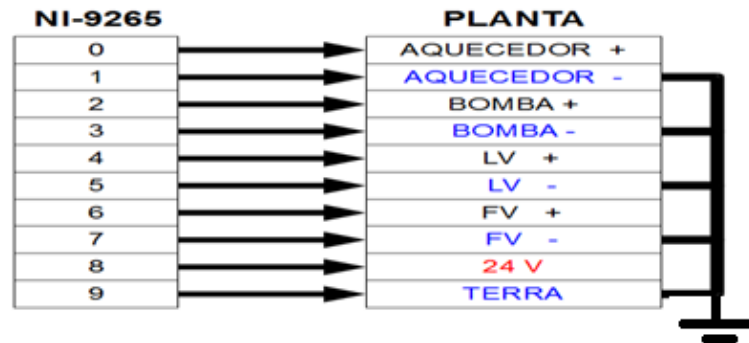


Figura 2.8 – As saídas analógica da placa NI-9265 conectadas aos atuadores.

A Figura 2.9 mostra as portas digitais da placa NI-9403 que são responsáveis pelo acionamento (ligar e desligar) da bomba, do aquecedor, do ventilador e do solenóide.

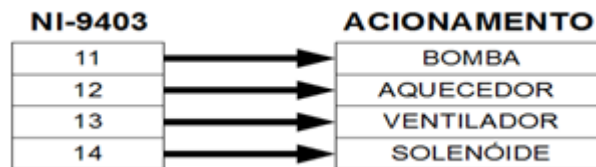


Figura 2.9 – Conexões das portas digitais da placa NI-9403 com os atuadores

A Figura 2.10 mostra o circuito eletrônico da interface, que fica entre a porta da placa NI-9403 e o atuador. São quatro circuitos, e cada um deles possui na sua saída um relé, que através de seu contato habilita (liga) o atuador desejado.

É importante observar que, para controlar a bomba, primeiro é necessário habilitá-la pela porta 11 da placa NI-9403 e depois controlar sua velocidade, através da saída analógica da porta 2 da placa NI-9265.

No caso da válvula superior, FV-01, sua abertura é controlada pela saída analógica da porta 6 da placa NI-9265, e não necessita de habilitação.

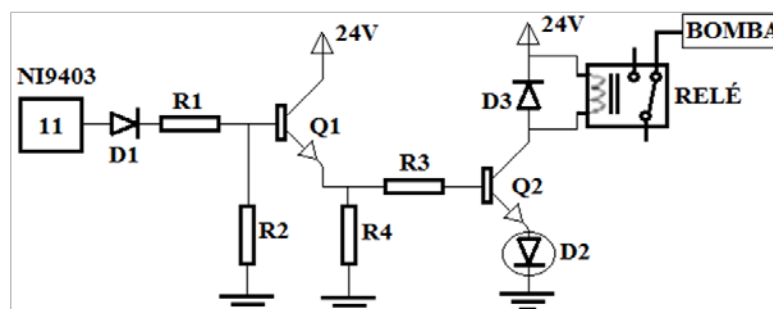


Figura 2.10 – Circuito que liga cada porta da placa NI-9403 com seu respectivo atuador.

As Figura 2.11 e Figura 2.12 mostram que os sinais provenientes dos transmissores da planta, antes de entrarem no controlador pelas portas de entradas da placa NI-9205, passam por circuitos amplificadores que permitem ajuste de *span* (diferença entre o valor máximo e mínimo da escala) e zero (valor mínimo da escala).

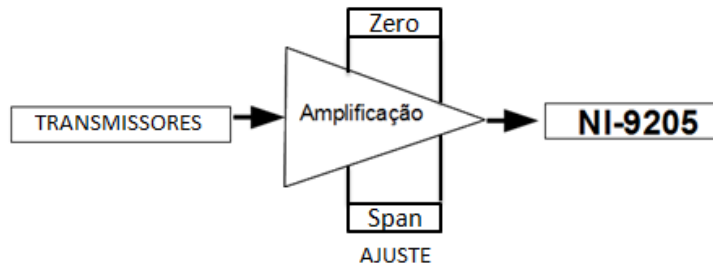


Figura 2.11 – Interface de entrada de dados.

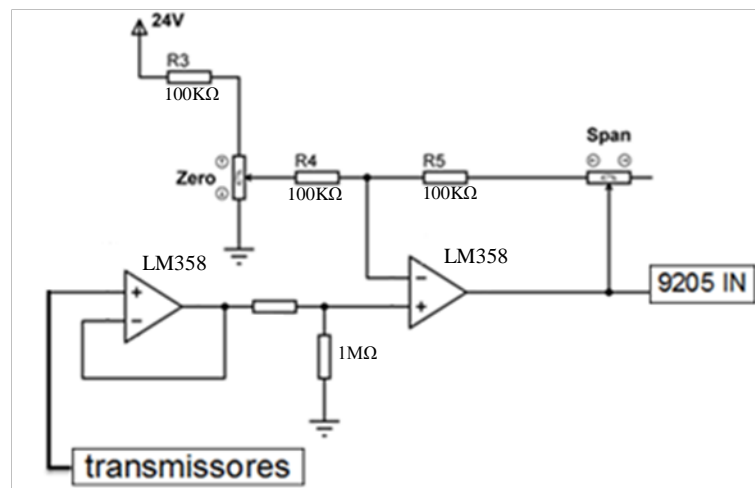


Figura 2.12 – Detalhes do Interface de entrada de dados.

O aquecedor, o ventilador e o solenóide não são usados neste trabalho e a válvula inferior, LV-01, fica sempre aberta.

### 2.3 O software LabVIEW

O controlador CompactRIO possui um chip reconfigurável que permite programação com o software LabVIEW FPGA, que é uma ferramenta gráfica com muitos recursos que evita a tradicional necessidade de saber programações complexas como VHDL.

Quando se desenvolve um projeto (aplicativo) no LabVIEW são criados programas chamados VIs (Virtual Instruments).

O projeto é desenvolvido no computador e pode ser composto por vários VIs. O VI que é executado no próprio computador será chamado de “VI no computador”, e o VI que é carregado no compacRIO, ao ser executado o projeto, será denominado “VI no controlador”.

Na Figura 2.13 vê-se a estrutura do projeto denominado “Bonitos.lvproj”, onde foi desenvolvido o controle multimalha apresentado na seção 3.4.2. Nele é possível observar o VI chamado “supervisão.vi” que será rodado no computador e o VI chamado “target-multi rate-variables1.vi”, que ao iniciar a execução do projeto é transferido para CompactRIO e executado dentro dele.

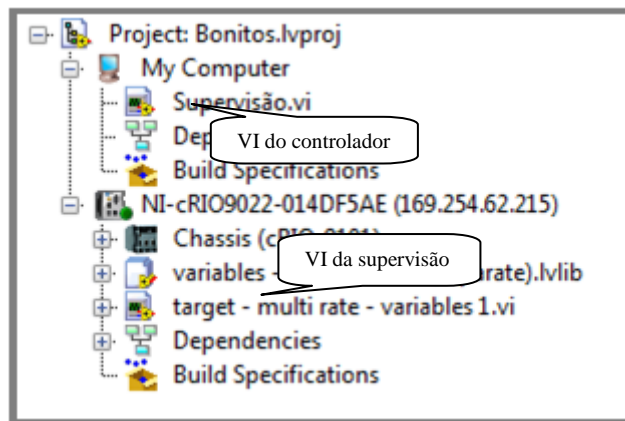


Figura 2.13 – Estrutura do projeto “Bonito”.

A vantagem do VI no computador é permitir usar o MATLAB através da função do LabVIEW chamada “MATLAB script”, que executa comandos do MATLAB dentro da VI do LabVIEW, facilitando profundamente a programação.

A Figura 2.14 mostra uma parte da programação do algoritmo do controle DMC, programado no “VI no computador”, onde foram usados comandos do MATLAB usando a função MATLAB script.



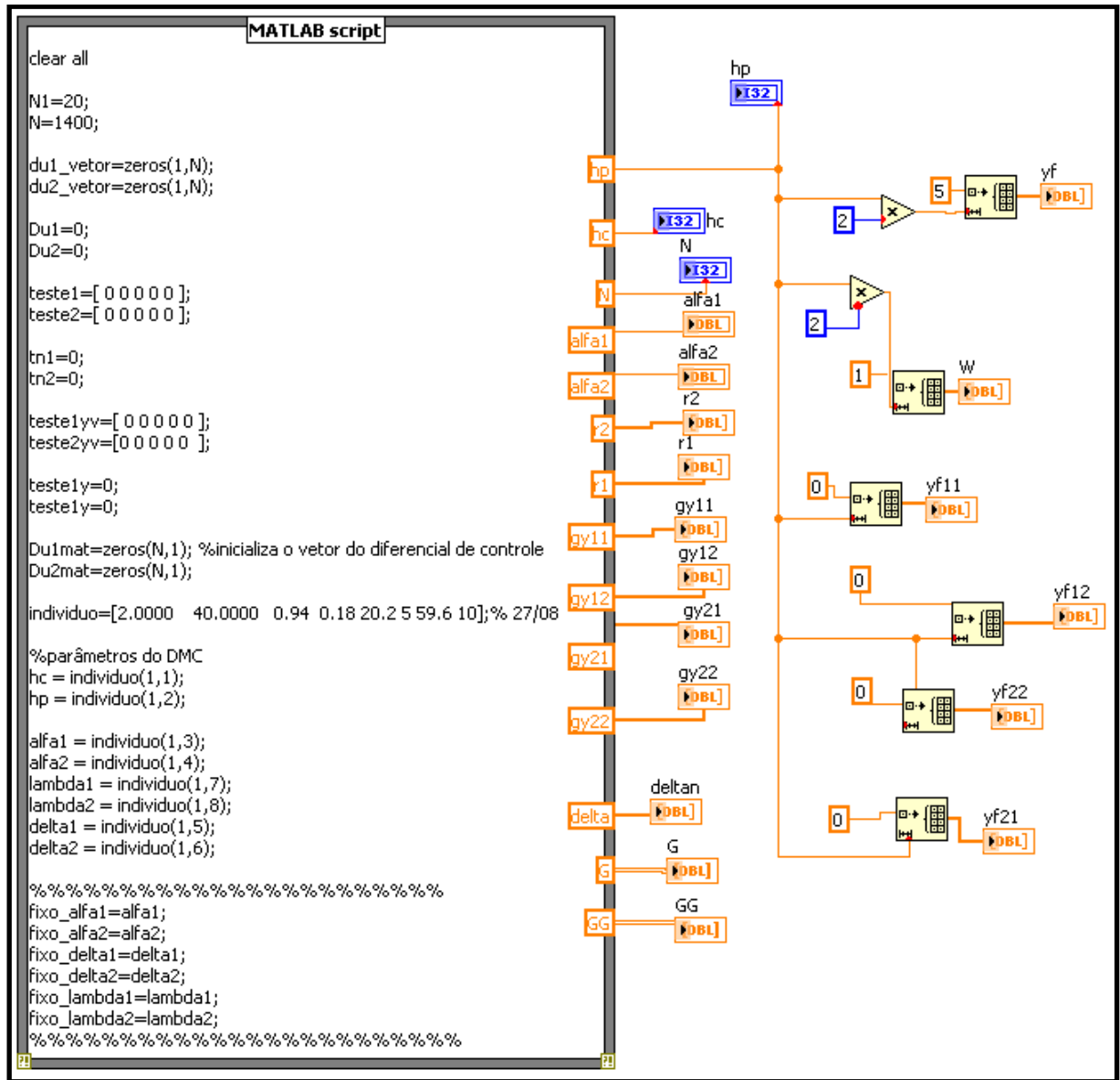


Figura 2.14 – VI usando a função “MATLAB script”.

É possível implantar o controle usando LabVIEW de três formas. A primeira é inserindo todo o controle no VI do computador, onde se pode usufruir da função MATLAB script. Nesse caso, os dados que necessitam ir para os atuadores devem ser enviados para a rotina de aquisição de dados dentro do VI do controlador, para então serem enviados para as placas E/S e conseqüentemente chegar aos atuadores. A segunda forma é implantar o algoritmo de controle no VI do controlador, nesse caso a função MATLAB script não pode ser usada, pois o controlador não interage com o MATLAB. É necessário então utilizar várias funções do LabVIEW para executar a função que no VI do computador poderia ser executada utilizando a função “MATLAB script”, como pode ser visto na Figura 2.15, tornando a programação mais difícil e trabalhosa. A vantagem do VI no controlador é a altíssima

velocidade no qual é executado o programa no controlador, o que traz melhoria na resposta do processo.

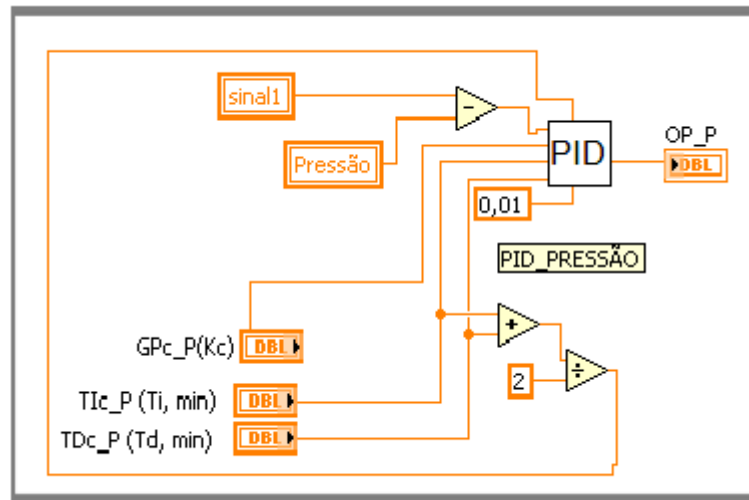


Figura 2.15 – PID de pressão no VI no controlador.

A terceira forma de implementar um controle usando LabVIEW é usando VI do computador e também VI no controlador.

O VI do controlador, além de permitir o desenvolvimento de algoritmos de controle, possui um papel importante que é a interface do software LabVIEW com os dados das placas E/S. Os dados da planta assim como os dados do computador são tratados em uma rotina dentro do VI do controlador que será chamada de “rotina de aquisição de dados”.

A Figura 2.16 mostra a rotina do VI do controlador que faz a função de aquisição de dados. Nela podem ser vistos os dados de entrada (pressão, nível, posição da válvula e vazão), como também os dados de saída (velocidade da bomba e abertura da válvula). Nessa rotina, os dados lidos nas portas de entrada são convertidos para valores de porcentagem e depois filtrados através de filtros digitais para então serem enviados para o VI do computador, caso necessário, ou então serem usados no próprio VI do controlador.

A Figura 2.17 mostra o filtro digital de primeira ordem, passa baixa, inserido para diminuir o ruído, sem alterar a informação do processo. Existe um filtro para cada sinal que vem dos transmissores da planta (pressão, nível, vazão e posição). Os sinais de controle da bomba e da válvula que são gerados no algoritmo do controle em forma de porcentagem, antes de serem enviados para os atuadores são escalados na faixa de 4 a 20 ma, também dentro da rotina de aquisição de dados.



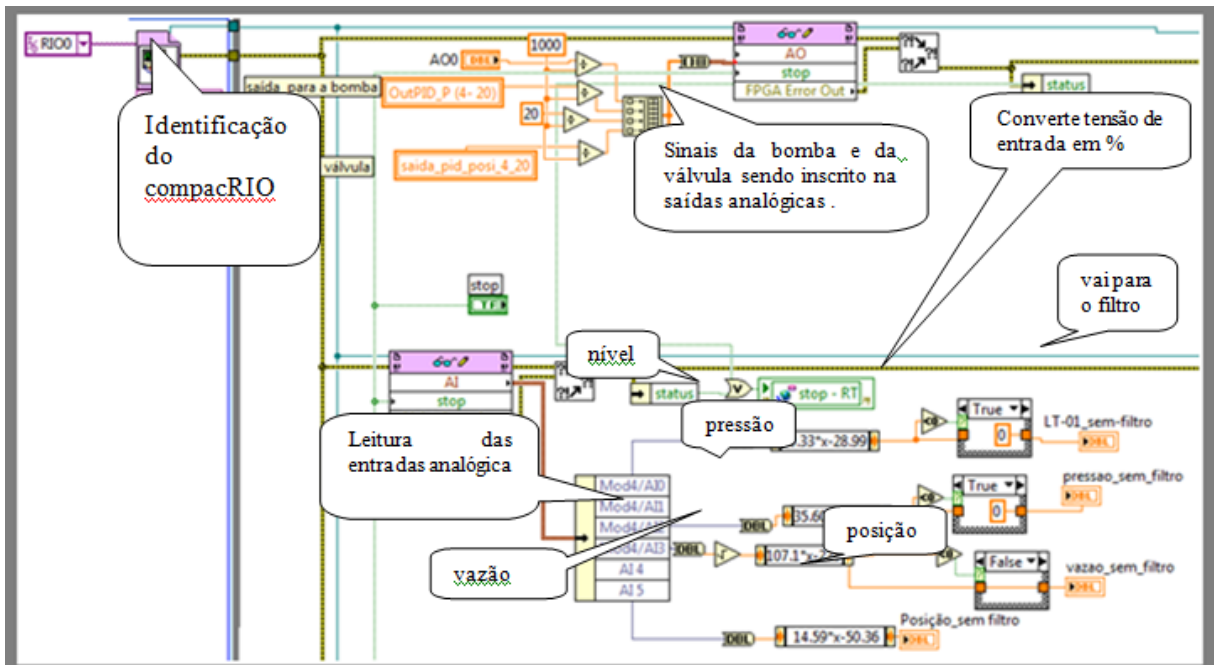


Figura 2.16 – Rotina de aquisição no controlador.

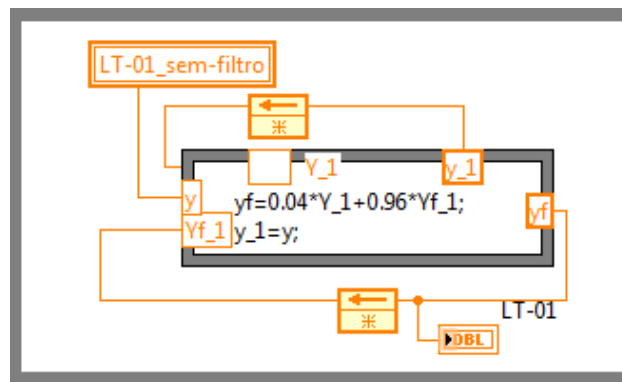


Figura 2.17 – Filtro digital para melhorar o sinal do transmissor de nível.

É importante destacar que os dados dos transmissores são calibrados, conforme Tabela 1, que consiste no ajuste ideal do nível de tensão de entrada através do circuito mostrado na Figura 2.12.

Tabela 1 – Tabela de conversão para percentagem

<i>Variável</i>	<i>Escala de Saída</i>	<i>Escala de entrada</i>
Sensor de posição	0-100%	Válvula totalmente fechada = 0% e Válvula totalmente aberta = 100%.
Pressão	0-100%	0 bar = 0% e 3,5 bar = 100%
Vazão	0-100%	$0 \frac{m^3}{h} = 0\%$ e $3,0 \frac{m^3}{h} = 100\%$
Nível	0-100%	0 % tanque vazio e 100 % tanque cheio

Quando é desejado gravar dados no MATLAB é fundamental que essas informações estejam no VI do computador, pois somente nesse ambiente é possível fazer interface com o MATLAB. Caso essas informações sejam do VI do controlador a rotina de aquisição deve enviar esses dados para o VI do computador.

## Capítulo 3: Projeto dos controladores multimalha

Neste capítulo serão apresentados os projetos dos controladores multimalha usando como estratégia de controle o PID (convencional e em cascata). As variáveis de processo (VP) serão a pressão na tubulação curta e o nível no tanque superior, e as variáveis manipuladas (VM) serão a velocidade da bomba e a abertura da válvula superior.

### 3.1 O implementação do PID

Foi implementado o PID paralelo clássico, detalhado em Pereira et al. (2011), para ser usado nos controladores multimalhas, cuja função de transferência do controlador ( $G_c$ ) é :

$$G_c(t) = K_c \left( e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (3.1)$$

$K_c$  é o ganho do controlador,  $T_i$  é o tempo integral e  $T_d$  é o tempo derivativo, que são os parâmetros do controlador. A Figura 3.1 mostra a estrutura de um sistema de controle básico com PID, cujo  $e(t)$  é o erro (*Setpoint* (SP) – VP) e  $G_p$  é a função de transferência do processo.

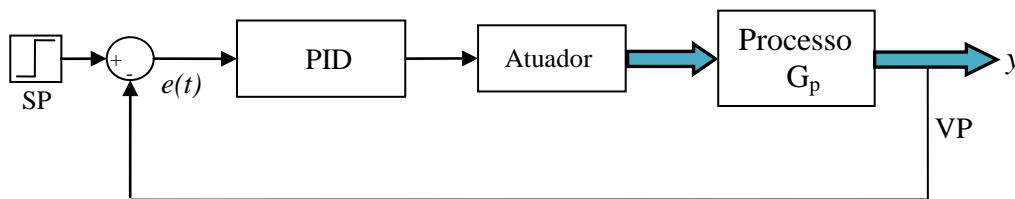


Figura 3.1 – Sistema de controle básico.

O PID foi implementado na forma discreta, utilizando as aproximações seguintes:

$$\frac{de(t)}{dt} = \frac{e(k) - e(k-1)}{T} \quad e \quad \int_0^{kT} e(t) dt = T \sum_{i=1}^k e(i) \quad (3.2)$$

Desta forma o sinal de controle ( $u$ ) do controlador PID discretizado é (Hemerly,2000):

$$u(k) = K_c \left[ e(k) + \frac{T}{T_i} \sum_{i=1}^k e(i) + T_d \left( \frac{e(k) - e(k-1)}{T} \right) \right] \quad (3.3)$$

Quando um controlador com ação integral é usado e o atuador chega a um dos limites de saturação, a parte integral continua se acumulando sem provocar nenhuma mudança

no atuador, e quando o erro muda de sentido a parte integral provoca um atraso na ação do controle. Devido a essa característica conhecida como *Wind-up*, o sistema tende a ficar lento e oscilatório, para evitar esse problema existem várias técnicas. No desenvolvimento desse PID foi usado o *Back-Calculation and Tracking* (Astrom, 2002), mostrado na Figura 3.2, modificando o termo integral para evitar que ele ultrapasse os limites de saturação do atuador.

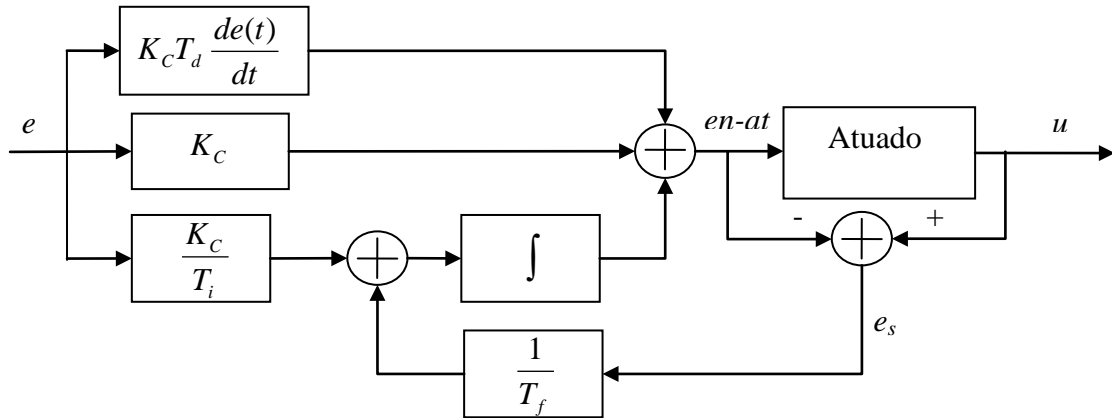


Figura 3.2 – PID com anti *Wind-up*.

O PID discreto, equação (3.3), é modificado conforme o diagrama da Figura 3.2 para obter uma expressão de um PID discreto com anti *Wind-up*, dado por:

$$u(k) = K_c \left[ e(k) + T_d \left( \frac{e(k) - e(k-1)}{T} \right) \right] + T \sum_{i=1}^k \left( \frac{K_c}{T_i} e(i) + \frac{1}{T_f} e_s(i) \right) \quad (3.4)$$

cujo  $e_s(i)$  é a diferença entre a entrada ( $en-at$ ) e a saída do atuador ( $u$ ) e  $T_f$  é definido como a constante usada para ajustar o anti *wind-up*, sendo  $T_d < T_f < T_i$ . A programação desse controlador no LabVIEW é mostrada na Figura 3.3.

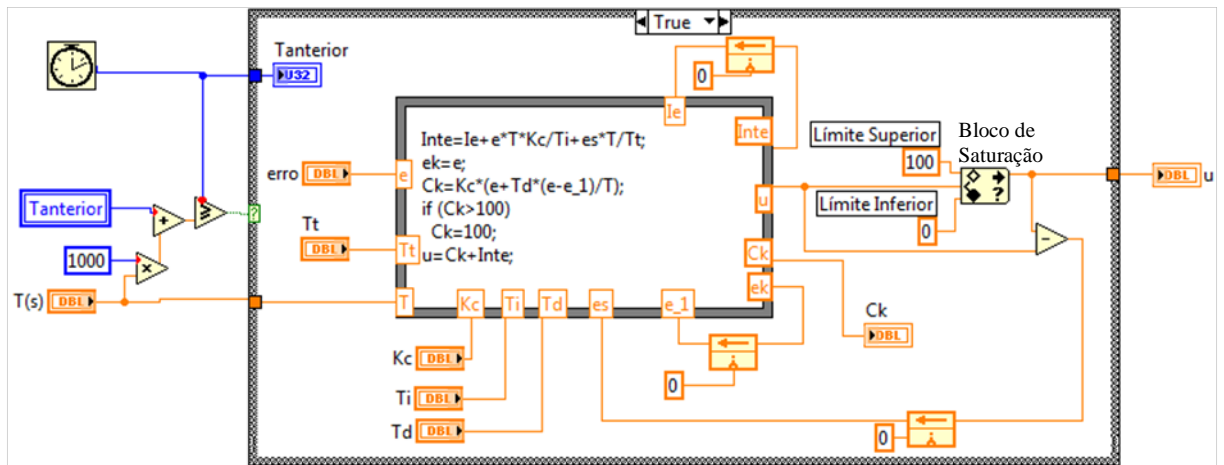


Figura 3.3 – Controlador PID com anti *wind-up* programado no LabVIEW.

