UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

ROBERTO BLANCO LORENZO

DESENVOLVIMENTO DE SIMULADOR COM MÚLTIPLAS ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA PROCESSOS INDUSTRIAIS

SANTOS/SP
2018

ROBERTO BLANCO LORENZO

DESENVOLVIMENTO DE SIMULADOR COM MÚLTIPLAS ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA PROCESSOS INDUSTRIAIS

Dissertação apresentada à Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção de título de Mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, sob orientação do Prof. Dr. João Inácio da Silva Filho.

SANTOS/SP

2018

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

660.281 Lorenzo, Roberto Blanco
L869d Desenvolvimento de simulador com múltiplas estratégias de controle para processos industriais / Roberto Blanco Lorenzo. - 2018.
117f.: il.

Orientador: Prof. Dr. João Inácio da Silva Filho.

Dissertação (Mestrado) -- Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, 2018.

1. Simulador. 2. Controle. 3. Estratégias de controle. 4. Processos industriais.

I. Da Silva Filho, João Inácio.
II. Desenvolvimento de simulador com múltiplas estratégias de controle para processos industriais.

Elaborada pelo SIBi – Sistema Integrado de Bibliotecas – Unisanta

Dedico este Trabalho à minha esposa Andrea Valéria e minha filha Ana Inês, que são a minha motivação e inspiração na busca de novas conquistas.

AGRADECIMENTOS

A Deus, pela vida e oportunidade de chegar até aqui com saúde e paz no coração.

À minha esposa Andrea Valéria, por me incentivar, mesmo ficando sobrecarregada, a alcançar esse novo desafio.

À minha filha Ana Inês, que me auxiliou em várias revisões e sugestões neste trabalho. Que ele seja uma fonte de inspiração na carreira acadêmica que ela inicia.

Ao meu professor e orientador, Prof. Dr. João Inácio da Silva Filho, pelo apoio, tolerância e competência durante todas as fases da elaboração deste trabalho.

Aos meus professores, Drs. Aldo Ramos Santos, Claudio Rodrigues Torres, Cristina Matos, Deovaldo de Moraes Junior, Dorotéa Vilanova Garcia, Felipe Bertelli, Marcos Tadeu Tavares Pacheco, Marlene da Silva, Mauricio Conceição Mário, Nelize Maria de Almeida Coelho e Vitor da Silva Rosa, pela dedicação que empregam no curso e colaboraram por deixar esse trabalho mais suave.

Aos Profs. Getúlio Rocha Junior e Marcelo Saraiva Coelho, pelo incentivo e colaboração para a conclusão deste curso.

Às sempre prestativas Sras. Imaculada Scorza e Sandra Helena Aparecida de Araújo da secretaria do curso pelo suporte no tramites escolares de forma tranquila.

Ao Senai que conheci como aluno, proveu a formação que iniciou minha carreira profissional e hoje tenho orgulho de fazer parte do seu quadro docente e que me permitiu utilizar toda sua estrutura na elaboração deste trabalho.

Aos colaboradores invisíveis da Universidade Santa Cecilia que garantiam a estrutura necessária em climatização, higiene, organização, acesso à dados dos ambientes de estudo para que nós mestrandos pudéssemos dedicar o nosso tempo integralmente ao estudo.

“Algo só é impossível até que alguém duvide e acabe provando o contrário”.

(Albert Einstein)

RESUMO

O trabalho apresenta o desenvolvimento de um simulador de controle de processos industriais, abordando estratégias básicas e avançadas de controle utilizadas, dentre outras, em indústrias petroquímicas, siderúrgicas e processos típicos, no caso, caldeiras industriais de grande porte, a saber: realimentação (*feedback)*, cascata (*cascade)*, seletivo (*override)*, faixa dividida (*split range*), antecipatório (*forward*) e limites cruzados (*cross limits*). O simulador permite estudar o comportamento de processos autorregulados de primeira ordem e processos integradores. Nestes processos é possível modificar a constante de tempo da variável controlada e introduzir no sistema distúrbios, seja de alimentação ou demanda e assim estudar o desempenho do sistema de controle. Do ponto de vista da automação, o simulador permite o estudo das malhas de controle avançadas e possibilita aplicar técnicas de sintonia e otimização das mesmas. A estrutura do simulador está baseada na arquitetura adotada nos sistemas digitais de automação atuais chamada de SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído) ou DCS (*Distributed Control System*) e nos equipamentos encontrados em uma planta de processos a saber: um controlador digital e um sistema de supervisão SCADA (*Supervisory Control and Data Acquisition*) conectados por uma rede de comunicação presente em ambientes industriais, no caso RS-485 com protocolo OPC. Assim, o sistema reproduz um ambiente idêntico ao que será encontrado em plantas reais, permitindo que usuários de diversas naturezas, tais como operação, manutenção, engenharia e treinamento, possam tirar proveito do sistema do simulador. Ao final desta dissertação são mostrados os resultados gráficos, com valores e discussões a respeito das respostas das simulações efetuadas nos seis diferentes modos permitidos pelo simulador de processos industriais elaborado nesta pesquisa.

Palavras-chave: Simulador. Controle. Estratégias de controle. Processos industriais.

ABSTRACT

The work presents the development of a simulator of control of industrial processes, addressing basic and advanced control strategies used among others in the petrochemical, steel and typical industries, in the case of large industrial boilers, namely: feedback, cascade, override, split range, forward and cross limits. The simulator allows the study of the behavior of first order self-regulated processes and integrative processes. In these processes, it is possible to modify the time constant of the controlled variable and introduce disturbances, either power or demand, and thus study the performance of the control system. From the point of view of automation, the simulator allows the study of the advanced control meshes and allows the application of tuning and optimization techniques. The simulator structure is based on the architecture adopted in current digital automation systems called the Distributed Control System (DCS), and the equipment found in a process plant, namely a digital controller and a system Supervisory Control and Data Acquisition (SCADA) connected by a communication network present in industrial environments, in the RS-485 case with OPC protocol. Thus, the system reproduces an environment identical to the one will be found in real plants, allowing users of various natures, such as operation, maintenance, engineering and training, be able to take advantage of the simulator system. At the end of this dissertation are shown the graphical results, with values and discussions regarding the answers of the simulations carried out in the six different modes allowed by the industrial process simulator elaborated in this research.

Key words: Simulator. Control. Control strategies. Industrial processes.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1- Processo autorregulado monocapacitivo. 3
Figura 2- Resposta de processo de 1ª ordem à perturbação em degrau. 4
Figura 3- Resposta de processo integrador à perturbação em degrau. 4
Figura 4- Malha de controle *feedback* de nível. 6
Figura 5- Malha de controle *feedback* de temperatura. 7
Figura 6- Malha de controle cascata de temperatura. 8
Figura 7- Controle *override* ou seletivo. 9
Figura 8- Controle *split range* em reator. 10
Figura 9- Curva de resposta de válvulas *split range*. 11
Figura 10- Controle antecipatório ou *forward*. 11
Figura 11- Controle antecipatório com realimentação ou *feedforward*. 12
Figura 12- Caldeira aquatubular industrial. 13
Figura 13- Controle de combustão com limites cruzados. 14
Figura 14- Topologia de sistema SDCD. 15
Figura 15- Estrutura de sistema real e de um simulador. 16
Figura 16- Controlador digital de processos Smar CD600P. 17
Figura 17- Blocos funcionais do controlador digital (parcial). 18
Figura 18- Sistema de supervisão SCADA – Indusoft Web Studio. 18
Figura 19- Configurador de IHM. 19
Figura 20- Interface USB / RS485. 19
Figura 21- Vista Geral do simulador de estratégias de controle. 20
Figura 22- *Software* CONF600P para configuração do controlador CD600P. 21
Figura 23- Simulador de processo autorregulado de 1ª ordem. 22
Figura 24- Configuração bloco de filtro *lead-lag*. 22
Figura 25- Simulador de processo integrador. 23
Figura 26- Estrutura de bloco PID. 24
Figura 27- Estrutura da tela de operação. 25
Figura 28- Arquitetura do protocolo OPC. 26
Figura 29- Planta piloto Plint de controle processos. 27

Figura 30- Curva de resposta da variável nível. 28
Figura 31- Curva de resposta de processo autorregulado simulado. 29
Figura 32- Planta piloto de processos Yokogawa. 30
Figura 33- Resposta de processo integrador. 30
Figura 34- Curva de reação integrador. 31
Figura 35- Sinótico da malha *feedback* na planta Plint. 32
Figura 36- Desempenho do controle *feedback* na planta Plint. 33
Figura 37- Operação do controle *feedback* no simulador. 34
Figura 38- Sinótico da malha cascata na planta Plint. 35
Figura 39- Desempenho do controle cascata na planta Plint. 35
Figura 40- Sintonia do controlador escravo da cascata no simulador. 36
Figura 41- Operação do controle cascata no simulador. 37
Figura 42- Sinótico do controle *override* da planta de processos Plint. 38
Figura 43- Desempenho do controle *override* na planta Plint. 38
Figura 44- Controle *override* com a vazão assumindo o controle. 39
Figura 45- Sinótico do controle *split range* da planta Yokogawa. 40
Figura 46- Desempenho do controle Split range 41
Figura 47- Controle *split range*. 42
Figura 48- Controle antecipatório sendo executado na planta Plint. 43
Figura 49- Desempenho do controle antecipatório na planta Plint. 43
Figura 50- Desempenho de controle sem o componente antecipatório. 44
Figura 51- Controle antecipatório em controle de nível de caldeira. 45
Figura 52- Controle com componente antecipatório neutralizado. 46
Figura 53- Planta de processos De Lorenzo. 47
Figura 54- Controle de limites cruzados realizado na planta De Lorenzo. 47
Figura 55- Desempenho de um controle de razão por limites cruzados. 48
Figura 56- Controle limites cruzados em controle de combustão de caldeira. 49
Figura 57- Controle *feedback* com distúrbio de 30% na alimentação. 50
Figura 58- Controle cascata com distúrbio de 30% na alimentação. 51
Figura 59- Comparativo de resposta entre controlador *feedback* e cascata. ..52
Figura 60- Controle *override* de pressão e vazão. 53
Figura 61- Controle *split range* em vaso de pressão. 54
Figura 62- Controle antecipatório com distúrbio de 30% na demanda. 55

Figura 63- Controle de nível sem antecipatório. 57
Figura 64- Resposta entre controlador *feedback* e antecipatório. 57
Figura 65- Controle de razão por limites cruzados entre gás e ar. 59
Figura 66- Alteração da razão entre gás e ar. 60

VERSÃO COMPACTA

Figura 1- Estrutura de sistema real e de um simulador. 64
Figura 2- Vista Geral do simulador de estratégias de controle. 65
Figura 3- Controle de nível de caldeira à três elementos.....65
Figura 4- Comparativo entre controlador *feedback* e antecipatório. 66

APÊNDICE

Figura A.1- Configuração do controle de limites cruzados.....72
Figura A.2- Configuração do controle *split range*.....73
Figura A.3- Configuração do controle antecipatório e *override*.....74
Figura A.4- Configuração do gerador de distúrbio de alimentação.....75
Figura A.5- Configuração dos blocos de comunicação com computador. 76
Figura A.6- Tela de entrada do sistema com seleção das estratégias. 84
Figura A.7- Tela de operação da estratégia de controle *feedback*. 85
Figura A.8- Tela de operação da estratégia de controle cascata.....86
Figura A.9- Tela de operação da estratégia de controle o*verride*. 87
Figura A.10- Tela de operação da estratégia de controle *split range*. 88
Figura A.11- Tela de operação da estratégia de controle antecipatório. 88
Figura A.12- Tela de operação da estratégia de controle limites cruzados. ...89
Figura A.13- Diagrama elétrico do simulador.....91
Figura A.14- Biblioteca de blocos funcionais do controlador - A.....94
Figura A.15- Biblioteca de blocos funcionais do controlador - B.....95
Figura A.16- Curva de reação em um processo autorregulado. 96
Figura A.17- Curva de reação em um processo integrador. 98

LISTA DE QUADROS

Quadro A.1- Lista de parâmetros configurados do controlador – L1. 77
Quadro A.2- Lista de parâmetros configurados do controlador – L2.....77
Quadro A.3- Lista de parâmetros configurados do controlador – L3.....79
Quadro A.4- Lista de parâmetros configurados do controlador – L4. 79
Quadro A.5- Lista de parâmetros configurados do controlador – LG.....81
Quadro A.6- Configuração *drive* OPC CD600.....92

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Interface com processo CD600P. 17
Tabela 2- Curva de ganho de processo não linear. 23
Tabela 3- Resposta de processo autorregulado. 28
Tabela 4- Resposta de processo integrador. 31
Tabela 5- Desempenho de controles *feedback* e cascata. 52
Tabela 6- Desempenho de controles *feedback* e antecipatório. 58

LISTA DE SIGLAS

bps	*Bits per second.*
cc	Tensão contínua.
DCS	*Distributed control system.*
FBD	*Function blocks diagram.*
Gb	Giga *byte.*
IHM	Interface homem máquina.
IMC	*Internal model control.*
ISA	*International society of automation*.
K	Ganho.
kb	Kilo byte.
kbps	Kilo *bits per second.*
Ki	Constante de integração.
KP	Ganho proporcional.
mA	Mili Ampere.
Mb	Mega *byte*.
ms	Mili segundos.
MV	Variável manipulada.
NVram	*Non-volatile random access memory.*
OPC	*Ole for Process Control.*
P&Id	*Piping and instrumentation diagrams*.
PID	Proporcional, integral e derivativa.
PV	Variável de processo.
SCADA	*Supervisory control and data acquisiton.*
SDCD	Sistema digital de controle distribuído.
SP	*Set point*.
spr	Segundos por repetição.
TD	Tempo derivativo.
TR	Tempo integral.
USB	*Universal serial bus.*
V	Volt.

LISTA DE SÍMBOLOS

τ	Constante de tempo.
θ	Tempo morto.
Δ	Diferença.
λ	Critério de desempenho.
Ω	Ohms.

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO 1
1.1 Generalidades 1
1.2 Objetivo 1
1.3 Objetivos secundários 1
1.4 Justificativa e relevância do tema 1
1.5 Organização da dissertação 2
1.6 Fundamentação teórica 2
1.6.1 Processos autorregulados de primeira ordem 3
1.6.2 Processos integradores 4
1.6.3 Estratégias de controle de processos 4
1.6.3.1 Controle de realimentação (*feedback control*) 5
1.6.3.2 Controle cascata (c*ascade control*) 7
1.6.3.3 Controle seletivo (*override control*) 8
1.6.3.4 Controle faixa dividida (*split range control)* 9
1.6.3.5 Controle antecipatório (f*orward control*) 11
1.6.3.6 Controle limites cruzados (*cross limit control*) 13
1.6.3.7 Sistema digital de controle distribuído 15
2 MATERIAL E MÉTODOS 16
2.1 Equipamentos 17
2.2 Procedimentos 21
2.2.1 Configuração do controlador 21
2.2.2 Configuração do simulador 21
2.2.3 Configuração do sistema de supervisão 24
2.2.4 Configuração da rede de comunicação 26
3 RESULTADOS 27
3.1 Resposta de processo autorregulado 27
3.2 Resposta de processo integrador 29
3.3 Resposta da malha de controle *feedback* 32
3.4 Resposta da malha de controle cascata 34
3.5 Resposta da malha de controle *override* 37
3.6 Resposta da malha de controle *split range* 40
3.7 Resposta da malha de controle antecipatório 42
3.8 Resposta da malha de controle limites cruzados 46
4 DISCUSSÃO 50
4.1 Controle *feedback* 50
4.2 Controle cascata 51
4.3 Controle o*verride* 52
4.4 Controle *split range* 54
4.5 Controle antecipatório 55
4.6 Controle limites cruzados 58
5 CONCLUSÃO 61
5.1 Sugestões 61
6 VERSÃO COMPACTA 63
REFERÊNCIAS 69
APÊNDICE 72
APÊNDICE A - Configuração do controlador digital CD600P 72
APÊNDICE B - Telas do sistema de supervisão e controle 84

APÊNDICE C - Diagrama elétrico do simulador. 91
APÊNDICE D – Configuração do *drive* de comunicação. 92
ANEXO 94
ANEXO A - Biblioteca de blocos funcionais do controlador CD600P. 94
ANEXO B - Sintonia de controladores PID pelo método IMC. 96

1 INTRODUÇÃO

1.1 Generalidades

Na área de controle de processos determinadas variáveis devem ser medidas e controladas, por várias razões: seja para garantir a qualidade do produto final que se deseja obter ou mantê-la dentro de parâmetros seguros para preservar equipamentos, meio ambiente e principalmente vidas humanas (FRANCHI, 2011).

Assim, o conhecimento na área de controle de processos deve ter papel destacado na vida do profissional de automação. É uma área repleta de fundamentação teórica necessária para que sua aplicação tenha sucesso.

1.2 Objetivo

Desenvolver um sistema de simulação de estratégias de controle de processos industriais com as seguintes características:

- Deverá emular o processo e manter os principais elementos de controle e supervisão em interface amigável com o usuário.

- O sistema deverá simular as mais comuns curvas de reação de variáveis de processos existentes em um ambiente industrial.

- O simulador realizará controle das variáveis de processo utilizando estratégias de controle disponíveis nos atuais sistemas de controle digitais.

1.3 Objetivos secundários

- Possuir tamanho reduzido para que possa ser implementado em laboratório de dimensões padrão.

- O sistema deverá permitir a alteração das características de comportamento das variáveis de processo.

- O sistema deverá ser executado em ambiente igual ou semelhante ao encontrado em ambientes industriais.

1.4 Justificativa e relevância do tema

Para o estudo do controle automático é fundamental a existência de plantas de

processo onde o discente ou pesquisador possa fundamentar conhecimentos teóricos, realizar ensaios de trabalhos de pesquisa ou desenvolvimento de aplicações.

Normalmente, são utilizadas em laboratórios plantas em escala reduzida, também chamadas de plantas didáticas, mas que utilizam equipamentos e instrumentos reais à uma planta num ambiente fabril. A redução da escala é obtida em tanques, vasos de pressão e vazões. Em instituições de ensino soma-se o agravante do laboratório ter a necessidade da existência de várias plantas para atender a demanda de alunos o que impactará num alto custo e de um grande espaço físico para implantação desse laboratório.

Atualmente, a utilização de simuladores em diversas áreas tecnológicas tem-se mostrado uma ferramenta extremamente eficiente para trabalhos de pesquisa e, também, a introdução de alunos nas suas atividades práticas de forma mais suave e segura, permitindo, inclusive, vivenciar situações de risco que no mundo real não poderiam obviamente serem praticadas até mesmo para aqueles que já trabalham na área (VARGAS, 2009).

1.5 Organização da dissertação

Na introdução são apresentados os objetivos do trabalho, a justificativa e relevância do tema bem como a fundamentação teórica. O capitulo de materiais e métodos versa sobre os equipamentos e a metodologia de construção e testes do simulador. Em resultados é apresentado ao leitor a visão de todos os controles propostos em operação como descritos nas bibliografias pesquisadas. A discussão apresenta alguns de vários possíveis testes realizados já com o simulador em operação normal. Foi criado um capitulo denominado como versão compacta com o objetivo de permitir que este trabalho possa ser publicado em revistas ou seminários na área de automação e controle de processos. Como fonte adicional de informação sobre o simulador, os apêndices apresentam toda a configuração do controlador digital, software de supervisão, configuração da rede de comunicação e projeto elétrico.

1.6 Fundamentação teórica

Sistemas de automação atuais são baseados em controladores digitais microprocessados que permitem elaborar malhas de controle sofisticadas e com um

grau de exatidão muito alto (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

Porém, isso tem pouca valia se o profissional não dominar os conceitos de comportamento de variáveis de processo ao longo do tempo também conhecido como dinâmica do processo (ALVES, 2010) e as técnicas de controle consagradas para o controle.

1.6.1 Processos autorregulados de primeira ordem

Processos autorregulados são caracterizados pelo comportamento que a variável de processo assume após terem sofrido algum distúrbio. Pela figura 1 observa-se que o mesmo sofre uma alteração e se estabiliza em um novo valor, a menos que o distúrbio seja de uma magnitude que ultrapasse os limites do próprio processo (BEGA, 2011).

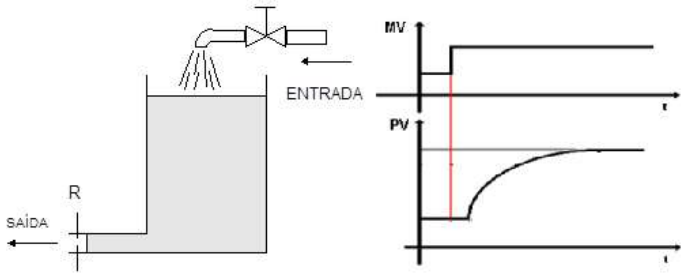

Figura 1- Processo autorregulado monocapacitivo.

Fonte: Adaptado de Senai-SP (2015).

No processo autorregulado da figura 1 a vazão de saída através da resistência R tende a se igualar à vazão através da válvula manual. Se a válvula manual for mais aberta, o nível do tanque irá aumentar até que a vazão de saída através de R seja igual à nova vazão de entrada. Então, por meio de amplos limites, o processo será autorregulado e sua vazão de saída será igual à sua vazão de entrada. Os limites deste exemplo dependem da profundidade do tanque.

O gráfico da figura 2 apresenta a curva característica de um processo autorregulado de primeira ordem no qual o mesmo atinge 63,2% de saída em uma constante de tempo. A constante de tempo é função da resistência e capacitância do processo (OGATA, 2010).

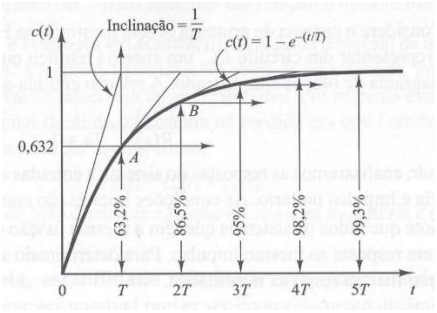

Figura 2- Resposta de processo de 1ª ordem à perturbação em degrau.

Fonte: Ogata (2010).

1.6.2 Processos integradores

Processos integradores (figura 3) são aqueles em que a energia de saída é independente da energia de entrada (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

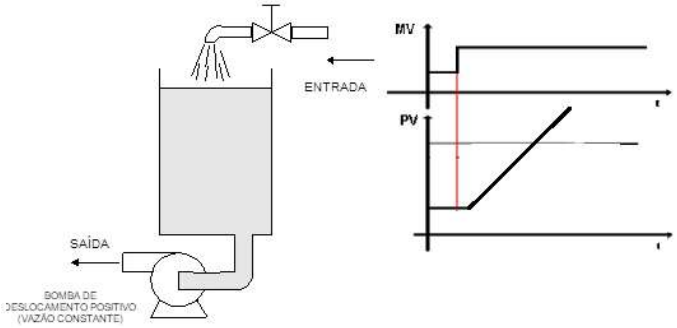

Figura 3- Resposta de processo integrador à perturbação em degrau.

Fonte: Adaptado de Senai-SP (2015).

No exemplo da figura 3, a vazão de saída é mantida constante por uma bomba de deslocamento positivo e velocidade constante. A menos que a vazão de entrada seja exatamente igual à vazão de saída, o tanque irá esvaziar completamente ou transbordar. De acordo com Carrapiço (2004) devido à esta característica de resposta não estacionária, tais processos recebem o nome de instáveis ou integradores.

1.6.3 Estratégias de controle de processos

Uma malha de controle de processos tem o objetivo de fazer com que uma variável de processo se mantenha em valores estáveis para garantir a qualidade do produto final e ou níveis de segurança para evitar falha de equipamentos, danos à vida e ao meio ambiente (CAMPOS E TEIXEIRA, 2010).

1.6.3.1 Controle de realimentação (*feedback control*)

O controle realimentado é a técnica dominante usada no controle de processos. É composta por três elementos: sensor, controlador e elemento final de controle.

O sensor é responsável pela medição da variável que se deseja manter dentro de limites operacionais ou de segurança. É usualmente referenciada pela sigla “PV” (*Process variable*).

O sensor envia o valor da PV ao controlador que a compara com um valor ajustável de referência denominado Ponto de Ajuste, novamente também mais referenciado diretamente na expressão inglesa s*et point* e representado por “SP”. A diferença desses dois valores gera o valor de erro que será a base do cálculo das três ações de correção que o controlador executará denominadas Ação Proporcional (KP), Integral (TR) e Derivativa (TD). Uma vez somadas formam o valor da saída do controlador denominado Variável Manipulada ou “MV” (*Manipulated variable*) (CORRIPIO, 2008). O cálculo da resposta do controlador segundo Matos (2016) é apresentado na equação 1.

$$u(t) = Kp.e(t) + \frac{1}{Ti}\int e(t)dt + Td\,\frac{de}{dt(t)} + u0 \qquad (1)$$

Conforme Bega (2003), tipicamente se manipula a vazão utilizando-se válvulas de controle ou mais recentemente quando possível inversores de frequência atuando diretamente nas bombas de transferência.

A figura 4 apresenta uma malha de controle do tipo *feedback*. Utiliza-se para representar o processo e a automação desenhos *P&Id* com elementos e simbologia definidos conforme norma ISA 5.1. Círculos representam instrumentos com rótulos (*tags)* que indicam a função do instrumento. Nesse exemplo LIT: Transmissor indicador de nível, LIC: Controlador Indicador de nível e LV: Válvula de Temperatura (ISA, 2009).

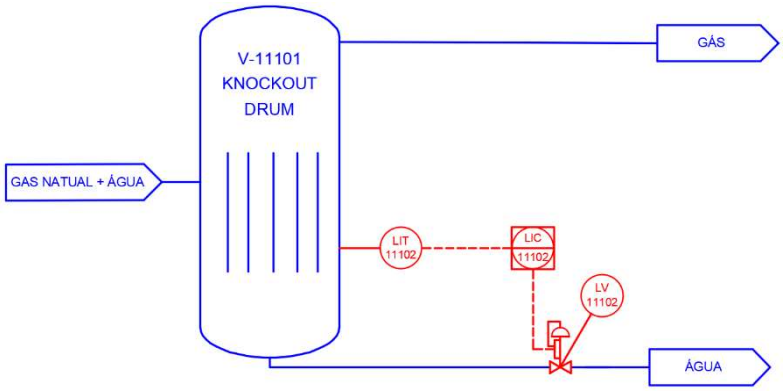

Figura 4- Malha de controle *feedback* de nível.

O processo da figura 4 consiste de um vaso separador de uma mistura de gás natural com água, resultado natural da extração de petróleo em leitos marítimos por meio das plataformas de petróleo, devido ao fato que nos campos de petróleo coexistem óleo, gás natural, sedimentos e água (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010) e portanto se faz necessária sua separação.

Esse vaso recebe a mistura com certa pressão que colide com chincanas fazendo a separação física do gás com a água. É necessário manter o fundo do vaso com água para evitar que parte do gás possa sair pela base do vaso e nesse momento de faz necessário um controle de nível. O transmissor de nível mede a altura de água no vaso e transmite por meio de um sinal de telemetria, tipicamente 4 – 20 mA para o controlador. Este calcula o valor da abertura da válvula de nível utilizando um algoritmo PID. Esse processo se repetirá indefinidamente. Quando o nível atinge o valor do SP o controlador manterá a sua MV num valor fixo em virtude do processo ter atingido sua estabilidade.