## 3.2 Posicionador da válvula superior

Na válvula superior da planta piloto foi inserido um posicionador (controlador de posição) para garantir a abertura correta da válvula. O controlador usado foi um PID, inserido dentro do controlador CompactRIO, e sua sintonia é apresentada na seção 3.2.1. Para todos os testes o posicionador mais a válvula serão considerados como um único bloco que será chamado de válvula (Figura 3.4).

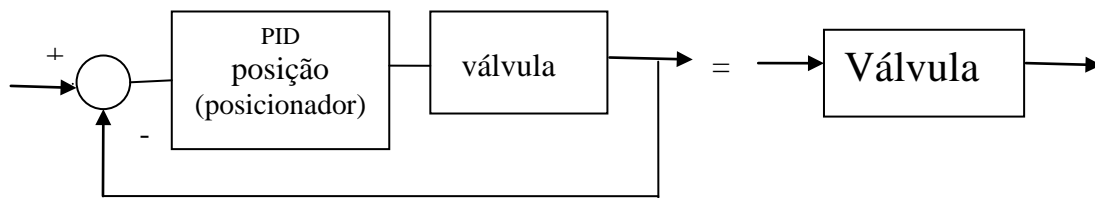


Figura 3.4 – Posicionador sendo considerado parte integrante da válvula.

### 3.2.1 Sintonia do posicionador

Para escolher a melhor sintonia é necessário saber o que se deseja como resposta do controlador, isto é, quais critérios serão usados para a escolha da sintonia.

Alguns critérios de desempenho que podem ser usados para a escolha da sintonia de controladores PID: menor *overshoot*, razão de declínio, menor tempo de subida, menor tempo de assentamento, mínima atuação da variável manipulada ou o uso de índices de desempenho. Os índices de desempenho podem ser calculados através do acompanhamento da trajetória de referência ao longo de uma janela de avaliação (Massa, 2006). Os índices mais usados são:

IAE (*Integral of the absolute value of error* – Integral do módulo do erro), que é definido por:

$$IAE = \int_{T_1}^{T_2} |e| dt \quad (3.5)$$

ISE (*Integral of the square of the error* – Integral do quadrado do erro), que é definido por:

$$ISE = \int_{T_1}^{T_2} e^2 dt \quad (3.6)$$

ITAE (*Integral of time-weighted absolute error* – Integral do módulo do erro vezes o tempo), que é definido por:

$$\text{ITAE} = \int_{T_1}^{T_2} t |e| dt \quad (3.7)$$

cujo erro,  $e$ , é a diferença entre o *setpoint* e o valor medido da variável controlada em cada instante ( $t$ ), ao longo de um intervalo de tempo  $[T_1, T_2]$ .

O ISE penaliza a resposta que tem grandes erros, normalmente ocorrem no início de uma resposta, porque o erro é elevado ao quadrado. O ITAE irá penalizar a resposta que tem erros e que persistem por muito tempo. O IAE será menos severo em penalizar uma resposta que possui grandes erros e tratar todos os erros (grandes e pequenas) de uma maneira uniforme (Coughanowr, 1991).

O índice de desempenho que será usado neste trabalho será o IAE normalizado, equação (3.8), que é calculado conforme Hägglund (2002).

$$\text{IAE} = \frac{1}{T_2 - T_1} \int_{T_1}^{T_2} |e| dt \quad (3.8)$$

Para a sintonia serão usados os métodos de: Ziegler e Nichols, CHR, IMC e IAE (Massa, 2006). As tabelas de cada método estão no apêndice B e foram inseridas no aplicativo “análise de sintonia”. Com essas tabelas e o modelo do processo que se deseja controlar (ganho do processo ( $K_P$ ), constante de tempo ( $\tau$ ) e atraso ( $\theta$ )), o aplicativo fornece como resposta os parâmetros do controlador (ganho do controlador ( $K_C$ ), o tempo integral ( $T_i$ ) e o tempo derivativo ( $T_d$ )) para cada método de sintonia:

i) Ziegler e Nichols: segundo Massa (2006) o método Ziegler e Nichols por usar o critério de declínio de  $\frac{1}{4}$  e este ser muitas vezes pouco robusto, isto é, com uma folga pequena do limite de estabilidade, pode levar o sistema para a instabilidade em função de qualquer não linearidade do processo. Como a tabela para cálculo da sintonia deste método foi desenvolvido para sistemas analógico, quando o sistema for digital e o período de amostragem for considerável as fórmulas podem gerar um desempenho com razão de declínio maior do que  $\frac{1}{4}$ , tendendo para instabilidade.

ii) CHR – O método CHR propõe dois critérios de desempenho: a resposta mais rápida possível sem sobre-sinal e a resposta mais rápida possível com 20% de sobre-sinal. Estabelece a sintonia tanto para o problema servo (mudança de *setpoint*) quanto para o

problema regulatório (perturbação de carga com *setpoint* constante). No aplicativo de sintonia foi programada a tabela para o método CHR sem sobre-sinal com problema servo.

iii) IMC – Uma grande vantagem do método IMC é que o desempenho do controlador está associado com a razão da constante de tempo de malha fechada ( $\lambda$ -parâmetro do método) com a de malha aberta ( $\tau$ ). De uma maneira conservativa,  $\lambda$  pode ser escolhido igual à constante de tempo  $\tau$ . Quanto maiores forem as não linearidades do sistema (*stiction*, histerese, bandas mortas, saturação, etc), ou quanto maiores forem os erros de modelagem do processo, mais conservativa deve ser a sintonia ( $\lambda$  maiores), de forma a manter a robustez e a estabilidade do sistema. Um “tempo morto” também tende a tornar o controle mais difícil, o que deve ser refletido em um maior parâmetro “ $\lambda$ ”. Será usado  $\lambda = \frac{2*(\tau+\theta)}{3}$ , igual ao usado em Massa (2006) quando comparou métodos de sintonia.

iv) Método da integral do erro – A vantagem deste critério é considerar toda a curva de resposta do sistema, em vez de apenas dois pontos, com no da razão de declínio de  $1/4$  (Massa, 2006). A sintonia usando o método da integral do erro neste trabalho usará o IAE (*Integral of the absolute value of error*).

O diagrama da Figura 3.5 mostra o aplicativo análise de sintonia, onde são inseridos o modelo da planta e as tabelas de cada método de sintonia. O aplicativo calcula o ganho do controlador ( $K_c$ ), do tempo integral ( $T_i$ ) e do tempo derivativo ( $T_d$ ) para os métodos Ziegler e Nichols, CHR, IMC e IAE. Com estas sintonias é feita a simulação que fornece os gráficos das respostas ao degrau em malha fechada e o cálculo do índice de desempenho para cada método.

O critério de sintonia que será usado neste trabalho será não haver *overshoot* com o melhor IAE possível. Os métodos de sintonia que suas respostas simuladas não possuírem *overshoot* e que tiverem os melhores índices IAE serão testadas na planta para verificar qual realmente possui o melhor IAE.

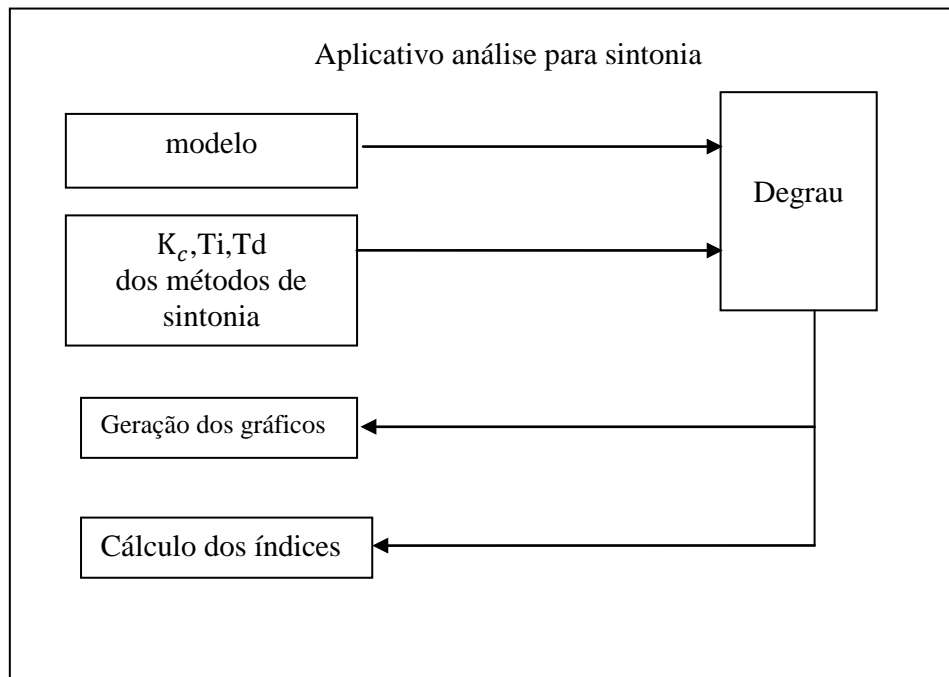


Figura 3.5 – Diagrama do aplicativo análise de sintonia.

Como exemplo da aplicação, a escolha da sintonia do posicionador da válvula superior é apresentada. Para sintonizar foi necessário obter o modelo da válvula. Para isto foi aplicado um degrau de 40 % a 60% na entrada da válvula em malha aberta e obtida a posição da válvula, mostrada na Figura 3.6. Esses dados foram usados no apêndice A para cálculos do modelo. O modelo obtido é apresentado na equação (3.9).

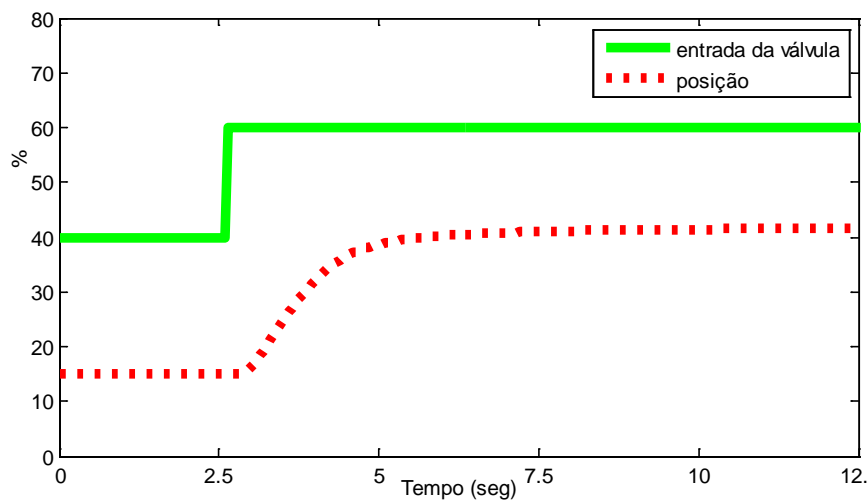


Figura 3.6 – Degrau aplicado para obtenção do modelo da válvula

$$G_{v\grave{a}lvula} = \frac{1,34e^{-0,2S}}{1,2S+1} \quad (3.9)$$



Foi utilizado o aplicativo análise de sintonia para obter as respostas simuladas da válvula em malha fechada para os métodos Ziegler e Nichols, CHR, IMC e IAE, mostradas na Figura 3.7.

Os parâmetros da sintonia e os índices de desempenhos IAE resultantes da simulação são apresentados na Tabela 2.

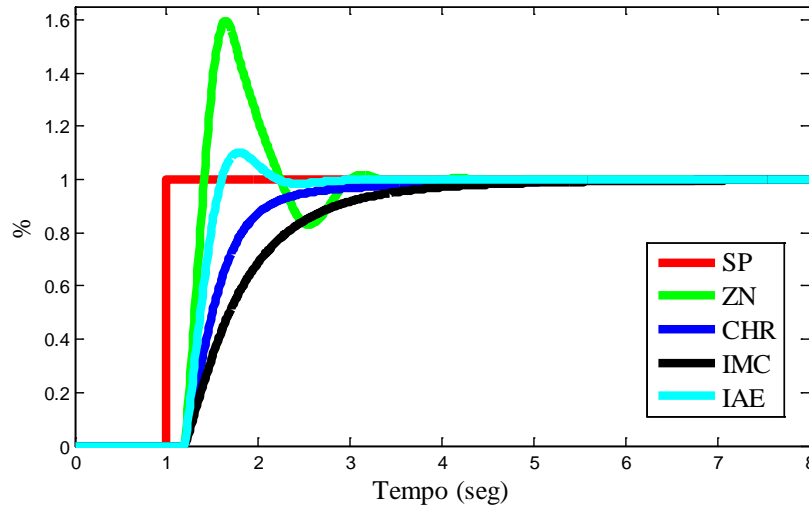


Figura 3.7 – Respostas do simulador para escolha da sintonia do posicionador.

Tabela 2 – Parâmetros de sintonia e os índices de desempenho fornecidos pelo simulador do posicionador

Método	$K_c$	$T_i(s)$	$T_d$	IAE
Z&N	4,02	0,66	0	0,11
CHR	1,56	1,39	0	0,10
IMC	1,03	1,30	0	0,15
IAE	2,64	1,24	0	0,07

Usando o critério de não haver *overshoot* com o melhor IAE possível, foram testadas na planta as sintonias obtidas para os métodos CHR e IMC. Quando testadas foi observado que com um ajuste poderia melhorar ainda mais o índice IAE quando sintonizados com:  $k_c=0,8$ ,  $T_i=0,8$ .

A resposta do posicionador com a sintonia escolhida é mostrada na Figura 3.8.

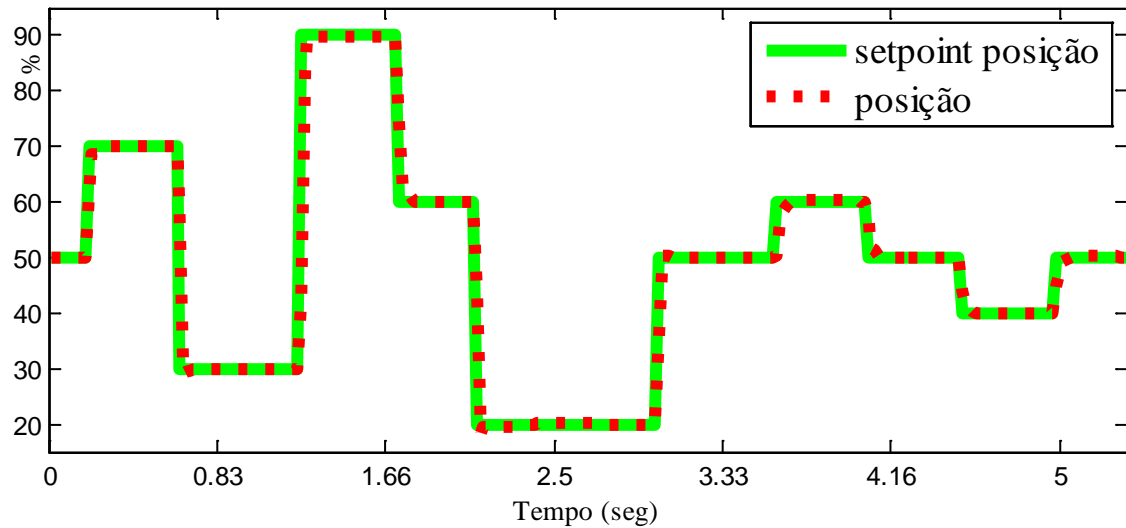


Figura 3.8 – Resposta real do posicionador para a sintonia escolhida.

### 3.3 O modelo matemático do processo

Para conhecer o processo que se deseja controlar é necessário obter seu modelo matemático. A Figura 3.9 mostra o modelo do processo, tendo como entrada a velocidade da bomba e a abertura da válvula, e como saída, a pressão na tubulação curta e o nível no tanque superior.

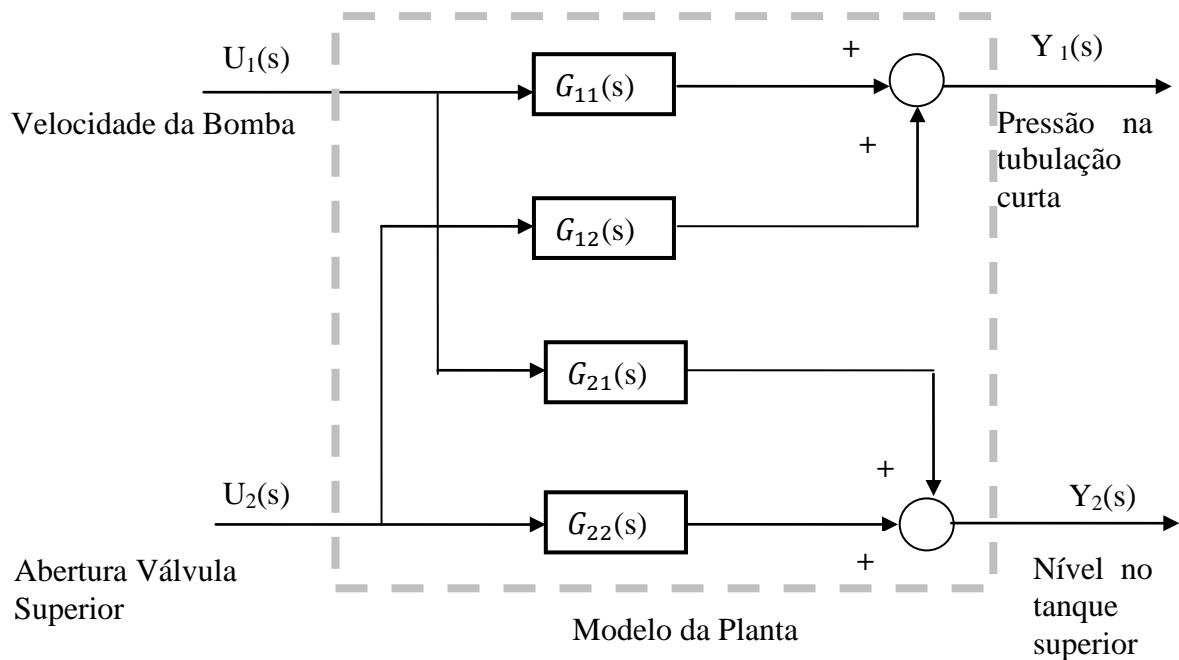


Figura 3.9 – Modelo de pressão e nível do processo.

Onde:

$G_{11}$ =Função de transferência referente à influência da variação da velocidade da bomba (entrada 1), na saída de pressão (saída 1).

$G_{21}$ = Função de transferência referente à influência da variação da velocidade da bomba (entrada 1) na saída de nível (saída 2) .

$G_{22}$ = Função de transferência referente à influência da variação da abertura da válvula (entrada 2) na saída de nível (saída 2).

$G_{12}$ = Função de transferência referente à variação da abertura da válvula (entrada 2) na saída de pressão (saída 1).

As funções de transferências foram determinadas pelo método da resposta ao degrau.

Com o objetivo de obter a função de transferência  $G_{21}$  foi aplicado um degrau na velocidade da bomba de 60% a 70 %, mantendo a abertura da válvula em 50%, gravando com tempo de amostragem de 500 ms. Como a constante de tempo da pressão é muito menor que a do nível, para obter a função de transferência  $G_{11}$  com maior precisão foi aplicado o mesmo degrau gravando com um tempo de amostragem de 100 ms. Foram aplicados dois degraus, pois o sistema de gravação não permite gravação simultânea com dois tempos de amostragens distintos. A Figura 3.10 mostra a resposta da pressão e a Figura 3.11 a resposta de nível.

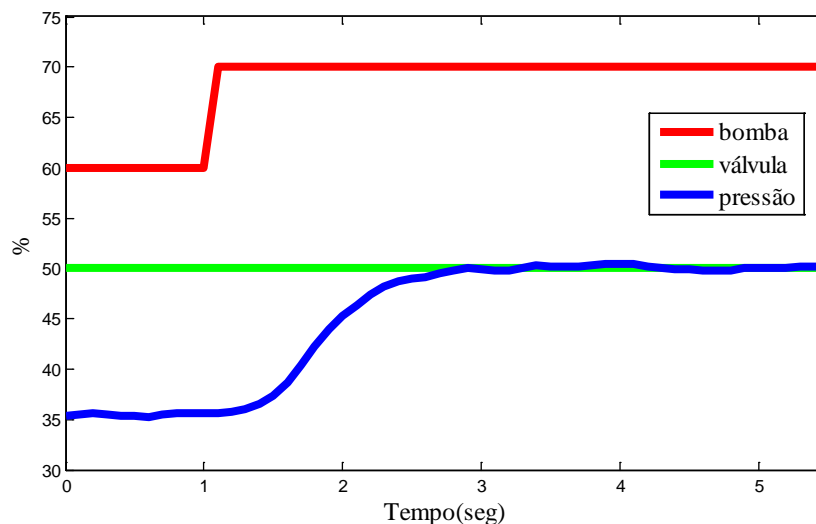


Figura 3.10 – Resposta real de pressão para um degrau na velocidade da bomba.

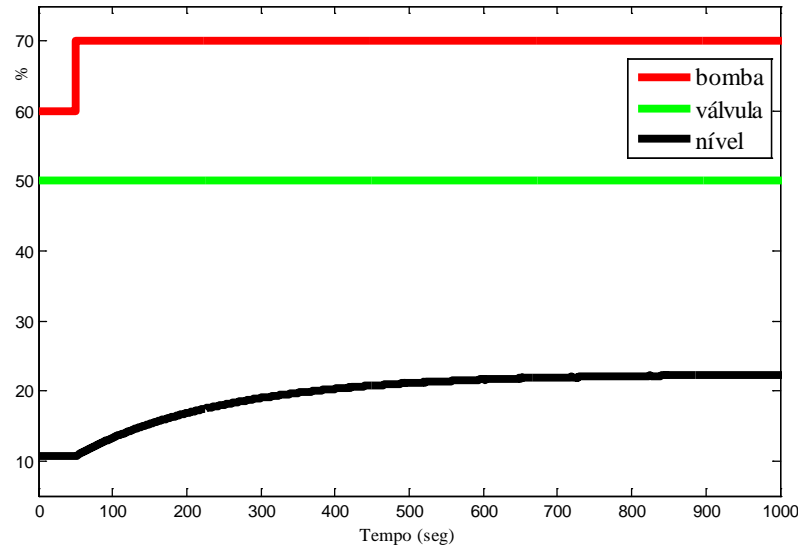


Figura 3.11 – Resposta real de nível para um degrau na velocidade da bomba.

Para a obtenção de  $G_{22}$  foi aplicado um degrau de 50% a 60% na posição da válvula, com velocidade da bomba em 60%, gravando com tempo de amostragem de 500 ms. Para a obtenção de  $G_{12}$ , considerando que a constante de tempo da pressão é muito menor que a do nível, o tempo de amostragem foi de 100 ms; entretanto devido ao ruído na resposta da pressão, o degrau foi de 40% a 60%. Também foram aplicados dois degraus, pois o sistema de gravação não permite gravação simultânea com dois tempos de amostragem distintos. A Figura 3.12 mostra o degrau aplicado para obtenção  $G_{22}$  e a Figura 3.13 o degrau aplicado para obtenção  $G_{12}$ .

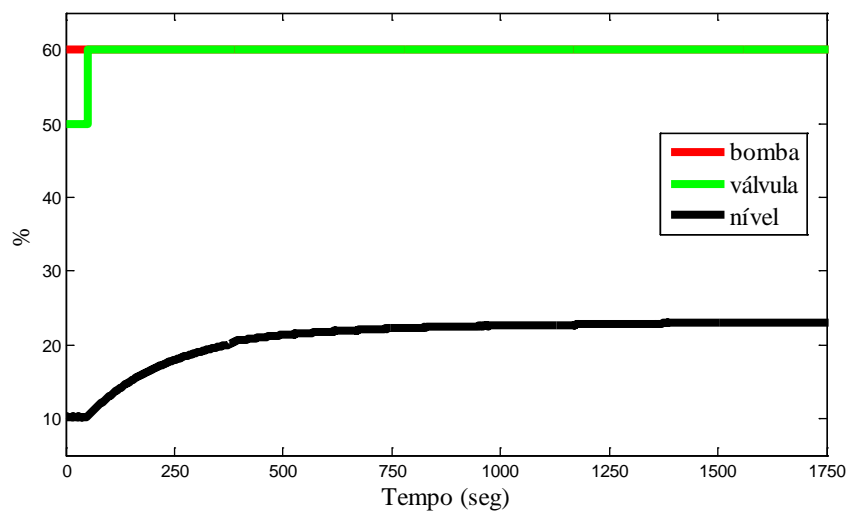


Figura 3.12 – Resposta real de nível para um degrau na posição da válvula.

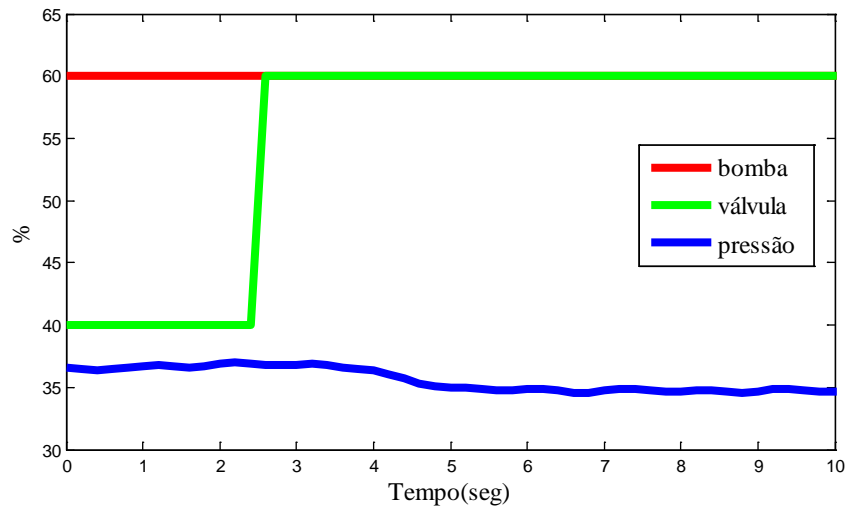


Figura 3.13 – Resposta real de pressão para um degrau na posição da válvula.

O valor inicial do nível representa o valor em regime do nível antes da aplicação do degrau e o valor final é o valor em regime depois do degrau.

Os cálculos dos parâmetros das funções de transferências  $G_{11}$ ,  $G_{12}$ ,  $G_{22}$  e  $G_{21}$  segundo o método da resposta ao degrau estão no apêndice A.

$$G_{11} = \frac{1,45 e^{-0,1S}}{(0,85S+1)} \quad G_{12} = \frac{-0,11 e^{-0,1S}}{(0,97S+1)} \quad (3.10)$$

$$G_{21} = \frac{1,18 e^{-2S}}{(206S+1)} \quad G_{22} = \frac{1,27 e^{-1,5S}}{(225,5S+1)}$$

Em forma de matriz as saídas ficam:

$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1,45 e^{-0,1S}}{(0,85S+1)} & \frac{-0,11 e^{-0,1S}}{(0,97S+1)} \\ \frac{1,18 e^{-2S}}{(206S+1)} & \frac{1,27 e^{-1,5S}}{(225,5S+1)} \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.11)$$

As funções de transferências apresentadas em (3.10) foram calculadas em maio de 2011 e como esta planta é usada para ministrar aula, sofre maior degradação que uma planta normal, consequentemente alterando suas funções de transferências. Em Thomas (2010) foi mostrado que essa planta é não linear, e que os ganhos do processo  $k$  e as constantes de tempo  $\tau$  mudam de acordo com o ponto de operação. Devido aos motivos citados um bom controlador para essa planta deve apresentar robustez a estas variações.

### 3.4 O controle multimalha

#### 3.4.1 A Matriz de ganhos relativos

O primeiro passo para a definição da estratégia de controle a ser adotada em um sistema multimalha deve ser a determinação da MGR - Matriz de Ganhos Relativos (RGA – *Relative Gain Array*) desse sistema (Bristol, 1966; Seborg et al, 1989; Shinskey, 1996), e a partir dela determinar os melhores pares das variáveis VM e VP. Em alguns casos de sistemas multimalha, os emparelhamentos VM-VP são óbvios e o emprego da RGA torna-se desnecessário (Torres, 2002). Porém, nos casos em que a escolha dos pares VM-VP não é trivial, a RGA pode ser usada como uma ferramenta para se chegar à decisão sobre o emparelhamento mais adequado.

A RGA de um sistema é uma matriz, geralmente representada por A, que tem o seguinte formato (Seborg et al, 1989):

$$A = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \dots & \lambda_{1n} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \dots & \lambda_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ \lambda_{n1} & \lambda_{n2} & \dots & \lambda_{nn} \end{bmatrix} \quad (3.12)$$

Sendo cada termo  $\lambda_{ij}$

$$\lambda_{ij} = K_{ij} * H_{ij} \quad (3.13)$$

cujo  $K_{ij}$  é o ganho em regime permanente entre saída i e a entrada j.  $H_{ij}$  é o elemento (i, j) de  $H = (K^{-1})^T$ .

Os elementos  $\lambda_{ij}$  são dados pelo produto, termo a termo, das matrizes K e H. Dessa forma, para a determinação da matriz A o primeiro passo é encontrar a matriz de ganhos em regime permanente do sistema, dado por:

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} \quad (3.14)$$

Em seguida calcula-se a matriz H:

$$H = (K^{-1})^T \quad (3.15)$$

Assim, finalmente é possível achar a matriz RGA:

$$A = \begin{bmatrix} K_{11} * H_{11} & K_{12} * H_{12} \\ K_{21} * H_{21} & K_{22} * H_{22} \end{bmatrix} \quad (3.16)$$

A escolha dos pares, variável controlada e manipulada, pode ser feita através dos resultados da matriz A, em que cada valor de  $\lambda_{ij}$  representa o grau de interação entre a variáveis manipulada  $VM_j$  e as controladas  $VP_i$ . A decisão sobre o emparelhamento das variáveis é tomada conforme mostrado na Tabela 3 (Seborg et al,1989).

Tabela 3 – Interpretação do valor de  $\lambda$ 

<i>Valor de <math>\lambda</math></i>	<i>Conclusão</i>
$\lambda > 1$	$VM_j$ e $VP_i$ interagem e o grau de interação cresce à medida que $\lambda$ cresce.
$\lambda < 0$	$VM_j$ e $VP_i$ tem sinais contrario e não devem formar um par.
$\lambda = 1$	Par ideal: não há interação com outras malhas.
$\lambda = 0$	$VM_j$ não afeta $VP_i$ e assim não devem ser pareadas.
$0 < \lambda < 1$	Há interação entre as malhas.

Para encontrar os melhores pares VM-VP para a planta piloto é calculada a matriz K usando os valores dos ganhos das funções de transferências  $G_{11}$ ,  $G_{12}$ ,  $G_{22}$  e  $G_{21}$ , portanto:

$$K = \begin{bmatrix} 1,45 & -0,11 \\ 1,18 & 1,27 \end{bmatrix}$$

Consequentemente é possível calcular as matrizes:

$$H = \begin{bmatrix} 0,6442 & -0,5986 \\ 0,0558 & 0,7356 \end{bmatrix} \quad A = \begin{bmatrix} 0,9342 & 0,0658 \\ 0,0658 & 0,9342 \end{bmatrix}$$

Pode-se perceber que a matriz RGA, A, é normalizada, de forma que a soma de seus elementos linha ou coluna é sempre unitária.

Usando a Tabela 3 e utilizando os valores de  $\lambda$  da matriz A, é possível saber o grau de interação entre as variáveis manipuladas (velocidade da bomba e a abertura da válvula) com as variáveis de processo (pressão e nível).

Observando a Tabela 4, conclui-se que a velocidade da bomba possui maior influência na pressão ( $\lambda_{11}$ ) e deve ser a VM do PID de pressão e que a abertura da válvula possui maior influência no nível ( $\lambda_{22}$ ) e deve ser a VM do PID de nível.

Tabela 4 – Análise do valor de  $\lambda$  para a planta piloto

$\lambda_{ij}$	Valor	Análise
$\lambda_{11}$	0,9342	Interação entre pressão e a velocidade da bomba.
$\lambda_{12}$	0,0658	Interação entre a pressão e a abertura da válvula.
$\lambda_{21}$	0,0658	Interação entre o nível e a velocidade da bomba.
$\lambda_{22}$	0,9342	Interação entre nível e a abertura da válvula.

Para atingir os objetivos que são o controle de pressão na tubulação curta e o nível do tanque superior, foram desenvolvidos dois controles PID's multimalha: um convencional apresentado na Figura 3.15 e outro com uma malha de vazão em cascata com a malha de nível, Figura 3.16. Ambos os algoritmos de controle serão implantados no CompactRIO, ficando no computador somente as rotinas para gravação dos dados.

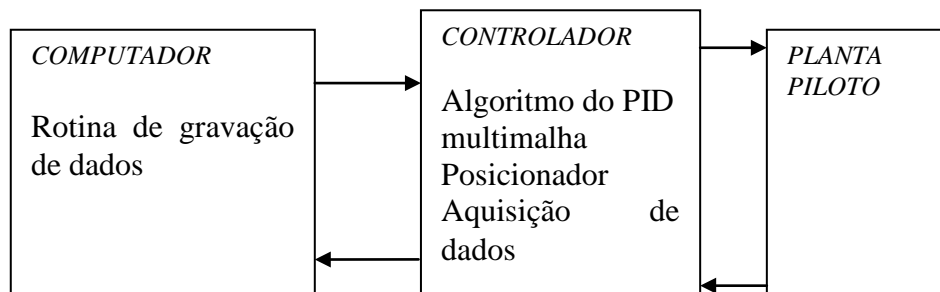


Figura 3.14 – Diagrama em bloco da implantação do PID multimalha.

Todos os controladores implantados são do tipo PID, porém somente será inserido o valor derivativo caso a sintonia PI não seja suficiente para obter uma boa resposta. Sendo assim, mesmo que o tempo derivativo seja zero, os controladores serão citados como PID, pois assim foram configurados.



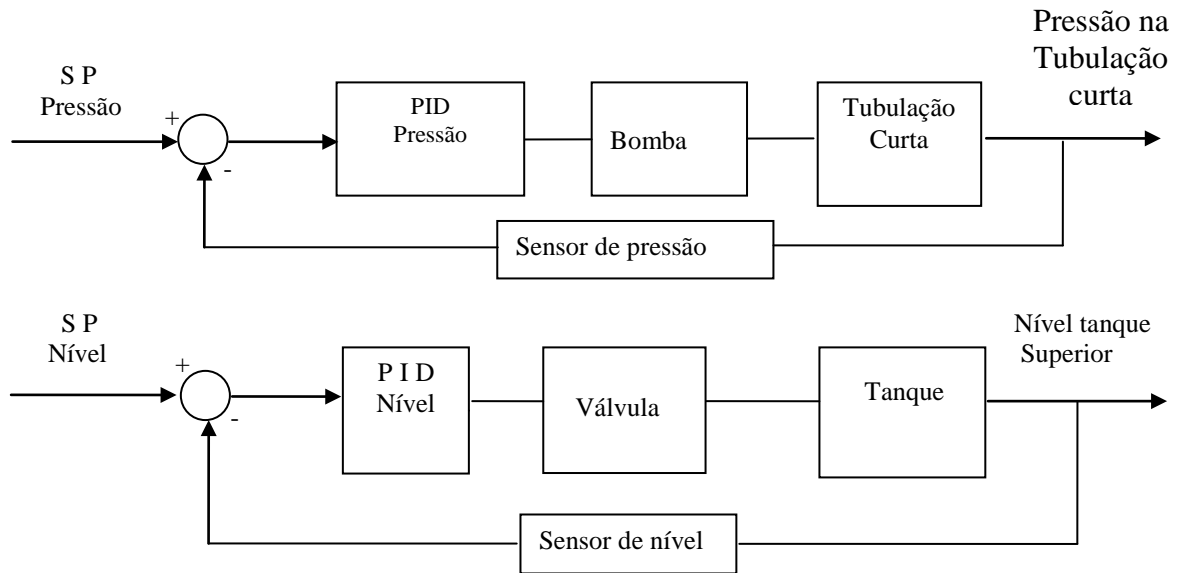


Figura 3.15 – Configuração do controlador multimalha convencional de pressão e nível.

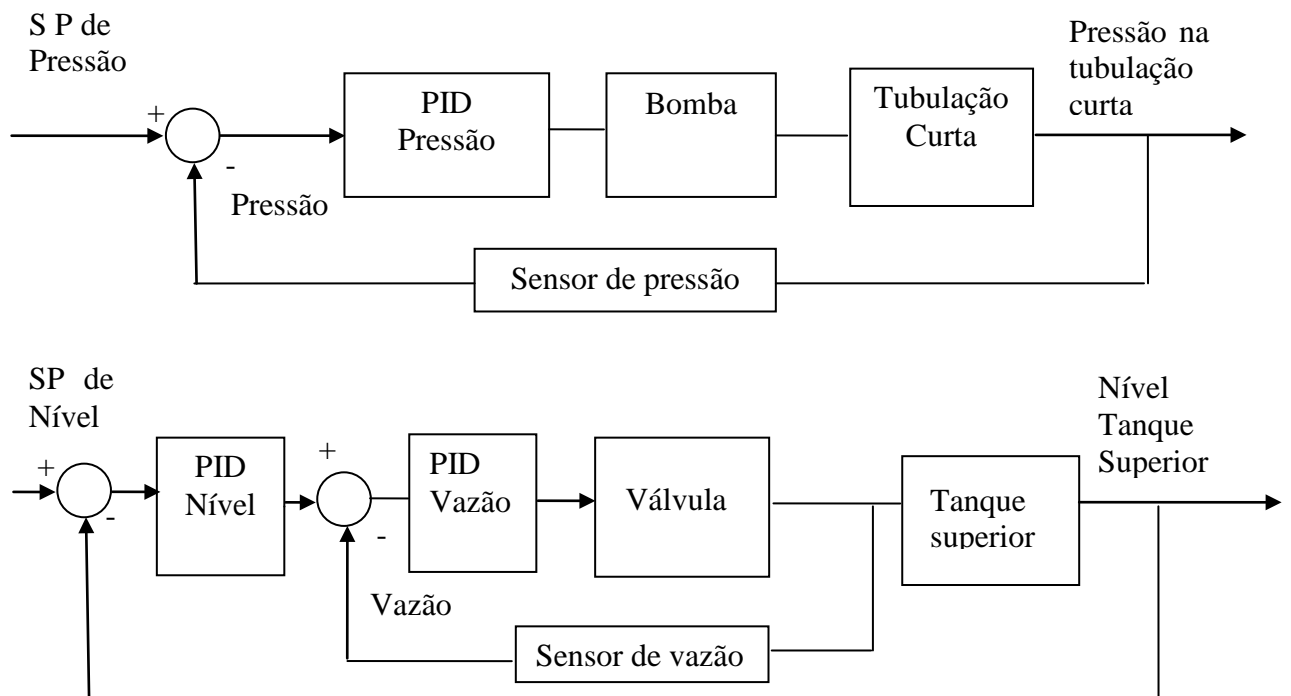


Figura 3.16 – Configuração do Controlador multimalha de pressão e nível com cascata.

### 3.4.2 Controle multimalha de pressão e nível convencional

Para sintonizar o controlador de pressão foi usada a função de transferência  $G_{11}$ , que relaciona velocidade da bomba com a pressão, no aplicativo análise de sintonia apresentado na seção 3.2.1, cujas respostas simuladas ao degrau em malha fechada estão

ilustradas na Figura 3.17, e os parâmetros de sintonia assim como os índices de desempenhos estão mostradas na Tabela 5.

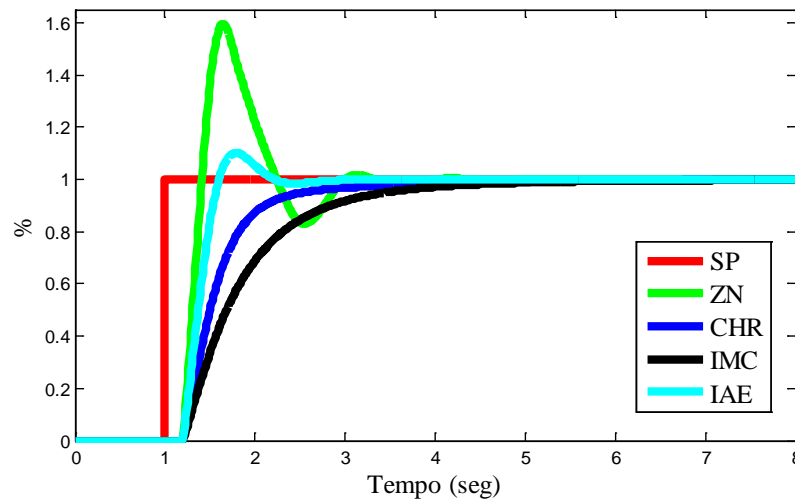


Figura 3.17 – Respostas simuladas de pressão ao degrau em malha fechada.

Tabela 5 – Parâmetros de sintonia e índices de desempenho fornecidos pelo simulado do PID de pressão.

<b>MÉTODOS DE SINTONIA</b>	$K_c$	$T_i(s)$	$T_d$	$IAE$
Z&N	5,27	0,33	0	0,11
CHR	2,05	0,98	0	0,08
IMC	0,98	0,90	0	0,15
IAE	3,30	0,86	0	0,05

Usando o critério de sintonia de não haver *overshoot* com o melhor IAE possível, foram testadas na planta as sintonias obtidas para o método CHR e IMC. Quando testados foi observado que com um ajuste poderia melhorar ainda mais o índice IAE quando sintonizados com:  $k_c = 0,4$ ,  $T_i=0,4$ .

Para sintonizar o controlador de nível foi usada a função de transferência  $G_{22}$ , pois relaciona abertura da válvula com o nível. Também foi usado o aplicativo análise de sintonia, através do qual foram obtidas as respostas simuladas ao degrau em malha fechada ilustradas na Figura 3.18. Os parâmetros de sintonia e os índices de desempenhos da simulação são mostrados na Tabela 6.

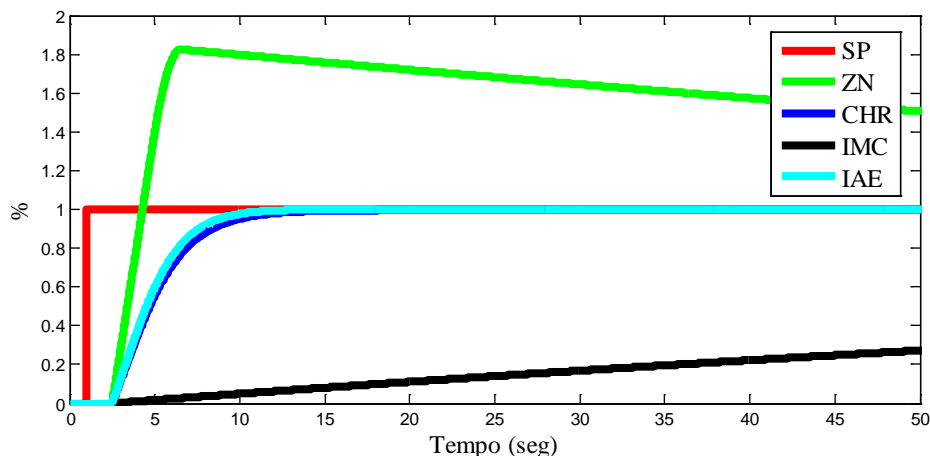


Figura 3.18 – Respostas simuladas do nível ao degrau em malha fechada.

Tabela 6 - Parâmetros de sintonia e os índices de desempenho do simulador do PID de nível

<b>MÉTODOS DE SINTONIA</b>	$K_c$	$T_i(s)$	$T_d$	$IAE$
Z&N	106,53	4,99	0	0,65
CHR	41,43	261,58	0	0,09
IMC	1,17	226,25	0	0,86
IAE	44,70	221,54	0	0,08

Neste caso como  $(\frac{\theta}{\tau})$  é igual a 0.006 não se aplica o método Z&N e CHR e usando o critério de sintonia de não haver overshoot com o melhor IAE possível, foram testadas na planta as sintonias obtidas para os métodos IMC e do IAE. Quando testados foi observado que com um ajuste poderia melhorar ainda mais o índice IAE quando sintonizados com:  $k_c = 6, T_i = 150$ .

Em resumo, sintonia escolhidas para os dois PIDs da multimalha convencional de pressão e nível são mostradas na Tabela 7.

Tabela 7 – Parâmetros de sintonia escolhidos para multimalha convencional.

	$K_P$	$T_i (s)$	$T_d$
Pressão	0,4	0,4	0
Nível	6	150	0

### 3.4.3 Controle multimalha de pressão e nível com vazão em cascata

Nesta seção é descrita a implantação dos PIDs multimalha de pressão e nível com cascata, tendo um controlador de vazão escravo do controlador de nível.

Inicialmente é importante conhecer o controle em cascata para em seguida tratar de sua sintonia. O controle em cascata utiliza pelo menos duas variáveis controladas com uma única variável manipulada, isto é, consiste em duas ou mais malhas de controle integradas. O controlador da malha interna é denominado de “controlador escravo”, e o outro controlador na malha externa é denominado “controlador mestre” que fornece o *setpoint* para o controlador escravo.

O controle em cascata é eficaz em situações onde existem perturbações a serem eliminadas. É o caso do controle de nível, que caso fosse utilizado apenas um controlador de nível atuando diretamente sobre a válvula, não haveria como compensar eventuais variações de pressão do processo.

O uso de um controlador de vazão escravo permite atuar de forma diferenciada durante as variações de pressão, pois a dinâmica da vazão é mais rápida que a dinâmica do nível. Dessa forma, a perturbação existente na vazão devido à pressão será amenizada pelo controlador escravo antes que a mesma afete o nível.

A configuração que foi usada está na Figura 3.16.

A sintonia do controlador de pressão é a mesma obtida no controlador de pressão da multimalha convencional apresentado na seção anterior. Para sintonizar a malha de nível, inicialmente foi feita a sintonia do controlador de vazão, por ser a malha interna. Para obter o modelo da malha de vazão foi aplicado degrau de 40% para 60% na válvula, mantendo velocidade da bomba em 60%. Figura 3.19, e com esses dados foi calculado (apêndice A) o modelo apresentado na equação (3.17).

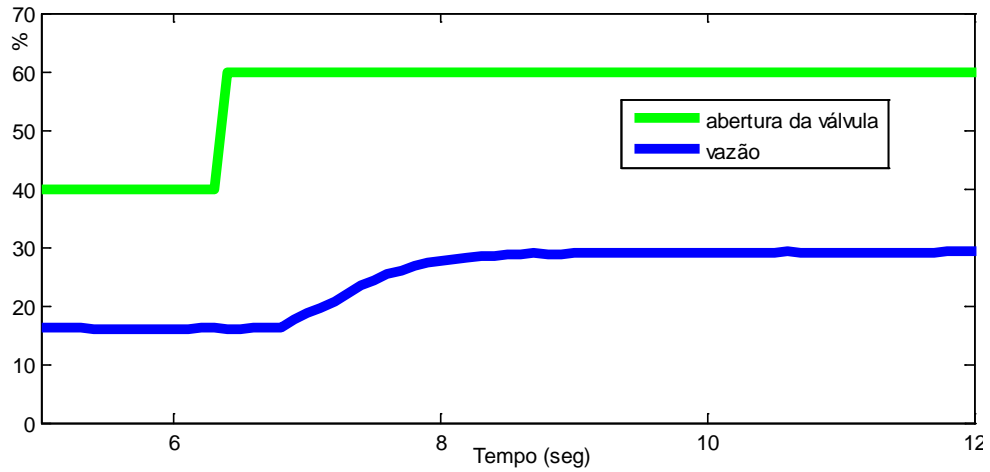


Figura 3.19 – Resposta real de vazão para um degrau na válvula.

$$G_{\text{vazao}} = \frac{0,67e^{-0,35s}}{0,865s+1} \quad (3.17)$$

Utilizando o modelo de vazão no aplicativo de sintonia foi obtida a resposta simulada ao degrau em malha fechada, Figura 3.20. Os parâmetros de sintonia e os índices de desempenho são mostrados na Tabela 8.

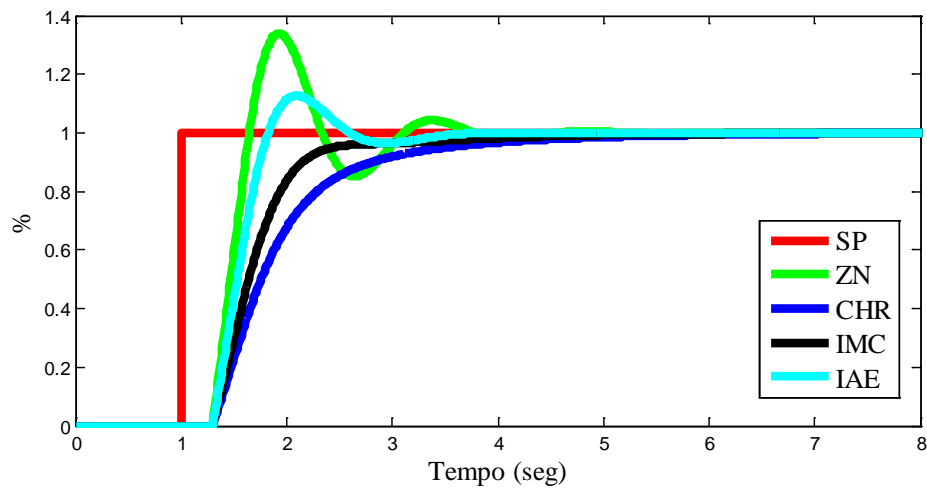


Figura 3.20 – Respostas simuladas de vazão ao degrau em malha fechada.

Tabela 8 – Parâmetros de sintonia e índices de desempenho fornecidos pelo simulador do PID de vazão.

MÉTODOS DE SINTONIA	$K_c$	$T_i$ (s)	$T_d$	IAE
Z&N	3,85	0,99	0	0,11
CHR	1,49	0,99	0	0,16
IMC	1,94	1,01	0	0,12
IAE	2,84	0,94	0	0,10

Usando o critério de não haver *overshoot* com o melhor IAE possível, foram testadas na planta as sintonias obtidas para os métodos CHR e IMC. Quando testados foi observado que com um ajuste poderia melhorar ainda mais o índice IAE quando sintonizados com:  $k_c=0,5$ ,  $T_i=0,6$ .

A Figura 3.21 apresenta a resposta real de vazão para variação de *setpoint* de vazão após sintonia do PID, onde é possível observar que a vazão oscila em torno do *setpoint*. Segundo Hagglund, (2002); Horch, (1999); Rengaswamy et al., (2001); Ruel, (2000); Choudhury, (2004) a presença do atrito estático (*stiction*) em válvulas de controle provoca oscilações no processo. Através de testes em Cuadros et al. (2010) prova-se que a válvula utilizada nessa planta é afetada pelo *stiction*, logo a oscilação da resposta mostrada na Figura 3.21 é produto do *stiction*.