Um controlador tem o propósito de manter uma variável no valor desejado, porém isso não é possível 100% do tempo, uma vez que, quando existirem perturbações, as mesmas refletirão no processo e alterarão o valor da variável controlada. O controlador então recalculará o valor do elemento final de controle para fazer que a variável retorne ao valor desejado. As ações de controle proporcional, integral e derivativa podem ser ajustadas para que a resposta do controlador seja a mais eficiente para a eliminação do erro (FRANCHI, 2011). Nesse pensamento é mais correto afirmar que um controlador tem a função de rejeitar as perturbações do processo (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

Convém a observação que neste processo existem em paralelo outros

controles que foram suprimidos para melhor entendimento da malha estudada.

1.6.3.2 Controle cascata (*cascade control*)

Um processo que apresente constantes distúrbios na alimentação irá provocar, consequentemente, distúrbios na variável controlada. Lembrando que o controle de realimentação somente passa a atuar na presença de erros, tem-se como produto final uma variável constantemente apresentando erro. Dependendo do processo esse comportamento pode ser inaceitável. O controle cascata tem o propósito de minimizar ou se possível eliminar os distúrbios de alimentação do processo para que não reflitam na variável controlada (SENAI-SP, 2015).

Tipificando o problema, tem-se na figura 5 um controle *feedback* com o propósito de controlar a temperatura de um fluído. Trata-se de um trocador de calor do tipo casco tubo onde pelo casco fluí petróleo que foi extraído de um campo petrolífero (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010). O controle de aquecimento é realizado pela manipulação da vazão de vapor do trocador de calor. Modificações na operação da caldeira responsável pelo fornecimento de vapor (ABNT, 2004) como por exemplo um aumento na pressão do vapor acarretará um aumento na vazão pois a válvula estará com um valor de abertura constante (DELMEE, 2003). Esse aumento de vazão irá aumentar a temperatura da PV e somente nesse instante o controlador irá realizar o comando de fechamento da válvula até atingir a nova estabilidade.

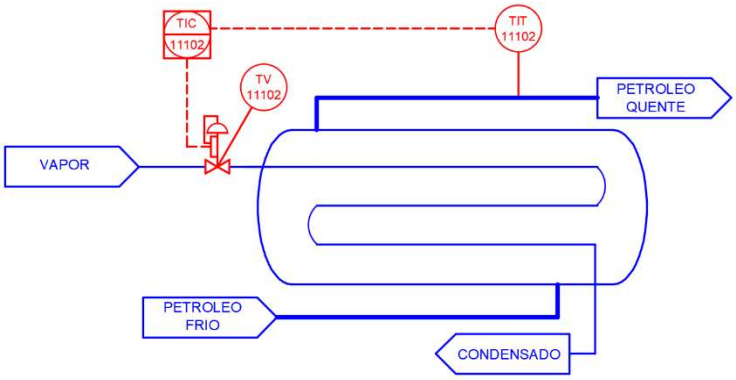

Figura 5- Malha de controle *feedback* de temperatura.

A eficácia do controle cascata é exposta com base na figura 6. Observa-se que no projeto da malha cascata houve a necessidade da inclusão de um sensor que monitorará a vazão de vapor (FIT) e um controlador PID que irá controlar essa vazão (FIC). Como exposto anteriormente um distúrbio na operação da caldeira poderá gerar um aumento de pressão e consequentemente um aumento de vazão. Porém, nessa

malha a vazão é controlada pelo FIC, que irá atuar rapidamente no elemento final de controle fazendo a mesma voltar ao valor original. Essa ação irá minimizar ou até mesmo eliminar a ação desse distúrbio na variável final, que é a temperatura do fluído. Uma característica especial que o controlador de vazão tem é que o seu SP não é ajustado pelo operador e sim pela saída do controlador de temperatura, em outras palavras o controlador da variável principal (Mestre) irá comandar o controlador da variável secundária (Escravo).

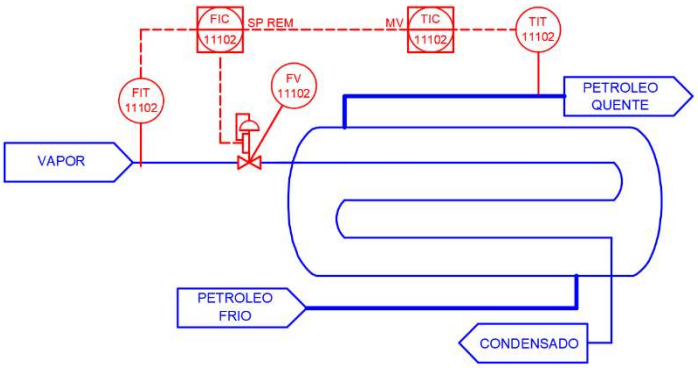

Figura 6- Malha de controle cascata de temperatura.

Segundo Bega (2003) o *loop* escravo ou secundário deve possuir uma constante de tempo pequena, no caso a vazão conforme figura 6.

A sintonia dos controladores cascata é feita do controlador mais interno para o mais externo, ou seja, sintoniza-se primeiro o controlador secundário e depois o controlador primário (SENAI-SP, 2015).

1.6.3.3 Controle seletivo (*override control*)

Caso a variável controlada deva ser limitada em um valor máximo ou mínimo, ou caso o número de variáveis controladas exceda o número de variáveis manipuladas, o controle a ser utilizado deverá ser o controle seletivo (ALVES, 2010).

O controle seletivo opera basicamente em função de seletores de sinal (alto ou baixo). Esse estratégia de controle tem o propósito de criar uma seleção de qual variável controlada irá comandar a variável manipulada.

Um exemplo de controle seletivo está mostrado na figura 7. Esta malha controla a temperatura do fluído na saída do forno manipulando as vazões de ar e combustível no circuito de combustão.

Assim o seletor de menor LS permite a passagem do sinal de saída do controlador TC12. O controlador de temperatura da chaminé (TC 13) e o controlador

de pressão da linha de combustível (PC 14) normalmente tem um *set point* ajustado acima do valor normal de operação do forno, ou seja tem suas saídas saturadas em 100%.

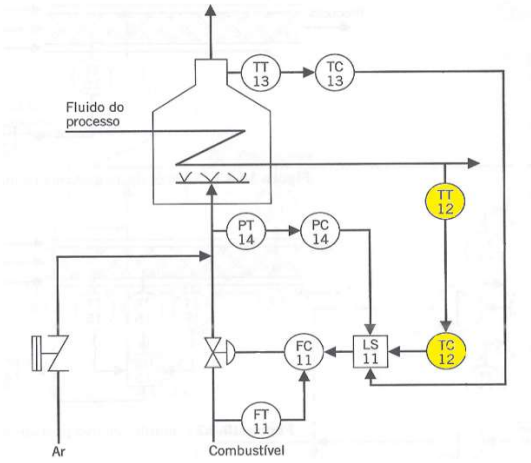

Figura 7- Controle *override* ou seletivo.

Fonte: Alves (2010).

Caso exista um aumento excessivo de carga do forno, o controlador TC 12 irá aumentar sua saída para manter a temperatura do fluído de processo e consequentemente irá aumentar a pressão da linha de combustível e da temperatura da chaminé. Essas variáveis atingindo os valores ajustados dos respectivos *set points,* farão com que os controladores iniciem a redução de suas saídas para cortar a vazão de combustível e assim reduzindo a pressão e a temperatura da chaminé e também a temperatura do fluído de processo. Observa-se que o controle seletivo não tem o propósito de manter os três controladores em estabilidade, e sim somente um controlador. Os outros ficam numa situação de saturação enquanto o processo está em situação normal. Ele justamente tem a finalidade de não permitir um livre ajuste da variável manipulada com o propósito de manter a segurança e estabilidade do sistema.

1.6.3.4 Controle faixa dividida (*split range control)*

O controle *split range,* ou faixa dividida, normalmente envolve duas válvulas de controle operadas por um mesmo controlador. Esse tipo de controle normalmente é encontrado em processos do tipo batelada, onde o consumo é limitado (FRANCHI, 2011). Tomando o exemplo da figura 8 temos um reator onde é necessário o aquecimento do produto para iniciar a reação química e, consequente, transformação

o produto final. Isso é realizado por meio da válvula que injeção de água quente. Acontece que esse produto, uma vez aquecido, inicia, segundo essa aplicação, uma reação exotérmica e, assim, a temperatura do produto tende a valores muito acima do *set point* exigido pela produção. Mesmo se o controlador de temperatura TC fechar totalmente a válvula de água quente, isso não será suficiente para o resfriamento do produto. A malha s*plit range* trabalha, então, com uma segunda válvula de controle onde é injetada água fria, ou seja, o refrigerante que irá controlar a subida da temperatura do produto no interior do reator.

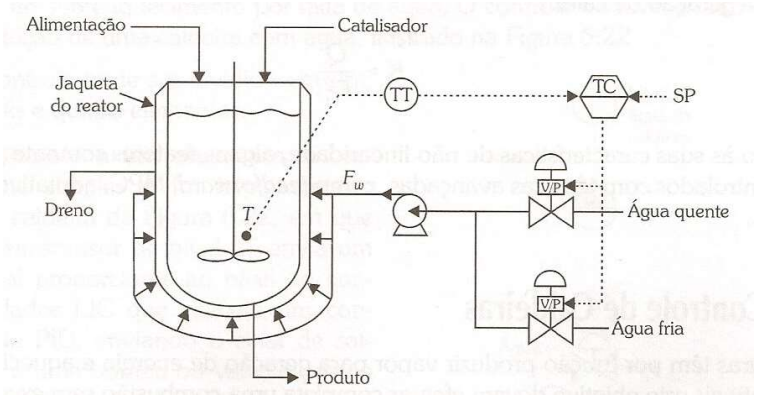

Figura 8- Controle *split range* em reator.

Fonte: Franchi (2011).

As válvulas de controle para aplicações *split range* têm algumas particularidades em relação às válvulas de controle de outras malhas.

Essas válvulas têm ações inversas. Quando a saída do controlador estiver em 0%, a válvula de aquecimento estará fechada e a de resfriamento aberta. Em 100% de saída do controlador tem-se a situação inversa. Porém, qualquer valor maior que 0% e menor que 100% acarretaria numa situação anormal, pois as válvulas estariam parcialmente abertas. Dessa forma, os posicionadores dessas válvulas recebem um ajuste especial que é justamente o nome da estratégia (*split range*). Para esse caso teríamos a seguinte calibração conforme gráfico da figura 9.

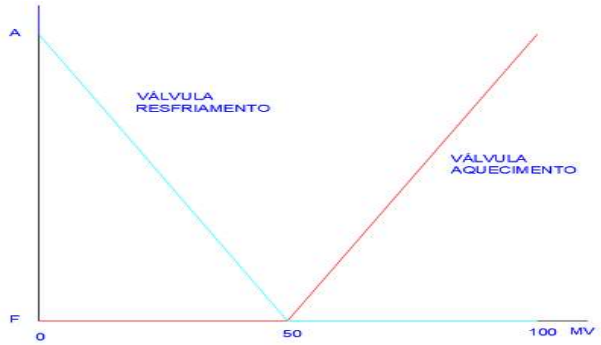

Figura 9- Curva de resposta de válvulas *split range*.

Observa-se que a saída do controlador entre 0 e 50% faz o fechamento gradual da válvula de resfriamento, enquanto a válvula de aquecimento permanece fechada. De 50 a 100%, a válvula de resfriamento se mantem fechada e a válvula de aquecimento realiza sua abertura gradual até seu valor máximo.

1.6.3.5 Controle antecipatório (f*orward control*)

O controle antecipatório, visto na figura 10, mede uma ou mais variáveis de saída, no caso vazão de saída do fluído aquecido e atua diretamente sobre a variável manipulada por meio de um bloco de função como forma de manter a variável controlada no valor desejado (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

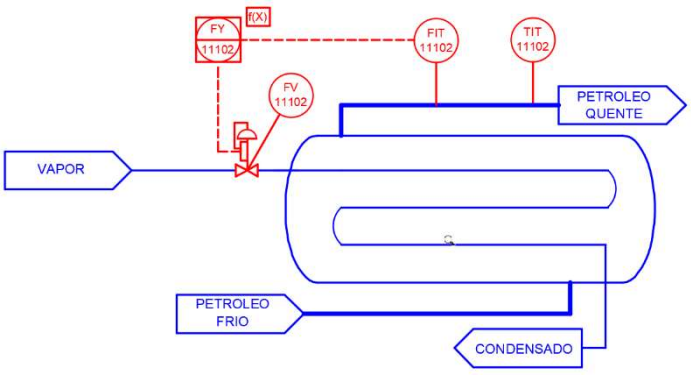

Figura 10- Controle antecipatório ou *forward*.

O bloco de função FY calcula quanto vapor deve ser adicionado ao processo em função da equação f(x) e atua diretamente na válvula de vapor. A vazão de vapor será corrigida antes que a temperatura de saída varie em função do distúrbio na vazão do petróleo, ou seja, há uma antecipação da correção.

Ainda na figura 10 observa-se que no controle antecipatório a variável controlada não é utilizada no cálculo efetuado pelo bloco de função FY.

Consequentemente, para que o sistema possa funcionar adequadamente, o bloco de função FY deverá ter uma equação que represente exatamente a função de transferência do processo que relaciona a vazão de petróleo com a temperatura de saída do trocador, ou seja, o controle antecipatório só irá funcionar corretamente se forem consideradas constantes outras características estáticas e dinâmicas do processo como as perdas de energia para o ambiente, as influências da pressão do vapor, a temperatura de entrada do fluído dentre outras. Isso porque somente a vazão do petróleo que está inferindo na posição do elemento final de controle (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

Destas observações conclui-se que o controle antecipatório não irá funcionar na prática. Em aplicações de controle de processos industriais, o que se faz é unir o controle utilizando realimentação negativa com o controle antecipatório como apresentado na figura 11.

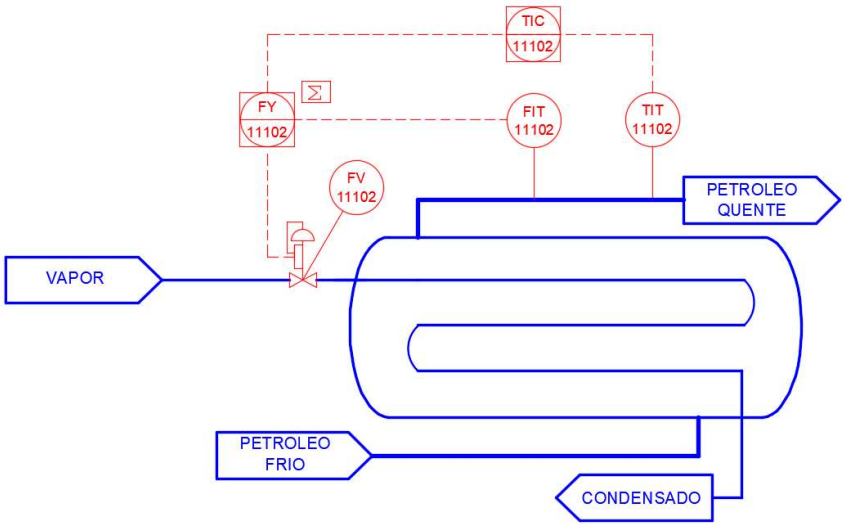

Figura 11- Controle antecipatório com realimentação ou *feedforward*.

O controle antecipatório com realimentação é comumente referenciado como *feedforward*. Neste caso, a temperatura de saída do trocador passou a ser medida e realimentada ao processo. O bloco de função FY agora recebe os sinais do FIT e do TIC e envia a resultante destes dois sinais para a válvula de controle de vapor.

A utilização desta malha permite que a temperatura na saída do trocador seja mantida de forma mais estável, mesmo quando ocorram variações na vazão do fluido a ser aquecido.

1.6.3.6 Controle limites cruzados (*cross limit control*)

Essa malha de controle realiza uma razão entre duas ou mais variáveis. Segundo Cicillini (2007) em sistemas de combustão essa malha de controle está presente para garantir a quantidade correta de combustível e comburente e ter-se assim uma queima ideal conforme apresentado de forma simplificada na figura 12.

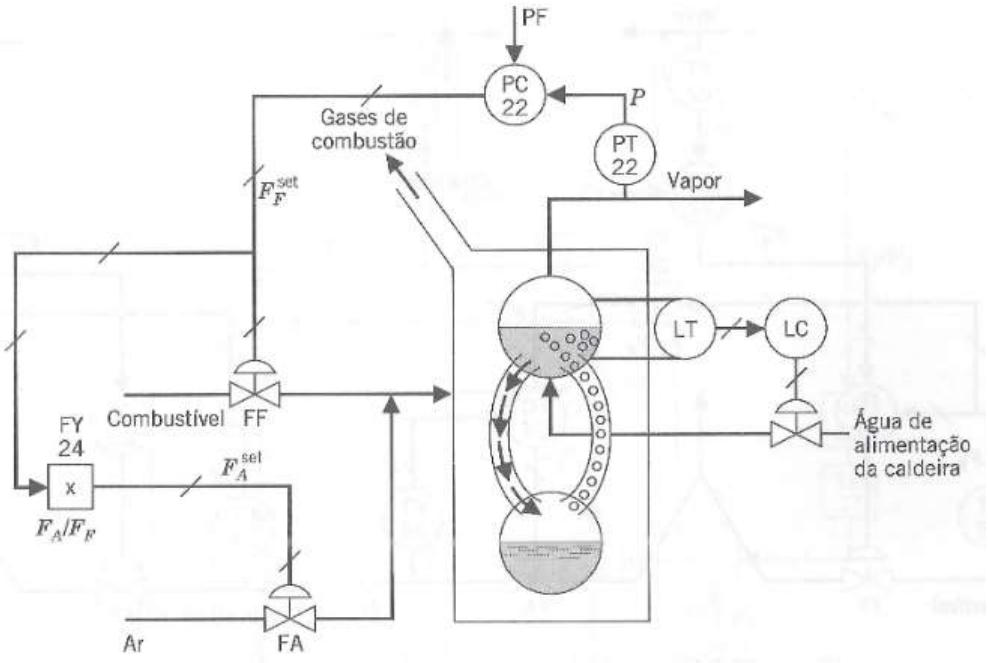

Figura 12- Caldeira aquatubular industrial.

Fonte: Alves (2010).

O controle de pressão de uma caldeira é realizado por meio da mudança da quantidade de calor gerada pela combustão na fornalha. Mudanças na combustão irão refletir na quantidade de troca térmica com a água no interior dos tubos, gerando mais ou menos vapor, pressurizando assim o coletor de saída (BEGA, 2003).

A figura 13 apresenta a arquitetura da malha de controle de razão por limites cruzados.

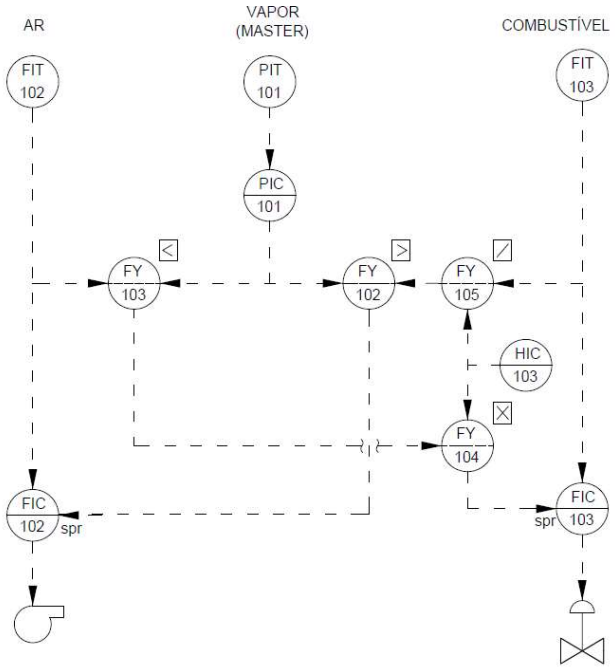

Figura 13- Controle de combustão com limites cruzados.

Bega (2003) indica que para estudar o funcionamento da malha, deve iniciar-se pelo controlador de pressão PIC101, também chamado de *master*. Ele é responsável direto em manter a pressão da caldeira no ponto desejado. Sua saída é enviada paralelamente a dois seletores de sinal, um baixo (FY103) e um alto (FY102). Num aumento de carga a saída do controlador PIC101 aumenta sua saída e então o seletor de alta irá deixar passar esse valor aumentando por sua vez o *set point* do controlador de vazão de ar (FIC102). O controlador de vazão de ar aumenta sua saída fazendo com que a vazão de ar aumente para o controlador entrar em equilíbrio. Agora o sinal da vazão de ar sendo aplicado no seletor de baixo (FY103) fará com que o *set point* do controlador de combustível sofra um aumento repetindo o processo até todo o sistema entrar em novo equilíbrio.

O ajuste de razão é realizado pelos blocos multiplicadores, divisores FY104 e FY105 para garantir uma queima completa com algum excesso de ar por questões de segurança e legislação (ABNT, 2004).

Estudando agora uma diminuição de carga no sistema, o controlador PIC 101 reduz sua saída, fazendo com que agora o seletor que será ativado primeiro é o de baixo, que reduz então o *set point* do controlador de vazão de gás FIC103. Somente quando a vazão de gás for reduzida é que o *set point* do controlador de ar será decrescido e esse processo continuará até termos um novo equilíbrio no sistema.

1.6.3.7 Sistema digital de controle distribuído

Uma automação baseada no modelo de um sistema digital de controle distribuído prevê um controlador digital que recebe os valores das variáveis de processos oriundos dos sensores, seja por sinal de telemetria analógica tipicamente 4–20 mA, ou modernas redes de sensores de campo denominadas simplesmente como redes *fieldbus* onde atualmente pode-se optar por dois protocolos aprovados pela comunidade de automação: Foundation ou Profibus PA *(CICILLINI, 2007)*.

Nesse controlador também é realizado controle básico regulatório onde por meio de algoritmos PID associados com as estratégias de controle vão definir valores ótimos para os elementos finais de controle tais quais válvulas de controle ou inversores de frequência. Esses elementos serão conectados igualmente aos sensores por meio de sinais telemétricos de 4-20 mA ou redes *fieldbus* (SENAI-SP, 2016b).

O *software* de supervisão tem a função primária de aquisitar dados do controlador digital e apresentá-los ao operador de forma amigável para que o mesmo possa acompanhar e interagir com o funcionamento do processo. Tipicamente uma IHM (Interface Homem Máquina) exibe dados em tempo real no formato de sinóticos que é uma representação gráfica do processo (SCHNEIDER, 2016).

A supervisão da planta é realizada pela geração alarmes, eventos, relatórios, gráficos de tendência em tempo real e históricos, receitas para processos de batelada dentre outros (SCHNEIDER, 2016). Tem-se assim a formação de uma arquitetura chamada de SDCD ou Sistema digital de controle distribuído presente nos projetos atuais de automação e controle de processos representada na figura 14.

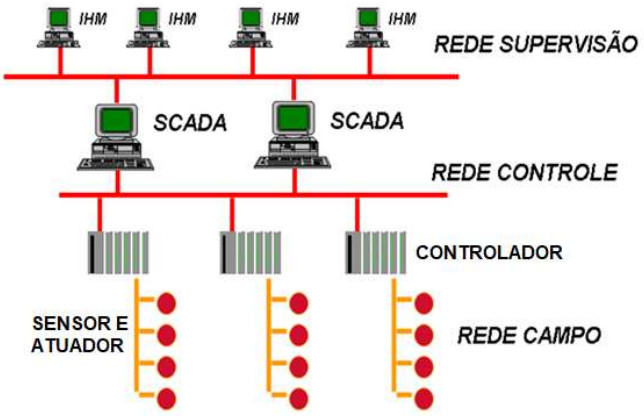

Figura 14- Topologia de sistema SDCD.

2 MATERIAL E MÉTODOS

O desenvolvimento do sistema simulador de processos industriais foi elaborado a partir da topologia de um SDCD, suprimindo-se os sensores e elementos finais de controle conectados ao processo e substituídos por blocos de função que apresentam respostas semelhantes às encontradas em processos típicos. A figura 15 compara as estruturas de um sistema real com o simulador proposto.

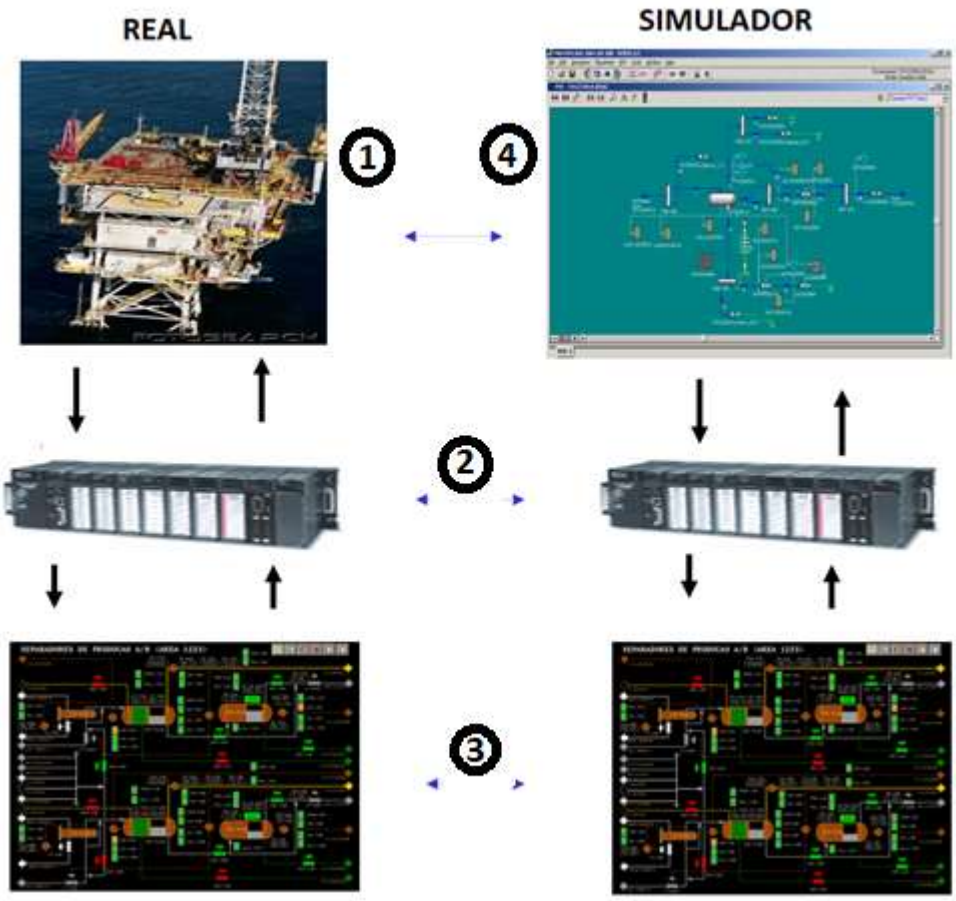

Figura 15- Estrutura de sistema real e de um simulador.