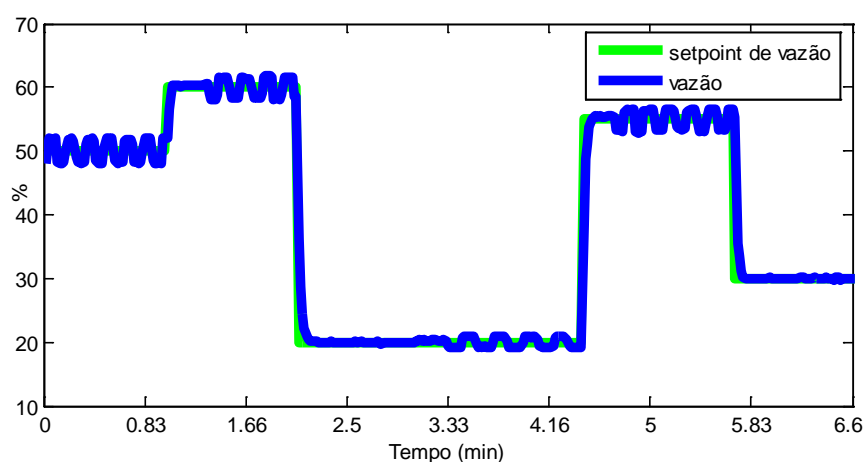


Figura 3.21 – Resposta real da vazão para degrau após sintonia do PID de vazão.

Para sintonizar o PID de nível foi dado degrau de 30% para 40% no *setpoint* do PID de vazão em malha fechada, mantendo constante a velocidade da bomba em 60%, mostrada na Figura 3.22. O valor inicial de nível foi o valor em regime antes do degrau e o

valor final foi o valor em regime depois do degrau. Com os dados obtidos foi calculada a função de transferência  $G_{22\_cascata}$ , que é a função de transferência de nível para a configuração cascata, mostrada na equação (3.18). Os cálculos estão no apêndice A.

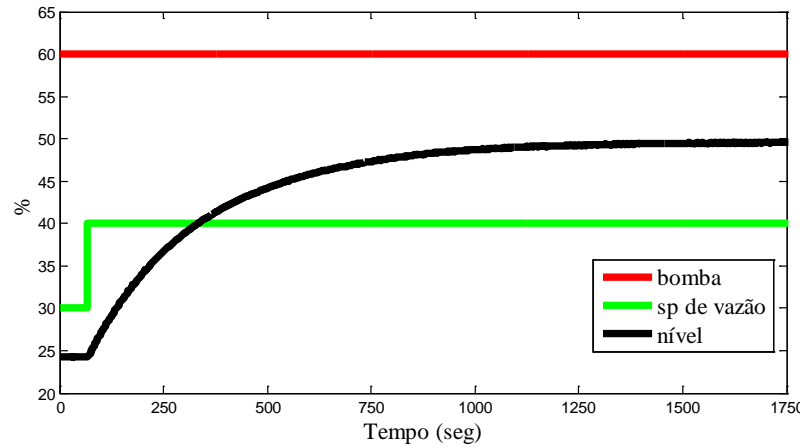


Figura 3.22 – Degrau para obtenção da função de transferência de nível para a configuração cascata

$$G_{22\_cascata} = \frac{2,53e^{-0,5S}}{276S+1} \quad (3.18)$$

Utilizando o função de transferência  $G_{22\_cascata}$  no aplicativo análise de sintonia foi obtido a resposta simulada ao degrau em malha fechada, Figura 3.23, e os parâmetros do controlador, Tabela 9.

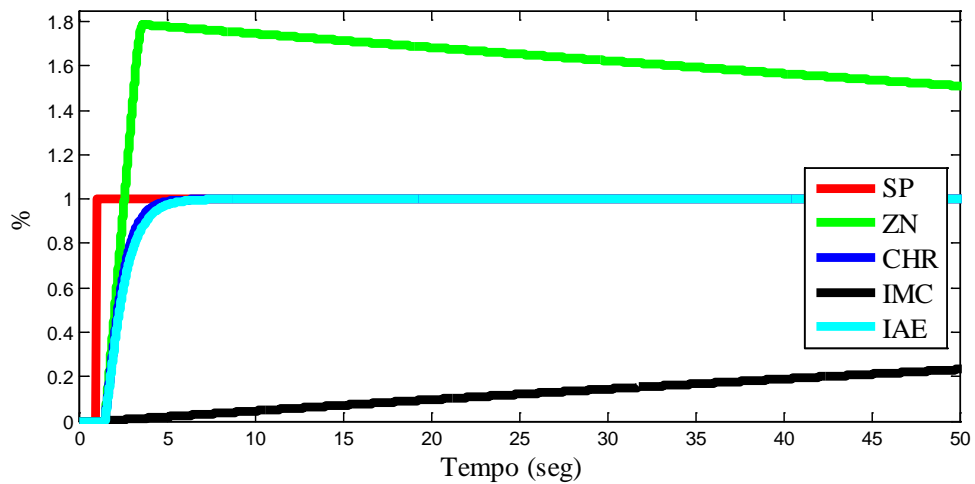


Figura 3.23 – Respostas simuladas do controlador de nível com vazão em cascata.

Tabela 9 – Parâmetros de sintonia e os índices de desempenho do PID de nível.

	$K_c$	$T_d(s)$	$T_d$	$IAE$
Z&N	196,36	1,66	0	0,64
CHR	76,36	320,16	0	0,02
IMC	0,59	276,25	0	0,88
IAE	68,76	270,74	0	0,03

Neste caso como  $(\frac{\theta}{\tau})$  é igual a 0.006 não se aplica o método Z&N e CHR e usando o critério de sintonia de não haver overshoot com o melhor IAE possível, foram testadas na planta as sintonias obtidas para os métodos IMC e IAE. Quando testados foi observado que com um ajuste poderia melhorar ainda mais o índice IAE quando sintonizados com:  $k_c=6, T_i=227,5$ .

Na Tabela 10 são mostrados os valores escolhidos para a sintonia dos três PIDs da multimalha de pressão e nível com cascata. Os testes finais desse controle são mostrados no seção 3.4.4.

Tabela 10 – Parâmetros de sintonia usados para o controle multimalha com cascata.

	$K_c$	$T_i(s)$	$T_d$
Pressão	0,4	0,4	0
Nível	6	227,5	0
Vazão	0,5	0,6	0

#### 3.4.4 Comparação entre os Controladores multimalhas

A Figura 3.24 mostra a resposta da planta em malha fechada para variações do *setpoint* de nível usando o controle PID convencional e em cascata. Observa-se que não houve variações significativas na pressão em ambos PIDs, exceto nos instantes em que ocorreram mudanças de *setpoint*, quando houve alterações na pressão de aproximadamente 13% para



ambos PIDs, porém de duração muito pequena ( $\approx 6s$ ). O índice IAE para a resposta do nível foi de 1,00% para o PID multimalha convencional e 1,02% para PID multimalha em cascata, concluindo que as respostas da planta para o nível foram praticamente iguais para ambos PIDs.

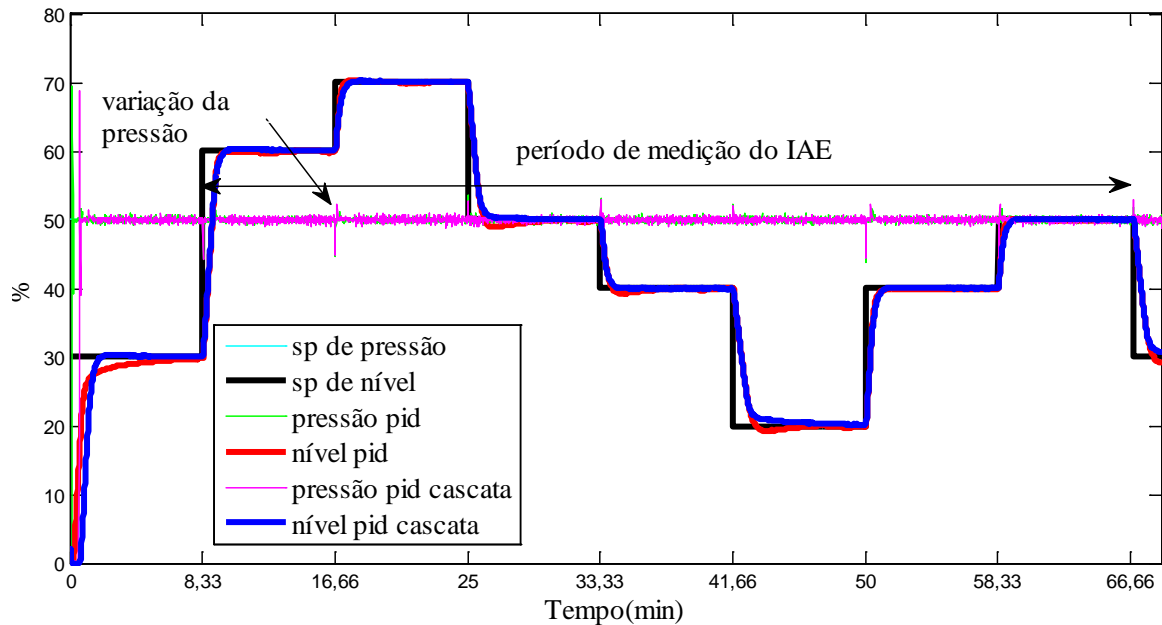


Figura 3.24– Respostas reais para variação do SP de nível.

Na Figura 3.25 são mostradas as respostas da planta em malha fechada para variações de *setpoint* de pressão, onde se observa que em ambos PIDs os *setpoints* de pressão foram alcançados satisfatoriamente. Verifica-se também que as variações dos *setpoints* de pressão provocaram maiores alterações no nível para o PID convencional que para o PID em cascata, como se destaca na Figura 3.25, isto pode ser confirmado pelo índice IAE do nível, que foi para o PID convencional 0,19% e para o PID em cascata de 0,04%, mostrando a eficiência da configuração em cascata para variação na pressão.

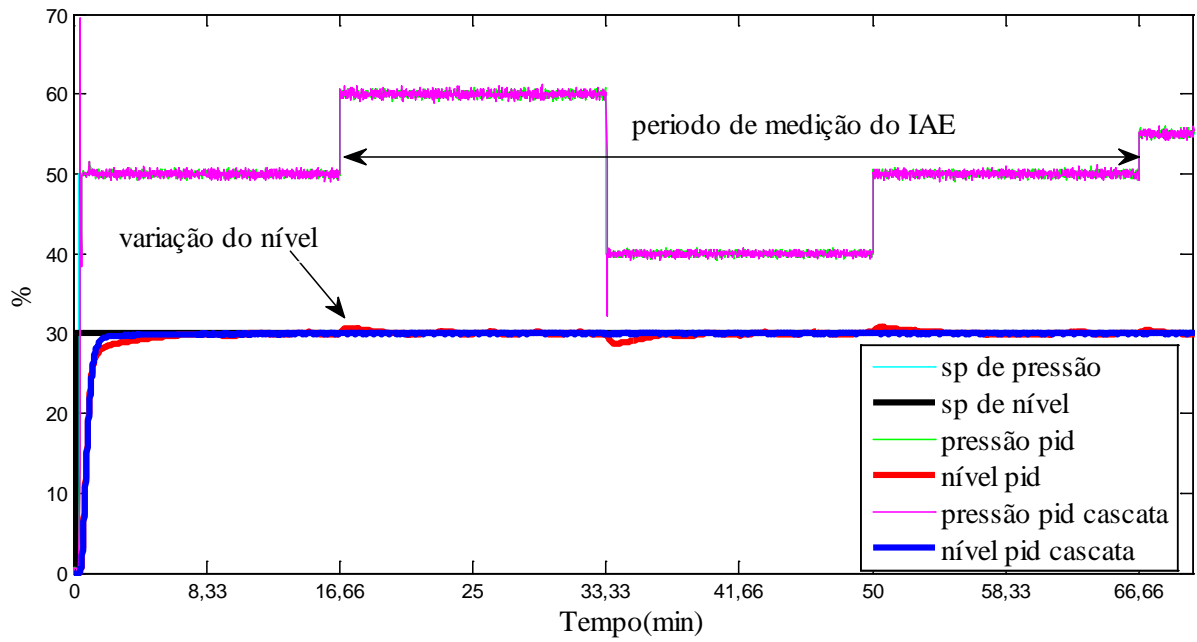


Figura 3.25 – Respostas reais para variação de SP de pressão.

## Capítulo 4: O Controle preditivo DMC

Neste capítulo será apresentado o projeto do controlador multivariável usando como estratégia de controle o algoritmo *Dynamic Matrix Control* (DMC), que é um controle preditivo baseado em modelo (CPMB).

A estrutura básica do CPMB é mostrada na Figura 4.1. Um modelo é usado para prever a saída futura da planta, baseado nas informações passadas e presentes da mesma para propor uma ação ótima de controle futuro. Essa otimização é calculada por um otimizador levando em conta a função custo e as restrições.

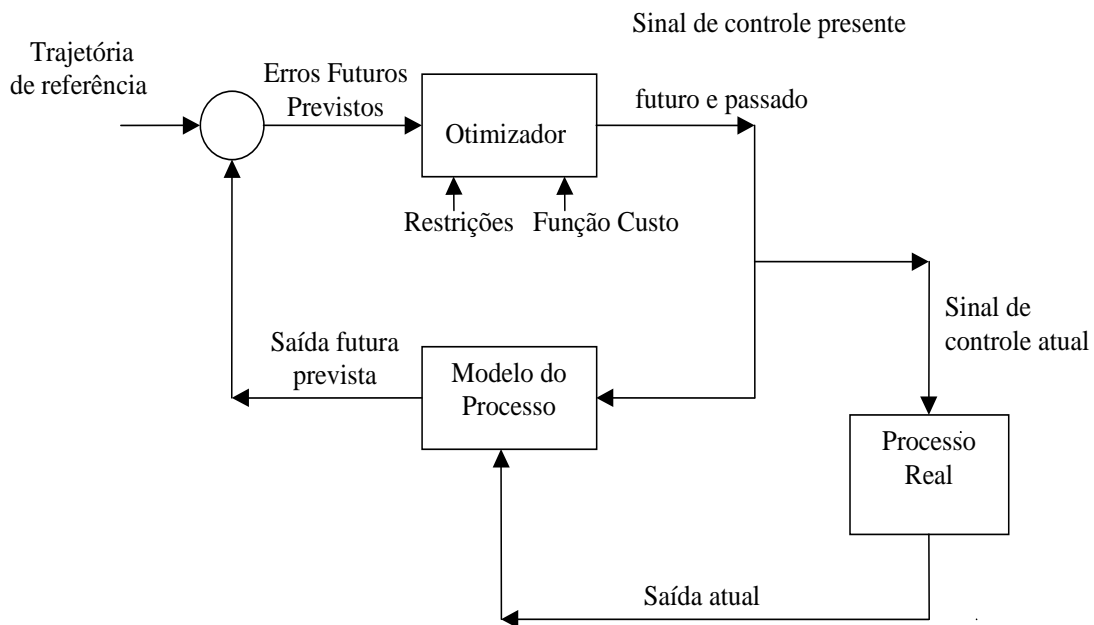


Figura 4.1 – Diagrama do controle preditivo baseado em modelo (CPBM).

O modelo do processo é uma das partes mais importantes, pois ele deve ser capaz de capturar a dinâmica do processo, assim como uma previsão precisa de saída futura.

A metodologia de todos os controladores pertencentes à família do CPMB está caracterizada pela estratégia mostrada na Figura 4.2 onde:

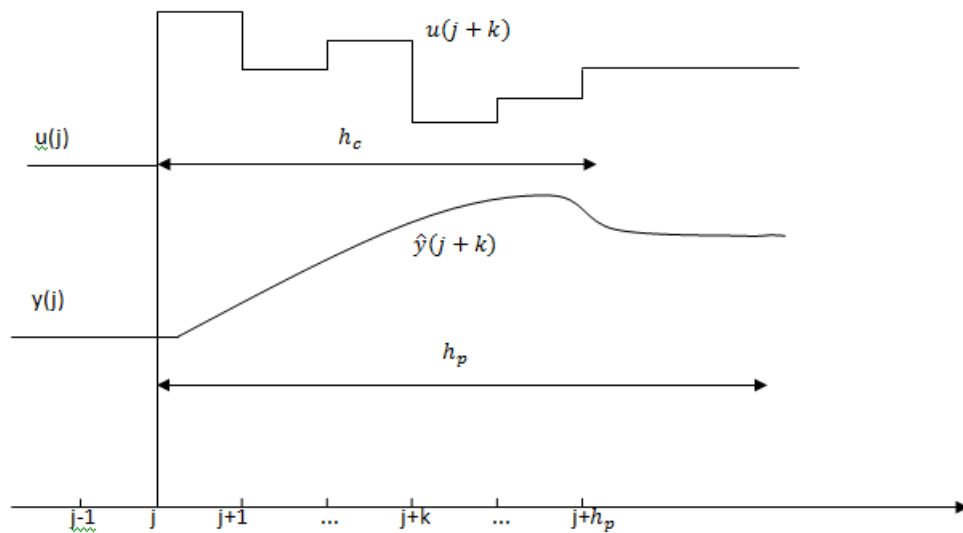


Figura 4.2 – Estratégia do CPMB

i) A saída futura para um determinado horizonte de previsão  $h_p$  será prevista a cada instante  $t$  usando o modelo do processo. Essa saída prevista  $k$  passos à frente a partir do instante  $j$ , depende do conhecimento dos valores de entrada e saída passadas e do sinal de controle futuro  $k$  passos à frente a partir do instante  $j$ . A saída prevista é representada por:

$$\hat{y}(j+k) \text{ para } k=1,2,3, \dots, h_p$$

ii) O conjunto de sinais de controle futuros representado  $u(j+k)$ ,  $k=1,2,3,\dots,h_c$ , onde  $h_c$  é o horizonte de controle tal que  $h_c \leq h_p$  serão calculados pela otimização de um critério determinado para manter o processo o mais próximo possível da trajetória de referência prevista  $K$  passos à frente a partir do instante  $j$  definida por:

$$\begin{aligned} w(j) &= y(j) \\ w(j+k) &= \alpha w(j+k-1) + (1-\alpha) r(j+k), \quad k=1,2,2,\dots, h_p, \end{aligned} \quad (4.1)$$

O  $\alpha$  é um parâmetro entre 0 e 1,  $r(j+k)$  é a evolução da referência futura e  $y(j)$  é a saída do processo. A Figura 4.3 mostra que quanto maior o fator  $\alpha$ , maior o amortecimento da resposta, fazendo com que a saída alcance a referência (*setpoint*) de forma mais lenta.

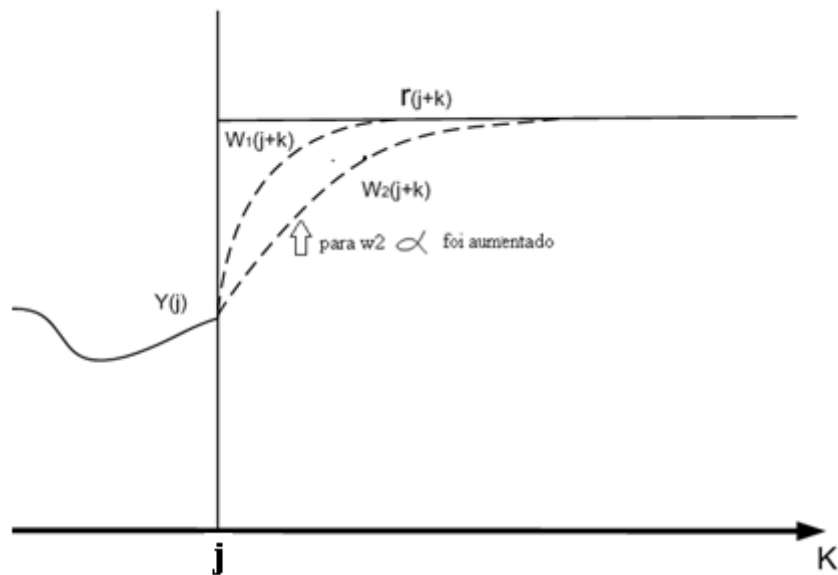


Figura 4.3 – Trajetória de referência.

O critério usualmente usado para manter o processo o mais próximo possível da trajetória de referência tem a forma de uma função quadrática do erro entre o sinal de saída previsto e a trajetória de referência prevista. A variação do sinal de controle  $\Delta u$ , ( $\Delta u(j+k) = u(j+k) - u(j+k-1)$ ), em muitos casos, é incluída dentro da função objetivo mostrada na equação 4.2, para permitir que a variação da ação de controle ( $\Delta u$ ) seja a menor possível.

$$J(h_p, h_c) = \sum_{j=1}^{h_p} \delta [\hat{y}(j+k) - w(j+k)]^2 + \sum_{j=1}^{h_c} \lambda [\Delta u(j+k-1)]^2, \quad (4.2)$$

sendo  $h_p$  o horizonte de previsão,  $h_c$  o horizonte de controle,  $\delta$  e  $\lambda$  são ponderações do erro e do esforço de controle respectivamente e geralmente são escolhidas constantes ou exponenciais ao longo do horizonte. Para diminuir o número de variáveis na previsão é definido um horizonte de controle ( $h_c$ ) que seja menor que o horizonte de previsão ( $h_p$ ), isto é,  $h_c < h_p$ , onde  $\Delta \hat{u}(j+k) = 0$  para  $k = h_c + 1, \dots, h_p$ , pois  $u(j+k) = u(j+h_c)$ ,  $k = h_c + 1, h_c + 2, \dots$

Uma sequência de sinais  $\Delta u(j+k)$ ,  $k=0, 1, 2, 3 \dots h_c$  que minimiza a função objetivo pode ser obtida se o critério é quadrático, o modelo é linear e não existem restrições, caso contrário, um método de otimização iterativo deverá ser usado.

iii) O sinal de controle a ser aplicado no instante  $j$ ,  $u(j)$ , é enviado para o processo enquanto que os sinais futuros  $u(j+k)$ ,  $k=1, 2, 3, \dots, h_c$  serão rejeitados. No próximo período de amostragem ( $j+1$ ), o sinal  $y(j+1)$  já é conhecido e os cálculos das ações de controle serão refeitos como no passo anterior. Esse método é chamado de controle por horizonte retrocedente.

## 4.1 O DMC monovariável

Com o objetivo de facilitar o entendimento do DMC multivariável será apresentado primeiramente o DMC monovariável.

A resposta de um sistema ao ser aplicado um sinal de impulso em sua entrada pode ser obtida através da convolução,

$$y(j) = \sum_{i=1}^{\infty} h(i) \cdot u(j - i) \quad (4.3)$$

sendo

$$y(j) = \text{a saída} \quad \text{e} \quad u(j) = \text{a entrada}$$

onde  $h(i)$  é a resposta ao impulso discreto mostrada na Figura 4.4 (entrada com amplitude unitária e duração igual a um período de amostragem). Quando o sistema é estável podemos dizer que existe  $N$  (número de amostras) tal que  $h_i \cong 0, i \geq N$ .

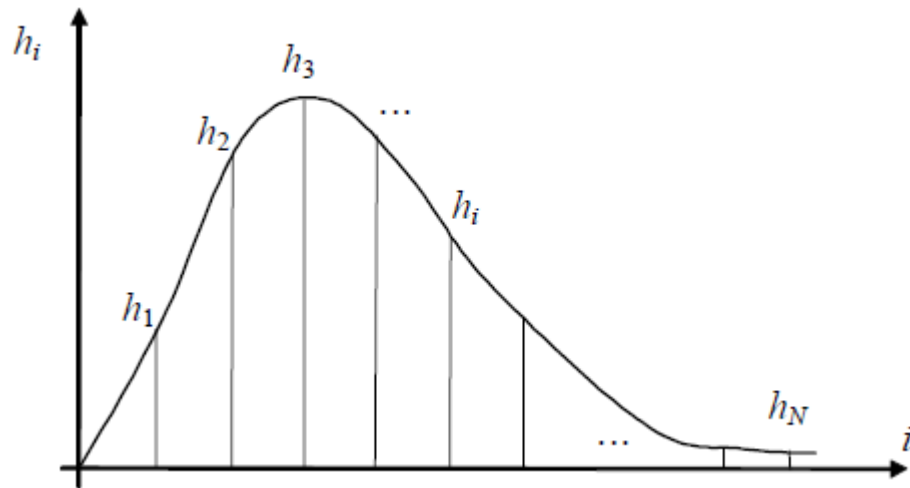


Figura 4.4 – Resposta ao impulso.

Portanto (4.3) é aproximado por:

$$y(j) = \sum_{i=1}^N h(i) \cdot u(j - i) = H(z^{-1}) \cdot u(j) \quad (4.4)$$

onde

$$H(z^{-1}) = h_1 z^{-1} + h_2 z^{-2} + \dots + h_N z^{-N} \quad (4.5)$$

$z^{-1}$  é o operador atraso unitário.

A predição de saída em  $j + k$  calculada no instante  $j$ ,  $\hat{y}(j+k|j)$ , fica:

$$\hat{y}(j+k|j) = \sum_{i=1}^N h_i \cdot u(j+k-i|j) = H(z^{-1}) \cdot u(j+k|j) \quad (4.6)$$

Como o DMC usa o modelo obtido através de aplicação de um degrau, há necessidade de obter a saída prevista  $\hat{y}(j+k)$  em função do degrau. O modelo obtido usando a resposta ao degrau é similar à resposta ao impulso, mas usa um degrau unitário como sinal de entrada e tem como saída a resposta mostrada na Figura 4.5.

A Figura 4.5 mostra a resposta para o degrau :

$$u(j) = 1, \quad j = 0, 1, 2, 3, \dots,$$

$$u(j) = 0, \quad j < 0$$

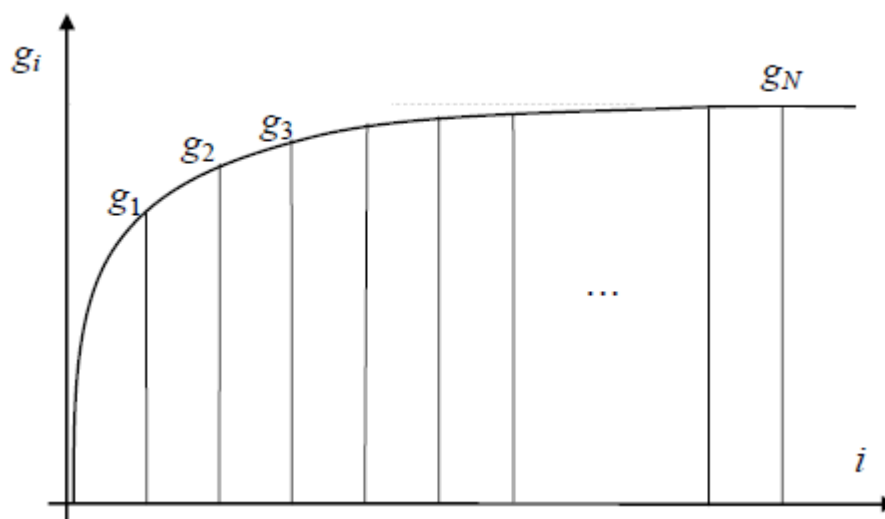


Figura 4.5 – Resposta ao degrau.