1- Planta industrial, 2 – Controlador digital, 3 – Sistema de supervisão e controle, 4 – *Software* simulador de processos

Fonte: Soteica (2017).

Em uma planta de processos, vários sensores e atuadores são instalados no processo para a geração de dados que serão enviados aos controladores e, por sua vez, acessados pelos sistemas de supervisão, como visto na figura 15. No modelo do simulador proposto são substituídos os sensores e atuadores por computadores com *softwares* capazes de reproduzir as respostas desses elementos de campo. Os outros elementos se mantêm com as características originais.

2.1 Equipamentos

O controlador, elemento responsável pela aquisição dos sinais de campo e processamento dos algoritmos de controle utilizado no simulador, foi o controlador digital modelo CD600P do fabricante Smar apresentado na figura 16.

Figura 16- Controlador digital de processos Smar CD600P.

Ele é constituído de um processador 80C196 de 16 bits, com memória de 4 Mb (*Flash*) e 64 kb (*NVram*), operando num ciclo de controle 100 ms. (SMAR, 2009). A tabela 1 apresenta características de sua interface com o processo:

Tabela 1- Interface com processo CD600P.

Sinal	Qte.	Faixa	Impedância/Carga	Precisão
Entrada analógica corrente/tensão	8	4-20 mA/ 1-5 Vcc	250 Ω / 1 M Ω	± 0,010 V
Saída analógica corrente	4	4-20 mA	Máx 750 Ω	± 0,050 mA
Saída analógica tensão	4	1-5 Vcc	Min 1500 Ω	± 0,015 V
Entradas digitais	8	Contato seco/ tensão 24 Vcc	Contato Fechado Máx 200 Ω/ 0 - 1,7 Vcc Contato Aberto Min 50 kΩ/ 3 - 24 Vcc	± 0,05 %
Saída digital	8	Coletor aberto	Máx 30 Vcc / 400 mA	± 0,05 %

Fonte: Smar (2009).

A configuração do controlador CD600P se dá por meio da linguagem de diagrama de blocos de função (*FBD – Function blocks diagram*), sendo que o mesmo tem uma biblioteca de blocos que são selecionados, conectados a outros blocos e parametrizados para atender o propósito de controle. Na figura 17 são apresentados alguns desses blocos, e no anexo A há a lista completa.

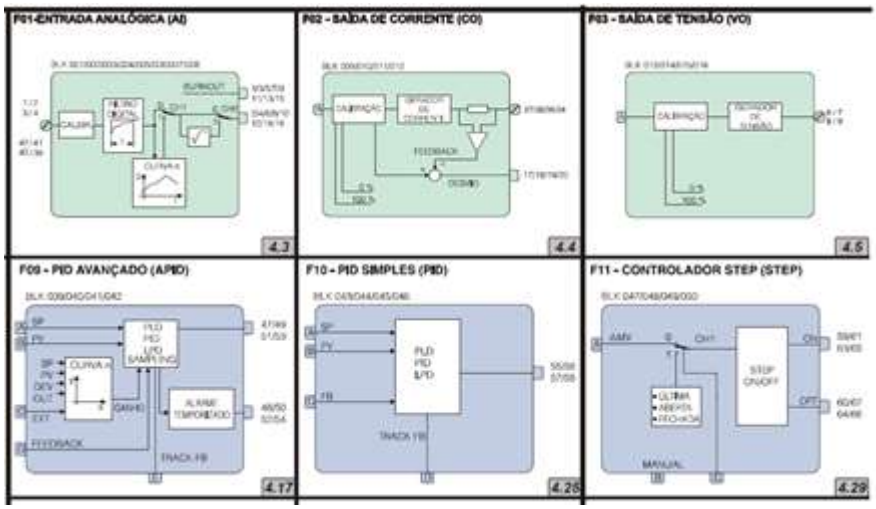

Figura 17- Blocos funcionais do controlador digital (parcial).

Fonte: Smar (2009).

Para a construção do sistema de supervisão, foi utilizado *software* Indusoft Web Studio comercializado pela empresa Schneider, que tem uma estrutura modular como visto na figura 18.

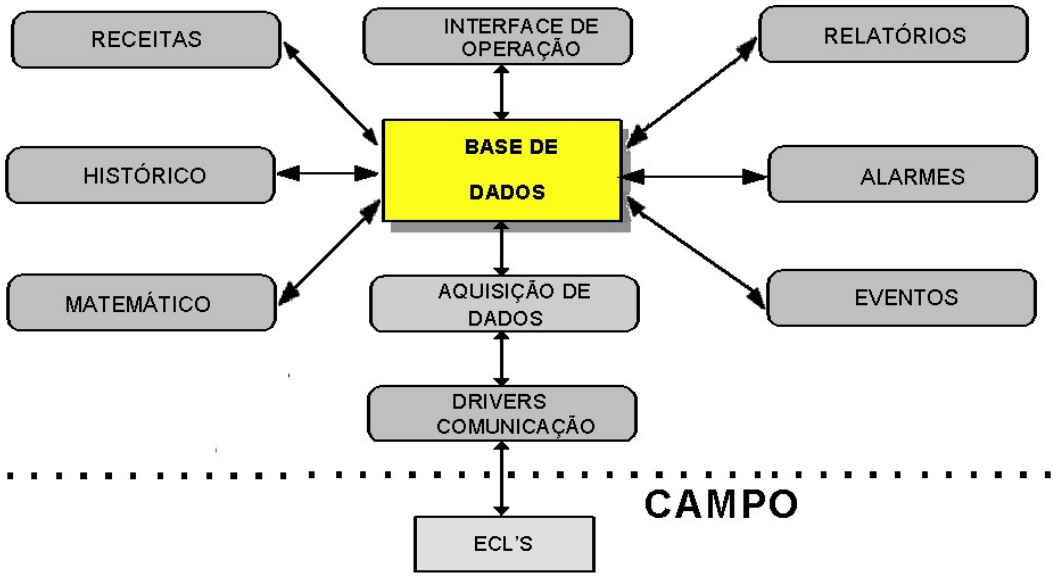

Figura 18- Sistema de supervisão SCADA – Indusoft Web Studio.

Fonte: Schneider (2016).

Este *software* SCADA apresenta ferramentas para criação de telas de interface homem máquina, com dinâmicas para apresentação de dados, gerenciador de alarmes, relatórios, tendências em tempo real e históricas dentre outras (SENAI-SP, 2016b). A figura 19 exibe a construção de tela de operação da malha *override* do simulador.

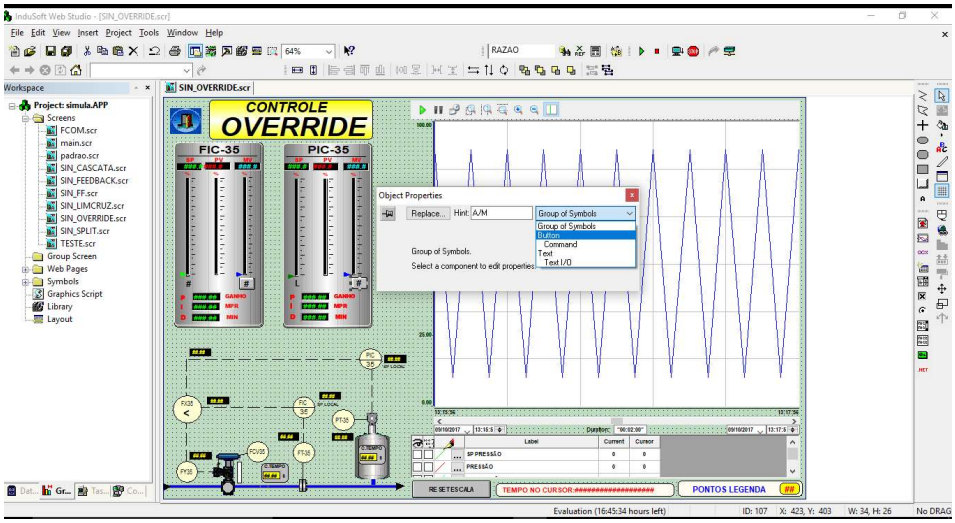

Figura 19- Configurador de IHM.

O software SCADA utilizado tem como requisitos mínimos os seguintes tópicos (SCHNEIDER, 2016):

- Windows XP *service pack* 3 ou posterior, Windows 7, 8 e 10.
- 500 MB de espaço livre no disco rígido.
- 4 GB de memória RAM.
- Portas Ethernet, USB e seriais (dependendo do *drive* de comunicação).

A rede de dados entre os módulos utilizou a camada física RS-485 utilizando o protocolo OPC. Como os computadores não têm porta serial RS-485, foi utilizada uma interface de comunicação USB-i485 do fabricante Novus, exibida na figura 20.

Figura 20- Interface USB / RS485.

Fonte: Novus (2017).

Essa interface apresenta as seguintes especificações (NOVUS, 2017):

- Conexão com o computador: USB V1.1 *Plug and Play*.
- *Driver* de porta serial virtual para sistemas operacionais: Windows 7/Vista/XP/2008Server/2003Server/98/ME/2000/CE, MAC e Linux 2.4.20 ou superior.
- Barramento de campo: RS485 *Half Duplex* (dois barramentos), RS485 *Full Duplex* ou RS422.
- Controle de fluxo automático para RS485 *Half Duplex*.
- Resistores de terminação internos (120 W), habilitados por *jumper*.
- Taxa de comunicação: 300 bps a 250 kbps.
- Comprimento máximo dos cabos RS485/RS422: 1200 m.
- Número máximo de dispositivos na rede RS485: 32 dispositivos.
- Alimentação: Pelo barramento USB. Consumo <100 mA.

A visão geral do sistema simulador operando uma malha de controle do tipo *feedback* pode ser observada na figura 21.

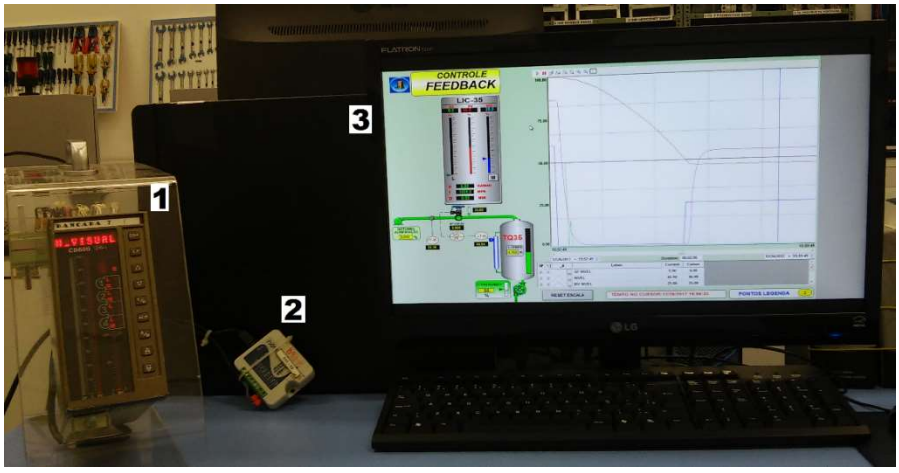

Figura 21- Vista Geral do simulador de estratégias de controle.

1- Controlador digital, 2- Interface de comunicação RS485, 3- *Software* de supervisão e controle.

O controlador digital executa as funções de simulação das variáveis de processo e elementos finais de controle. O sistema de supervisão acessa todos os dados do controlador apresentando-os em forma de sinótico, instrumentos e registradores por meio de rede de comunicação com protocolo OPC e meio físico RS-485.

O apêndice C apresenta o diagrama elétrico do simulador de estratégias de controle de processos.

2.2 Procedimentos

A metodologia adotada inicialmente foi o desenvolvimento de um sistema SDCD que contemplasse as seis estratégias de controle propostas, ou seja um desenvolvimento exatamente igual ao implementado em uma automação real.

2.2.1 Configuração do controlador

A configuração do controlador se dá exclusivamente por meio do *software* CONF600P desenvolvido pelo próprio fabricante e de uso livre. Ele apresenta um ambiente de desenvolvimento gráfico, onde é possível inserir funções de controle oriundas blocos funcionais presentes na biblioteca do controlador conforme apresentado no anexo A. Esses blocos são conectados a outros blocos para formar as estratégias de controle e finalmente cada bloco pode ter parâmetros internos que definem seu comportamento operacional. A configuração é transferida para o controlador com a execução do procedimento de *download* onde deverá ser validada. A figura 22 apresenta o ambiente de desenvolvimento da configuração do controlador CD600P, sendo observado parte da estratégia de controle de razão por limites cruzados.

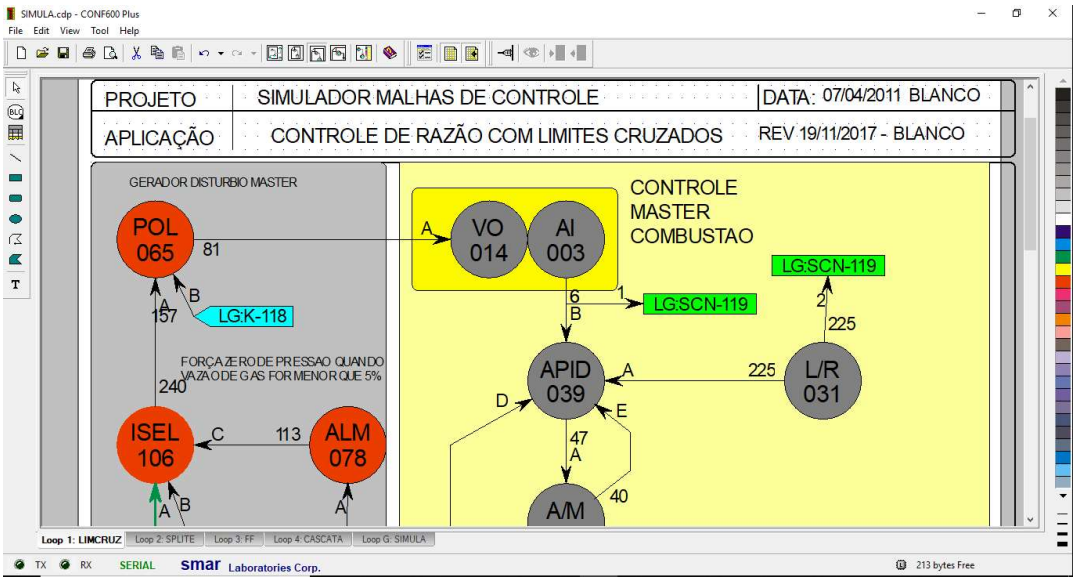

Figura 22- *Software* CONF600P para configuração do controlador CD600P.

2.2.2 Configuração do simulador

A fase seguinte do projeto foi o desenvolvimento do simulador de processos. O simulador foi implementado no próprio controlador, devido à existência de blocos

funcionais que podem ser adaptados para esse propósito. Em segundo plano, essa estratégia faz com que o sistema fique mais compacto e com custo menor.

Para simular processo auto regulado de primeira ordem, foram utilizados blocos funcionais conectados como visto na figura 23.

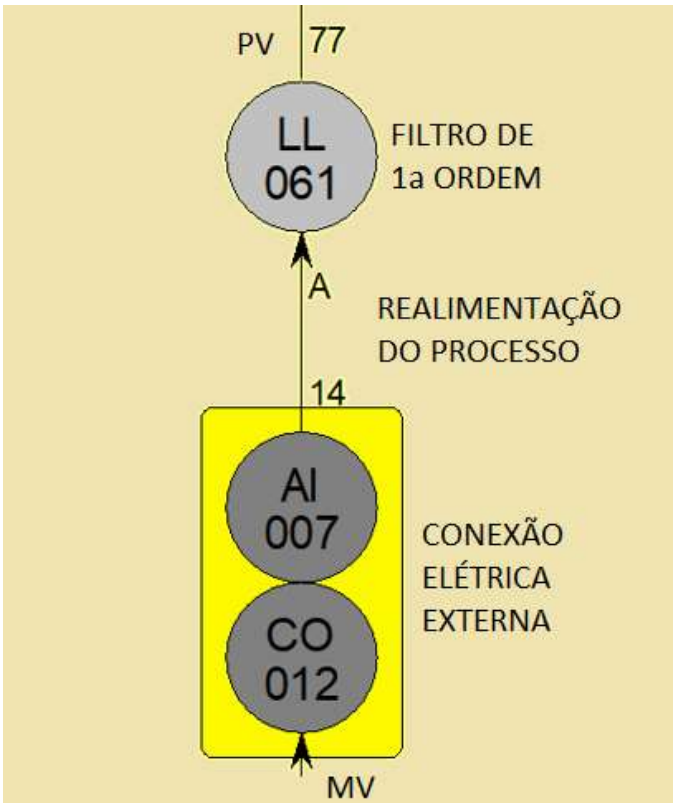

Figura 23- Simulador de processo autorregulado de 1ª ordem.

O bloco *lead-leg* é um filtro de atraso de tempo de 1ª ordem, perfazendo assim a simulação de resposta de um processo dessa natureza. A constante de tempo de um processo pode ser simulada modificando o fator desse filtro por meio do parâmetro ATLA conforme figura 24.

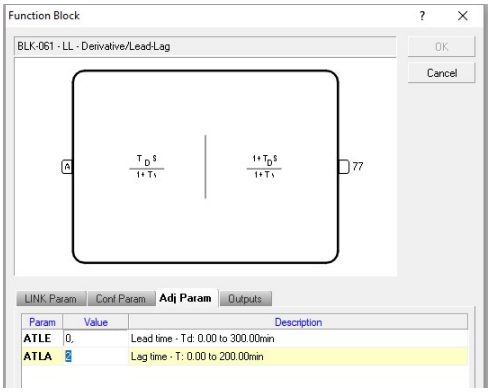

Figura 24- Configuração bloco de filtro *lead-lag*.

Fonte: Smar (2009).

Como a saída do controlador está fisicamente conectado na sua entrada, o ganho do sistema seria linear e unitário, o que não representa a realidade dos processos. Dessa forma o bloco AI (*Analog Input*) foi configurado para executar uma curva de linearização com o propósito de obter-se diversos ganhos de processo dependendo do ponto de operação da variável, como apresentado na tabela 2.

Tabela 2- Curva de ganho de processo não linear.

IN	OUT	GANHO
0,1	0,1	1
5	1	5,00
10	3	3,33
20	12	1,67
30	23	1,30
40	36	1,11
45	43	1,05
50	50	1,00
60	63	0,95
70	76	0,92
80	88	0,91
90	96	0,94
100	100	1,00

Para simular processo integrador, foram usados blocos como o PID visto na figura 25.

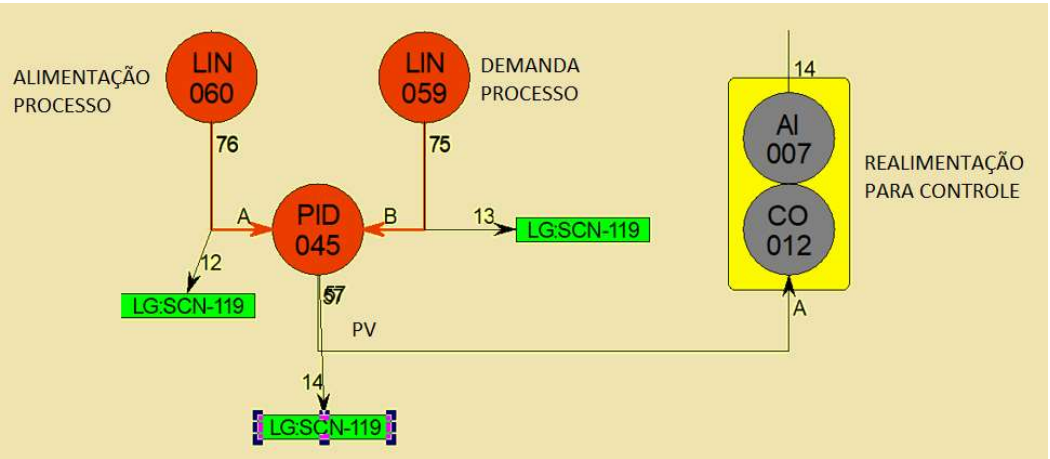

Figura 25- Simulador de processo integrador.

O bloco PID é o bloco que faz o controle básico dos processos utilizando

os algoritmos proporcional, integral e derivativo. Nessa configuração, está somente com a ação integral e nas suas entradas estão conectadas a saída e entrada do processo, ou seja, somente quando a entrada for igual a saída o bloco terá sua saída estável e, por consequência irá cessar a integração. Seu diagrama esquemático pode ser visto na figura 26.

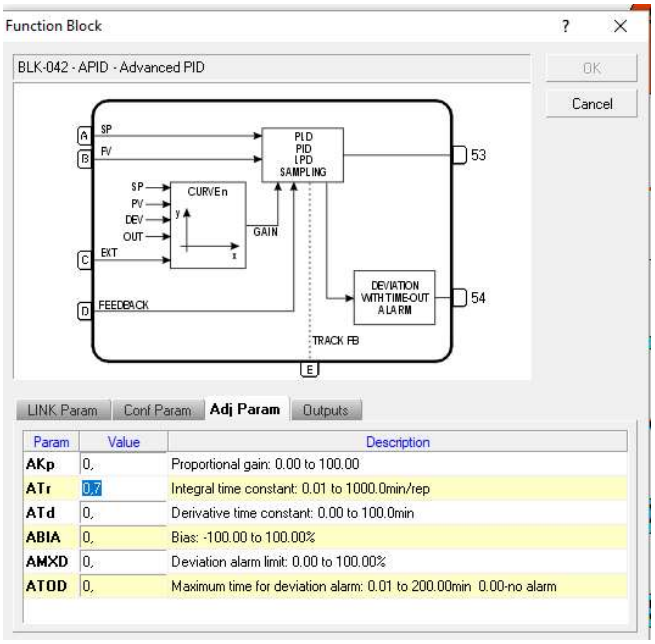

Figura 26- Estrutura de bloco PID.

Fonte: Smar (2009).

O apêndice A apresenta toda a estrutura configurada do controlador com todas as estratégias propostas.

2.2.3 Configuração do sistema de supervisão

No sistema SCADA foram criados 6 telas para cada estratégia proposta podendo ser observado a tela de operação do controle cascata na figura 27. O layout dessas telas foi concebido para que todas as funcionalidades do simulador de uma estratégia fossem utilizadas sem a necessidade de troca de telas, aumentado assim o nível de compreensão. Essas telas contam com um sinótico com ajustes de constante de tempo das variáveis de processo, distúrbios de alimentação e demanda. O sinótico representa partes de processos típicos reais, demonstrando a aplicação das várias estratégias de controle. Os sinóticos são apresentados em detalhes no apêndice B.

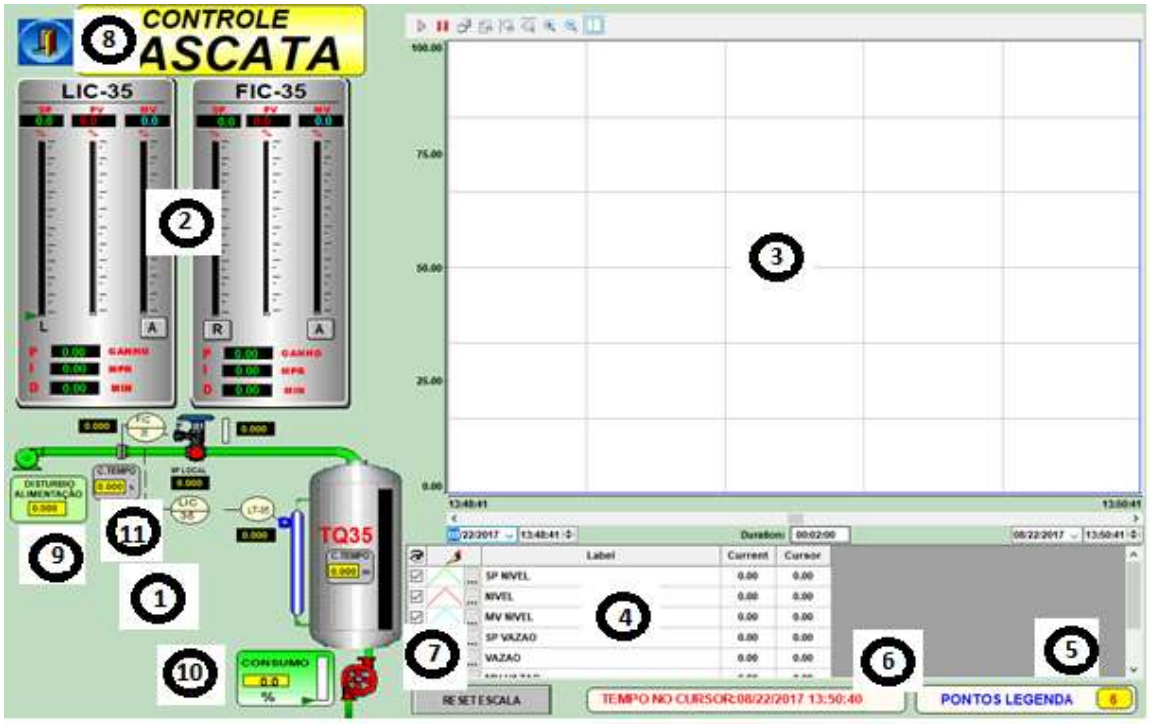

Figura 27- Estrutura da tela de operação.

1-Sinótico. 2- Frontal dos controladores. 3- Registrador histórico. 4- *Display* numérico das variáveis. 5- Ajuste do *display*. 6- Tempo da variável no cursor. 7- Reset de escalas. 8- Botão sair. 9- Ajuste distúrbio alimentação. 10- Ajuste de consumo. 11- Ajuste de constante de tempo do processo.

Na lateral esquerda superior são apresentados os *faceplates* dos controladores da estratégia exibindo em percentagem os valores de *set point (SP)*, variável de processo (PV), variável manipulada (MV), modo de operação automático(A)/manual(M), local(L)/remoto(R) e as ações PID à saber: ganho proporcional (adimensional), tempo de integral (minutos por repetição) e tempo derivativo (minutos). As variáveis SP, PV e MV também contam com *bargraphs* para uma rápida análise da situação do controle.

As constantes de ganho proporcional, tempo integral, tempo derivativo, *set point* (desde que em modo local), variável manipulada (desde que em modo manual) podem ser editadas sendo selecionadas com um *click* de *mouse* sobre o *display* correspondente e o valor editado diretamente pelo teclado do computador ou, ainda, pelo *mouse* utilizando-se o virtual *keyboard*. As variáveis SP e MV ainda podem ser editadas pela utilização de um *slider* (*click* e arraste com *mouse*) configurado ao lado do *bargraph* da variável (visível somente quando permitido). Os botões A/M e L/R são editados por *click* de *mouse* utilizando-se botões do tipo *toggle (inverte valor).*

A maior parte dessa tela é dedicada ao registrador de tendências onde será feita a análise do comportamento das variáveis de processo. Esse registrador pode operar no modo histórico, aplicar níveis de *zoom* horizontais, verticais, *windows* e recuperar valores de tempo e das variáveis pelo posicionamento de um cursor sobre o ponto estudado. Os valores das variáveis podem ser coletados na tabela em tempo real abaixo do gráfico de tendências com os valores atuais e os valores sob o cursor.

Podem ser observadas nos gráficos as variáveis SP, PV, MV, alimentação, consumo e razão conforme a estratégia estudada.

2.2.4 Configuração da rede de comunicação

A rede de comunicação deste controlador utiliza na camada física o padrão elétrico RS-485 e o protocolo OPC (*Ole for Process Control*) para troca de dados. A arquitetura do protocolo OPC é baseada em um servidor de comunicações denominado de *OPC Server* desenvolvido pelo próprio fabricante do controlador. O sistema supervisão deve possuir um *drive* de comunicação denominado *OPC Client* que acessará o OPC Server como observado na figura 28.

Figura 28- Arquitetura do protocolo OPC.

Fonte: Smar (2009).

Esta estrutura é particularmente interessante porque no desenvolvimento de aplicações o sistema de supervisão tem então somente um *drive* de comunicação. O servidor OPC do próprio fabricante do controlador se responsabiliza de forma eficiente realizar o acesso aos dados e disponibilizar na rede por meio de uma lista das variáveis presentes no controlador. O apêndice D apresenta a lista completa das variáveis acessadas pela aplicação.

3 RESULTADOS

Para validar a aderência do simulador, foram levantadas curvas de reação de variáveis de processos e das respostas das estratégias de controle em plantas piloto industriais para serem comparadas com as respostas do simulador em condições semelhantes.

3.1 Resposta de processo autorregulado

Na planta piloto Plint para estudo de controle de processos manipulam-se as variáveis de pressão, temperatura, nível e vazão. É possível executar controles do tipo *feedback*, cascata, *override* e antecipatório selecionados por meio de um sistema digital de controle distribuído, conforme figura 29.

Figura 29- Planta piloto Plint de controle processos.

A determinação da curva de reação de uma variável de processo se dá deixando o controlador em manual com a variável estabilizada. Realiza-se um degrau na saída do controlador e observa-se a curva de reação, conforme gráfico da figura 30.

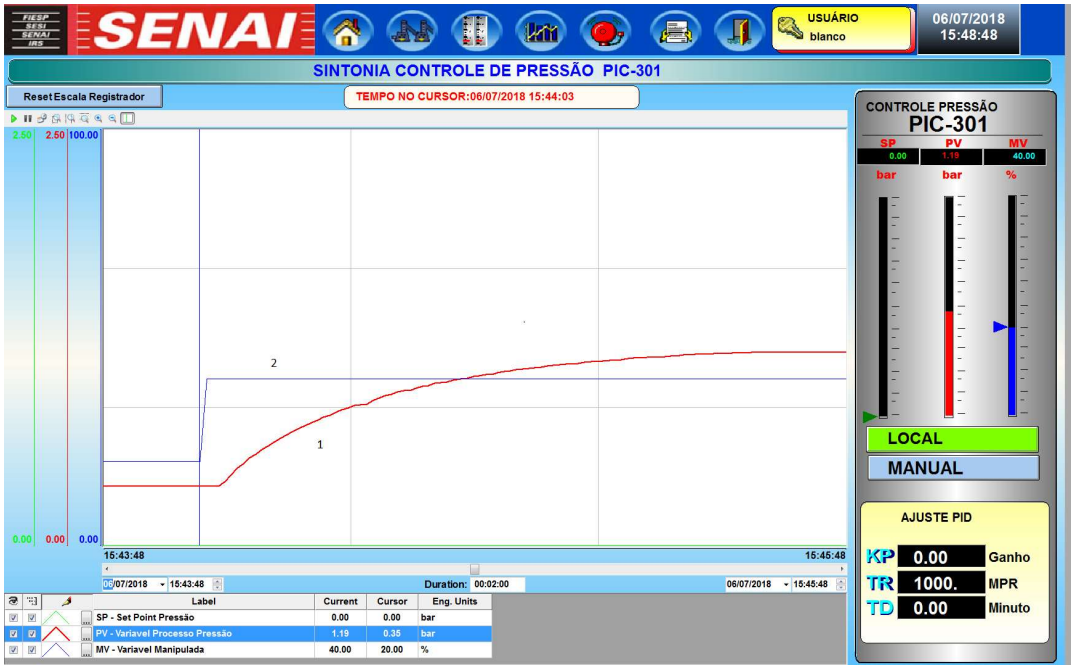

Figura 30- Curva de resposta da variável nível.

1- Variável de processo, 2 – Variável manipulada.

Pela curva de reação foi possível identificar que o processo é um sistema auto regulado de primeira ordem com tempo morto.

Realizou-se medições na curva da variável de processo e da variável manipulada, obtendo-se valores adicionais que são importantes para o processo de sintonia do controlador, vistos na tabela 3.

Tabela 3- Resposta de processo autorregulado.

K	Θ(s)	τ(s)
1,54	3	20

Sendo:

K –> ganho do processo (adimensional)

Θ –> tempo morto (s)

τ –> constante de tempo (s)

No simulador escolheu-se a variável pressão do controle *override* e ajustou-se a constante de tempo no mesmo valor que encontrado no processo real. O resultado da curva de reação pode ser observado no gráfico da figura 31, validando assim os blocos de simulação de um processo auto regulado de primeira ordem.

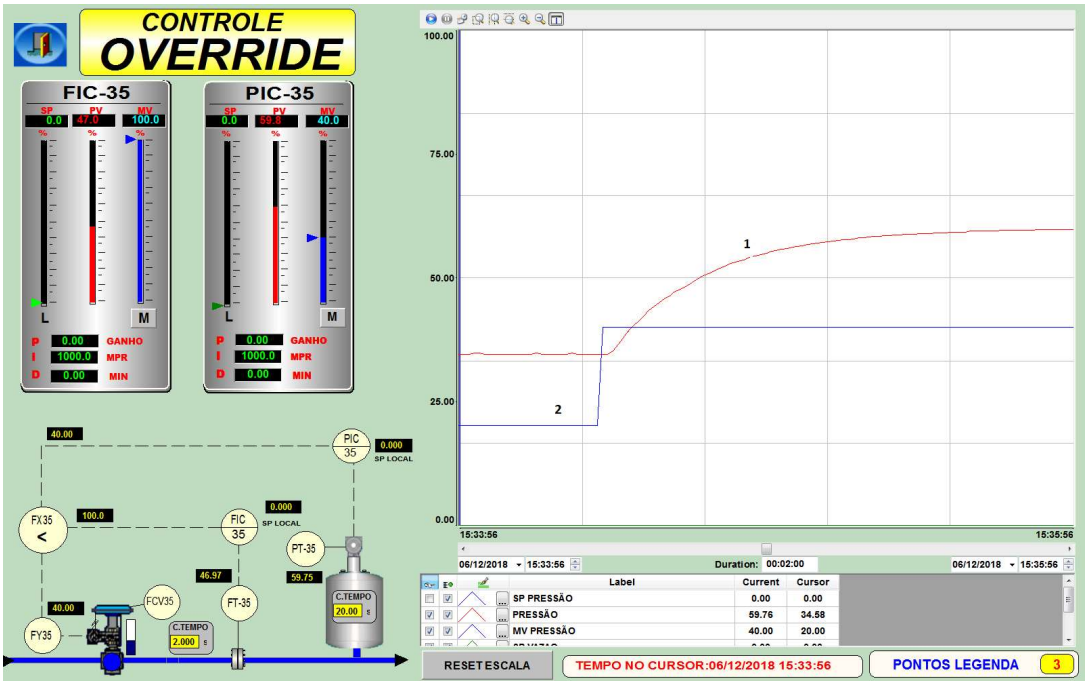

Figura 31- Curva de resposta de processo autorregulado simulado.

1- Variável de processo, 2 – Variável manipulada.

3.2 Resposta de processo integrador

Na planta piloto Yokogawa para estudo de controle de processos e redes industriais vista na figura 32 manipulam-se as variáveis de pressão, nível, vazão e temperatura. Podem ser executados por meio de seleção do sistema digital de controle distribuído controles de *feedback*, cascata, *override* e *split range*.

Figura 32- Planta piloto de processos Yokogawa.

A saída do controlador foi deixada em manual com 50%. Após estabilização da variável pressão, procedeu-se um degrau na saída para 70% e registrou-se o comportamento da variável, conforme gráfico da figura 33.

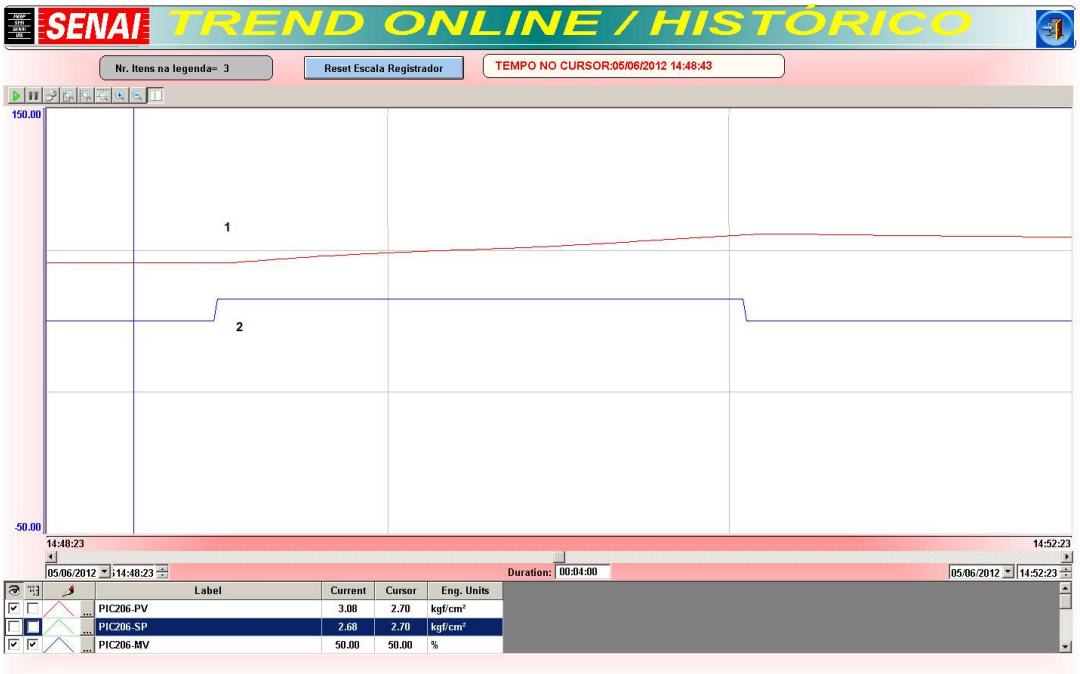

Figura 33- Resposta de processo integrador.
1-Variável de processo, 2 – Variável manipulada.

Pela curva de reação do processo foi possível identificar que trata-se de um

sistema integrador com tempo morto.

Realizou-se medições na curva da variável de processo e da variável manipulada, obtendo-se valores adicionais que são importantes para o processo de sintonia do controlador, vistos na tabela 4.

Tabela 4- Resposta de processo integrador.

Ki (%/s)	Θ(s)
0,0009	5

No simulador escolheu-se a variável pressão do controle *split range* e ajustou-se a constante de integração (ki) no mesmo valor encontrado no processo real. O resultado do curva de reação pode ser observado no gráfico da figura 34, validando assim os blocos de simulação de um processo integrador.

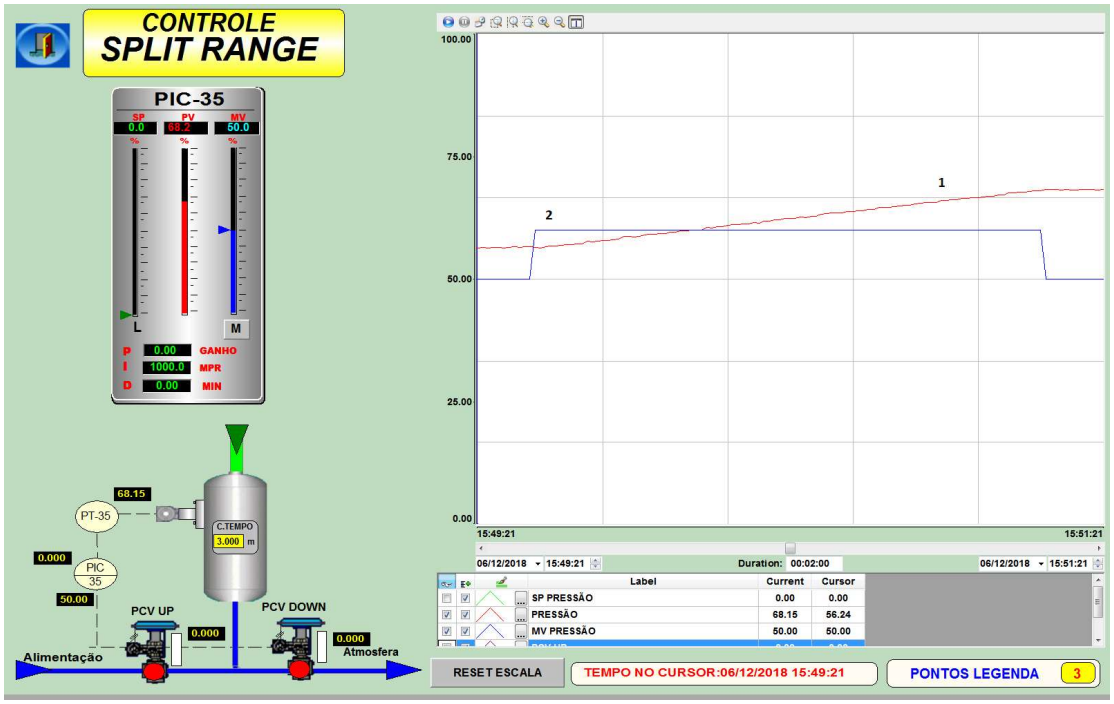

Figura 34- Curva de reação integrador.

1- Variável de processo, 2 – Variável manipulada.

Como no sistema real, um desbalanceio entre a entrada e a saída faz com que a variável de processo tenha tendência à valores extremos.

3.3 Resposta da malha de controle *feedback*

Para o ensaio do controle *feedback,* utilizou-se a planta de processos Plint apresentada na figura 29 controlando a variável nível do vaso T102, conforme tela de sinótico exibida na figura 35.

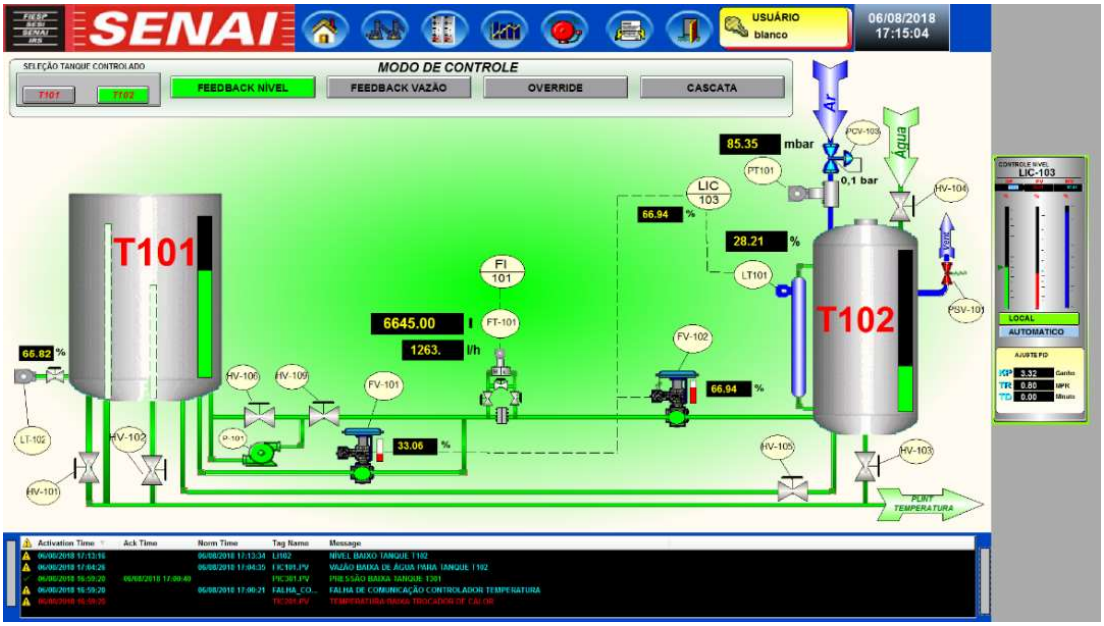

Figura 35- Sinótico da malha *feedback* na planta Plint.

Realizou-se o levantamento da curva de reação da variável nível para obtenção dos valores de ganho proporcional, tempo integral e derivativo do controlador PID de acordo com o método IMC (*Internal model control*) descrito no anexo B. Esse método prevê um controlador otimizado de forma a assegurar uma resposta com uma velocidade e amplitude que garantam um controle robusto para a resposta dinâmica desse processo. A curva de desempenho do controle pode ser vista na figura 36.

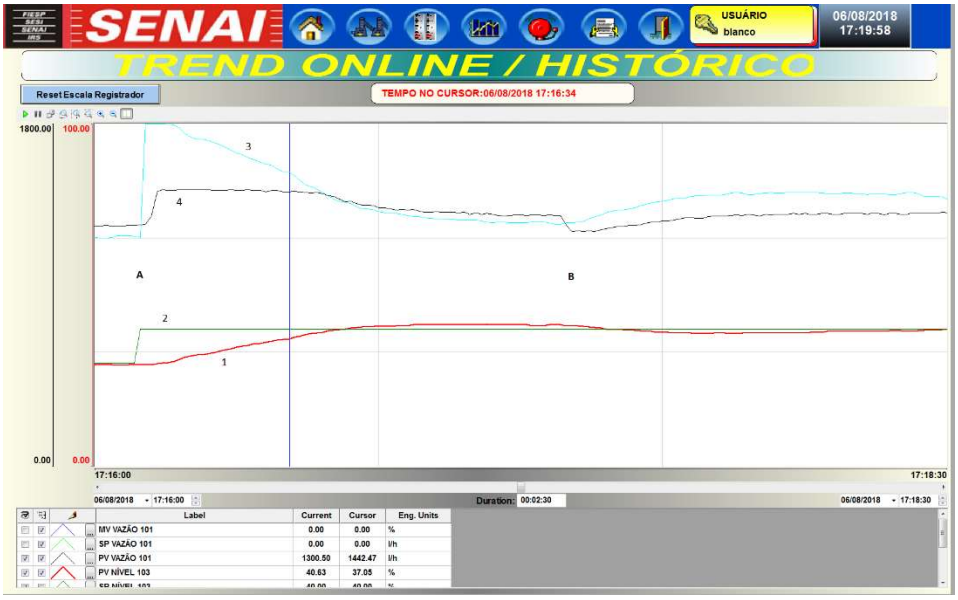

Figura 36- Desempenho do controle *feedback* na planta Plint.
1-PV(Nível), 2-SP, 3-MV, 4-Vazão.

Para avaliar o desempenho do controle no aspecto servo foi alterado, no instante (A) do ensaio, o SP em degrau e, para o aspecto regulatório, foi provocado, no instante (B), um distúrbio de alimentação reduzindo-se a vazão de saída da bomba centrífuga. A resposta do controle à distúrbios, conforme figura 36, apresenta um sistema que responde sem o surgimento de oscilações na variável de processo, tornando-o assim robusto.

O mesmo ensaio foi realizado no controle *feedback* do simulador conforme a figura 37.

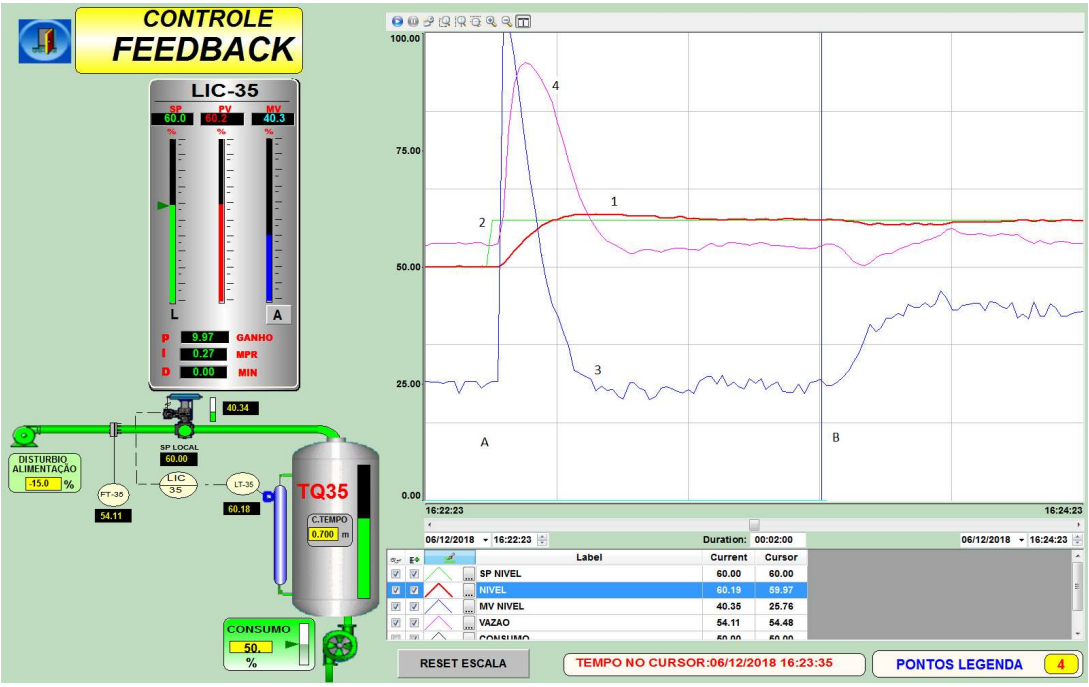

Figura 37- Operação do controle *feedback* no simulador.
1-PV(Nível), 2-SP, 3-MV, 4-Vazão.

A tela apresenta uma resposta do controle à uma variação do s*et point* em degrau onde a variável atinge a nova condição de operação e após sofre um distúrbio de alimentação onde novamente o controle se encarrega de rejeitar a perturbação.

Pelas semelhanças das respostas vistas num sistema real por meio da figura 36, considerou-se validado o controle *feedback* do simulador.

3.4 Resposta da malha de controle cascata

Para o ensaio do controle cascata, utilizou-se novamente a planta de processos Plint apresentada na figura 29 controlando a variável nível do vaso T102 como malha mestra e a vazão de água como malha escrava, conforme tela de sinótico exibida na figura 38.

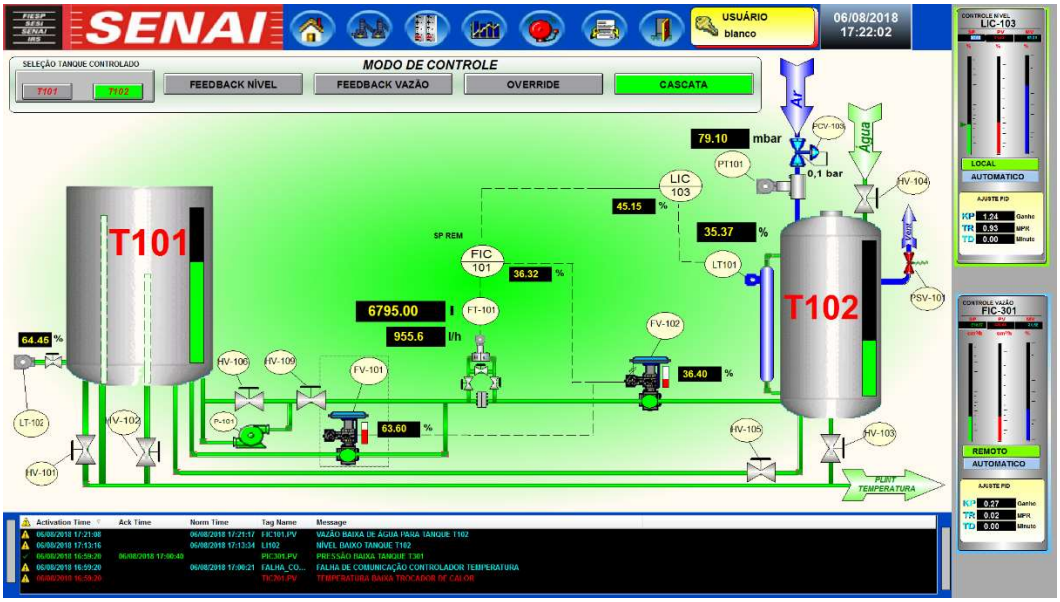

Figura 38- Sinótico da malha cascata na planta Plint.

Realizou-se o levantamento da curva de reação da variável vazão para obtenção dos valores de ganho proporcional, tempo integral e derivativo do controlador PID. Com esse controlador em operação normal e já em modo cascata, realizou-se o levantamento da curva de reação da variável nível para obtenção das constantes das ações proporcional, integral e derivativa do controlador mestre, tendo a resposta do sistema apresentada na figura 39.

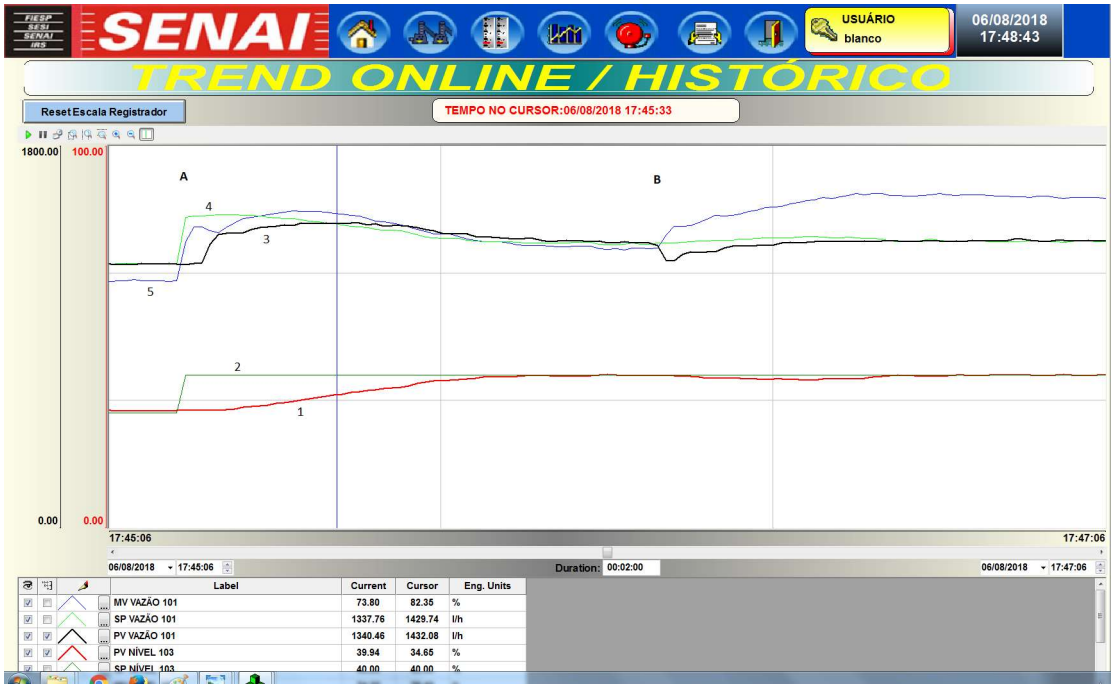

Figura 39- Desempenho do controle cascata na planta Plint.