Aplicando esse sinal na expressão (4.4) temos:

$$y(1) = g_1 = h_1 \cdot u(0) = h_1$$

$$y(2) = g_2 = h_1 \cdot u(1) + h_2 \cdot u(0) = h_1 + h_2 = g_1 + h_2$$

$$y(3) = g_3 = h_1 \cdot u(2) + h_2 \cdot u(1) + h_3 \cdot u(0) = h_1 + h_2 + h_3 = g_2 + h_3$$

:

$$y(j) = g_j = g_{j-1} + h_j$$

Logo, para qualquer  $i = 1, \dots, N$

$$h_i = g_i - g_{i-1} = g_i \cdot (1 - z^{-1})$$

Portanto, a expressão (4.3) é equivalente a:

$$y(j) = \sum_{i=1}^N g_i (1 - z^{-1}) \cdot u(j-i)$$

$$y(j) = \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(j-i)$$

onde,

$$\Delta u(j-i) = u(j-i) - u(j-i-1) = (1 - z^{-1}) \cdot u(j-i)$$

$\Delta u(j-i)$  é o diferencial do sinal de controle e  $g_i$  são os coeficientes de resposta ao degrau. Assim, o preditor para o modelo a entrada degrau será dado por:

$$\hat{y}(j+k|j) = \sum_{i=1}^N g_i \cdot \Delta u(j+k-i|j) \quad (4.7)$$

De agora em diante será usada notação  $\hat{y}(j+k)$  no lugar de  $\hat{y}(j+k|j)$  para representar a saída prevista  $k$  passos à frente a partir do instante  $j$ .

Separando de (4.7) as ações de controle passadas das ações de controle presentes e futuras, pode-se concluir que o preditor  $j$  passos à frente da saída  $y$  para uma entrada degrau é dado por:

$$\hat{y}(j+k) = \sum_{i=1}^k g(i) \cdot \Delta \hat{u}(j+k-i) + \sum_{i=k+1}^N g(i) \cdot \Delta u(j+k-i) \quad (4.8)$$

O somatório  $\sum_{i=k+1}^N g(i) \cdot \Delta u(j+k-i)$  representa a resposta livre, obtida através das entradas passadas, e o somatório  $\sum_{i=1}^k g(i) \cdot \Delta \hat{u}(j+k-i)$  representa a resposta forçada, obtida através das entradas presente e futuras ( $\Delta \hat{u}(j), \Delta \hat{u}(j+1), \dots, \Delta \hat{u}(j+k-1)$ ), as quais serão calculadas pelo otimizador.

Como  $\Delta \hat{u}(j+k)=0$  para  $k=h_c+1, \dots, h_p$ , a expressão (4.7) pode ser escrita da seguinte forma:

$$\hat{y}(j+k) = \sum_{i=\max\{1, k-h_c+1\}}^k g(i) \cdot \Delta \hat{u}(j+k-i) + \sum_{i=k+1}^N g(i) \cdot \Delta u(j+k-i) \quad (4.9)$$

Definindo a resposta livre por

$$f_u(j+k) = \sum_{i=k+1}^N g(i) \cdot \Delta u(j+k-i) \quad (4.10)$$

E realizando uma sequência de  $h_p$  previsões, é formado o seguinte sistema de  $h_p$  equações com  $h_c$  incógnitas:

$$\begin{aligned} \hat{y}(j+1) &= g_1 \cdot \Delta u(j) + f_u(j+1) \\ \hat{y}(j+2) &= g_2 \cdot \Delta u(j) + g_1 \cdot \Delta u(j+1) + f_u(j+2) \\ &\vdots \\ \hat{y}(j+h_p) &= \sum_{i=h_p-h_c+1}^{h_p} g_i \cdot \Delta u(j+h_p-i) + f_u(j+h_p) \end{aligned}$$

que em forma de equações matriciais fica:



$$\begin{bmatrix} \hat{y}(j+1) \\ \hat{y}(j+2) \\ \vdots \\ \hat{y}(j+h_c) \\ \vdots \\ \hat{y}(j+h_p) \end{bmatrix}_{(hp*1)} = \begin{bmatrix} g_1 & 0 & \cdots & 0 \\ g_2 & g_1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{h_c} & g_{h_c-1} & \cdots & g_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{h_p} & g_{h_p-1} & \cdots & g_{h_p-h_c+1} \end{bmatrix}_{(hp*hc)} \begin{bmatrix} \Delta u(j) \\ \Delta u(j+1) \\ \vdots \\ \Delta u(j+h_c-1) \end{bmatrix}_{(hc*1)} + \begin{bmatrix} f_u(j+1) \\ f_u(j+2) \\ \vdots \\ f_u(j+h_c) \\ \vdots \\ f_u(j+h_p) \end{bmatrix}_{(hp*1)}$$

Definindo:

$$G = \begin{bmatrix} g_1 & 0 & \cdots & 0 \\ g_2 & g_1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{h_c} & g_{h_c-1} & \cdots & g_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{h_p} & g_{h_p-1} & \cdots & g_{h_p-h_c+1} \end{bmatrix}$$

$$\Delta U = \begin{bmatrix} \Delta u(j) \\ \Delta u(j+1) \\ \Delta u(j+2) \\ \vdots \\ \Delta u(j+h_c-1) \end{bmatrix}$$

$$F = \begin{bmatrix} f_u(j+1) \\ f_u(j+2) \\ \vdots \\ f_u(j+h_p) \end{bmatrix}$$

$$\hat{Y} = \begin{bmatrix} \hat{y}(j+1) \\ \hat{y}(j+2) \\ \vdots \\ \hat{y}(j+h_c) \\ \vdots \\ \hat{y}(j+h_p) \end{bmatrix}$$

Pode-se escrever (4.9) como:

$$\hat{Y} = G \cdot \Delta \hat{U} + F \tag{4.11}$$

### 4.1.1 Cálculo do sinal de controle

A função custo mostrada em 4.2, é

$$J = \sum_{k=1}^{hp} \delta [\hat{y}(j+k|j) - w(j+k)]^2 + \sum_{k=1}^{hc} \lambda [\Delta u(j+k-1)]^2$$

equivalente à seguinte forma matricial:

$$J = \delta \cdot E^T \cdot E + \lambda \Delta U^T \cdot \Delta U$$

na qual:

$$E = \hat{Y} - W$$

e

$$W = \begin{bmatrix} w(j+1) \\ w(j+2) \\ \vdots \\ w(j+h_p) \end{bmatrix}$$

O vetor de incrementos do sinal de controle  $\Delta u$  é selecionado de maneira a minimizar o índice de desempenho  $J$ , isto é,  $\frac{\partial J}{\partial \Delta u} = 0$ . Assim, realizando a sequência de operações matriciais a fim de isolar os termos que multiplicam  $\Delta u$ :

$$J = \delta (\hat{Y} - W)^T \cdot (\hat{Y} - W) + \lambda \cdot \Delta U^T \cdot \Delta U$$

$$J = \delta [(G \cdot \Delta U + F) - W]^T \cdot [(G \cdot \Delta U + F) - W] + \lambda \cdot \Delta U^T \cdot \Delta U$$

$$J = \delta [G \cdot \Delta U + (F - W)]^T \cdot [G \cdot \Delta U + (F - W)] + \lambda \cdot \Delta U^T \cdot \Delta U$$

$$J = \delta [\Delta U^T G^T G \cdot \Delta U + 2 \Delta U^T G^T (F - W) + (F - W)^T \cdot (F - W)] + \lambda \cdot \Delta U^T \cdot \Delta U$$

$$J = \delta [\Delta U^T \cdot (G^T \cdot G) \Delta U + \Delta U^T 2 \cdot G^T (F - W) + (F - W)^T \cdot (F - W)] + \lambda \cdot \Delta U^T \cdot \Delta U$$

Derivando e igualando a 0

$$\frac{\partial J}{\partial \Delta U} = \delta [2 \cdot (G^T \cdot G) \cdot \Delta U + 2 \cdot G^T \cdot (F - W)] + 2 \cdot \lambda \cdot \Delta U = 0$$

Portanto:

$$(\delta(G^T \cdot G) + \lambda \cdot I) \cdot \Delta U = -\delta G^T \cdot (F - W)$$

$$\Delta U = (\delta(G^T \cdot G) + \lambda \cdot I)^{-1} \cdot \delta \cdot G^T \cdot (W - F)$$

E finalmente é obtido  $\Delta U$ :

$$\Delta U = K(W - F)$$

onde  $K$  é a primeira linha da matriz  $\delta(G^T \cdot G + \lambda \cdot I)^{-1} \cdot \delta G^T$  que é o ganho do controlador.

A Figura 4.6 mostra a lei de controle do DMC

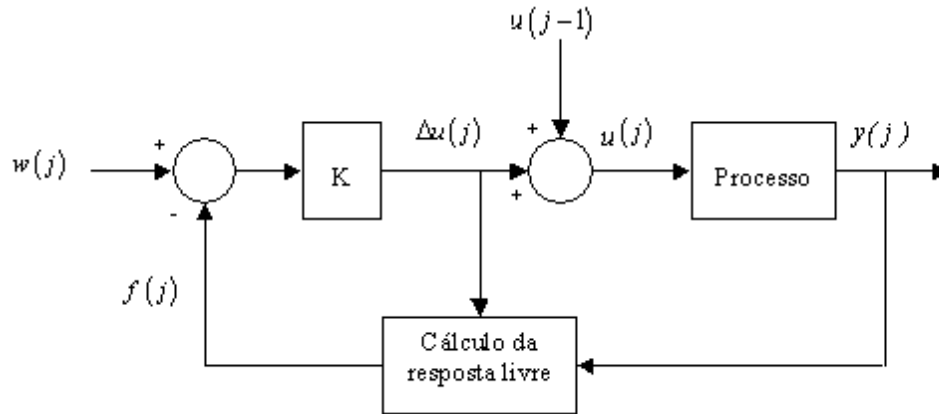


Figura 4.6 – Lei de controle.

O algoritmo do DMC monovariável segue os seguintes passos:

- i) obter a matriz de coeficiente G;
- ii) obter a previsão de referência W;
- iii) obter a resposta livre F (só depende dos controles passados);
- iv) obter os diferenciais das ações de controle futuro:

$$\Delta u = \delta(G^T \cdot G + \lambda \cdot I)^{-1} \cdot \delta \cdot G^T \cdot (w - f);$$

- V) obter a ação de controle atual:  $u(j) = u(j - 1) + \Delta u(j)$ .

## 4.2 Controle preditivo DMC multivariável

Sendo um sistema multivariável com p entradas e q saídas, e considerando que a resposta ao impulso da saída m em relação à entrada l seja dada por  $h_{ml}$ ; assim, a resposta da saída m em relação a uma entrada  $u_l$  qualquer pode ser representada pela convolução:

$$\hat{y}_m(j) = \sum_{l=1}^p \sum_{i=1}^{N_m^l} h_{ml}(i) u_l(j - i), m = 1, \dots, q$$

$N_m^l$  = refere-se ao número de amostras (N) da saída m para a entrada l

A previsão k passos à frente da m-ésima saída a partir do instante t é dada por:

$$\hat{y}_m(t + k) = \sum_{l=1}^p \sum_{i=1}^{N_m^l} h_{ml}(i) u_l(t + k - i), m = 1, \dots, q$$

e como será desenvolvido o DMC de 2 entradas ( $p=2$ ) e 2 saídas ( $q=2$ )

$$\hat{y}_m(t+k) = \sum_{l=1}^2 \sum_{i=1}^{N_m^l} h_{ml}(i) u_l(t+k-i), m = 1, 2 \quad (4.12)$$

Adaptando a expressão (4.12) para resposta ao degrau

$$\hat{y}_m(t+k) = \sum_{l=1}^2 \sum_{i=\max\{1, k-h_c+1\}}^{N_m^l} g_{ml}(i) \Delta u_l(t+k-i), m = 1, 2$$

Separando as ações de controle passadas, das ações de controle presente e futura fica:

$$\begin{aligned} \hat{y}_m(t+k) &= \sum_{l=1}^2 \sum_{i=\max\{1, k-h_c+1\}}^k g_{ml}(i) \Delta u_l(t+k-i) \\ &+ \sum_{l=1}^2 \sum_{i=k+1}^{N_m^l} g_{ml}(i) \Delta u_l(t+k-i) \end{aligned} \quad (4.13)$$

Definindo:

$$f_{m1}(t+k) = \sum_{i=k+1}^{N_m^1} g_{m1}(i) \Delta u_1(t+k-i)$$

$$f_{m2}(t+k) = \sum_{i=k+1}^{N_m^2} g_{m2}(i) \Delta u_2(t+k-i)$$

A expressão 4.13 fica

$$\hat{y}_m(t+k) = \sum_{l=1}^2 \sum_{i=\max\{1, k-h_c+1\}}^k g_{ml}(i) \Delta u_l(t+k-i) + f_{m1}(t+k) + f_{m2}(t+k) \quad (4.14)$$

Desmembrado (4.14), tem-se para  $1 \leq k \leq h_c$ :

$$\begin{aligned} \hat{y}_m(t+k) &= [g_{m1}(k) \quad g_{m1}(k-1) \quad \cdots \quad g_{m1}(1)] \cdot \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}_1(t) \\ \Delta \hat{u}_1(t+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_1(t+k-1) \end{bmatrix} + \\ &[g_{m2}(k) \quad g_{m2}(k-1) \quad \cdots \quad g_{m2}(1)] \cdot \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}_2(t) \\ \Delta \hat{u}_2(t+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_2(t+k-1) \end{bmatrix} + f_{m1}(t+k) + f_{m2}(t+k) \end{aligned}$$

e para  $h_c + 1 \leq k \leq h_p$ :

$$\hat{y}_m(j+k) = [g_{m1}(k) \quad g_{m1}(k-1) \quad \cdots \quad g_{m1}(k-h_c+1)] \cdot \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}_1(t) \\ \Delta \hat{u}_1(t+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_1(t+h_c-1) \end{bmatrix} +$$

$$[g_{m2}(k) \quad g_{m2}(k-1) \quad \cdots \quad g_{m2}(k-h_c+1)] \cdot \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}_2(t) \\ \Delta \hat{u}_2(t+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_2(t+h_c-1) \end{bmatrix}$$

Generalizando para  $1 \leq k \leq h_p$ , obtemos:

$$\hat{y}_m = G_{m,1} \cdot \Delta \hat{U}_1 + G_{m,2} \cdot \Delta \hat{U}_2 + F_{m,1} + F_{m,2}$$

onde:

$$\hat{Y}_m = \begin{bmatrix} \hat{y}(t+1) \\ \hat{y}(t+2) \\ \vdots \\ \hat{y}(t+h_c) \\ \vdots \\ \hat{y}(t+h_p) \end{bmatrix}_{(h_p \times 1)}$$

$$\Delta \hat{U}_m = \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}_m(t) \\ \Delta \hat{u}_m(t+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_m(t+h_c-1) \end{bmatrix}_{(h_c \times 1)}$$

$$G_{m,l} = \begin{bmatrix} g_{m,l}(1) & 0 & \cdots & 0 \\ g_{m,l}(2) & g_{m,l}(1) & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{m,l}(h_c) & g_{m,l}(h_c-1) & \cdots & g_{m,l}(1) \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{m,l}(h_p) & g_{m,l}(h_p-1) & \cdots & g_{m,l}(h_p-h_c+1) \end{bmatrix}_{h_p \times h_c}$$

$$F_{m,l} = \begin{bmatrix} f_{ml}(k+1) \\ f_{ml}(k+2) \\ \vdots \\ f_{ml}(k+h_p) \end{bmatrix}_{(h_p \times 1)}$$

Seja:

$$\hat{Y} = \begin{bmatrix} \hat{y}_1 \\ \hat{y}_2 \end{bmatrix}_{(2h_p \times 1)}$$

$$G = \begin{bmatrix} G_{1,1} & G_{2,1} \\ G_{1,2} & G_{2,2} \end{bmatrix}_{(2h_p \times 2h_c)}$$

$$\Delta \hat{U} = \begin{bmatrix} \Delta \hat{U}_1 \\ \Delta \hat{U}_2 \end{bmatrix}_{(2hc \times x_1)}$$

Portanto, definindo  $F = F_{1,1} + F_{1,2}$ , chegamos à seguinte expressão:

$$\hat{Y} = G \cdot \Delta \hat{U} + F \tag{4.15}$$

#### 4.2.1 Solução DMC multivariável irrestrito

A função custo,  $J(\Delta u, \delta, \lambda)$ , do modelo multivariável para duas entradas e duas saída é:

$$J(\Delta u, \delta, \lambda) = \sum_{i=1}^2 \left[ \sum_{k=1}^{h_p} \delta_i (\hat{y}_i(t+k) - w_i(t+k))^2 + \sum_{k=0}^{h_c-1} \lambda \Delta u_i^2(t+k) \right]$$

que é equivalente à seguinte forma matricial:

$$J(\Delta U, \delta, \lambda) = (\hat{Y} - W)^T \delta (\hat{Y} - W) + \Delta U^T \lambda \Delta U \tag{4.16}$$

na qual  $W$  é o vetor referência

$$W = \begin{bmatrix} w_1(t+1) \\ w_1(t+2) \\ \vdots \\ w_1(t+h_p) \\ w_2(t+1) \\ w_2(t+2) \\ \vdots \\ w_2(t+h_p) \end{bmatrix}$$

e  $\delta$  e  $\lambda$  são matrizes de ponderações dadas por:

$$\delta = \begin{bmatrix} \delta_1 I_{h_p} & 0 \\ 0 & \delta_2 I_{h_p} \end{bmatrix}_{2h_p \times 2h_p}$$

onde  $I_{h_p}$  é uma matriz identidade com dimensão  $h_p \times h_p$

$$\lambda = \begin{bmatrix} \lambda_1 I_{h_c} & 0 \\ 0 & \lambda_2 I_{h_c} \end{bmatrix}_{2h_c \times 2h_c}$$

substituindo (4.15) em (4.16), tem-se:

$$J = (G\Delta U + F - W)^T \delta(G\Delta U + F - W) + \Delta U^T \lambda \Delta U$$

que desenvolvendo fica:

$$J = \frac{1}{2} \Delta U^T L \Delta U + b^T \Delta U + F_0$$

sendo,

$$L = 2(G^T \lambda G + \lambda)$$

$$b^T = 2(F - W)^T \delta G$$

$$F_0 = (F - W)^T \lambda (F - W)$$

A solução irrestrita é obtida tomando a derivada de J em relação a  $\Delta u$  e igualando a zero.

$$\Delta U = -L^{-1}b = (G^T \delta G + \lambda I)^{-1} G^T (W - F)$$

O sinal de controle que é enviado para o processo é apenas o primeiro e o  $h_c + 1$  elemento do vetor  $\Delta u$ . O sinal de controle é dado por:

$$\Delta U = K(W - F)$$

na qual K é a primeira e a  $h_c + 1$  linha da matriz

$$(G^T \delta G + \lambda I)^{-1} G^T \delta$$

#### 4.2.2 DMC multivariável com restrições

Restrições estão sempre presentes em qualquer situação de controle na vida real (Embiruçu, 1993). O ponto de operação que satisfaz os objetivos econômicos globais de um processo, em geral, está na interseção de restrições (García et al., 1989, García et al., 1987). Não considerar as restrições significa forçar o processo a operar a uma distância segura e, portanto, sub-otimizada dos limites de restrição, resultando em mau desempenho do mesmo. Ao aplicarmos um sistema de controle a determinado processo, estamos querendo não apenas manter sobre controle algumas variáveis, mas também diminuir a variabilidade de variáveis que quanto mais próximas das restrições operarem melhor será o desempenho do processo.

Em um processo real as restrições à variação de controle  $\Delta u$ , a excursão do controle  $u(t)$  e a saída  $y(t)$  são reais e presentes em todo o período de operação. As restrições são resultado de limitações de equipamentos em campo (como capacidade hidráulica /elétrica para movimentação de atuadores, limitação de curso para válvulas, capacidade do tanque, etc). No DMC a introdução das restrições pode ser feita sistematicamente durante o processo de sintonia do controlador e quando consideradas, não há uma solução explícita para a função custo. Assim, o problema de programação quadrática abaixo deve ser solucionado:

$$\min_{\Delta u} J(\Delta u) \text{ s.a } \{ S\Delta u \leq c \quad (4.17)$$

As seguintes restrições foram consideradas:

1-Variação da ação de controle:  $\Delta u_l(t) = u_l(t) - u_l(t - 1)$

$$\Delta u_{lmin} \leq \Delta u_l(t + k) \leq \Delta u_{lmax}, \quad k=0,1,\dots,hc-1;$$

2-Sinal de controle:  $u_l(t), u_{lmin} \leq u_l(t + k) \leq u_{lmax}; \quad k=0,1,\dots,hc-1;$

3-Sinal da saída prevista:  $\hat{y}_m(t), y_{mmin} \leq \hat{y}_m(t + k) \leq y_{mmax}; \quad k=0,1,\dots,h_p.$

Para solucionar (4.17), deve-se deixar que as restrições acima fiquem em função de  $\Delta u$  e em forma de matriz, para ser possível usar a função quadprog do Matlab para obter a variação da ação de controle ( $\Delta u$ ).

### 1-Restrições na variação da ação de controle: $\Delta U$

Definindo a seguinte matriz

$$\Gamma_{hc} = \begin{bmatrix} 1 \\ 1 \\ \vdots \\ 1 \end{bmatrix}_{hc \times 1}$$

pode-se afirmar que

$$\Gamma_{hc}\Delta U_{min} \leq \Delta U \leq \Gamma_{hc}\Delta U_{max} \quad (4.18)$$

rearranjando as restrições, têm-se:

$$\Delta U \leq \Gamma_{hc}\Delta U_{max}$$

$$\Gamma_{hc}\Delta U_{min} \leq \Delta U \rightarrow -\Gamma_{hc}\Delta U_{min} \geq -\Delta U$$

assim,

$$-\Delta U \leq -\Gamma_{hc}\Delta U_{min}$$



como  $\Delta U = I_{hc}\Delta U$ , onde  $I_{hc}$  é uma matriz identidade de ordem  $(hc \times hc)$ , tem-se

$$\begin{aligned} I_{hc}\Delta U &\leq \Gamma_{hc}\Delta U_{\max} \\ -I_{hc}\Delta U &\leq -\Gamma_{hc}\Delta U_{\min} \\ \begin{bmatrix} I_{hc} \\ -I_{hc} \end{bmatrix}_{2hc \times hc} \Delta U &\leq \begin{bmatrix} \Gamma_{hc}\Delta U_{\max} \\ \Gamma_{hc}\Delta U_{\min} \end{bmatrix}_{2hc \times 1} \end{aligned}$$

Para um sistema multivariável de 2 entradas e 2 saídas, tem-se  $i=1, 2$  que

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} I_{hc} \\ -I_{hc} \end{bmatrix} \Delta U_i &\leq \begin{bmatrix} \Gamma_{hc}\Delta U_{imax} \\ \Gamma_{hc}\Delta U_{imin} \end{bmatrix} \\ \Delta U_i &= \begin{bmatrix} \Delta u_i(t) \\ \Delta u_i(t+1) \\ \vdots \\ \Delta u_i(t+hc-1) \end{bmatrix}_{hc \times 1} \end{aligned}$$

e  $\Delta u_{imax}$  e  $\Delta u_{imin}$  são as variáveis máxima e mínima do sinal  $\Delta u_i$  e definindo:

$$\Gamma_{hc}^2 = \begin{vmatrix} \Gamma_{hc} & 0_{hc \times 1} \\ 0_{hc \times 1} & \Gamma_{hc} \end{vmatrix}_{2hc \times 2} \quad (4.19)$$

$$I_{hc}^2 = \begin{vmatrix} I_{hc} & 0_{hc \times 1} \\ 0_{hc \times 1} & I_{hc} \end{vmatrix}_{2hc \times 2hc}$$

$$\Delta U_{\max} = \begin{bmatrix} \Delta u_{1\max} \\ \Delta u_{2\max} \end{bmatrix}$$

$$\Delta U_{\min} = \begin{bmatrix} \Delta u_{1\min} \\ \Delta u_{2\min} \end{bmatrix}$$

pode-se escrever (4.18):

$$\begin{vmatrix} I_{hc}^2 \\ -I_{hc}^2 \end{vmatrix}_{4hc \times 2hc} \Delta U \leq \begin{vmatrix} \Gamma_{hc}^2 \Delta U_{\max} \\ \Gamma_{hc}^2 \Delta U_{\min} \end{vmatrix}_{4hc \times 1} \quad (4.20)$$

onde

$$\Delta U = \begin{bmatrix} \Delta u_1 \\ \Delta u_2 \end{bmatrix}_{2hc \times 1}$$

Desta forma em (4.20) foi obtida em forma de matriz as condições para  $\Delta u$  obedecer as restrições para a variação da ação de controle ( $\Delta u$ ).