1-PV(Nível), 2-SP, 3-PV(Vazão), 4-SPR, 5-MV.

Para avaliar o desempenho do controle no aspecto servo, foi alterado no instante (A) do ensaio o SP em degrau e para o aspecto regulatório foi provocado no instante (B) um distúrbio de alimentação, reduzindo-se a vazão de saída da bomba centrífuga.

A escolha pela planta Plint para o ensaio da malha de controle cascata tem sua razão no fato de que, anteriormente, esse mesmo processo foi controlado pela malha *feedback,* como apresentado na figura 36, e assim pode-se realizar comparações de desempenho para um mesmo processo, com mesmos distúrbios.

Para o controle cascata entrar em operação é necessário a sintonia dos dois controladores PID. A metodologia indica a sintonia da malha mais interna (escravo) para a mais externa (mestre). Para se conseguir sintonizar a malha escrava, que no simulador se trata da vazão, o *set point* do controlador foi deixado em modo local, tornando-se assim um controle de *feedback* de vazão, como visto na figura 40.

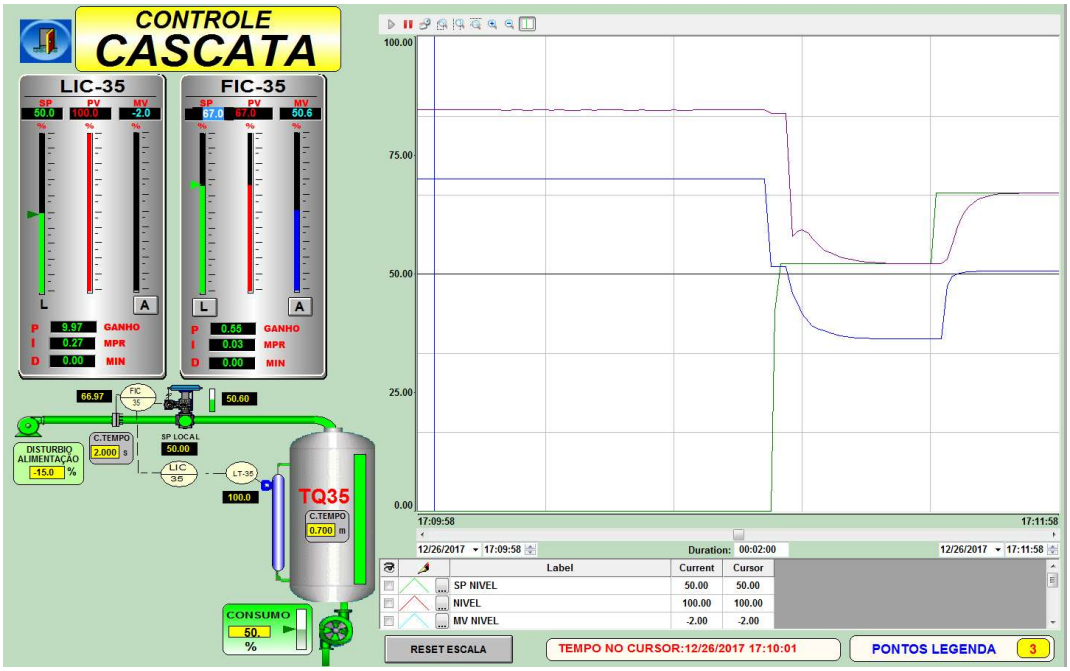

Figura 40- Sintonia do controlador escravo da cascata no simulador.

O procedimento final é passar o SP do controlador escravo para modo remoto e sintonizar o controlador mestre, no caso o controlador de nível. A figura 41 exibe ambos controladores em operação normal e com ensaio igual ao realizado no controle cascata da planta Plint.

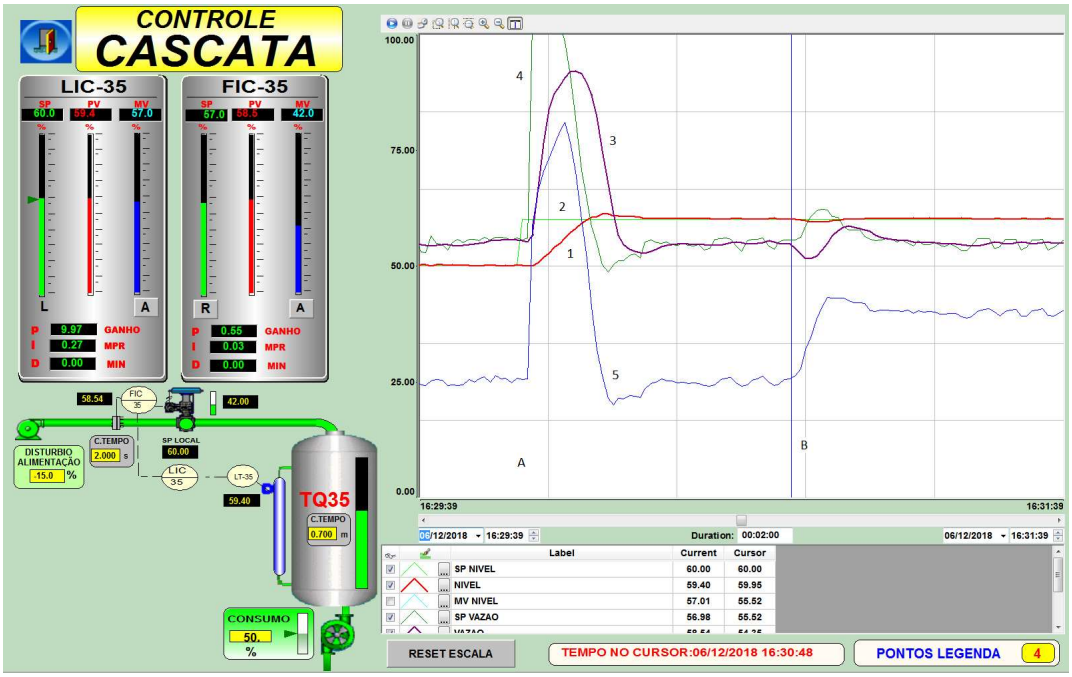

Figura 41- Operação do controle cascata no simulador.
1-PV(Nível), 2-SP, 3-PV(Vazão), 4-SPR, 5-MV.

Num controle cascata em operação normal, tem-se o controlador *master* operando em automático com *set point* local e o escravo em automático com *set point* remoto. Pode ser observado nos controladores da figura 41, que o valor de saída do controlador *master* é o valor de *set point* remoto do controlador escravo. Pelas semelhanças das respostas vistas num sistema real por meio da figura 39, considerou-se validado o controle cascata do simulador.

3.5 Resposta da malha de controle *override*

Para o ensaio do controle *override,* utilizou-se a malha de pressão da planta de processos Plint apresentada na figura 29 controlando a variável pressão de ar comprimido como variável preferencial e a sua vazão como variável de limitação do controle de pressão. Na operação normal do sistema, o controle de pressão está em equilíbrio e o de vazão saturado. Caso a demanda do sistema aumente o controlador de vazão limita essa vazão no SP estabelecido no controlador. Esse processo é exibido na tela de sinótico da figura 42.

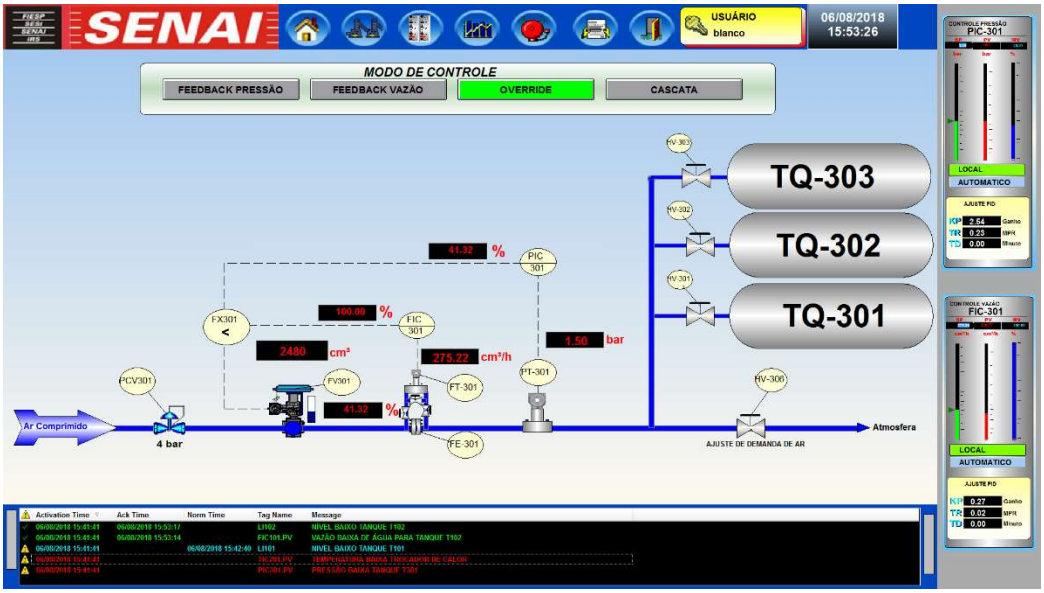

Figura 42- Sinótico do controle *override* da planta de processos Plint.

Realizou-se o levantamento da curva de reação da variável pressão para obtenção dos valores de ganho proporcional, tempo integral e derivativo do controlador PID. Para esse procedimento deve-se anular a influência do controlador de vazão colocando o mesmo em modo manual com saída em 100%.

Para a sintonia do controlador de vazão procede-se de maneira idêntica deixando o controlador de pressão em modo manual com saída em 100%. As respostas desses controladores são apresentadas na figura 43.

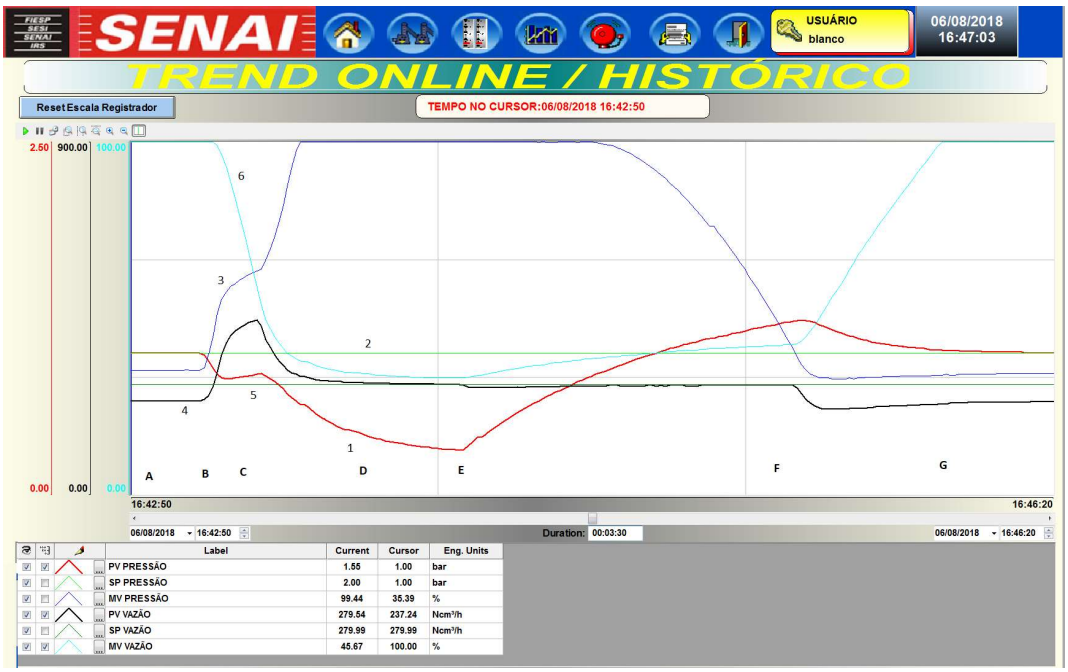

Figura 43- Desempenho do controle *override* na planta Plint.

1-PV, 2-SP, 3-MV (Pressão),4 PV, 5-SP, 6-MV (Vazão).

Para avaliar o desempenho do controle temos, pela figura 43, o instante (A) onde a pressão está em regime estável e a vazão abaixo do SP porque o controlador dominante e o de pressão. O momento (B) exibe onde a demanda do sistema é aumentada até que em (C) ocorra o chaveamento dos controladores. Como agora a máxima vazão foi atingida, o controle de vazão fica estável com a pressão abaixo do SP e sua saída saturada observado no momento (D). Em (E) reduziu-se a demanda do sistema, fazendo com que em (F) ocorra um novo chaveamento e novamente o controle de pressão seja o controlador ativo, como exibido no instante (G).

No simulador foi praticado teste semelhante porém com mudanças no SP do controlador de vazão, obtendo-se igual resposta apresentada na figura 44.

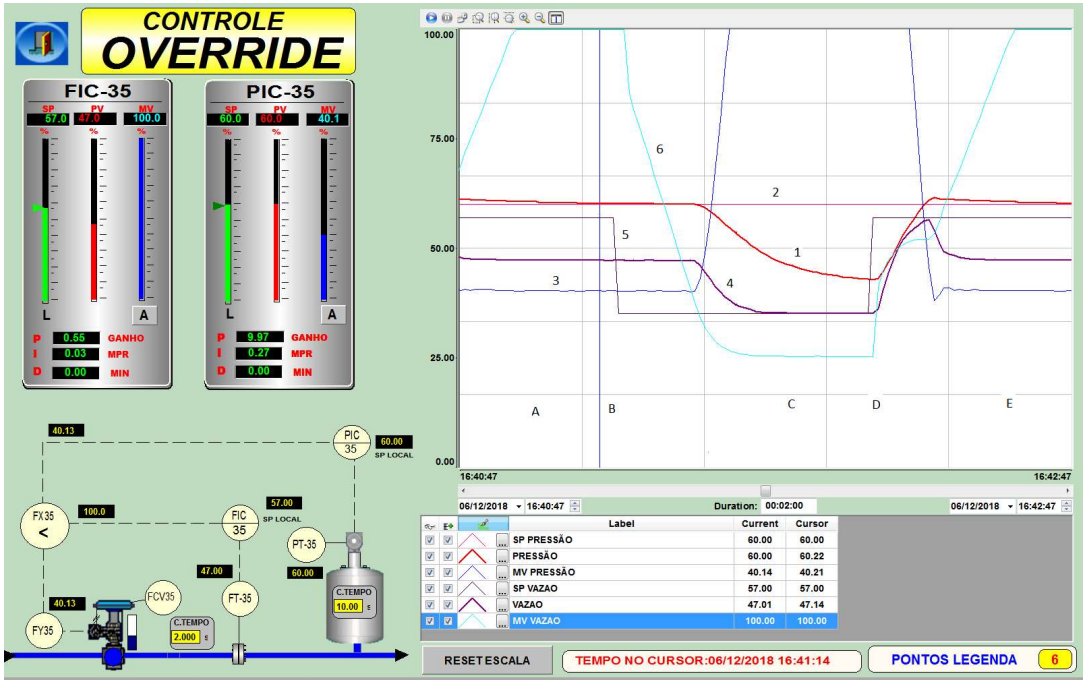

Figura 44- Controle *override* com a vazão assumindo o controle.
1-PV, 2-SP, 3-MV (Pressão),4 PV, 5-SP, 6-MV (Vazão).

No ensaio do simulador temos no instante (A) a variável pressão em equilíbrio com a vazão saturada. Em (B) reduziu-se o SP do controlador de vazão, fazendo com que o controlador de vazão assumisse a malha no instante (C). Em (D) retornou-se o SP de vazão para que em (E) o controle de pressão voltasse a estabilidade.

Como o sistema simulador apresentou respostas semelhantes vistas num sistema real por meio da figura 43, considerou-se validado o controle *override* do simulador.

3.6 Resposta da malha de controle *split range*

A planta de processos Yokogawa apresentada na figura 32, foi utilizada para realizar o ensaio do controle *split range,* que é responsável pelo controle de pressão do tanque T-200 conforme sinótico de operação visto na figura 45.

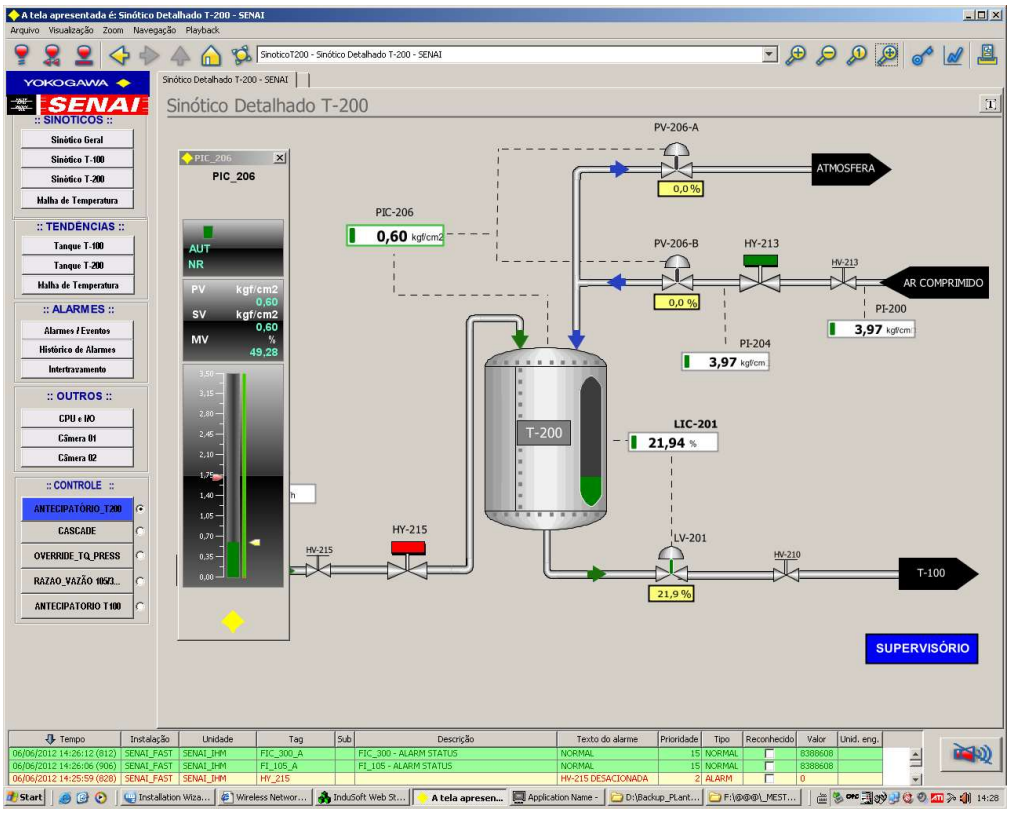

Figura 45- Sinótico do controle *split range* da planta Yokogawa.

A curva de reação da variável pressão indicou que se trata de um processo integrador e foram coletados os dados para a sintonia do controlador PID para esse processo. A curva de desempenho do controle pode ser vista na figura 46.

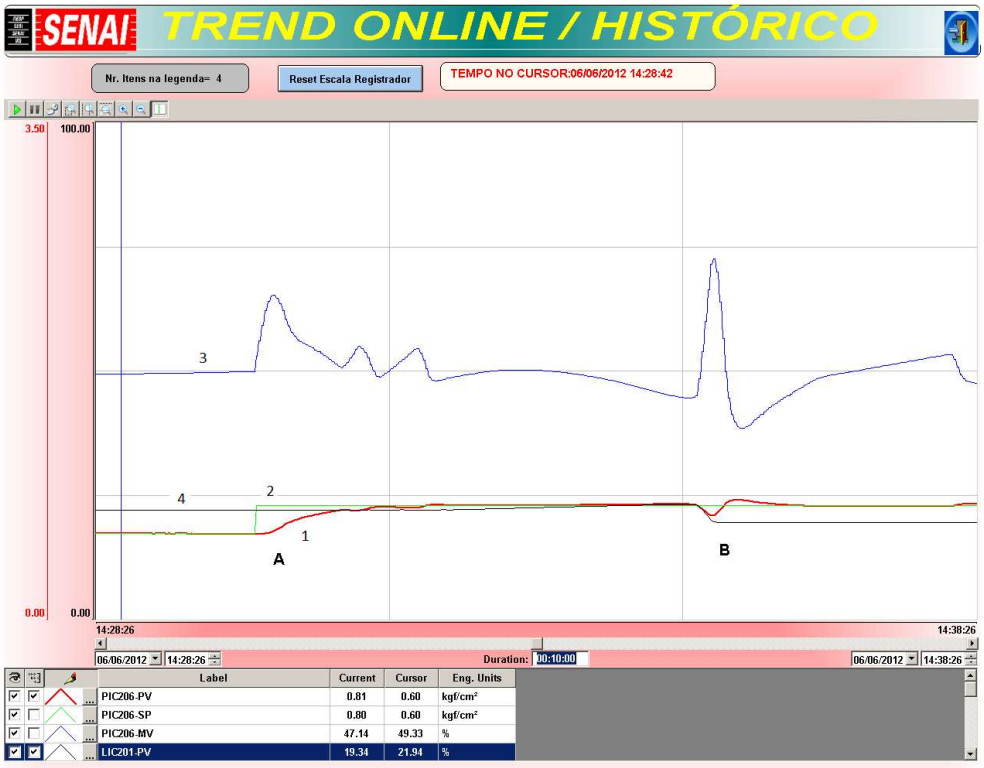

Figura 46- Desempenho do controle Split range
1-PV(Pressão), 2-SP, 3-MV, 4-Nível.

Neste ensaio foram observados aspectos servo e regulatório. No instante (A) houve uma mudança em degrau do SP da pressão fazendo com que o controlador aumentasse sua saída, permitindo maior injeção de ar comprimido no tanque e a consequente eliminação do erro. Já no momento (B) foi retirado do tanque uma quantidade de liquido ocasionando assim uma redução da pressão interna pelo aumento do volume interno e novamente o controlador rejeitou essa perturbação.

No simulador o ensaio ocorreu realizando-se a mudança em degrau do SP de pressão no instante (A) e no instante B procedeu-se a redução do SP.

No aumento de carga do sistema o gráfico da figura 47 apresenta a válvula PCV *UP* sendo acionada e a PCV *DOWN* abrindo quando o sistema solicitou uma redução da pressão interna do tanque.

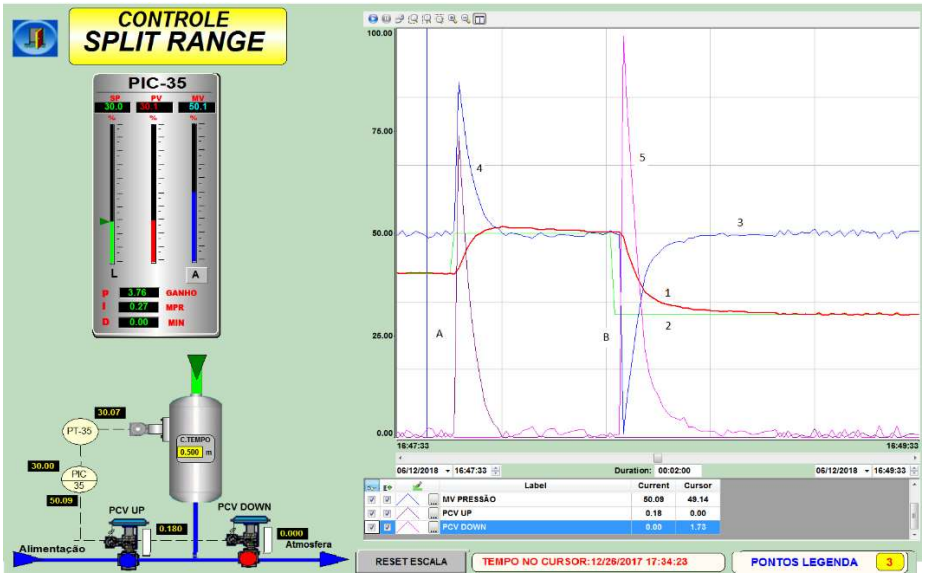

Figura 47- Controle *split range*.

1-PV, 2-SP, 3-MV (Pressão), 4- PCV UP, 5- PCV DOWN.

O controle *split range* é sintonizado como se fosse um controle de *feedback* já que, para o controlador, inexiste duas válvulas de controle.

Como pode ser observado na figura 47, o sistema naturalmente leva a saída do controlador para o valor de 50% quando o erro é 0%, justamente por esse ser o único ponto onde ambas as válvulas permanecem fechadas.

Como as respostas do sistema simulador e do sistema real foram semelhantes, considerou-se validado o controle s*plit range* do simulador.

3.7 Resposta da malha de controle antecipatório

Para o ensaio do controle antecipatório, utilizou-se a malha de pressão da planta de processos Plint, apresentada na figura 29, controlando a variável pressão de ar comprimido. A demanda desse processo pode ser modificada pela abertura da válvula manual HV-306 vista na apresentação da tela de sinótico da figura 48.

Modificações na demanda do processo são instantaneamente enviadas ao relé somador FX301, que procede a abertura ou fechamento da válvula de controle para equilibrar o processo evitando ou reduzindo o distúrbio na variável de processo, no caso a pressão.

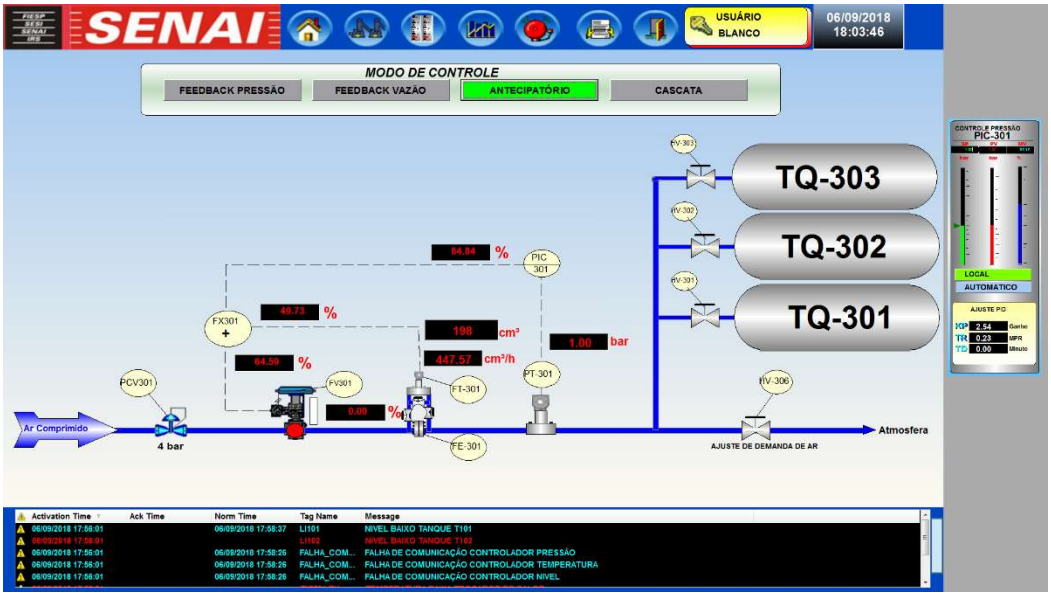

Figura 48- Controle antecipatório sendo executado na planta Plint.

O ensaio deste controle pode ser visto na figura 49.

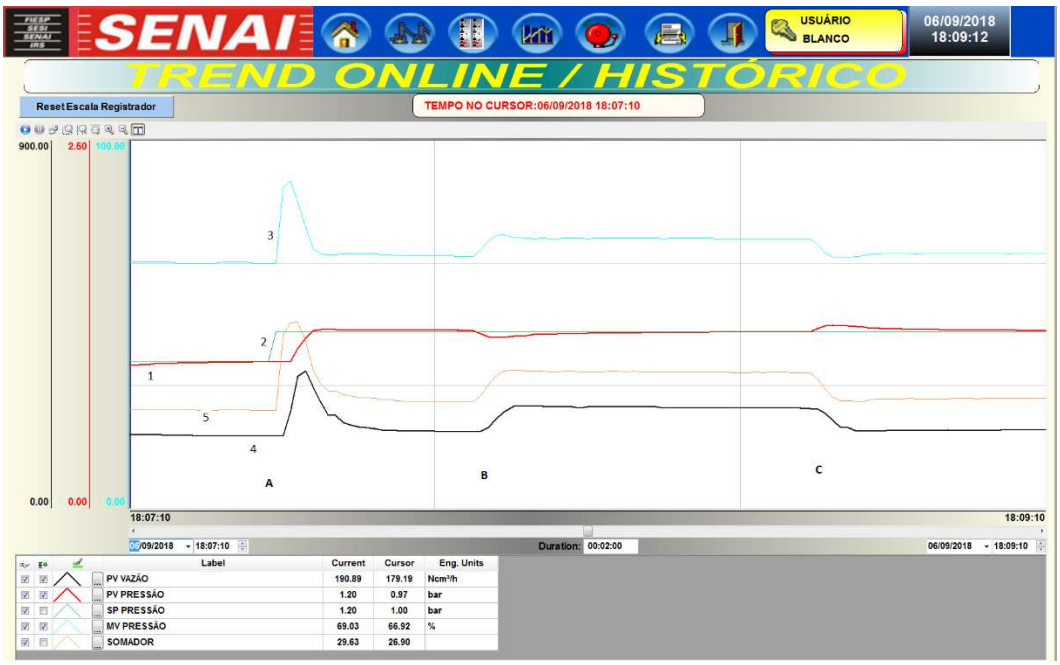

Figura 49- Desempenho do controle antecipatório na planta Plint.
1-PV, 2-SP, 3-MV (Pressão), 4- Vazão, 5- Somador.

No ensaio exibido na figura 49 houve, no instante (A), uma mudança no SP da pressão fazendo com que o controlador de pressão atuasse na válvula de controle. Já nos instantes (B) e (C), a válvula foi comandada em função da medição de vazão com o objetivo de minimizar o erro provocado pelo mudança de carga.

Nesse mesmo processo, procedeu-se a eliminação do componente antecipatório que é a vazão de ar e repetiu-se o mesmo ensaio com o intuito de verificar a eficácia do controle antecipatório, podendo ser vista na figura 50.

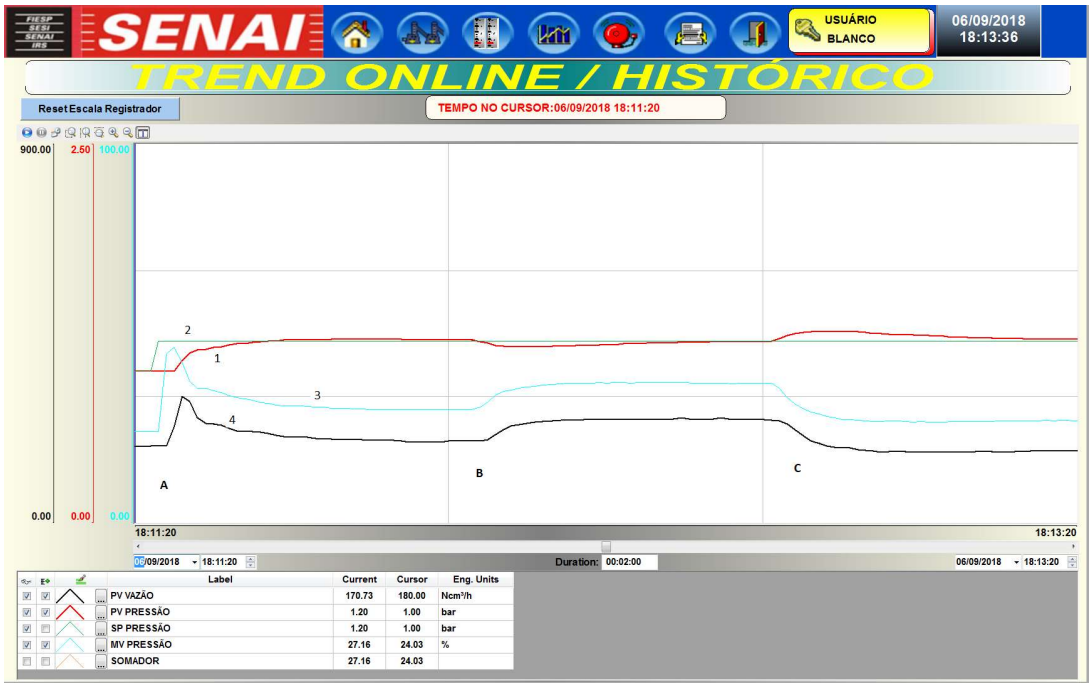

Figura 50- Desempenho de controle sem o componente antecipatório.
1-PV, 2-SP, 3-MV (Pressão), 4- Vazão.

Conclui-se que no instante (A), onde é realizada a modificação do SP de controle, ambos os sistemas responderam de forma idêntica. Nos instantes (B) e (C), os sistemas apresentaram desvios mais significativos, justamente pelo fato de não ocorrer a antecipação da correção.

O controle antecipatório que foi projetado no simulador está, na verdade, mesclado com um controle cascata para garantir que o nível da caldeira tenha efetivamente um controle de *feedback* com correções das vazões de alimentação e demanda, como observado na figura 51.

Inicialmente, elimina-se a componente antecipatória zerando o ganho e o bias do rele somador, tornando essa malha de controle um controle cascata puro. Procede-se a sintonia como descrito no controle cascata.

O controle antecipatório é ativado programando-se o ganho e bias do relé somador que garanta que a entrada de produto seja exatamente igual à saída. Para controle de caldeiras essa tarefa é particularmente simples visto que o sistema de

controle de nível a três elementos opera medindo as vazões de entrada e saída e a relação entre vazão de vapor e vazão de água é de 1:1.

Figura 51- Controle antecipatório em controle de nível de caldeira.
1-PV, 2-SP (Nível), 3- PV, 4-SPR, 5- MV (Vazão), 6- Demanda.

Procedeu-se o ensaio de forma idêntica ao realizado na planta Plint. Inicialmente mudou-se o SP em degrau visto no instante (A) e, após a estabilização da variável de processo, aumentou-se a demanda de vapor no instante (B) e reduziu-se a demanda no instante (C), com perturbação mínima na variável de processo que no simulador é o nível do tubulão.

Assim como foi realizado na planta de processos Plint, o componente antecipatório foi eliminado para efeitos de comparação, como apresentado na figura 52, por meio da mudança do ganho do relé somador da vazão de vapor de 1 para 0.

Figura 52- Controle com componente antecipatório neutralizado.
1-PV, 2-SP (Nível), 3- PV, 4-SPR, 5- MV (Vazão), 6- Demanda.

Observa-se que nos instantes (B) e (C) a variável de processo nível sofreu maiores desvios justamente pelo fato de que a malha foi convertida nesse ensaio em um controle cascata.

Devido à semelhança dos ensaios em plantas reais com o do simulador, considerou-se válida a resposta do sistema desenvolvido.

3.8 Resposta da malha de controle limites cruzados

Na planta de processos De Lorenzo para estudo de controle, vista na figura 53, manipulam-se as variáveis de pressão, nível, vazão e temperatura. Como conta com conjuntos simétricos e independentes de bombas centrifugas, tubulações e tanques, ela se torna particularmente útil no estudo de controles de razão, além dos controles de *feedback e* cascata.

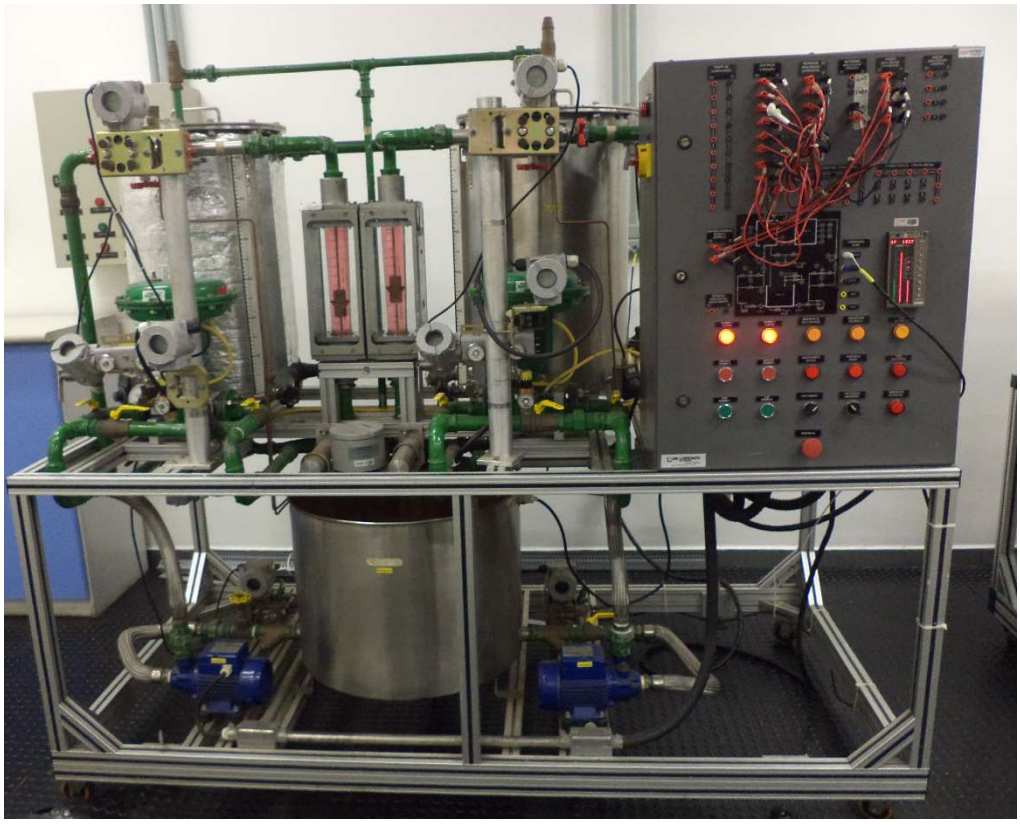

Figura 53- Planta de processos De Lorenzo.

Quando o sistema está alinhado para o controle de limites cruzados o sistema apresenta o sinótico exibido na figura 54.

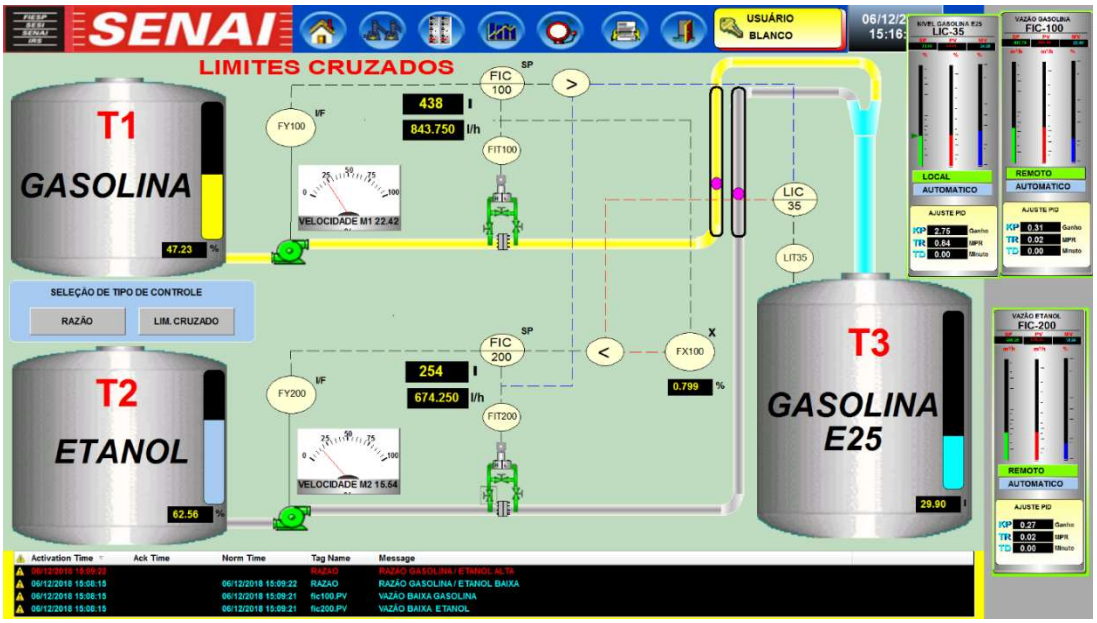

Figura 54- Controle de limites cruzados realizado na planta De Lorenzo.

O sinótico apresenta um sistema onde é realizado um controle de razão entre

duas vazões e, para melhor entendimento da aplicação, exibe-se um caso real onde é adicionado etanol à gasolina para consumo dos carros no Brasil, conforme legislação vigente.

A figura 55 exibe a curva de desempenho desse controle de razão por limites cruzados.

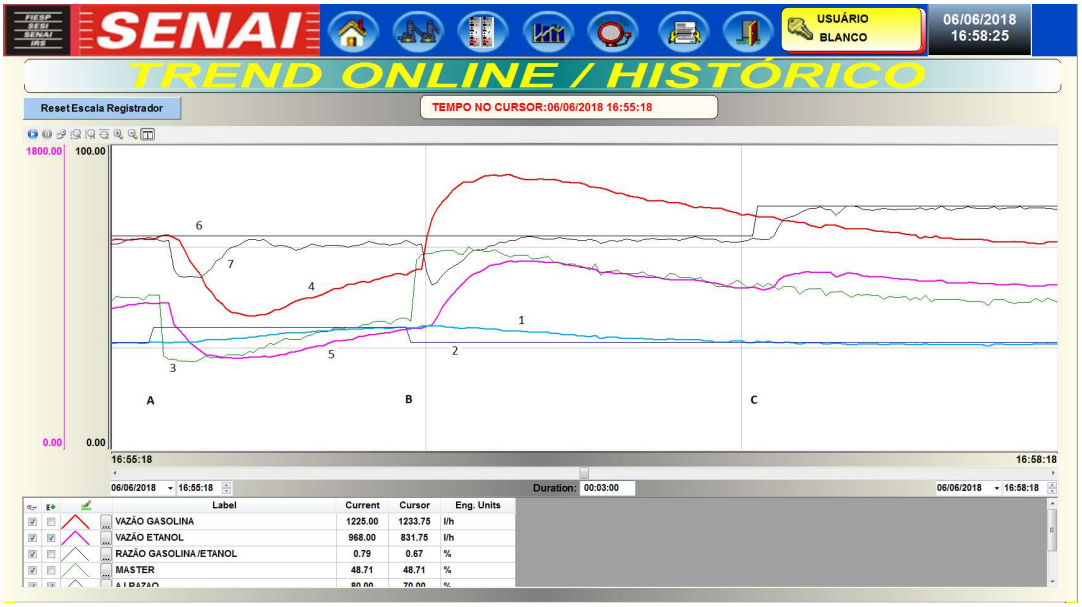

Figura 55- Desempenho de um controle de razão por limites cruzados.
1-PV, 2-SP, 3-MV (Nível), 4-Vazão (Gasolina), 5- Vazão (Etanol), 6- SP (razão), 7-Razão efetiva.

Analisando-se o gráfico da figura 55 temos, no instante (A), uma mudança de SP no controlador *master* do sistema que é o controle de nível no tanque de gasolina E25. Essa mudança provoca uma redução do sinal de saída do controlador fazendo com que inicialmente a vazão de etanol seja reduzida e ela, por sua vez, reduza a vazão de gasolina.

No instante (B) ocorre uma mudança no controlador *master* em sentido contrário, fazendo que, agora, ocorra inicialmente o aumento da vazão de gasolina e, após, um consequente aumento na vazão de etanol.

Uma mudança de relação entre os combustíveis foi provocada no instante (C), mostrando outra característica dessa estratégia de controle.

Na figura 56 temos um controle de limites cruzados operacional no simulador aplicado no controle de combustão de uma caldeira. Nota-se que essencialmente é um controle cascata com 2 escravos. Entre esses escravos existe um controle de razão que garante uma mistura ideal para ser queimada na fornalha. A particularidade

desse controle de razão é que os reles seletores de maior e menor garantem que nas transições do sistema sempre haverá um excesso de ar garantindo assim a segurança da operação.

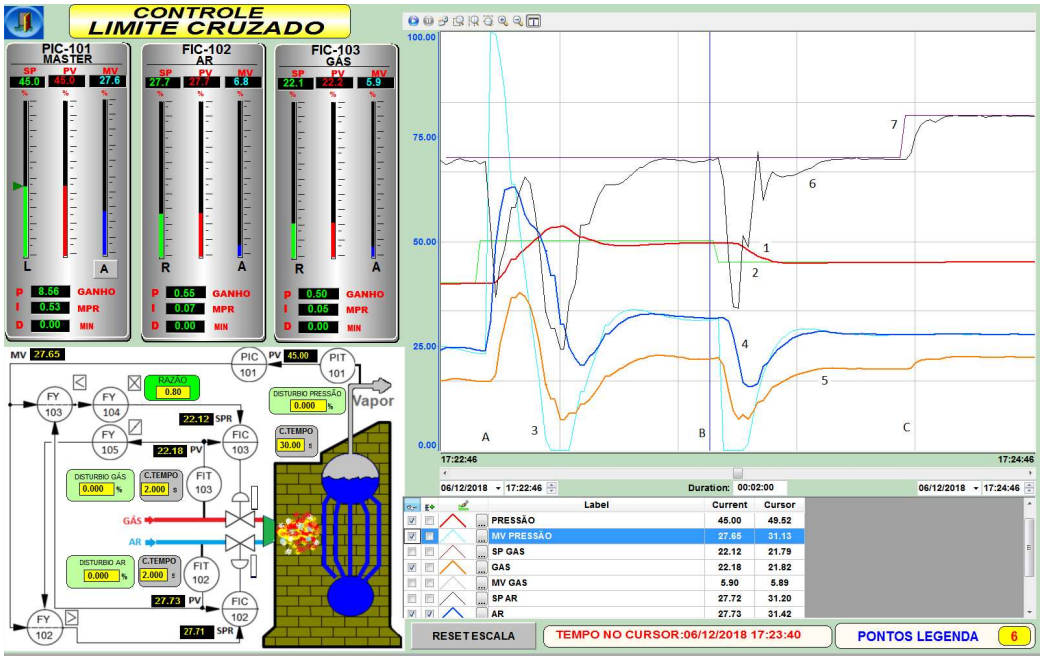

Figura 56- Controle limites cruzados em controle de combustão de caldeira. 1-PV, 2-SP, 3-MV (Pressão), 4-Vazão (Ar), 5- Vazão (Gás), 6- razão, 7- SP razão.

De forma análoga ao processo executado na planta De Lorenzo, o gráfico da figura 56 apresenta o mesmo ensaio, assim temos, no instante (A) uma mudança de SP no controlador *master* do sistema que é o controle de pressão da caldeira.

Essa mudança provoca um aumento do sinal de saída do controlador fazendo com que inicialmente a vazão de ar seja aumentada e ela por sua vez aumente a vazão de gás.

No instante (B) ocorre uma mudança no controlador *master* em sentido contrário, fazendo que agora ocorra inicialmente a redução da vazão de gás e após um consequente diminuição na vazão de ar.

Uma mudança de relação entre o combustível e comburente foi provocada no instante (C), mostrando outra característica dessa estratégia de controle.

No simulador fica claro a importância dessa estratégia de controle de sempre garantir excesso de ar na combustão, durante as transições de carga do sistema.

O excesso de ar prejudica a eficiência do sistema de geração de vapor nas transições, porém é muito melhor esse comportamento do que uma situação onde pode ocorrer excesso de combustível e assim abrir um risco de explosão da fornalha.

4 DISCUSSÃO

4.1 Controle *feedback*

No controle *feedback*, observou-se que causando um distúrbio de alimentação ou de demanda, o controle somente iniciou a correção quando a variável de processo ficou com valor diferente do *set point* (2), conforme gráfico da figura 57.

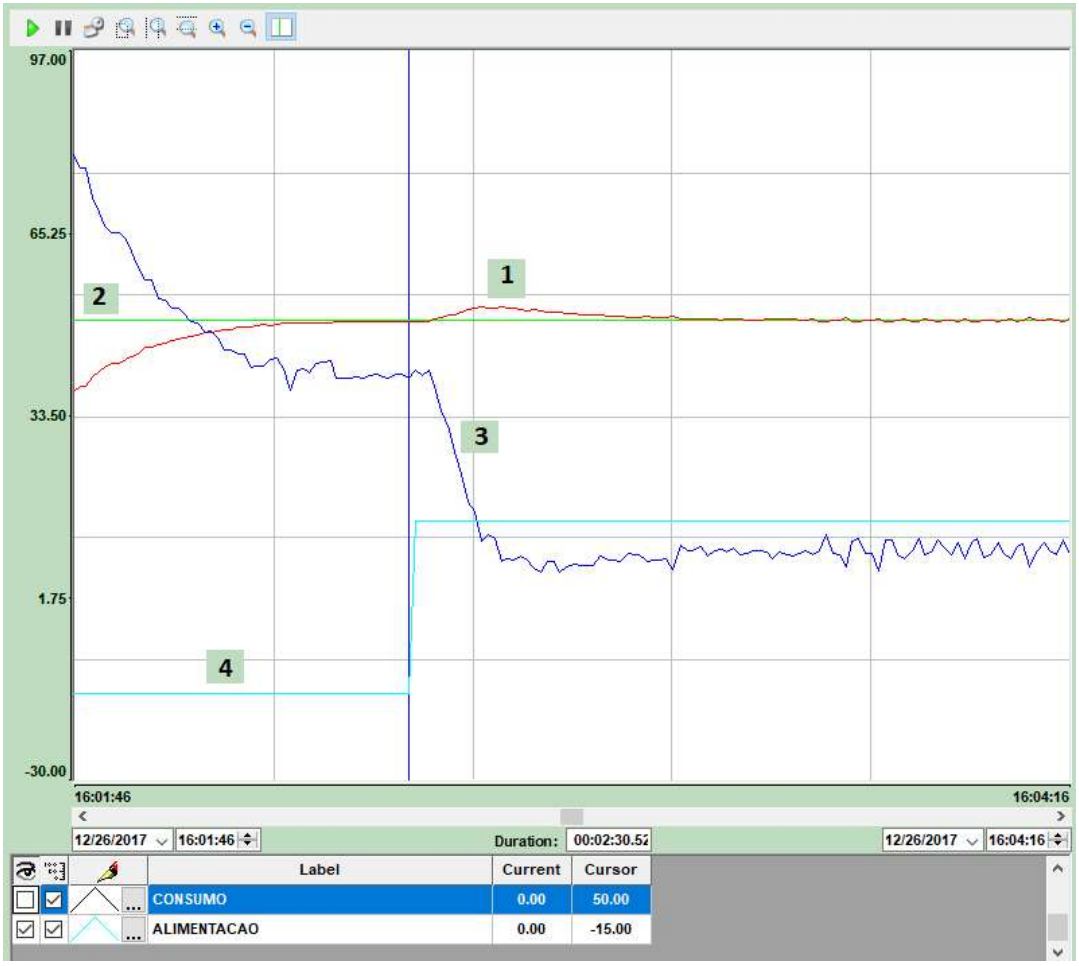

Figura 57- Controle *feedback* com distúrbio de 30% na alimentação.
1-PV, 2-SP, 3-MV, 4–Distúrbio de alimentação.

Em virtude do distúrbio de alimentação (4) o controlador buscou um novo valor de MV (3), fazendo com que a variável de processo retornasse ao ponto de ajuste (1). Conforme Campos e Teixeira (2010), uma ótima sintonia do controlador faz com que a variável de processo tenha sua amplitude de erro diminuída bem como o tempo de estabilização. Nota-se que, quando o erro do sistema é zero, a MV é constante garantindo assim que o processo fique balanceado. Após o distúrbio a MV assume um novo valor que estabilize o processo para sua nova condição de operação.

4.2 Controle cascata

Na simulação do controle cascata procurou-se fazer um comparativo com o controle de *feedback*, gerando-se exatamente o mesmo distúrbio de alimentação (6) que pode ser observado gráfico da figura 58.

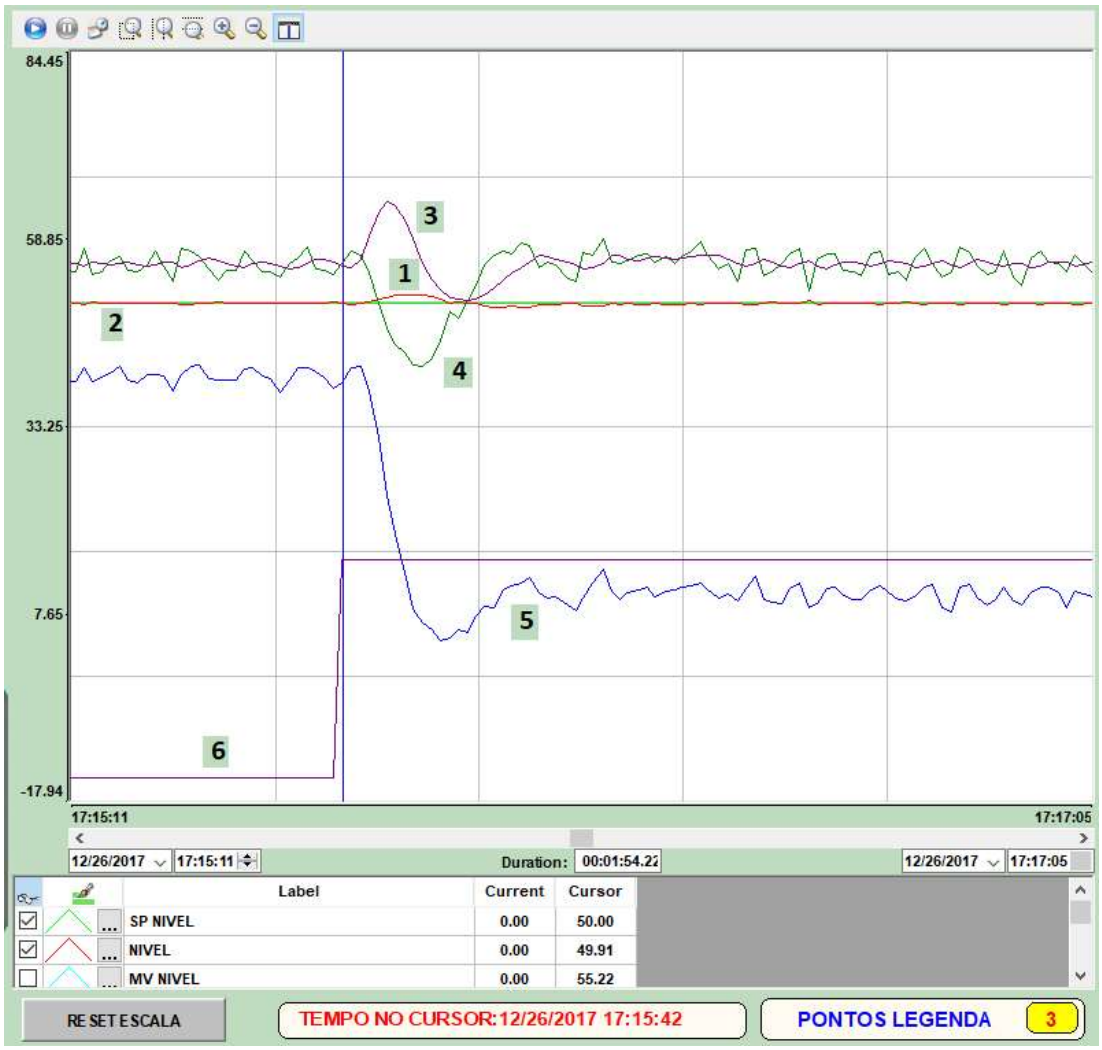

Figura 58- Controle cascata com distúrbio de 30% na alimentação.
1-PV, 2-SP, 3-Vazão alimentação, 4- SP Vazão, 5- MV, 6–Distúrbio de alimentação.