**2- Restrição do Sinal de controle:** Considerando a excursão  $u_i(t+k), k=1...h_c - 1$  e usando a definição da variação de controle recursivamente, conclui-se que:

$$\begin{aligned}
 u_1(t) &= u_1(t-1) + \Delta u_1(t) \\
 u_1(t+1) &= u_1(t) + \Delta u_1(t+1) = u_1(t-1) + \Delta u_1(t) + \Delta u_1(t+1) \\
 &\vdots \\
 u_1(t+h_c-1) &= u_1(t-1) + \Delta u_1(t) + \Delta u_1(t+1) + \dots + \Delta u_1(t+h_c-1) \\
 u_2(t) &= u_2(t-1) + \Delta u_2(t) \\
 u_2(t+1) &= u_2(t) + \Delta u_2(t+1) = u_2(t-1) + \Delta u_2(t) + \Delta u_2(t+1) \\
 &\vdots \\
 u_2(t+h_c-1) &= u_2(t-1) + \Delta u_2(t) + \Delta u_2(t+1) + \dots + \Delta u_2(t+h_c-1)
 \end{aligned}$$

Na forma matricial:

$$\begin{aligned}
 \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_1(t+1) \\ \vdots \\ \vdots \\ u_1(t+h_c-1) \\ u_2(t) \\ u_2(t+1) \\ \vdots \\ \vdots \\ u_2(t+h_c-1) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} u_1(t-1) \\ u_1(t-1) \\ \vdots \\ \vdots \\ u_1(t-1) \\ u_2(t-1) \\ u_2(t-1) \\ \vdots \\ \vdots \\ u_2(t-1) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \Delta u_1(t) \\ \Delta u_1(t) + \Delta u_1(t+1) \\ \vdots \\ \vdots \\ \Delta u_1(t) + \Delta u_1(t+1) + \dots + \Delta u_1(t+h_c-1) \\ \Delta u_2(t) \\ \Delta u_2(t) + \Delta u_2(t+1) \\ \vdots \\ \vdots \\ \Delta u_2(t) + \Delta u_2(t+1) + \dots + \Delta u_2(t+h_c-1) \end{bmatrix} \\
 &= \Gamma_{hc}^2 u(t-1) + T_{hc}^2 \Delta u
 \end{aligned}$$

portanto,

$$U = \Gamma_{hc}^2 U(t-1) + T_{hc}^2 \Delta U \tag{4.21}$$

onde  $\Gamma_{hc}^2$  está definido em ( 4.19) e

$$U(t-1) = \begin{bmatrix} u_1(t-1) \\ u_2(t-1) \end{bmatrix}_{2 \times 1}$$

$$U = \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_1(t+1) \\ \vdots \\ u_1(t+h_c-1) \\ u_2(t) \\ u_2(t+1) \\ \vdots \\ u_2(t+h_c-1) \end{bmatrix}_{2h_c \times 1}$$

$$T_{hc}^2 = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 1 & 1 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ & & & & & & \vdots & & & & & & & \\ & & & & & & \vdots & & & & & & & \\ 1 & 1 & 1 & \dots & \dots & \dots & 1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 1 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 1 & 1 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ & & & & & & \vdots & & & & & & & \\ & & & & & & \vdots & & & & & & & \\ & & & & & & \vdots & & & & & & & \\ 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 1 & 1 & 1 & \dots & \dots & \dots & 1 \end{bmatrix}_{2h_c \times 2h_c}$$

Considerando as restrições:  $u_{imin} \leq u_i(t+k) \leq u_{imax}, k=1, \dots, h_c-1$ , conclui-se que

$$\Gamma_{hc}^2 u_{min} \leq U \leq \Gamma_{hc}^2 u_{max} \tag{4.22}$$

onde

$$U_{min} = \begin{bmatrix} u_{1min} \\ u_{2min} \end{bmatrix}$$

$$U_{max} = \begin{bmatrix} u_{1max} \\ u_{2max} \end{bmatrix}$$

Substituindo (4.21) em (4.22) :

$$\Gamma_{hc}^2 U_{min} \leq \Gamma_{hc}^2 U(t-1) + T_{hc}^2 \Delta U \leq \Gamma_{hc}^2 U_{max}$$

que é equivalente às seguintes desigualdades:

$$T_{hc}^2 \Delta U \leq \Gamma_{hc}^2 (U_{max} - U(t-1))$$

$$-T_{hc}^2 \Delta U \leq \Gamma_{hc}^2 (U(t-1) - u_{min})$$

e colocando na forma matricial:

$$\begin{bmatrix} T_{hc}^2 \\ -T_{hc}^2 \end{bmatrix}_{4h_c \times 2h_c} \Delta U \leq \begin{bmatrix} \Gamma_{hc}^2 (U_{max} - u(t-1)) \\ \Gamma_{hc}^2 (U(t-1) - U_{min}) \end{bmatrix}_{4h_c \times 1} \quad (4.23)$$

Desta forma em (4.23) foi obtida em forma de matriz as condições para  $\Delta u$  obedecer as restrições para a ação de controle ( $u$ ).

**3-Restrição no sinal de saída:** Usando as restrições  $y_{min} \leq \hat{y}_i(t+k) \leq y_{max}, j=1,2,\dots,h_p$  e considerando que  $\hat{Y} = G \cdot \Delta U + F$ , mostrado em (4.15), conclui-se que

$$\Gamma_{hp}^2 Y_{min} \leq G\Delta U + F \leq \Gamma_{hp}^2 Y_{max}$$

onde

$$Y_{min} = \begin{bmatrix} y_{1min} \\ y_{1min} \end{bmatrix}_{2 \times 1}$$

$$Y_{max} = \begin{bmatrix} y_{1max} \\ y_{1max} \end{bmatrix}_{2 \times 1}$$

$$\Gamma_{hp}^2 = \begin{bmatrix} \Gamma_{hp} & 0_{hp \times 1} \\ 0_{hp \times 1} & \Gamma_{hp} \end{bmatrix}_{2hp \times 2}$$

$$\Gamma_{hp} = \begin{bmatrix} 1 \\ 1 \\ \vdots \\ 1 \end{bmatrix}_{hp \times 1}$$

assim, chega-se às seguintes desigualdades:

$$G\Delta U \leq Y_{max} \Gamma_{hp}^2 - F$$

$$-G\Delta U \leq F - Y_{min} \Gamma_{hp}^2$$

e colocando na forma matricial

$$\begin{bmatrix} G \\ -G \end{bmatrix}_{4hp \times 2h_c} \Delta U \leq \begin{bmatrix} \Gamma_{hp}^2 Y_{max} - F \\ F - \Gamma_{hp}^2 Y_{min} \end{bmatrix}_{4hp \times 1} \quad (4.24)$$

Desta forma em (4.24) foi obtida em forma de matriz as condições para  $\Delta u$  obedecer às restrições do sinal de saída ( $y$ ).

Pode-se juntar as três restrições, (4.20), (4.23) e (4.24), na forma matricial

$$\begin{bmatrix} I_{h_c}^2 \\ -I_{h_c}^2 \\ T_{h_c}^2 \\ -T_{h_c}^2 \\ G \\ -G \end{bmatrix}_{(8h_c+4h_p)*2h_c} \Delta u \leq \begin{bmatrix} \Gamma_{h_c}^2 \Delta U_{max} \\ \Gamma_{h_c}^2 \Delta U_{mix} \\ \Gamma_{h_c}^2 (U_{max} - U(t-1)) \\ \Gamma_{h_c}^2 (U(t-1) - U_{min}) \\ \Gamma_{h_p}^2 Y_{max} - F \\ F - \Gamma_{h_p}^2 Y_{min} \end{bmatrix}_{(8h_c+4h_p)*1} \quad (4.25)$$

A solução restrita (4.25) é obtida colocando todas as restrições descritas na forma matricial em uma função de otimização quadrática com restrições lineares do MATLAB, que nesse caso foi utilizada a função *quadprog*.

O vetor  $\Delta u$  é obtido através da função de otimização. Usa-se o primeiro e o  $h_c+1$  elemento do vetor  $\Delta u$  para obter os sinais de controle  $u_1$  e  $u_2$  da seguinte forma:

$$u_1(t) = \text{o primeiro elemento do vetor } \Delta u + u_1(t-1)$$

$$u_2(t) = \text{o } h_c+1 \text{ elemento do vetor } \Delta u + u_2(t-1)$$

Os sinais de controle  $u_1$  e  $u_2$  são aplicados ao processo e farão com que as saídas do sistema se aproximem da referência da melhor forma possível, obedecendo às limitações impostas através das restrições.

### 4.3 Implantação do controlador DMC

O algoritmo do DMC e a rotina de gravação foram programados no computador, o que permitiu usar a função Matlab scrip, que é uma função do LabVIEW que facilita a programação. No controlador foi programado o posicionador e a rotina de aquisição de dados. Tanto o computador quanto o controlador foram programados usando o LabVIEW. Os sinais dos transmissores da planta (pressão, nível, posição da válvula e vazão) são lidos pelo controlador através da rotina de aquisição de dados e enviados via cabo ethernet ao computador. O algoritmo de controle calcula as variáveis manipuladas (abertura da válvula e velocidade da bomba), e transmite ao controlador, também através do cabo ethernet. No controlador o valor da abertura da válvula será o SP do PID de posição (posicionador). A saída do posicionador e o sinal de velocidade da bomba são convertidos de percentagem (%) para corrente (ma) na rotina de aquisição de dados para então serem transmitidos aos atuadores da planta (Figura 4.7).

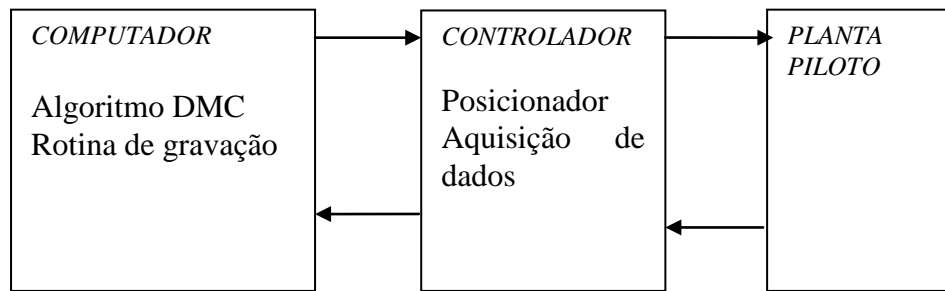


Figura 4.7 – Diagrama em bloco da implantação do DMC.

O algoritmo DMC segue a lógica mostrada no fluxograma da Figura 4.8. Com o modelo discretizado do processo junto com os parâmetros  $h_c$  e  $h_p$ , definidos na sintonia, calcula-se a matriz  $G$ . Isso feito o programa entra em *loop*: calcula a previsão de referência ( $W$ ), calcula a resposta livre ( $F$ ) e através da função quadprog junto com as restrições previamente definidas calcula o vetor  $\Delta u$ , que é utilizado para obter os sinais de controles  $u_1$  e  $u_2$  que são aplicados na planta.

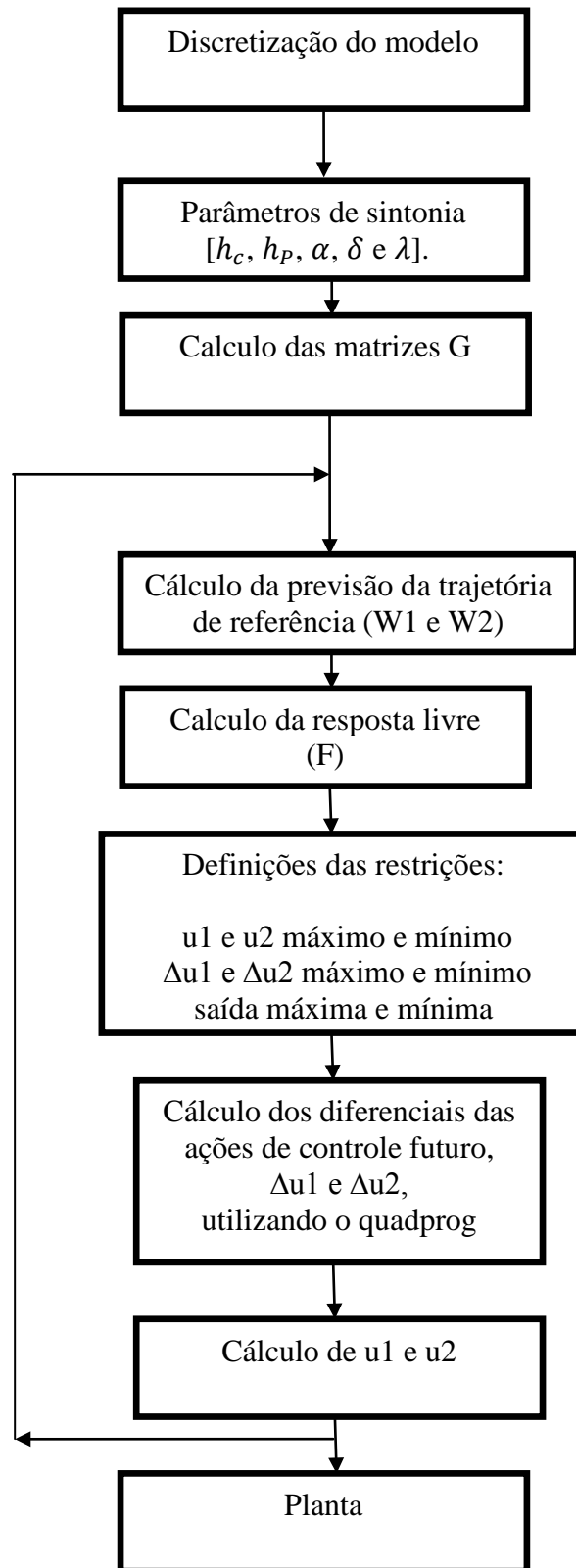


Figura 4.8 – Fluxograma do algoritmo DMC.

## 4.4 O simulador do DMC

Com o objetivo de facilitar a implantação do controle DMC foi desenvolvido um simulador no LabVIEW. Ele foi fundamental nas correções de erros de programação do algoritmo DMC e também nos testes de sintonia. Somente após testes do algoritmo no simulador é que foi iniciada a implantação do DMC na planta, que consistiu na substituição do modelo matemático da planta pela planta real.

Na Figura 4.9 é mostrada a tela do simulador que permite a entrada de dados pelo usuário e gravação de dados no MATLAB. Nesta figura pode-se observar a resposta de pressão e nível do simulador para alternância dos valores dos setpoints de nível.

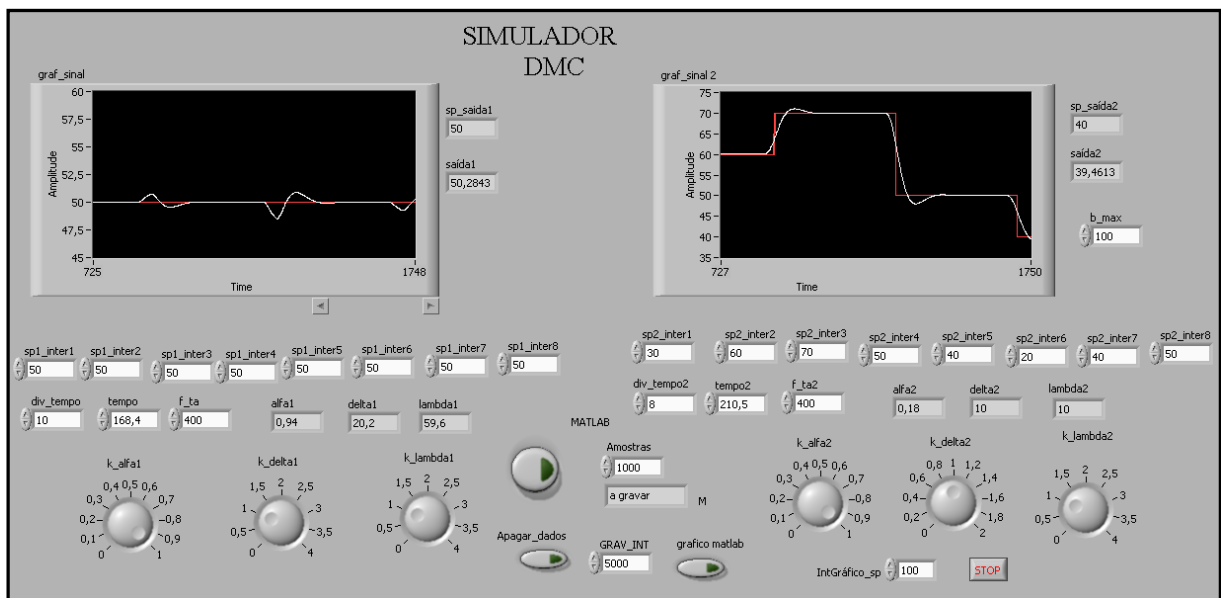


Figura 4.9 – Tela IHM do simulador DMC usando o LabVIEW.

A Figura 4.10 mostra o resultado de uma simulação que foi gravado no MATLAB.



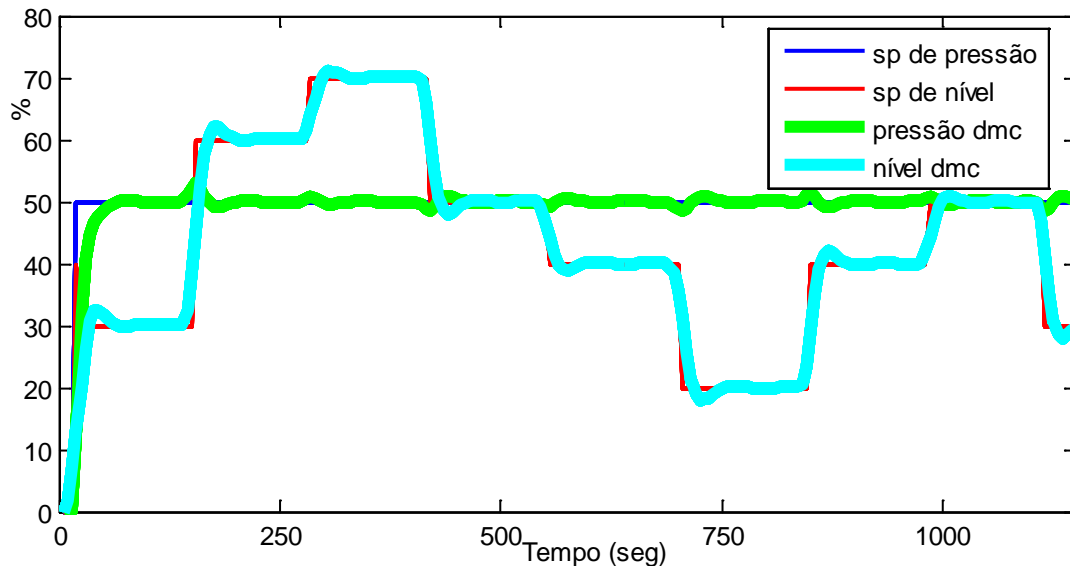


Figura 4.10 – Resposta do simulador DMC para variação do *setpoint* de nível.

## 4.5 Sintonia do controlador DMC

A sintonia do controlador DMC foi feita através da escolha dos parâmetros  $h_c$ ,  $h_p$ , e para cada saída os parâmetros  $\alpha$ ,  $\delta$  e  $\lambda$ .

Para escolha da sintonia foi usado o aplicativo que utiliza o algoritmo genético (AG) desenvolvido em Almeida et al. (2006), mais a experiência adquirida na utilização da planta. A execução deste algoritmo é feita da seguinte maneira: primeiramente, deve-se fornecer o modelo do processo. Em seguida define-se os parâmetros necessários para a execução do AG tais como: o tamanho da população ( $M$ ), o número de gerações ( $G$ ), a taxa de *crossover* e a taxa de mutação, o tipo de função *fitness* e o critério de seleção. Feito isto,  $M$  indivíduos serão criados aleatoriamente por AG, sendo que cada indivíduo terá o seguinte formato:  $[h_c, h_p, \alpha_1, \alpha_2, \delta_1, \delta_2, \lambda_1, \lambda_2]$ .

Esses indivíduos serão então colocados dentro do algoritmo do DMC, que deverá fornecer para cada indivíduo o valor do seu *fitness*, que neste caso será o índice de desempenho IAE.

O AG irá separar os melhores e os piores indivíduos, de acordo com o valor apresentado pela função *fitness* de cada um.

Segundo, o AG irá fazer a evolução da espécie através das operações genéticas de *crossover* e mutação e os melhores indivíduos terão uma probabilidade maior de ter

descendentes nas gerações futuras. É importante mencionar que neste trabalho foi utilizado a técnica de elitismo, paralelo à seleção por roleta, onde se assegura que os resultados nunca serão piores do que os da geração anterior, pois esta técnica garante que os melhores indivíduos serão copiados para a geração seguinte.

O AG irá executar um *loop* de  $G$  gerações, onde ao final deste, irá apresentar o melhor indivíduo que serão os parâmetros de sintonia do DMC.

## 4.6 Teste do controlador DMC na Planta Piloto

Nesta seção serão mostrados os resultados da aplicação do controlador DMC na planta piloto. Os parâmetros de sintonia usados foram para a pressão  $\alpha = 0,94$ ,  $\delta = 20,2$  e  $\lambda = 59,6$ , para o nível  $\alpha = 0,18$ ,  $\delta = 5$  e  $\lambda = 10$ , com  $h_c = 2$  e  $h_p = 40$ , usando intervalo de discretização de 0.75s. Caso a discretização fosse feita com amostragem menor para obter um melhor modelo para a pressão, o número de amostra ( $N$ ) para discretizar o nível aumentaria bastante, tendo em vista que a constante de tempo do nível é alta em comparação ao da pressão, e como o somatório de várias expressões do DMC então em função  $N$ , aumentaria o tempo de execução das rotinas do DMC. O tempo de discretização de 0.75s foi obtido após várias tentativas experimentais. Para fins de comparação entre as diferentes estratégias de controle, nesses testes os valores de SP e suas durações são os mesmos usados nos controladores multimalha PID da seção 3.4.4.

A Figura 4.11 mostra as respostas reais de pressão e nível para variações de SP de nível com SP de pressão constante, usando o controle multivariável DMC.

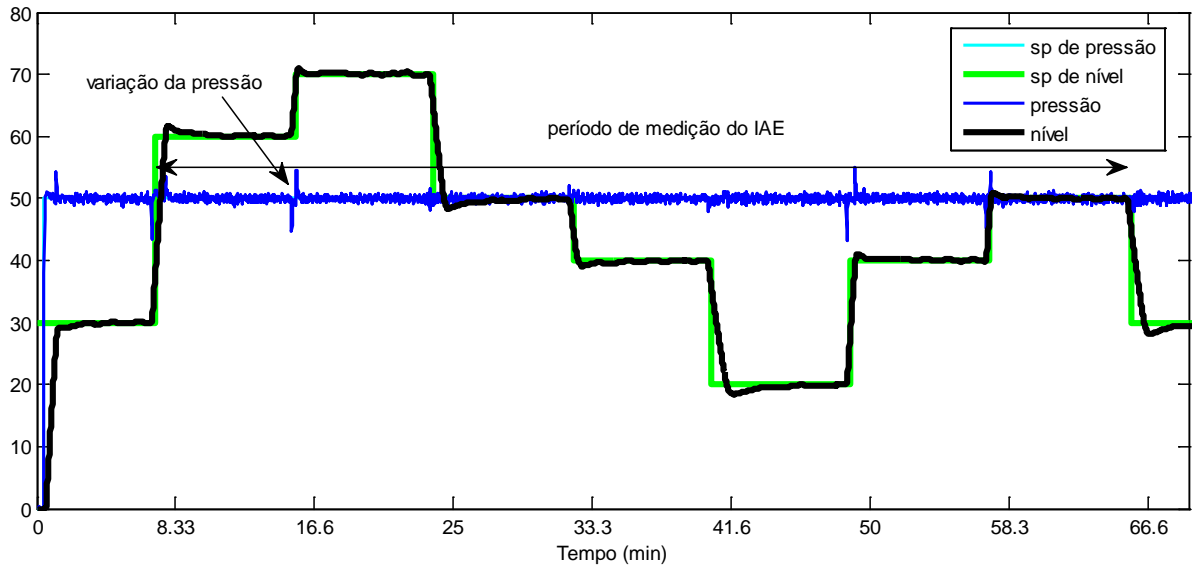


Figura 4.11 – Resposta da planta para diferentes SPs de nível, com o SP de pressão constante, usando o DMC.

A Figura 4.12 mostra as respostas reais de pressão e nível, porém agora para variação do SP de pressão, mantendo o SP de nível constante.

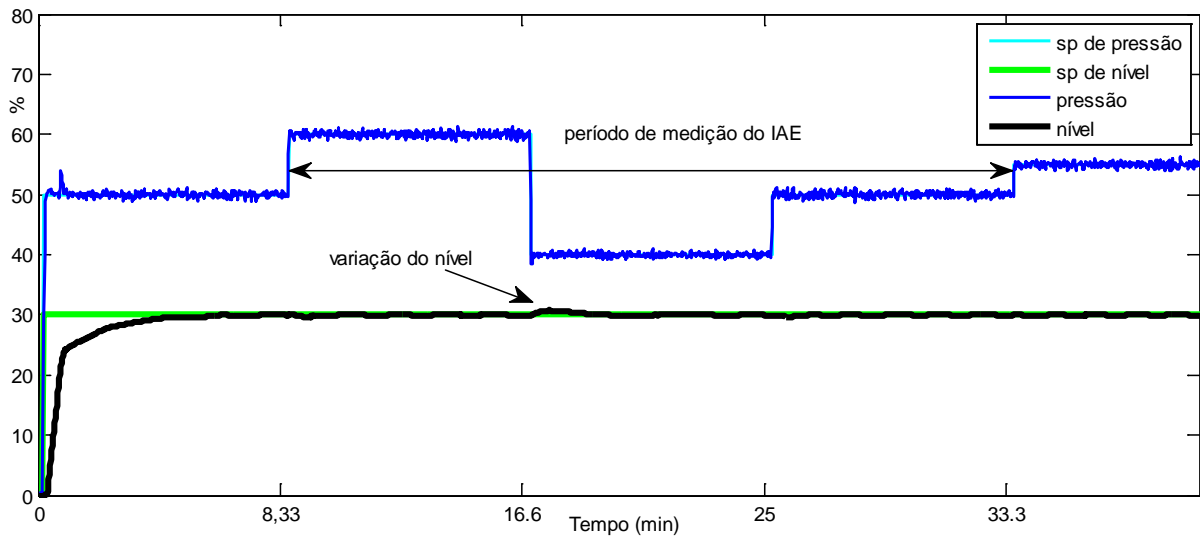


Figura 4.12 – Respostas da planta para diferentes SPs de pressão com o SP de nível constante, usando o DMC.