Pela intersecção da linha do cursor com as variáveis do sistema observa-se que, no momento da aplicação do distúrbio (6), a vazão de alimentação (3) sofre um acréscimo quase que instantâneo por apresentar tempo morto e constante de tempo muito reduzidos. Já o nível (1), que é a variável principal, ainda não sentiu os efeitos desse distúrbio no sistema. No momento em que a variável vazão é alterada, o controlador de vazão inicia a correção do sistema, diminuindo sua saída (5) para

fechar a válvula de alimentação. Como a variável principal, que é o nível, ainda sofreu efeitos desse distúrbio, o controlador de nível modifica sua saída que comanda o *set point* remoto do controlador de vazão (4) para acabar de rejeitar o erro do sistema.

Como visto na teoria da malha de controle, o propósito do controle cascata é eliminar ou reduzir os efeitos de distúrbios de alimentação no controle de processo e esse intento pode ser observado no gráfico da figura 59 onde se compara os desvios da variável controlada nas malhas de *feedback* e cascata (FRANCHI, 2011).

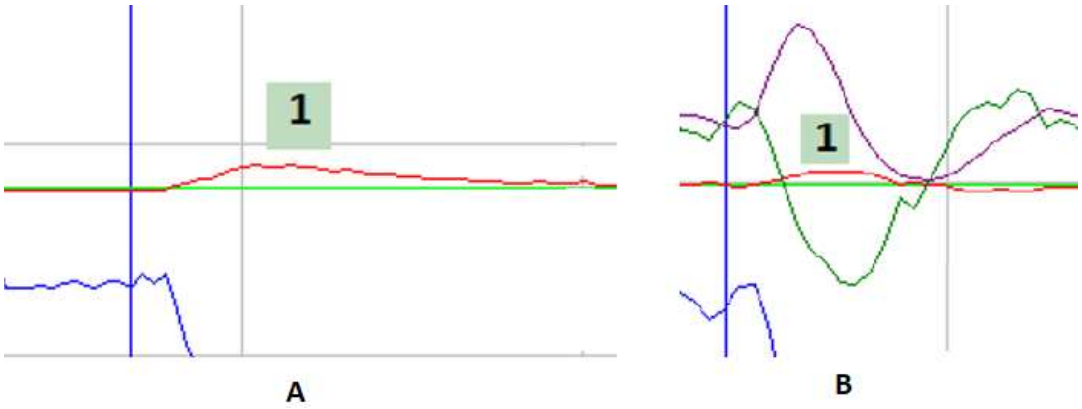

Figura 59- Comparativo de resposta entre controlador *feedback* e cascata. 1-PV, A-Controle *feedback*, B- Controle cascata.

Temos, no controle cascata, uma redução na amplitude do erro e também no tempo para estabilização do processo conforme dados da tabela 5.

Tabela 5- Desempenho de controles *feedback* e cascata.

Distúrbio de 30% na alimentação	Erro máximo	Tempo de estabilização
Controle *feedback*	2,31%	40"
Controle cascata	1,09%	11"

Analisando os dados da tabela 5, temos uma redução do erro máximo apresentado na presença do distúrbio de 52,8% do controle cascata em relação ao de *feedback* e uma redução de 72,5% no tempo de estabilização da variável controlada.

4.3 Controle o*verride*

No ensaio do controle *override,* os controladores operam de forma que somente um deles manipula o elemento final de controle, enquanto o outro fica numa condição

de saturação aguardando acontecer o evento que faça com que ele assuma o controle do elemento final de controle (SENAI-SP, 2016a), podendo ser analisado pelo gráfico da figura 60.

Figura 60- Controle *override* de pressão e vazão.

1-Pressão, 2- SP Pressão, 3- MV Pressão, 4- Vazão, 5- SP Vazão, 6- MV Vazão.

Inicialmente foi estabelecido um SP de pressão (2) em torno de 25% e um SP de vazão (5) de 50% como sendo o limitante do sistema. O sistema entrou em equilibro quando a variável de pressão (1) estabilizou no *set point* e o controlador de vazão entrou em saturação (6), pois nessa condição a vazão (4) necessária para obter-se a pressão no sistema girava em torno de 19%.

Numa mudança de *set point* do controlador de pressão para 80% o controlador de pressão aumentou sua saída (3) para elevar a pressão e consequentemente a vazão do sistema aumentou. Quando a vazão do sistema se aproximou da vazão limite de 50%, estabelecida pelo controlador de vazão, o mesmo iniciou o decréscimo da sua saída (6). No momento em que o valor de saída do controlador de vazão ficou menor que a saída do controlador de pressão, este assumiu o controle do sistema

conforme a lógica do controle *override*. Esse controlador limitou então a vazão do sistema em 50% e a pressão não pode então atingir o ponto desejado de 80%, ficando estabilizada num valor próximo de 70%. Essa condição de *override* perdurou até que o limite de vazão pudesse ser aumentado, ou que se diminuísse o valor da pressão do sistema.

4.4 Controle *split range*

No experimento do controle *split range,* visto no gráfico da figura 61, o objetivo é manter estável a pressão em um vaso onde não existe consumo por se tratar de um processo de batelada, mas que devido as condições internas, ele pode sofrer variações nessa pressão, fazendo-se necessário a reposição ou alívio dos gases internos (SENAI-SP, 2015).

Figura 61- Controle *split range* em vaso de pressão.
1-Pressão, 2- SP, 3-MV, 4- Válvula alimentação, 5-Válvula alívio.

Quando o sistema estiver em equilíbrio, o controlador naturalmente irá estabilizar a MV (3) em 50%, pois essa é o único valor onde as válvulas de alimentação (4) e alívio (5) estão fechadas. Aumentando-se o SP (2) do sistema observa-se que a válvula de alimentação (4) abre e a de alivio (5) permanece fechada. Ao atingir o novo

valor de SP a válvula de alimentação volta para a condição fechada. Processo inverso acontece quando se deseja uma redução do valor da pressão no vaso.

4.5 Controle antecipatório

O experimento envolvendo o controle antecipatório apresentado no gráfico da figura 62, representa um controle de nível de um tubulão de caldeira industrial no qual os distúrbios na demanda (7) que é o consumo de vapor por parte dos consumidores irão desestabilizar o controle de nível.

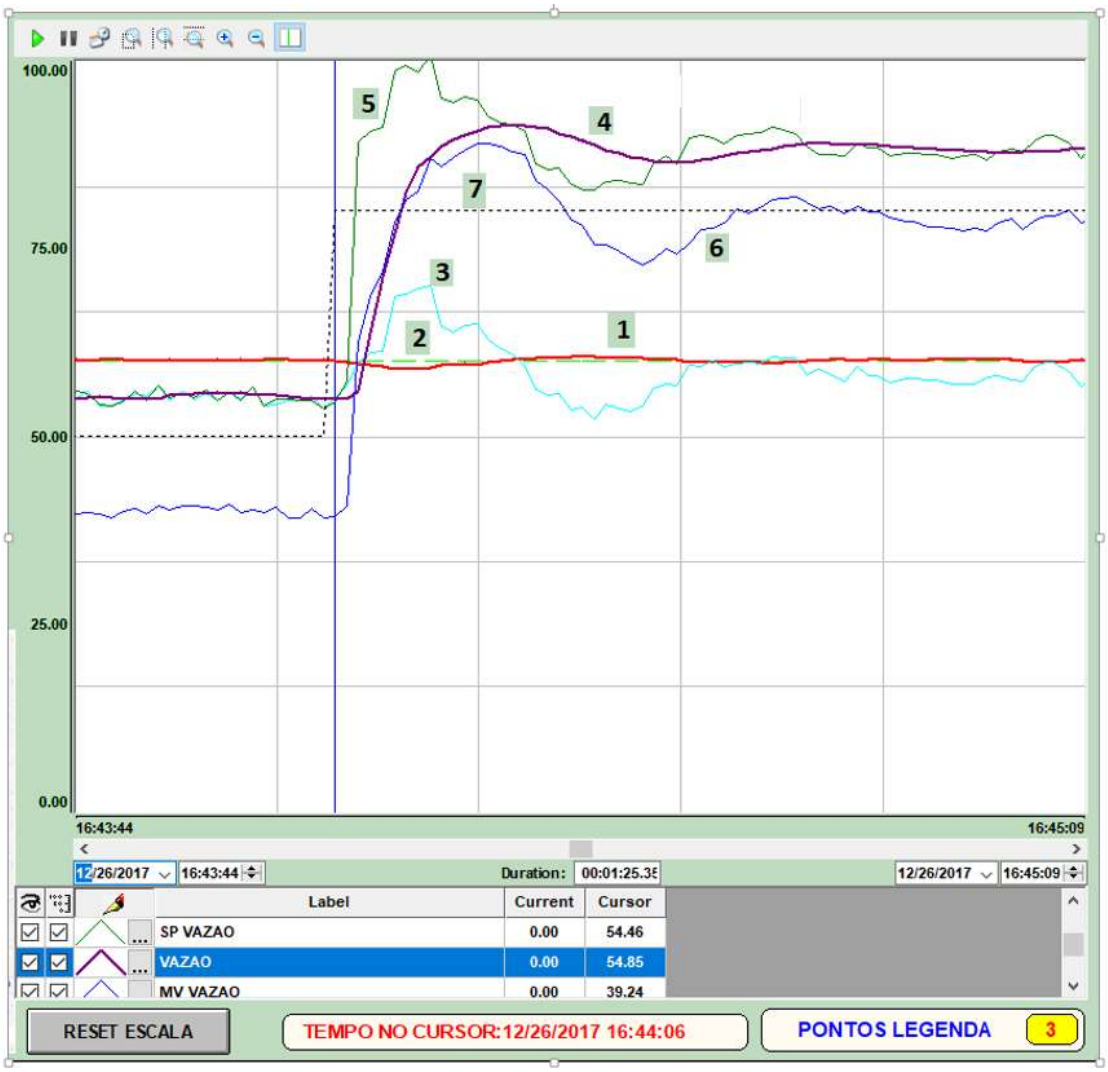

Figura 62- Controle antecipatório com distúrbio de 30% na demanda.

1-Nível, 2-SP Nível, 3- MV Nível, 4-Vazão 5-SP Vazão, 6-MV vazão, 7-Disturbio de demanda.

O controle quando em regime estacionário apresenta vazões de vapor relativamente constantes (7), bem como a vazão de alimentação de água (4) e

principalmente o nível do tubulão (1). Analisando-se o gráfico de resposta do sistema percebe-se que o aumento da vazão de vapor provoca, no controle antecipatório, o imediato aumento no SP remoto do controlador de vazão de água (5) e a correção na vazão de água. Dessa forma, balanceia-se a saída do sistema com sua entrada com o objetivo que a variável principal, que é o nível, não seja afetada. Em sendo minimamente afetada o controlador de nível irá também comandar o SP de vazão de água (5) para a eliminação do erro apresentado pelo sistema (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

O gráfico da figura 63 apresenta uma simulação onde o componente antecipatório foi eliminado, ficando então somente o controle *feedback* responsável pelo comando do controlador de vazão de água e este, por sua vez, pelo elemento final de controle por meio de sua MV (6). É possível observar no gráfico que o valor do SP remoto do controlador de vazão de água está alinhado com o sinal de saída do controlador de nível (3).

Aplicando-se o mesmo distúrbio de demanda de 30% após o processo estabilizado, obteve-se uma correção do nível de forma diferente do que quando o sistema estava com funcionamento total.

Foi possível observar que o controlador de vazão de água somente foi acionado quando efetivamente o nível do tubulão já apresentava erro, ou seja, houve o distúrbio de demanda sem o tratamento adequado.

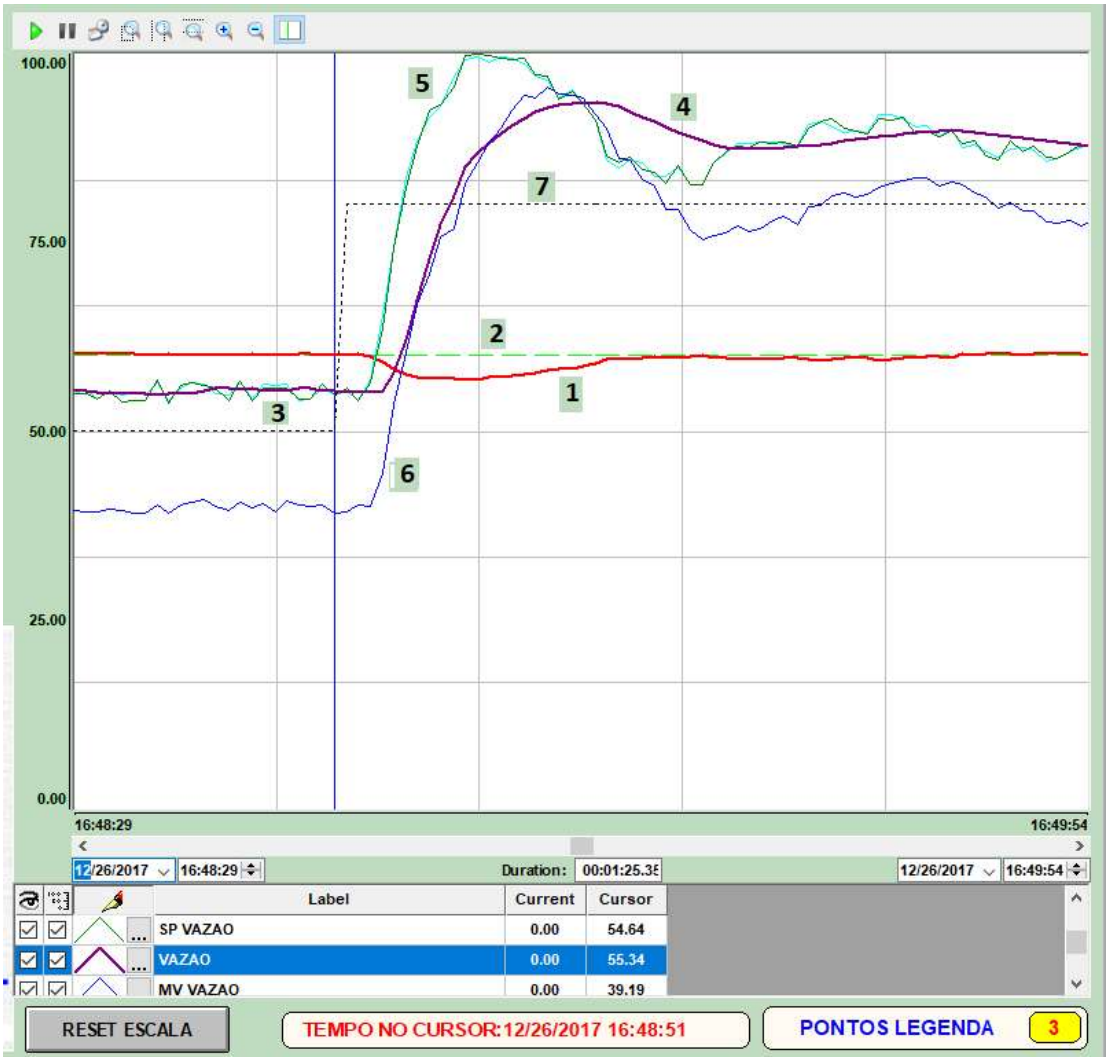

Figura 63- Controle de nível sem antecipatório.

1-Nível, 2-SP Nível, 3- MV Nível, 4-Vazão 5-SP Vazão, 6-MV vazão, 7-Disturbio de demanda

Um comparativo do controle operando de maneira plena e sem o antecipatório pode ser observado no gráfico da figura 64.

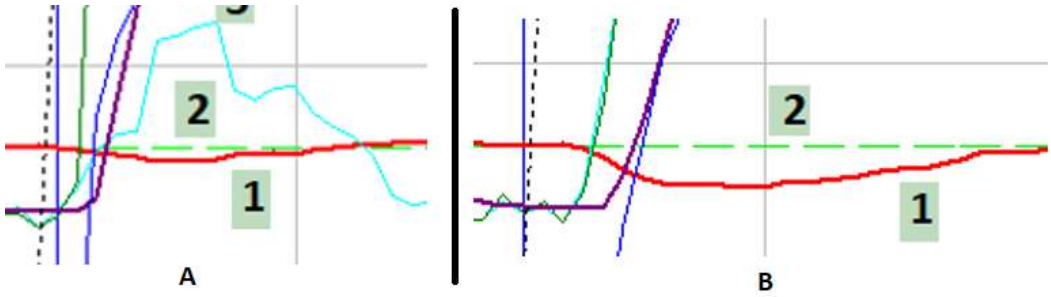

Figura 64- Resposta entre controlador *feedback* e antecipatório.

1-Nível, 2- SP, A-Controle com antecipatório, B-Controle sem antecipatório.

A tabela 6 apresenta dados de desempenho dos dois sistemas:

Tabela 6- Desempenho de controles *feedback* e antecipatório.

Distúrbio de 30% na demanda	Erro máximo	Tempo de estabilização
Controle *feedback*	-6,63%	33"
Controle antecipatório	-2,22%	15"

Analisando os dados da tabela 6, temos uma redução do erro máximo apresentado na presença do distúrbio de 66,51% do controle antecipatório em relação ao de *feedback* e uma redução de 54,54% no tempo de estabilização da variável controlada.

4.6 Controle limites cruzados

Neste experimento adotou-se que a razão (7) entre o combustível, no caso gás (3), e o comburente, usualmente ar atmosférico (5), seria de 0,8, ou seja, a vazão de gás deve ser sempre 80% do valor da vazão de ar.

O gráfico da figura 65 exibe 3 momentos distintos. Primeiro é comandando um aumento de carga no sistema, por meio do incremento do SP do controlador de pressão (2). A estratégia do controle de limites cruzados inicia com o aumento da vazão de ar (5) e esta, por sua vez, comanda o aumento da vazão de gás (3) até o sistema atingir a estabilidade. Uma vez atingida a estabilidade, as vazões de gás e ar exibem a relação desejada. O terceiro momento foi a redução da carga do sistema, onde observa-se a redução da vazão de gás e ela, por sua vez, reduzindo a vazão de ar até a nova estabilização.

O gráfico exibe de forma clara que, nas transições de aumento de carga, o ar inicia o processo, assim como, nas reduções de carga, é o gás que é reduzido primeiro. Isso faz com que tanto em aumento ou redução de carga o processo sofra um excesso de ar que tende a resfriar a câmara de combustão, haja visto que o ar atmosférico tem nitrogênio, que é um gás inerte e representa um volume de 72%. Por outro lado, essa estratégia garante que, nas transições, o sistema nunca fique com falta de ar ou excesso de combustível, o que poderia causar explosões extremamente danosas para equipamentos, vidas humanas e o meio ambiente (ABNT, 2004)

Figura 65- Controle de razão por limites cruzados entre gás e ar.
1-Pressão, 2-SP pressão, 3-Gás, 4-SP gás, 5- Ar, 6-SP ar, 7-Razão.

No gráfico da figura 66 observa-se a modificação do valor da razão entre gás e ar, de 80% para 70%. Isso é necessário em casos de mudança da composição do combustível.

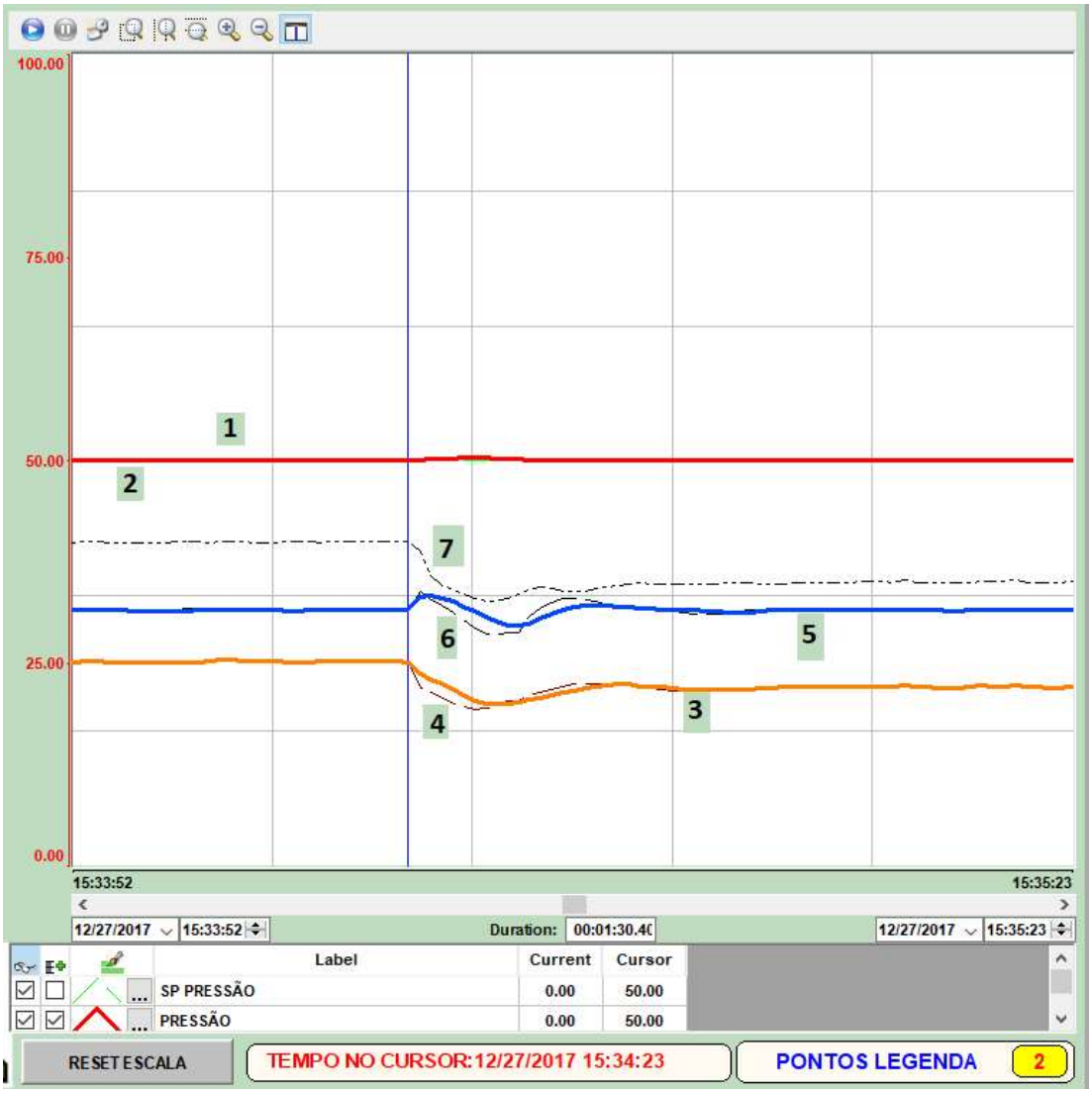

Figura 66- Alteração da razão entre gás e ar.

1-Pressão, 2-SP pressão, 3-Gás, 4-SP gás, 5- Ar, 6-SP ar, 7-Razão.

Na comparação de dados obtidos em plantas piloto com dados obtidos com o simulador ficou evidenciado que os modelos configurados representam o comportamento real de processos autorregulados e integradores.

As malhas de controle tiveram respostas similares a malhas de controle configuradas em sistemas SDCD, ou controladores lógicos programáveis operando em processos reais.

5 CONCLUSÃO

Neste trabalho foram implementados e apresentados os resultados das simulações de um simulador de processos autorregulados e integradores, controlados por diversas estratégias de controle com a livre possibilidade de alterar características das variáveis de processo e inserir distúrbios. O sistema simulador implementado, do ponto de vista do controle, possibilita alterar constantes do controlador PID: ganho proporcional, tempo integral e tempo derivativo, para nos testes de sintonia determinar as melhores ações com os melhores valores de otimização das malhas. Em malhas com mais de um controlador PID verificar a melhor sequência de sintonia dos controladores e posta em marcha dos sistemas. É comum, do ponto de vista estratégico de manutenção de uma planta industrial, ter-se em almoxarifado peças e, até mesmo, equipamentos *backup* dos que estão operando. Nos equipamentos que estão operando, é proibitiva qualquer tentativa de estudo ou teste, seja por qualquer motivo. Os equipamentos reserva, por sua vez, estão desligados e segregados em prateleiras sem uso, e é fato que circuitos eletrônicos tem maior probabilidade de apresentar defeito ao ficarem muito tempo desligados por diversos fatores no ambiente de armazenagem tais como umidade e temperatura. Assim, seria uma prática positiva se esses equipamentos fizessem parte de um simulador tendo os benefícios já citados e discutidos, e também, garantindo que o *hardware* estaria operacional para no caso de uma real manutenção num sistema de automação. O mesmo teria, ainda, valia em cursos de automação, no estudo de comportamento de variáveis de processo e malhas de controle automático. Equipes de manutenção poderão tirar proveito do estudo e teste do *hardware* do sistema instalado. A engenharia poderá se beneficiar fazendo alterações das estruturas do controlador, simulações de comportamento das variáveis de processo, desempenho da rede de comunicação e implementações e testes no sistema de supervisão.

5.1 Sugestões

A partir dos resultados obtidos neste trabalho, propõe-se uma pesquisa futura que contemple um simulador de controle de processos autorregulados de 2ª ordem e com ajuste de tempo morto. Esta nova configuração traria como vantagem abranger

novos comportamentos de variáveis de processos encontradas em plantas industriais. Também seria também interessante, localizar outras malhas de controle avançado para que pudessem ser simuladas. Deixa-se a sugestão do controle de razão por duplo limites cruzados, que é, em sua essência, a malha de limites cruzados estudada com o acréscimo do limite de razão entre gás e ar, evitando grandes excessos de ar nos períodos de transição do controle.