A Figura 4.13 apresenta o resultado do teste variando o valor do  $\alpha$  da saída de pressão, nela se observa que com o aumento desse parâmetro a resposta ficou mais suave e obtendo com  $\alpha$  igual 0,94 uma boa resposta.

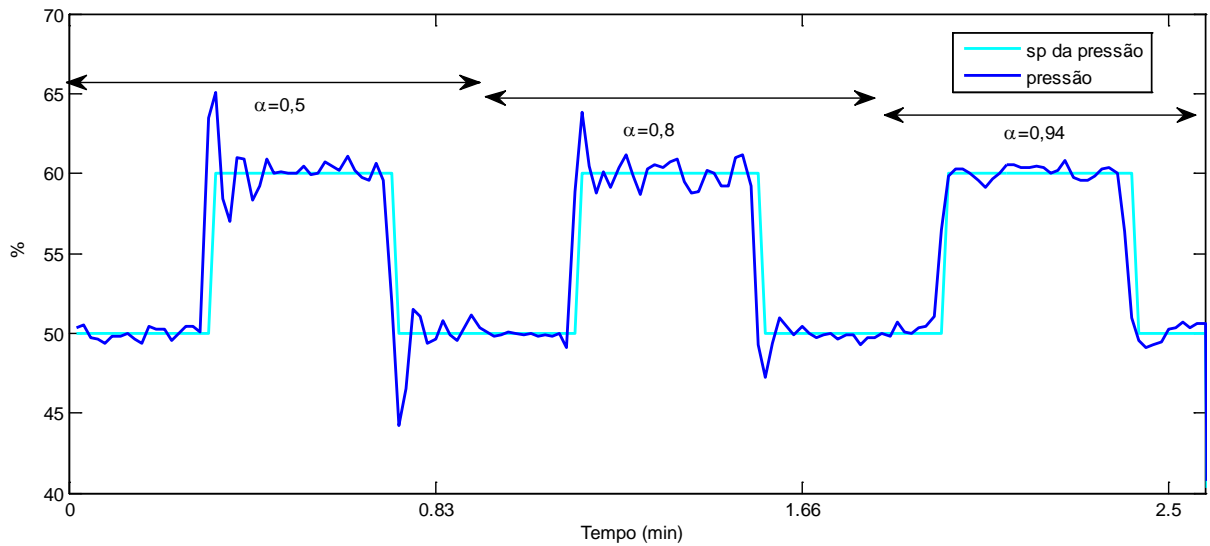


Figura 4.13 – Influência do parâmetro  $\alpha$  na resposta de pressão.

A Figura 4.14 mostra detalhe de um degrau no nível, onde é possível observar que o nível começa a se alterar antecipadamente à mudança do *setpoint*, tendo em vista que o processo implantado possui o SP futuro e que o controle preditivo trabalha com  $h_p$  passos de antecipação.

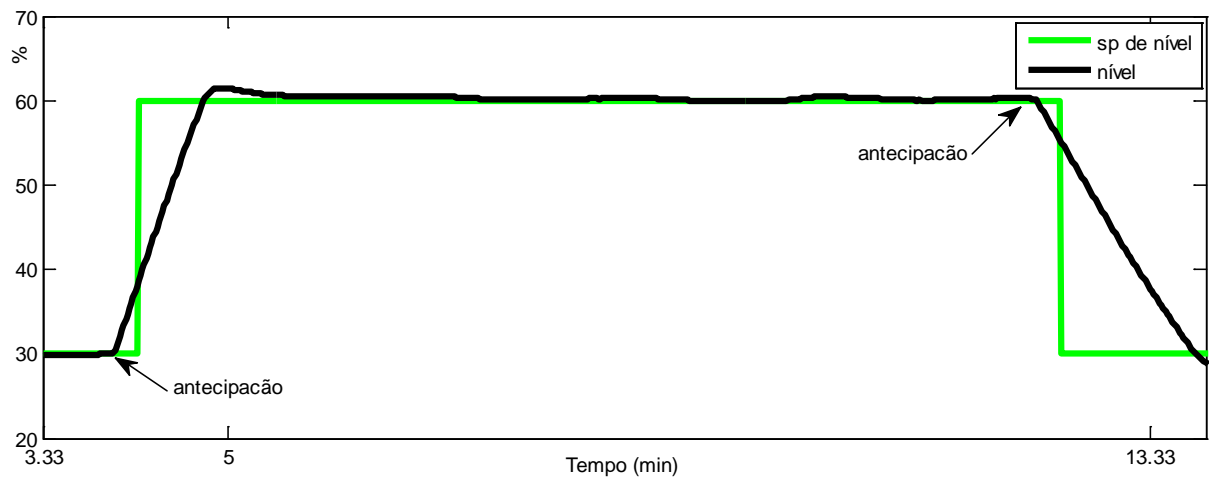


Figura 4.14 – Antecipação da resposta de nível.

## Capítulo 5: Desempenho dos controladores

### 5.1 Comparação do desempenho entre o DMC e os controladores multimalha PID

Na seção 3.4.4 foram realizados testes de variações de SP de pressão e nível para os controladores PIDs multimalha e na seção 4.6 para o controlador DMC. Para comparar o desempenho desses controladores os resultados dos testes foram tabulados. O índice de desempenho para ambos os controladores foi o IAE normalizado.

Na Tabela 11 são mostrados os resultados para os testes com a variação de SP de nível, mantendo o SP de pressão constante. Observando os dados concluí-se que o melhor desempenho para o nível foi obtido usando o DMC, já o desempenho da pressão foi bastante parecido para os três casos, sendo o melhor o PID convencional.

Tabela 11 – Desempenho das malhas na planta piloto com diferentes controladores para variação do SP de nível, mantendo o SP de pressão constante.

<i>Variação SP nível</i>	<i>DMC</i>	<i>PID convencional</i>	<i>PID cascata</i>
IAE de nível	0,69	1	1,02
IAE de pressão	0,36	0,23	0,26

Na Tabela 12 são mostrados os resultados para os testes com a variação de SP de pressão, mantendo o SP de nível constante. Para esse teste o melhor desempenho da pressão foi obtido com o DMC, já para o desempenho de nível o melhor foi obtido com o PID em cascata.

Tabela 12 – Desempenho das malhas na planta piloto com diferentes controladores para variação do SP de pressão, mantendo o SP de nível constante.

<i>Variação de SP de pressão</i>	<i>DMC</i>	<i>PID convencional</i>	<i>PID cascata</i>
IAE de nível	0,07	0,19	0,02
IAE de pressão	0,19	0,23	0,25

Finalmente, considerando-se como nota de desempenho da planta a soma dos valores dos IAEs de nível e pressão, para todos os casos o melhor resultado foi obtido usando o controlador preditivo DMC.

## 5.2 Comparação dos controladores com restrições

Nesta seção serão mostrados testes na planta piloto usando os controladores PID multimalha e o DMC, mas com restrições e cada teste terá quatro períodos, definidos por T1, T2, T3 e T4. No período T1 será apresentada a resposta da planta sem restrições, em T2 a restrição limita a velocidade máxima da bomba em 75%, em T3 a abertura máxima da válvula é limitada também a 75% e em T4 as restrições descritas anteriormente são aplicadas simultaneamente. No DMC, as restrições fazem parte do próprio algoritmo, já no PID as restrições foram inseridas limitando a VM quando os limites são extrapolados. Nas figuras que mostram os sinais dos testes de restrição (Figuras 5.2, 5.4, 5.6, 5.8, 5.10 e 5.12) serão mostradas a corrente na bomba ( $i$  bomba), a corrente na válvula ( $i$  válvula), o valor da restrição para velocidade máxima da bomba ( $b$  max) e para a abertura máxima da válvula ( $v$  max).

### 5.2.1 Restrição com variação do *setpoint* de nível

A Figura 5.1 e a Figura 5.2 apresentam o teste de variação de nível com restrição para o PID convencional. Em T2 se observa que os *setpoints* de pressão e nível foram alcançados, porém durante o tempo de subida houve uma queda na pressão. Em T3 a pressão não foi alterada, porém o regime permanente do nível não foi alcançado, isso mostra que a restrição da válvula teve um forte impacto na resposta da planta. Em T4, a pressão também não foi alterada e com as restrições simultâneas da velocidade da bomba e da abertura da válvula, o *setpoint* de nível não chegou ao regime neste período.

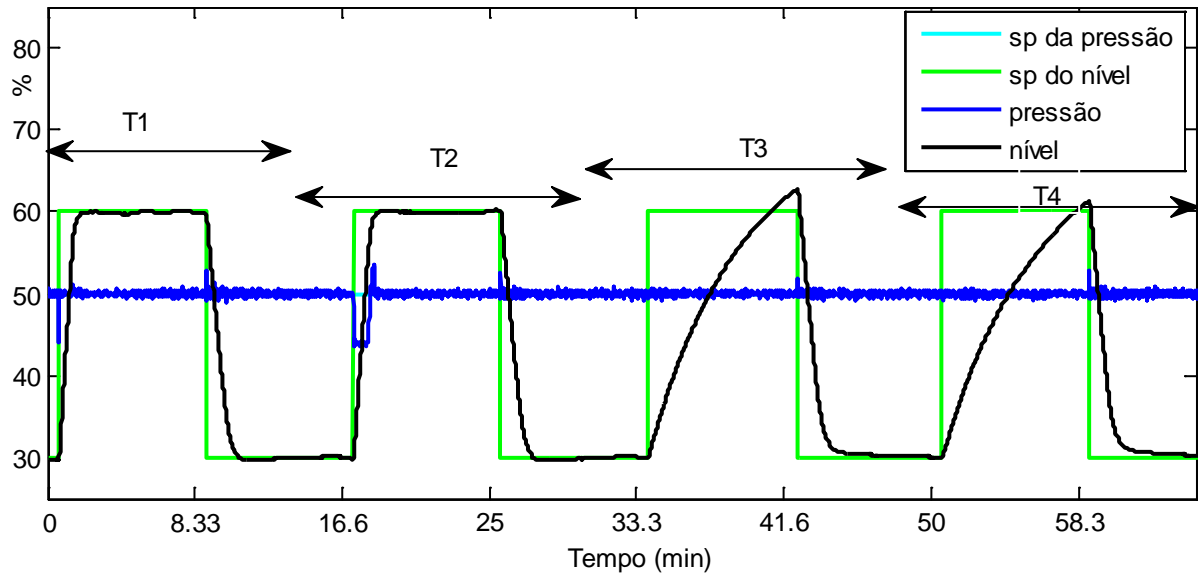


Figura 5.1 – Restrição no PID com variação de *setpoint* de nível.

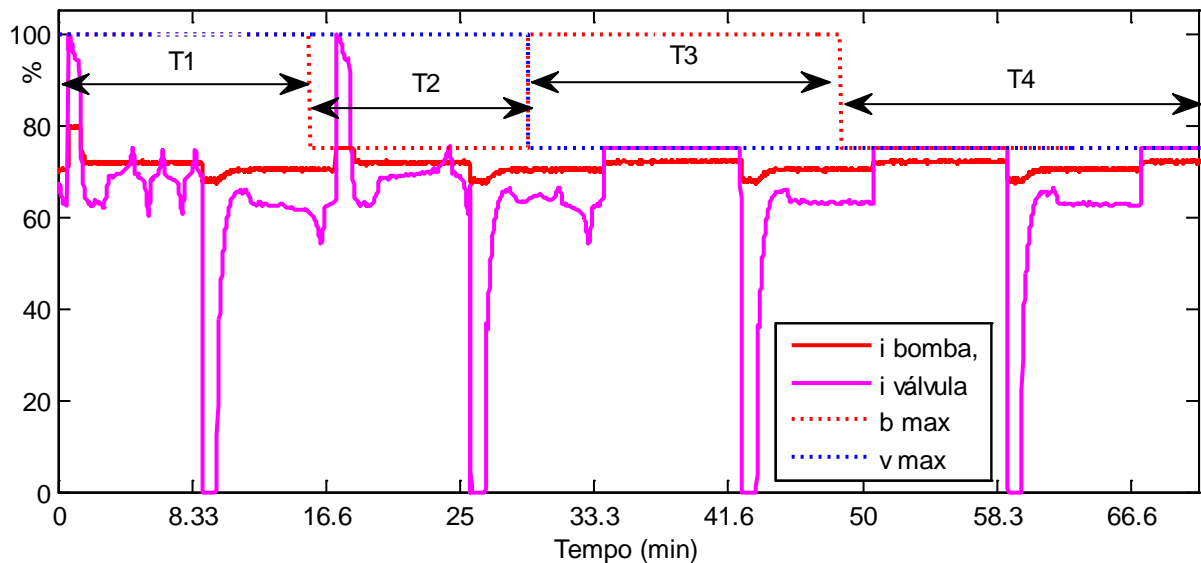


Figura 5.2 – Sinais do teste de restrição no PID com variação de *setpoint* de nível.

A Figura 5.3 e a Figura 5.4 apresentam o teste de variação do nível com restrição para o PID com cascata, nelas se observa que a resposta da planta foi semelhante ao resultado com PID convencional, sendo assim nos próximos testes só serão mostrados resultados usando o PID convencional.

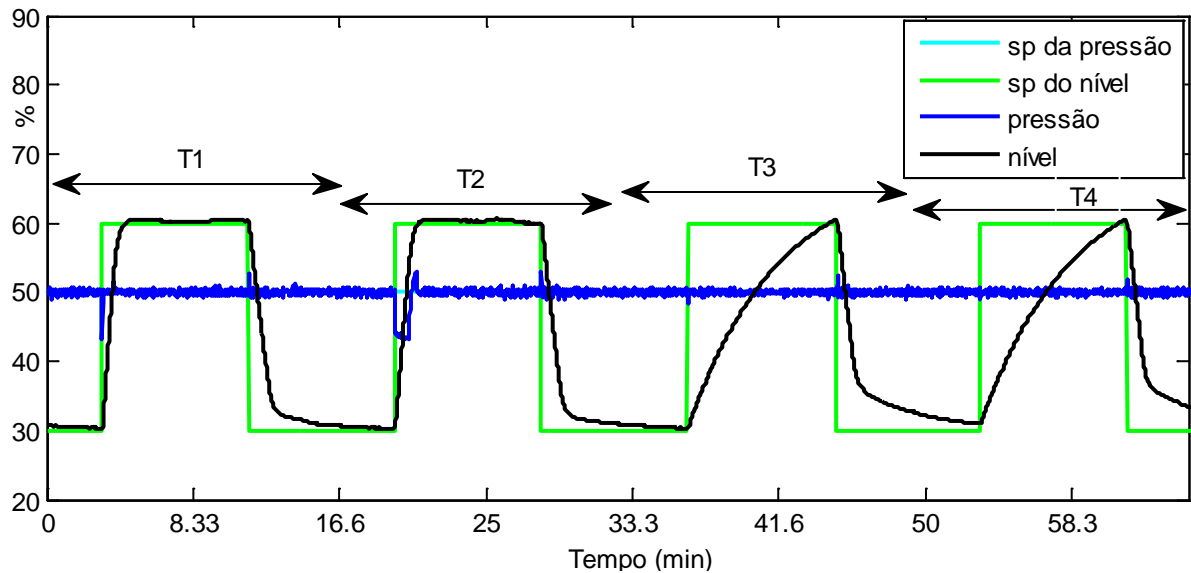


Figura 5.3 – Restrição no PID cascata com variação de *setpoint* de nível.

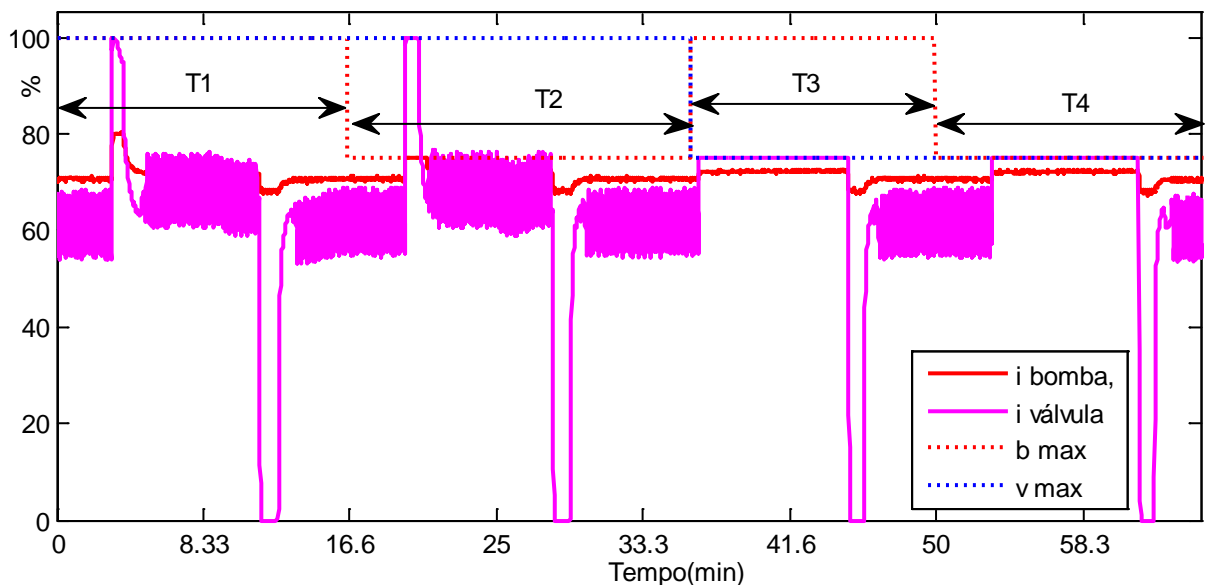


Figura 5.4 – Sinais do teste de restrição no PID cascata com variação de *setpoint* de nível.

A Figura 5.5 e a Figura 5.6 mostram o resultado do teste de variação de nível com restrição, usando o controlador DMC. Em T2 os *setpoints* de pressão e nível foram alcançados, porém durante o tempo de subida ocorreu alteração na pressão. Em T3 os *setpoints* de pressão e nível foram alcançados. Em T4 com restrição simultânea de bomba e válvula, os *setpoints* de pressão e nível também foram alcançados, com alteração de pressão durante a subida do nível.

Nas respostas da planta, com as mesmas restrições usando o PID e o DMC, observa-se que o resultado com PID é pobre comparado com o resultado usando o DMC, isso devido ao controlador DMC manipular conjuntamente a bomba e a válvula para controlar a



pressão e o nível; o que não ocorre usando o PID, onde somente há manipulação da válvula para o controle do nível.

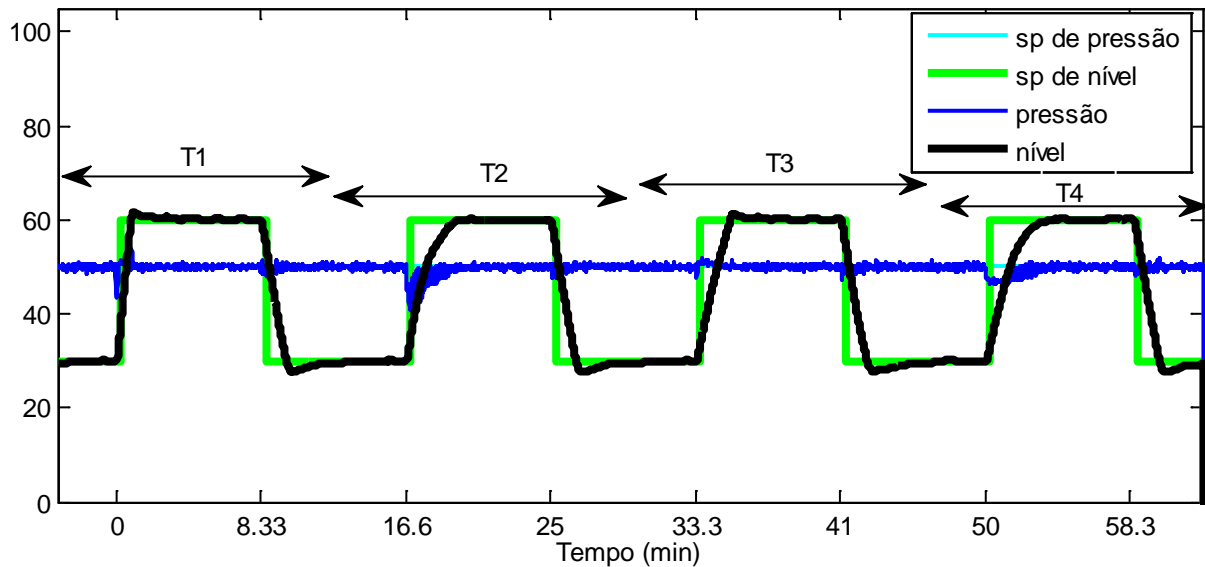


Figura 5.5 – Restrição no DMC com variação de *setpoint* de nível.

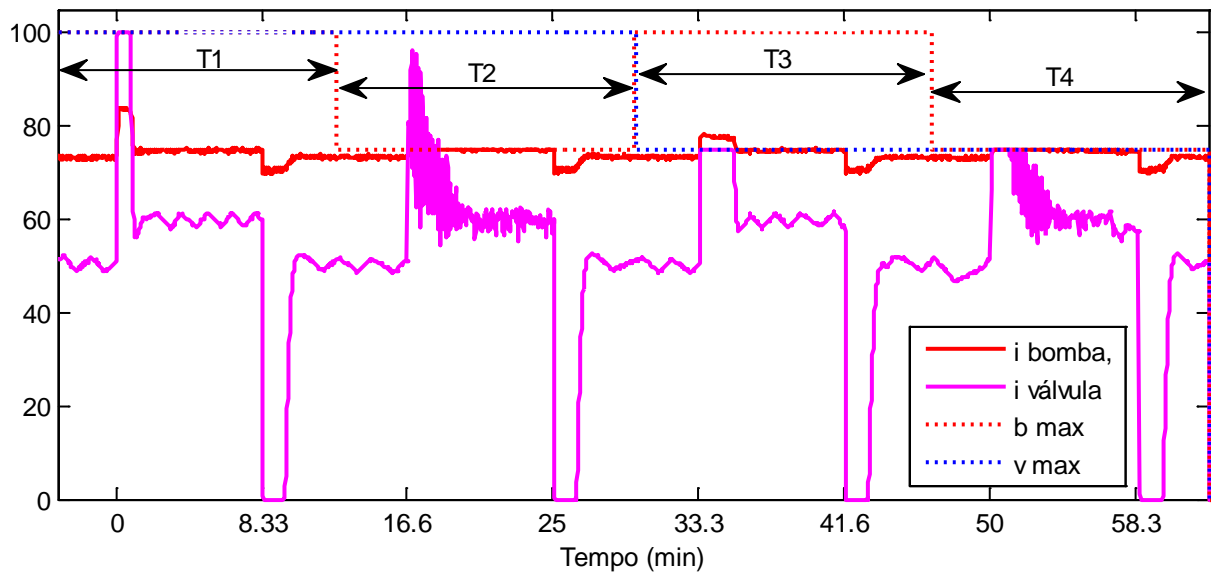


Figura 5.6 – Sinais do teste de restrição no DMC com variação de *setpoint* de nível.

### 5.2.2 Restrição com variação do *setpoint* de pressão

A Figura 5.7 e a Figura 5.8 mostram o teste de variação da pressão para o PID convencional, com as mesmas restrições citadas na seção anterior. No resultado observa-se que em T2 o *setpoint* de pressão não foi alcançado, o mesmo acontece em T4.

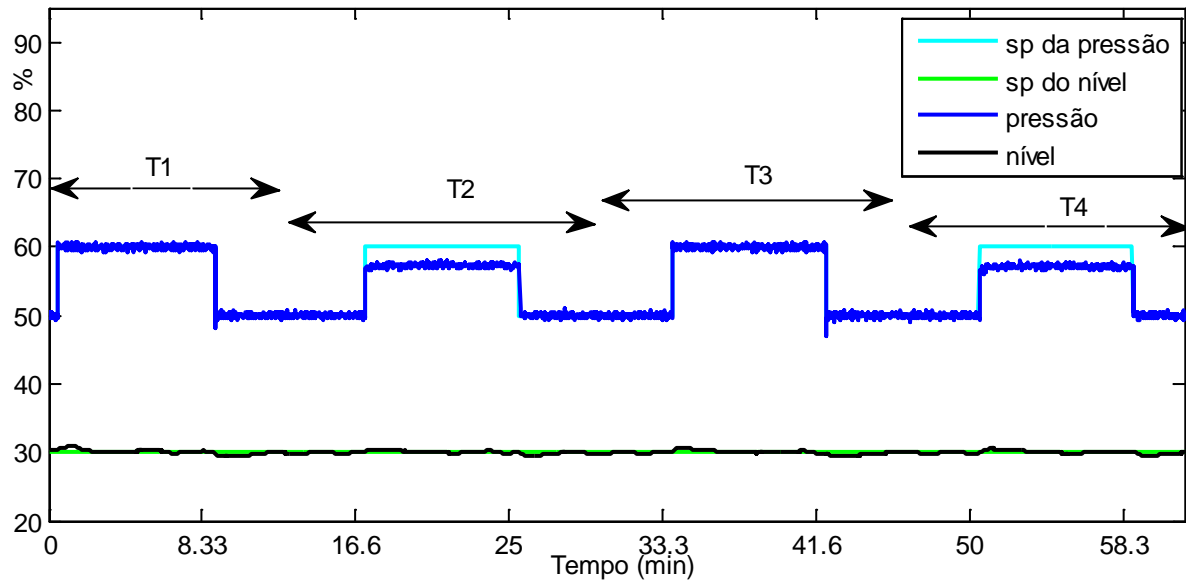


Figura 5.7 – Restrição no PID com variação do *setpoint* de pressão.

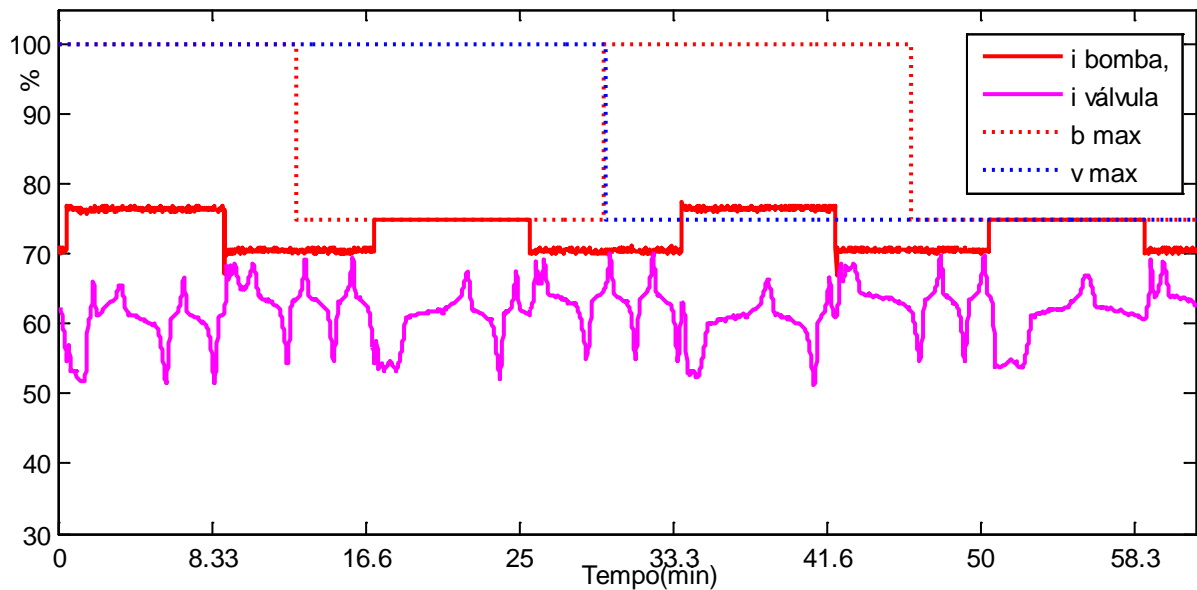


Figura 5.8 – Sinais do teste de restrição no PID com variação do *setpoint* de pressão.

A Figura 5.9 e a 5.10 apresentam o teste de variação do *setpoint* de pressão com restrição para DMC, onde em T2 o *setpoint* de pressão não foi alcançado e o nível caiu, o mesmo aconteceu em T4.

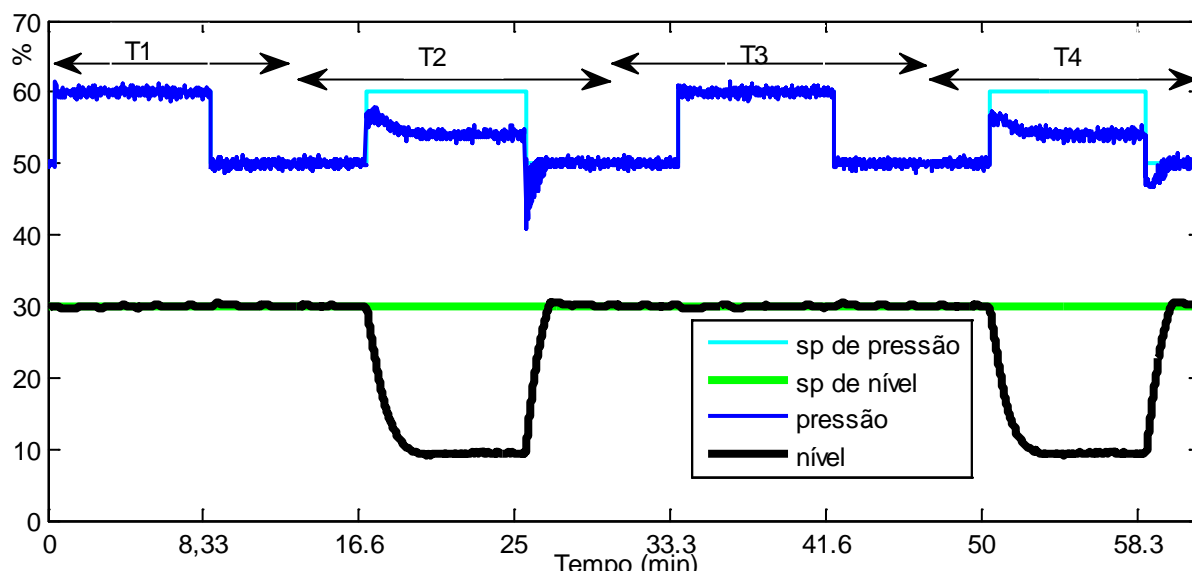


Figura 5.9 – Restrição no DMC com variação do *setpoint* de pressão.

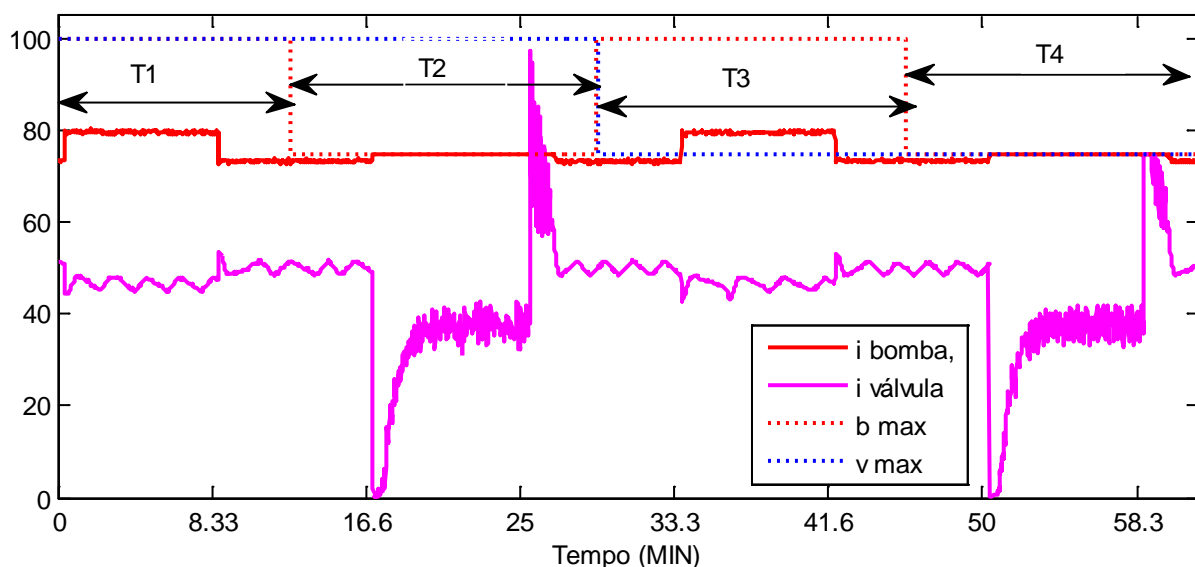


Figura 5.10 – Sinais do teste de restrição no DMC com variação do *setpoint* de pressão.

Um novo teste foi feito no DMC nas mesmas condições anteriores, porém alterando o valor do parâmetro  $\delta$  do nível de 5 para 100 e  $\lambda$  de 10 para 1, mostrado na Figura 5.11 e na Figura 5.12, onde se observa que o SP de pressão em T2 e T4 não foi alcançado, porém agora sem alteração no nível. A alteração de  $\lambda$  foi necessária, pois mesmo aumentando  $\delta$  para um valor maior que 100 ainda persistia uma pequena queda do nível, que foi eliminada com a diminuição de  $\lambda$ . Segundo Dougherty and Cooper (2003),  $\lambda$  é um parâmetro chave para ajuste do DMC.

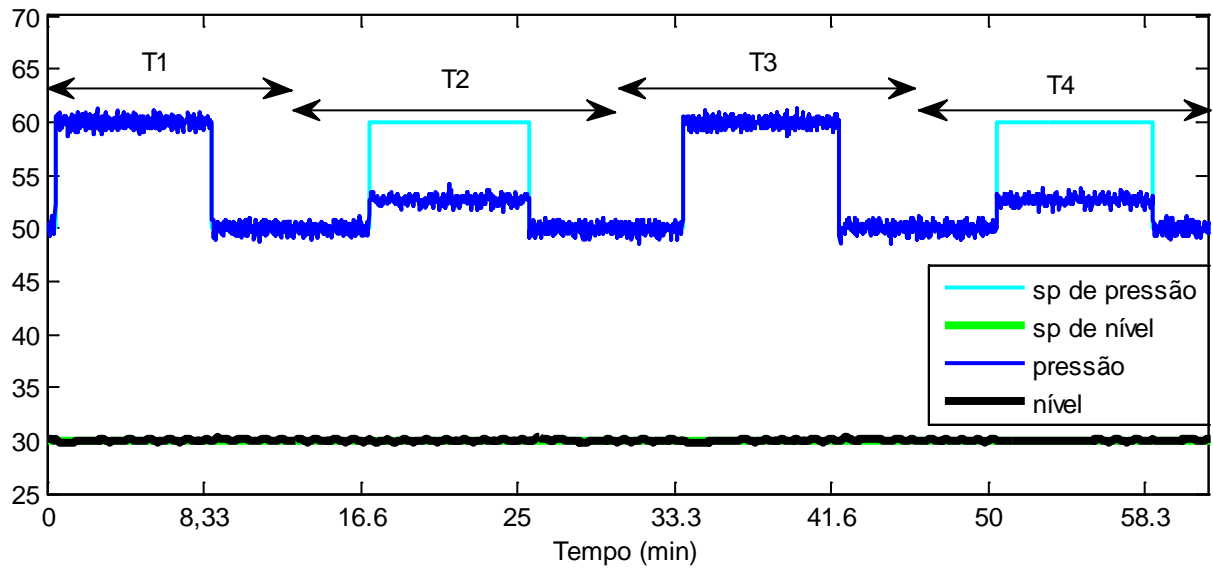


Figura 5.11 – Alterações dos parâmetros  $\delta$  e  $\lambda$  da saída de nível para eliminar a queda do nível do tanque.

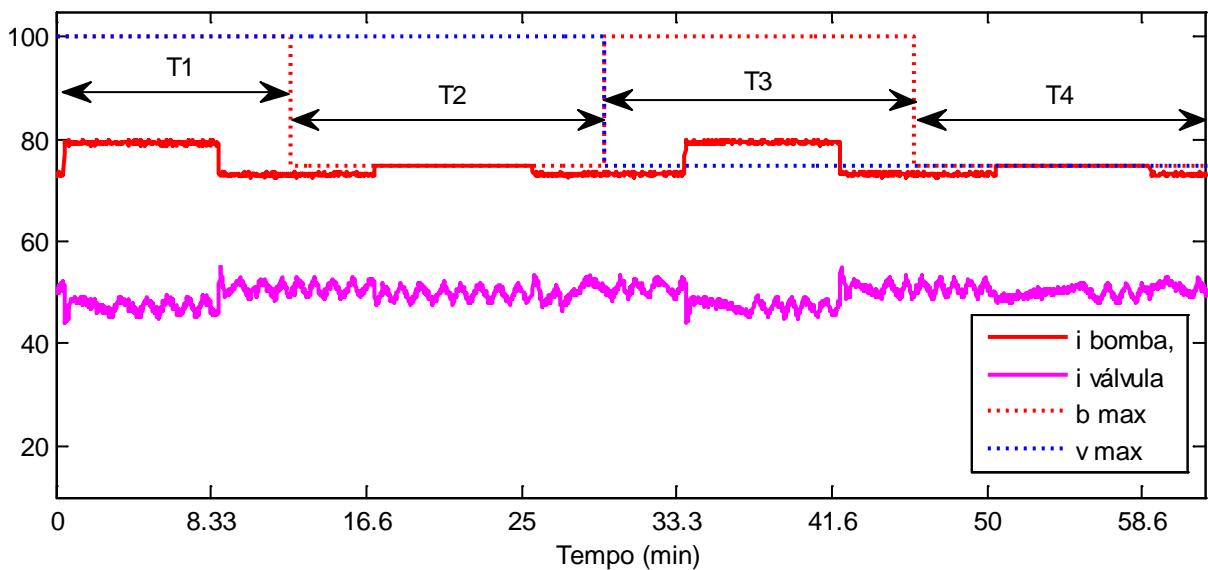


Figura 5.12 – Sinais do teste com alterações dos parâmetros  $\delta$  e  $\lambda$  da saída de nível para eliminar a queda do nível no tanque.

Neste teste de restrição na corrente da bomba os SPs de pressão tanto para o PID quanto para o DMC não foram alcançados, pois a restrição inserida foi muito alto, impossibilitando fisicamente o alcance da pressão desejada.

## Capítulo 6: Conclusões e sugestões de trabalhos futuros

Este trabalho contribui com o desenvolvimento de um ambiente didático, que possibilita ao aluno entender o controle preditivo DMC, permitindo compará-lo com o PID multimalha.

A modificação da instrumentação da planta piloto permitiu a implementação do controlador DMC multivariável; entretanto o ambiente é flexível para a programação de diferentes controladores avançados. Sua interface gráfica facilita ao aluno nos testes, permitindo que conceitos teóricos estudado em sala de aula sejam compreendidos na pratica, destacando o aprendizado da sintonia do DMC, que é complexa.

Um simulador da planta piloto controlada pelo DMC foi implementado e teve uma participação fundamental nas correções de erros de programação do algoritmo e também nos testes de sintonia. Este simulador pode ser usado para o ensino do controle DMC.

Os resultados do controlador multivariável DMC e do PID multimalha implantados foram obtidos e comparados. A nota de desempenho da planta usando o controlador multivariável DMC foi melhor que os do PID; entretanto a diferença foi pequena no caso irrestrito.

Os resultados em casos de restrição, especificamente para a velocidade da bomba com variações de SP de nível, mostram claramente que o desempenho usando o controlador multivariável DMC é muito superior ao PID, isto devido ao controlador DMC multivariável manipular conjuntamente a bomba e a válvula para controlar a pressão e o nível, o que não ocorre usando o PID, onde somente há manipulação da válvula para o controle do nível.

No controlador DMC e no PID é possível fazer restrições no sinal de entrada ( $u$ ), porém o DMC implantado também permite fazer restrições na variação do sinal de entrada ( $\Delta u$ ) e no sinal de saída( $y$ ), o que não é possível para o PID.

Entretanto é importante ressaltar que tanto a implementação do controlador DMC quanto a sua sintonia é muito mais complexo que a do PID.

Devido à complexidade da sintonia do DMC sugere-se como trabalho futuro o desenvolvimento de uma sintonia automática feita online, que seria executada sempre que a resposta da planta não fosse igual a mínima desejada.

## Referências

- Almeida, G.; Salles, J. and Filho, J.(2006). Using genetic algorithms for tuning the parameters of generalized predictive control. VII Conferência Internacional de Aplicações Industriais. INDUSCON, Recife.
- Aström, K. J.(2002).Control System Design, p. 226.
- Aström, K. J.; Hägglund,T.(2001) The future of pid control. ,” IFAC J. Control Engineering Practice, Vol. 9, pp. 1163-1175.
- Automation research corporation (2006). Real time process optimization and training worldwide outlook, 2000. apud Sotomayor, Oscar A. Z.; Odloak, Darci. Performance assessment of Model predictive Control System. In Internacional Symposium on Advanced Control of Chemical Processes, Gramado: ADCHEM, p. 875-879.
- Barbosa, N. A.(2004). Implementação e controle de Uma Planta Didática Multivariável com Tanques Acoplados. Dissertação de Mestrado. UFES, Vitória, ES.
- Bristol, E. H.(1966). On a New Measure of Interactions for Multivariable Process Control, IEEE Trans. Auto. Control, AC-11, p. 133.
- Camacho, E.F. and Bordons, C. (2004) “Model Predictive Control.” New York: Springer.
- Carvalho, A. S.(2009) Uma Plataforma Computacional para o Ensino de Engenharia e Controle. COBENGE, Recife.
- Choudhury, M. A. A. S.; Shah, S. L.; Thornhill, N. F.(2004). Diagnosis of poor control loop performance using higher order statistics. Automatica, 40(10), 1719-1728.
- Coughanowr, D.R.(1991) Process Systems analysis and Control, McGraw-Hill,2 Edition.
- Cuadros, M. A.; Munaro, C.; Munareto, S.(2010) . An algorithm for Automatic Quantification of Valve Stiction. CBA, XVIII Congresso Brasileiro de Automática , Bonito-MS.
- Cutler, C. Moshed, A. & Haydel, J.(1983) An Industrial perspective on advanced control. In AIChE annual meeting. Washington DC.
- Cutler, C. and Ramaker, B. (1979)“Dynamic Matrix Control – a Computer Control Algorithm.” In AIChE National Meeting, Houston, EUA.
- Desborough, L.; Nordh, P.; Miller, R.(2001). Control System Reliability – Process Out of Control, Industrial Computing, p. 52-55.

- Dougherty, D. and Cooper, D. (2003). Tuning Guidelines of A Dynamic Matrix Controller for Integrating (Non-Self-Regulating) Processes, *Ind. Eng. Chem. Res.* 42: 1739-1752.
- Camacho, E.F. and Bordons, C. (2004). *Model Predictive Control*. New York: Springer 2004.
- Embiruçu, M. (1993). *Controles de Processos Não-lineares*, Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro.
- Ender, D. B. (1993). Process Control Performance: Not as Good as you Think, *Control Engineering*, September, p. 180-190.
- García, C. E.; Prett, D. M. (1987). Design Methodology Based on the Fundamental Control Problem Formulation, *The Shell Process Control Workshop* (editores PRETT, D. M.; Morari, M.), Butterworth Publishers, Stneham, MA, EUA, p. 3-25.
- García, C. E.; Prett, D. M.; Morari, M. (1989). Model Predictive Control: Theory and Practice – A Survey, *Automatica*, vol 25, nº 3, p. 335-348.
- Gomes, F. J., Pinto, D. P. (2008). *Educação em Engenharia de Controle e Automação: Proposta de um Laboratório Integrado com Ambiência Industrial*. CBA, Juiz de Fora (MG).
- Hägglund, T. (2002). A friction compensator for pneumatic control valves. *Journal of Process Control*, n.12, p.897-904.
- Hemerty, E. M. (2000). *Controle por computador de sistemas dinâmicos*, 2 ed., Ed Edgard Blucher. São Paulo, São Paulo.
- Horch, A. (1999). A simple method for detection of stiction in control valves. *Control Engineering Practice*, 1221-1231.
- Massa, M. C. (2006). *Controles típicos de equipamentos industriais*. 1 ed., Ed Edgard Blucher.
- Morais, C. A. S. (2004). *Modelagem, Controle e Minimização do Consumo de Energia de uma Unidade de Fracionamento de Nafta*, Dissertação de Mestrado. UNICAMP, Campinas, SP.
- National Instruments (2009). *LabVIEW Manuals*.
- National Instruments (2011), Disponível em < <http://www.ni.com> >. Acesso em: 10 jun.2011.
- Pereira, R. P. A.; Almeida, G. M.; Salles, J. L. F.; Munaro, C.; Cuadros, M. A. (2011). Ambiente para simulação e aplicação numa planta didática de um controlador PID com anti wind-up. *COBENGE*.
- Qin, S. J. & Badgwell, T. A. (2003). A survey of industrial model predictive control technology. *Control Engineering Practice*, 11, p. 733-764.

- Rengaswamy, R.; Hagglund, T.; & Venkatasubramanian, V.(2001). A qualitative shape analysis formalism for monitoring control loop performance. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*, 14, 23-33.
- Richalet, J.; Rault, A.; Testud, J. L.; & Papon, J.(1978) Model Predictive Heuristic Control: Applications to Industrial Processes. *Automática*, 14, p. 413-428.
- Rocha, L. F.(2010) Controle preditivo na otimização de moinho secador de carvão na indústria de mineração. ISA Brazil Automation.
- Ruel, M.(2000). Stiction: The hidden menace. *Control Magazine*. Disponível em: <<http://www.expertune.com/articles/RuelNov2000/stiction.html>>. Acesso em: 9 jul. 2011.
- Seborg, D. E.; Edgar, T. F.; Mellichamp, D. A.(1989). *Process Dynamics and Control*, John Wiley & Sons.
- Shinskey, F. G.(1996). *Process Control Systems: application, design and tuning*. McGraw-Hill, 4<sup>th</sup> Edition.
- Thomas, W. G.(2010). A Modelagem de uma planta didática multivariável e não linear. Dissertação de mestrado, UFES, Vitória, ES.
- Thomas, W. G; Pereira, R.; Cuadros, M. A.; Salles, J. L. F.(2010). *Modelagem de uma Planta Industrial Didática Multivariável e não Linear*, INDUSCON.
- Torres, B. S (2002). Sintonia de controladores PID em um sistema multimalha. Dissertação de Mestrado. UFMG, Belo Horizonte, MG.



## Apêndice A - Cálculos dos modelos

Cálculo de G11

$$k=(50,07-35,49)/(70-60)=1,45$$

$$\theta=(221-220)*0,1\text{seg}=0,1\text{s}$$

Ponto de 0,63

$$35,49+0,63*(50,07-35,49)=44,70$$

Logo:

$$\tau_y=44,70 \quad \tau_x=229,53=$$

$$\tau=(229,53-221)*0,1\text{s}=0,85\text{s}$$

Cálculo de G21

$$k=(22,53-10,69)/(70-60)=1,18$$

$$\theta=(104-100)*0,5\text{s}=2\text{s}$$

Ponto de 0,63

$$10,69+0,63*(22,53-10,69)$$

Logo:

$$\tau_y=18,17 \quad \tau_x=516$$

$$\tau=(516-104)*0,5\text{s}=206\text{s}$$

Cálculo de G22

$$k=(22,93-10,22)/(60-50)=1,27$$

$$\theta=(102-99)*0,5\text{s}=1,5\text{s}$$

Ponto de 0,63

$$10,22+0,63*(22,93-10,22)=18,25$$

Logo:  $\tau_y=18,25 \quad \tau_x=533$

$$\tau=(533-102)*0,5\text{s}=225,50\text{s}$$

Cálculo de G12

$$k=(34,57-36,88)/(60-40)=-0,11$$

$$\theta=(223-222)*0,1 \text{ s} = 0,1\text{s}$$

Ponto de 0,63

$$36,88+0,63*(34,57-36,88)=35,42$$

$$\tau y=35,42 \quad \tau x=233$$

$$\text{Logo: } \tau = (232,71-223)*0,1 \text{ s} = 0,97\text{s}$$

Cálculo do modelo da válvula

$$K=(41,85-14,95)/(60-40)=1,34$$

$$\emptyset=(606-602)*0,05=0,2 \text{ s}$$

Ponto de 0,63 de

$$14,95+0,63*(41,85-14,95)$$

$$\tau y=31,95 \quad \tau x=630$$

$$\tau=(630-606)*0,05 =1,2\text{s}$$

Cálculo do modelo da Vazão

$$k=(29,51-16)/(60-40)=0,67$$

$$\theta=(66-63)* 0,1\text{seg} = 0,3\text{s}$$

Ponto de 0,63

$$16+0,63*(29,51-16)$$

$$\tau y=24 \quad \tau x=74,68$$

$$\text{Logo: } \tau = (74,68-66)*0,1 \text{ s}=0,86 \text{ s}$$

Cálculo da função de transferência  $G_{22}$  para configuração com cascata.

$$k=(49,63-24,27)/(40-30)=2,53$$

$$\theta=(133-132)* 0,5 \text{ seg}=0,5 \text{ s}$$

Ponto de 0,63

$$24,27+0,63*(49,63-24,27)$$

$$\tau y=40,29 \quad \tau x=685$$

$$\text{Logo: } \tau = (685-133)* 0,5\text{s}=276 \text{ s}$$

## Apêndice B – As tabelas usadas no aplicativo de sintonia

Método Ziegler e Nichols, 1943.

<i>Ziegler e Nichols</i>	<i>K</i>	<i>Ti</i>	<i>Td</i>
PI	$\frac{0,9 \tau}{(k \cdot \theta)}$	$3,33 \cdot \theta$	0
PID	$\frac{1,2 \tau}{(k \cdot \theta)}$	$2 \cdot \theta$	$0,5 \cdot \theta$

Método CHR– Problema servo sem sobrevalor.

<i>CHR</i>	<i>K</i>	<i>Ti</i>	<i>Td</i>
PI	$\frac{0,35 \cdot \tau}{k \cdot \theta}$	$1,16 \cdot \theta$	0
PID	$\frac{0,6 \cdot \tau}{k \cdot \theta}$	$\tau$	$\theta/2$

Método IMC

<i>IMC</i>	<i>K</i>	<i>Ti</i>	<i>Td</i>	<i>Sugestão para desempenho</i>
PI	$\frac{2\tau + \theta}{k \cdot 2\lambda}$	$(\tau + (\theta/2))$	0	$\frac{\lambda}{\theta} > 1,7$
PID	$\frac{(2\tau + \theta)}{k \cdot (2\lambda + \theta)}$	$(\tau + (\theta/2))$	$\frac{\tau \cdot \theta}{(2\tau + \theta)}$	$\frac{\lambda}{\theta} > 0,8$

Método da integral do erro-usando IAE.

<i>CHR</i>	<i>K</i>	<i>Ti</i>	<i>Td</i>
PI	$\frac{1}{K} (A^* \cdot (\frac{\theta}{\tau})^{B^*})$	$\frac{\tau}{(c^* + D^* (\frac{\theta}{\tau}))}$	$\tau \cdot (E^* \cdot (\frac{\theta}{\tau})^{F^*})$
PID	$\frac{1}{K} (A^* \cdot (\frac{\theta}{\tau})^{B^*})$	$\frac{\tau}{(c^* + D^* (\frac{\theta}{\tau}))}$	$\tau \cdot (E^* \cdot (\frac{\theta}{\tau})^{F^*})$

<i>IAE</i>	<i>A*</i>	<i>B*</i>	<i>C*</i>	<i>D*</i>	<i>E*</i>	<i>F*</i>
PI	0,758	-0,861	1,02	-0,323	-	-
PID	1,086	-0,869	0,740	-0,130	-0,348	0,914