6 VERSÃO COMPACTA

Desenvolvimento de simulador com múltiplas estratégias de controle para processos industriais

Roberto Blanco Lorenzo[1], Prof. Dr. João Inácio da Silva Filho. [2]

[1]SENAI Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial, SP, Brasil

[2]UNISANTA – Universidade Santa Cecilia

Email: robertoblanco@terra.com.br

RESUMO: O trabalho apresenta o desenvolvimento de um simulador de controle de processos industriais, abordando estratégias básicas e avançadas de controle utilizadas, dentre outras, em indústrias petroquímicas, siderúrgicas e processos típicos, no caso, caldeiras industriais de grande porte. Permite estudar o comportamento de processos autorregulados de primeira ordem e processos integradores. Nestes processos é possível modificar a constante de tempo da variável controlada e introduzir no sistema distúrbios, seja de alimentação ou demanda e assim estudar o desempenho do sistema de controle. Do ponto de vista da automação, o simulador permite o estudo das malhas de controle avançadas e possibilita aplicar técnicas de sintonia e otimização das mesmas. A estrutura do simulador está baseada na arquitetura adotada nos sistemas digitais de automação atuais chamada de SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído) e nos equipamentos encontrados em uma planta de processos a saber: um controlador digital e um sistema de supervisão SCADA (*Supervisory Control and Data Acquisition*) conectados por uma rede de comunicação RS-485 com protocolo OPC. Assim, o sistema reproduz um ambiente idêntico ao que será encontrado em plantas reais, permitindo que usuários de diversas naturezas, tais como operação, manutenção, engenharia e treinamento, possam tirar proveito do sistema do simulador.

Palavras-chave: Simulador. Controle. Estratégias de controle. Processos industriais.

Development of simulator with multiple control strategies for industrial processes

ABSTRACT: The work presents the development of a simulator of control of industrial processes, addressing basic and advanced control strategies used among others in the petrochemical, steel and typical industries, in the case of large industrial boilers. Allows the study of the behavior of first order self-regulated processes and integrative processes. In these processes, it is possible to modify the time constant of the controlled variable and introduce disturbances, either power or demand, and thus study the performance of the control system. From the point of view of automation, the simulator allows the study of the advanced control meshes and allows the application of tuning and optimization techniques. The simulator structure is based on the architecture adopted in current digital automation systems called the Distributed Control System (DCS), and the equipment found in a process plant, namely a digital controller and a system Supervisory Control and Data Acquisition (SCADA) connected by a communication network RS-485 case with OPC protocol. Thus, the system reproduces an environment identical to the one will be found in real plants, allowing users of various natures, such as operation, maintenance, engineering and training, be able to take advantage of the simulator system.

Key words: Simulator. Control. Control strategies. Industrial processes.

Introdução

Na área de controle de processos determinadas variáveis de processos devem ser controladas por várias razões, seja para garantir a qualidade do produto final que se deseja obter

ou mantê-la dentro de parâmetros seguros para preservar equipamentos, meio ambiente e principalmente vidas humanas[4].

O controle dessas variáveis pode ser realizado por estratégias diversas como o controle de feedback amplamente utilizado porém com a característica de necessitar que a variável de processo apresente erro para iniciar sua correção[2]. As estratégias de cascata e antecipatório tem como ponto positivo o fato de considerarem distúrbios de alimentação e demanda do sistema e aplicar correções antes que perturbem a variável principal[5]. Para processos onde uma variável deve ser controlada com limitações a aplicação típica é o controle *override*[13] e em sistemas onde o controle tem que atuar no aspecto de aumento e decréscimo da variável controlada, aplica-se o Split range[15]. Controles de combustão em caldeiras e fornos tem como mandatório a utilização de controle de limites cruzados que garantem a razão entre combustível[14] e comburente e nas transições de carga, o excesso de ar indispensável para evitar explosões[1].

Objetivos

Desenvolver um sistema de simulação de processos[22] e metodologias de controle com as características de emular o processo[5] e manter os principais elementos de controle[20] e supervisão[19] em interface amigável com o usuário, simular os principais e mais comuns modelos de malhas de controle de processos[5] existentes em um ambiente industrial.

Material e métodos

O desenvolvimento do sistema simulador de processos industriais foi elaborado a partir da topologia de um SDCD, suprimindo-se os sensores e elementos finais de controle conectados ao processo e substituídos por blocos de função[20] que apresentam respostas semelhantes às encontradas em processos típicos. A figura 1 compara as estruturas de um sistema real com o simulador proposto.

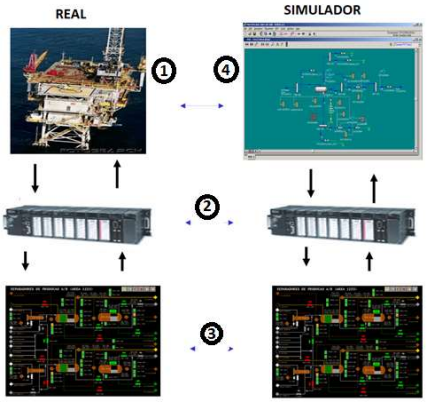

Figura 1- Estrutura de sistema real e de um simulador.

1- Planta, 2 – Controlador, 3 – Sistema de supervisão, 4 – *S*imulador

O controlador industrial foi configurado para realizar as estratégias de controle de realimentação, cascata, faixa dividida, antecipatório, seletivo e de limites cruzados e de simular o comportamento das variáveis de processos autorregulados e integradores. O simulador, visto na figura 2 ainda contempla a geração de distúrbios de alimentação e demanda dos processos.

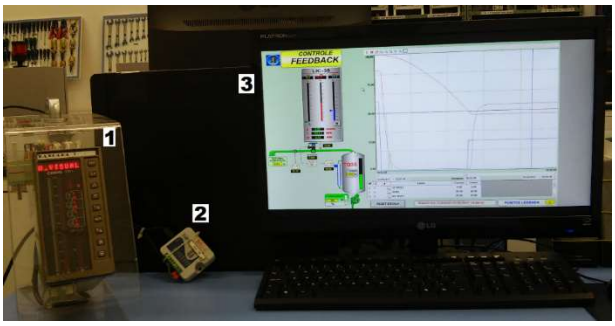

Figura 2- Vista Geral do simulador de estratégias de controle.
1-Controlador, 2- Interface RS485, 3- *Software* de supervisão.

As variáveis de processo tiveram resposta esperada conforme modelos teóricos e as malhas de controle foram comissionadas entrando em operação novamente conforme comportamentos esperados nas bibliografias. Na figura 3 observa-se o controle de nível de caldeira[1], conhecido por nível à três elementos que é tecnicamente é uma junção dos controles cascata e antecipatório em operação normal após o respectivo comissionamento.

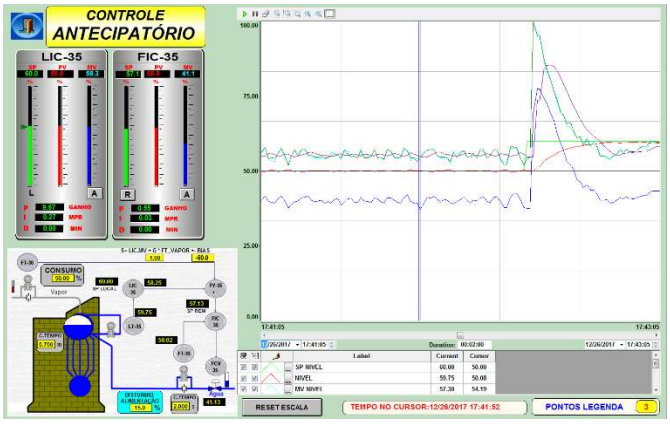

Figura 3- Controle de nível de caldeira à três elementos.

Discussão

Na comparação de dados obtidos em plantas piloto com dados obtidos com o simulador ficou evidenciado que os modelos configurados representam o comportamento real de processos autorregulados e integradores.

As malhas de controle tiveram respostas similares a malhas de controle configuradas em sistemas SDCD ou controladores lógicos programáveis operando em processos reais.

Num dos experimentos com controle antecipatório pode-se observar a eficácia dessa estratégia de controle em relação ao controle de realimentação como observado na figura 4.

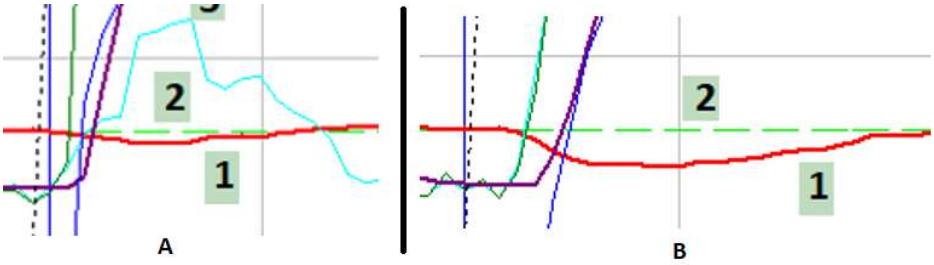

Figura 4- Comparativo entre controlador *feedback* e antecipatório.
1-Nível, 2- SP, A-Controle com antecipatório, B-Controle sem antecipatório.

Analisando os dados, temos um de desempenho do controle antecipatório em relação ao de *feedback* de 66,51% na redução do erro máximo apresentado na presença do distúrbio e uma redução de 54,54% no tempo na estabilização da variável controlada.

Conclusão

Neste trabalho foi implementado e apresentado os resultados das simulações de um sistema de simulador de processos autorregulados e integradores controlados por diversas estratégias de controle com a livre possibilidade de alterar características das variáveis de processo, inserir distúrbios. O sistema simulador implementado, do ponto de vista do controle pode-se alterar constantes do controlador PID: ganho proporcional, tempo integral e tempo derivativo para nos testes de sintonia determinar as melhores ações com melhores valores de otimização das malhas. Em malhas com mais de um controlador PID verificar a melhor sequência de sintonia dos controladores e posta em marcha dos sistemas. É comum do ponto de vista estratégico de manutenção de uma planta industrial ter-se em almoxarifado peças e até mesmo equipamentos backup dos que estão operando. Nos equipamentos que estão operando é proibitivo qualquer tentativa de estudo ou teste seja por qual motivo. Os equipamentos reserva por sua vez estão desligados e segregados em prateleiras sem uso e é fato que circuitos eletrônicos tem maior probabilidade de apresentar defeito ao ficarem muito tempo desligados por diversos fatores no ambiente de armazenagem tais como umidade, temperatura. Assim seria uma prática positiva se esses equipamentos fizessem parte de um simulador tendo os benefícios já citados e discutidos e também garantindo que o *hardware* estaria operacional para no caso de uma real manutenção num sistema de automação. O mesmo teria ainda valia em cursos de automação no estudo de comportamento de variáveis de processo e malhas de controle automático. Para as equipes de manutenção poderão tirar proveito do estudo e teste do *hardware* do sistema instalado. A engenharia poderá se beneficiar fazendo alterações das estruturas do controlador, simulações de comportamento das variáveis de processo, desempenho da rede de comunicação e implementações e testes no sistema de supervisão.

Referências bibliográficas

1. ABNT NR13 – Caldeiras e vasos de pressão, São Paulo: ABNT - Associação brasileira de normas técnicas, 2004. 24p.
2. ALVES, J. L. L. Instrumentação, controle e automação de processos, 2ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010. 201p.
3. BEGA, E. A. Instrumentação aplicada ao controle de caldeiras, Rio de Janeiro: Interciência, 2003. 180p.
4. BEGA, E. A. et al. Instrumentação Industrial, 3ª ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2011. 694p.
5. CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. Controles típicos de equipamentos e processos industriais, 2ª ed. São Paulo: Blucher, 2010. 396p.
6. CARRAPIÇO, O. L. Controle preditivo de horizonte infinito para processos integradores com tempo morto. São Paulo: USP, 2004. 102p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Departamento de Engenharia Química, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.
7. CICILLINI, D. A. Desenvolvimento de um algoritmo de escalonamento para rede Fondation fieldbus. São Carlos: USP, 2007. 134p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.
8. DELMEE, G. J. Manual de medição de vazão, São Paulo: Blucher, 2003. 366p.
9. FRANCHI, C. M. Controle de processos industriais, São Paulo: Érica, 2011. 255p.
10. ISA ANSI/ISA - 5.1 - 2009 – Instrumentation Symbols and Identification, North Carolina, USA: ISA - International Society of Automation, 2009. 128p.
11. MATOS, S.L.C.; et al. Recursos do controlador proporcional, integral e derivativo na automação baseada em sistemas digitais de controle, Seleção Documental - GLPA N.43 Ano 11 (9-14) p.p. Ed. Paralogike - Santos - SP Brasil ATC2 09/ 2016
12. NOVUS Manual Conversor digital USB-i485, São Paulo: Novus produtos eletrônicos Ltda., 2017. 7p.
13. OGATA, K. Engenharia de controle moderno; trad. Heloísa Coimbra de Souza, 5ª ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010. 808p.
14. SENAI-DN Técnicas de controle, Brasília: SENAI-DN - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento Nacional, 2013. 170p.
15. SENAI-SP Controle automático de processos, São Paulo: SENAI-SP Editora - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento regional São Paulo, 2015. 104p.
16. SENAI-SP Sistemas de controle, São Paulo: SENAI-SP Editora - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento regional São Paulo, 2016a. 112p.
17. SENAI-SP Instrumentação digital, São Paulo: SENAI-SP Editora - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento regional São Paulo, 2016b. 72p.
18. SCHNEIDER Indusoft Web Studio 8.0 Manual de treinamento, São Paulo: Schneider Eletric Software, 2016. 289p.
19. SMAR Manual do controlador digital CD600P, Sertãozinho: Smar equipamentos industriais Ltda., 2009. 194p.
20. SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. Princípios e prática do controle automático de processo; trad. Maria Lúcia Godinho de Oliveira, 3ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008. 505p.
21. VARGAS, M. B. Controle de uma plataforma de movimento de um simulador de vôo. São Carlos: USP, 2009. 172p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

Paper Submission #6561 for RevistaIEEE-AL

De: EiC-R9-LAT@ieee.org
Para: EiC-R9-LAT@ieee.org,robertoblanco@terra.com.br
Data: Qua 20/06/18 15:05
THIS IS AN AUTOMATIC MESSAGE. PLEASE, DON'T REPLY.
If you notice any problems, please contact the program chair at EiC-R9-LAT@ieee.org.

Thank you for your submission to RevistaIEEE-AL. Below is a copy of the information you submitted for your records.

Paper ID: 6561

Title: Development of a Simulator with Multiple Control Strategies for Industrial Processes
Title: Desenvolvimento de Simulador com Mútiplas Estratégias de Controle para Processos Industriais

Author1
Name: Roberto Blanco Lorenzo
Org: Universidade Santa Cecília
Country: Brazil
Email:robertoblanco@terra.com.br
Author2
Name: Dorotéa Vilanova Garcia
Org: Universidade Santa Cecília
Country: Brazil
Email:dora@unisanta.br
Author3
Name: Mauricio Conceição Mario
Org: Universidade Santa Cecília
Country: Brazil
Email:cmario@unisanta.br
Author4
Name: João Inácio da Silva Filho
Org: Universidade Santa Cecília
Country: Brazil
Email:inacio@unisanta.br
Author5
Name:
Org:
Country:
Email:
Other Authors:
Contact Author #: 1
Contact Alt Email: robertoblanco1962@gmail.com
Contact Phone: 13 98111 1220
Keywords: Simulator; Control; Control strategies; Industrial process
Abstract: The work presents the development of a simulator of control of industrial processes, addressing basic and advanced control strategies used among others in the petrochemical, steel and typical industries, in the case of large industrial boilers, namely: feedback, cascade, override, split range, forward and cross limits. The simulator allows the study of the behavior of first order self-regulated processes and integrative processes. In these processes, it is possible to modify the time constant of the controlled variable and introduce disturbances, either power or demand, and thus study the performance of the control system. From the point of view of automation, the simulator allows the study of the advanced control meshes and allows the application of tuning and optimization techniques. The simulator structure is based on the architecture adopted in current digital automation systems called the Distributed Control System (DCS), and the equipment found in a process plant, namely a digital controller and a system Supervisory Control and Data Acquisition (SCADA) connected by a communication network present in industrial environments, in the RS-485 case with OPC protocol. Thus, the system reproduces an environment identical to the one will be found in real plants, allowing users of various natures, such as operation, maintenance, engineering and training, be able to take advantage of the simulator system. At the end of this dissertation are shown the graphical results, with values and discussions regarding the answers of the simulations carried out in the six different modes allowed by the industrial process simulator elaborated in this research.
Comments:
Paper: included

REFERÊNCIAS

ABNT **NR13 – Caldeiras e vasos de pressão,** São Paulo: ABNT - Associação brasileira de normas técnicas, 2004. 24p.

ALVES(, J. L. L. **Instrumentação, controle e automação de processos**, 2ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010. 201p.

BEGA, E. A. **Instrumentação aplicada ao controle de caldeiras,** Rio de Janeiro: Interciência, 2003. 180p.

BEGA, E. A. et al. **Instrumentação Industrial,** 3ª ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2011. 694p.

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais,** 2ª ed. São Paulo: Blucher, 2010. 396p.

CARRAPIÇO, O. L. **Controle preditivo de horizonte infinito para processos integradores com tempo morto.** São Paulo: USP, 2004. 102p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Departamento de Engenharia Química, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

CICILLINI, D. A. **Desenvolvimento de um algoritmo de escalonamento para rede Fondation fieldbus.** São Carlos: USP, 2007. 134p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

DELMEE, G. J. **Manual de medição de vazão,** São Paulo: Blucher, 2003. 366p.

FRANCHI, C. M. **Controle de processos industriais**, São Paulo: Érica, 2011. 255p.

ISA **ANSI/ISA - 5.1 - 2009 – Instrumentation Symbols and Identification,** North Carolina, USA: ISA - International Society of Automation, 2009. 128p.

MATOS, S.L.C.; et al. **Recursos do controlador proporcional, integral e derivativo na automação baseada em sistemas digitais de controle,** Seleção Documental - GLPA N.43 Ano 11 (9-14) p.p. Ed. Paralogike - Santos - SP Brasil ATC2 09/ 2016

NOVUS **Manual Conversor digital USB-i485**, São Paulo: Novus produtos eletrônicos Ltda., 2017. 7p.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**; trad. Heloísa Coimbra de Souza, 5ª ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010. 808p.

SENAI-DN **Técnicas de controle,** Brasília: SENAI-DN - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento Nacional, 2013. 170p.

SENAI-SP **Controle automático de processos,** São Paulo: SENAI-SP Editora - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento regional São Paulo, 2015. 104p.

SENAI-SP **Sistemas de controle,** São Paulo: SENAI-SP Editora - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento regional São Paulo, 2016a. 112p.

SENAI-SP **Instrumentação digital,** São Paulo: SENAI-SP Editora - Serviço nacional de aprendizagem industrial – Departamento regional São Paulo, 2016b. 72p.

SCHNEIDER **Indusoft Web Studio 8.0 Manual de treinamento**, São Paulo: Schneider Eletric Software, 2016. 289p.

SMAR **Manual do controlador digital CD600P,** Sertãozinho: Smar equipamentos industriais Ltda., 2009. 194p.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Princípios e prática do controle automático de processo**; trad. Maria Lúcia Godinho de Oliveira, 3ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008. 505p.

SOTEICA **Simulação de Processos**. Disponível em Soteica do brasil: https://www.soteica.com.br/.. Acesso em 15/03/2017.

VARGAS, M. B. **Controle de uma plataforma de movimento de um simulador de vôo.** São Carlos: USP, 2009. 172p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

APÊNDICE

APÊNDICE A - Configuração do controlador digital CD600P

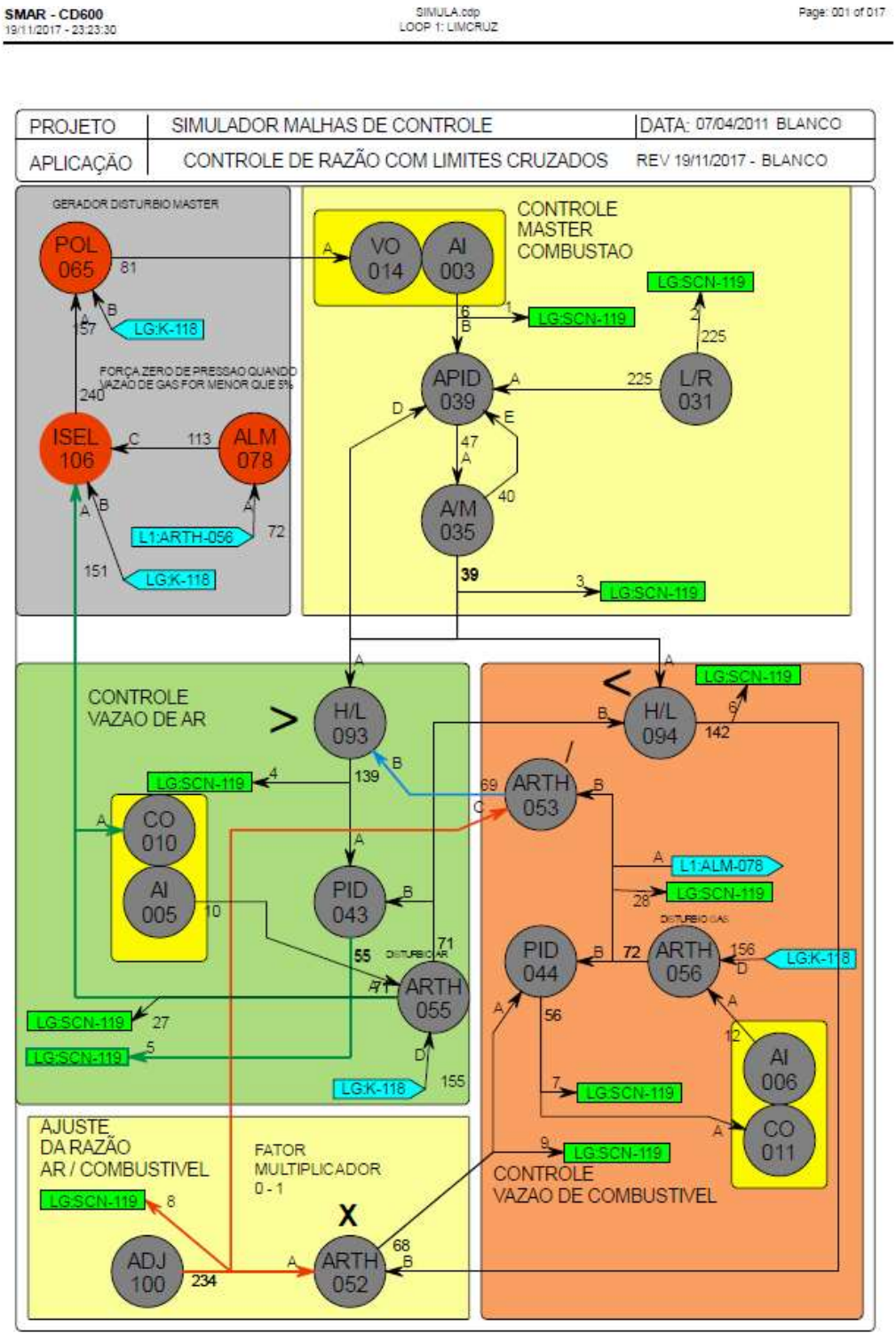

Figura A.1- Configuração do controle de limites cruzados.

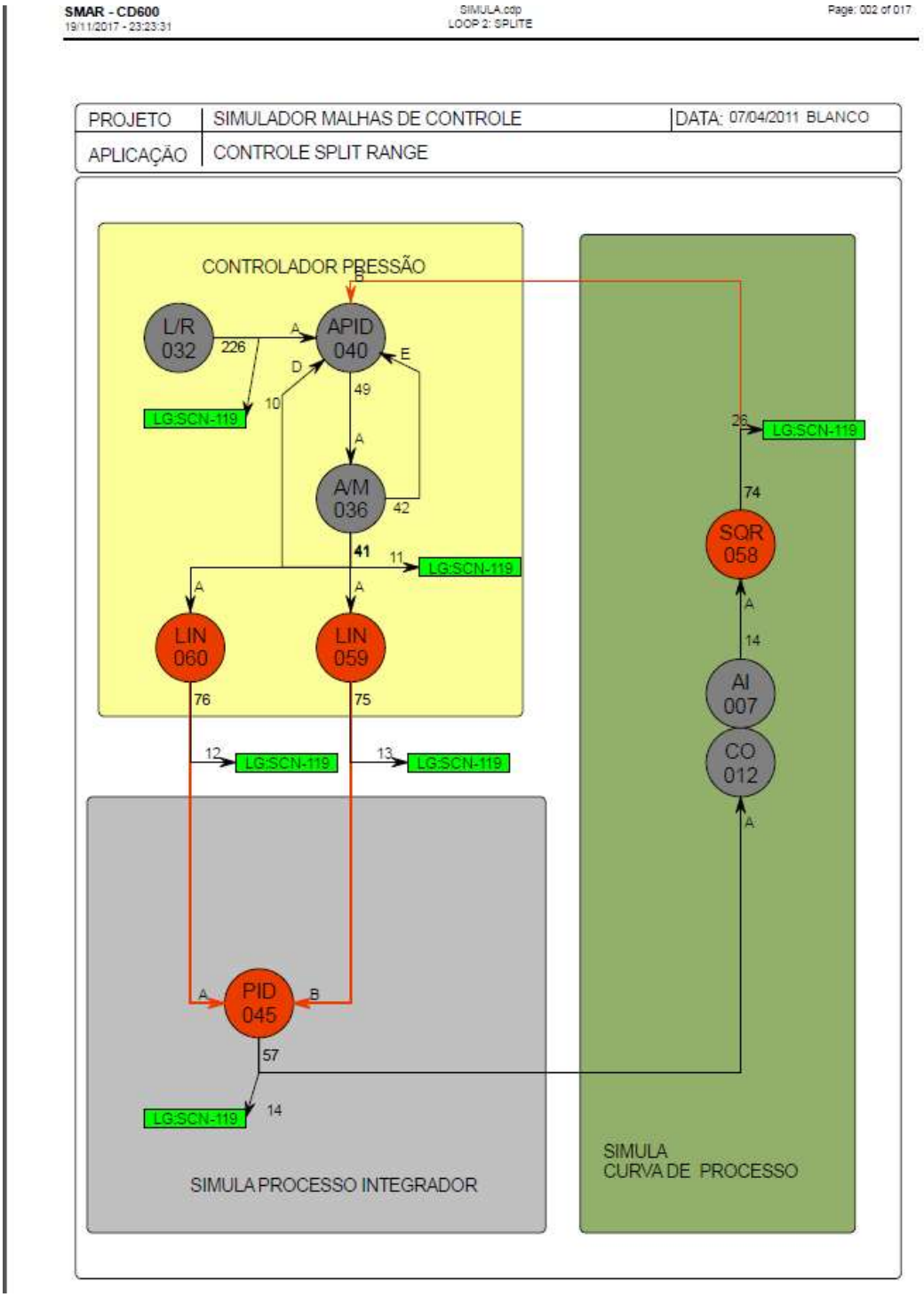

Figura A.2- Configuração do controle *split range*.

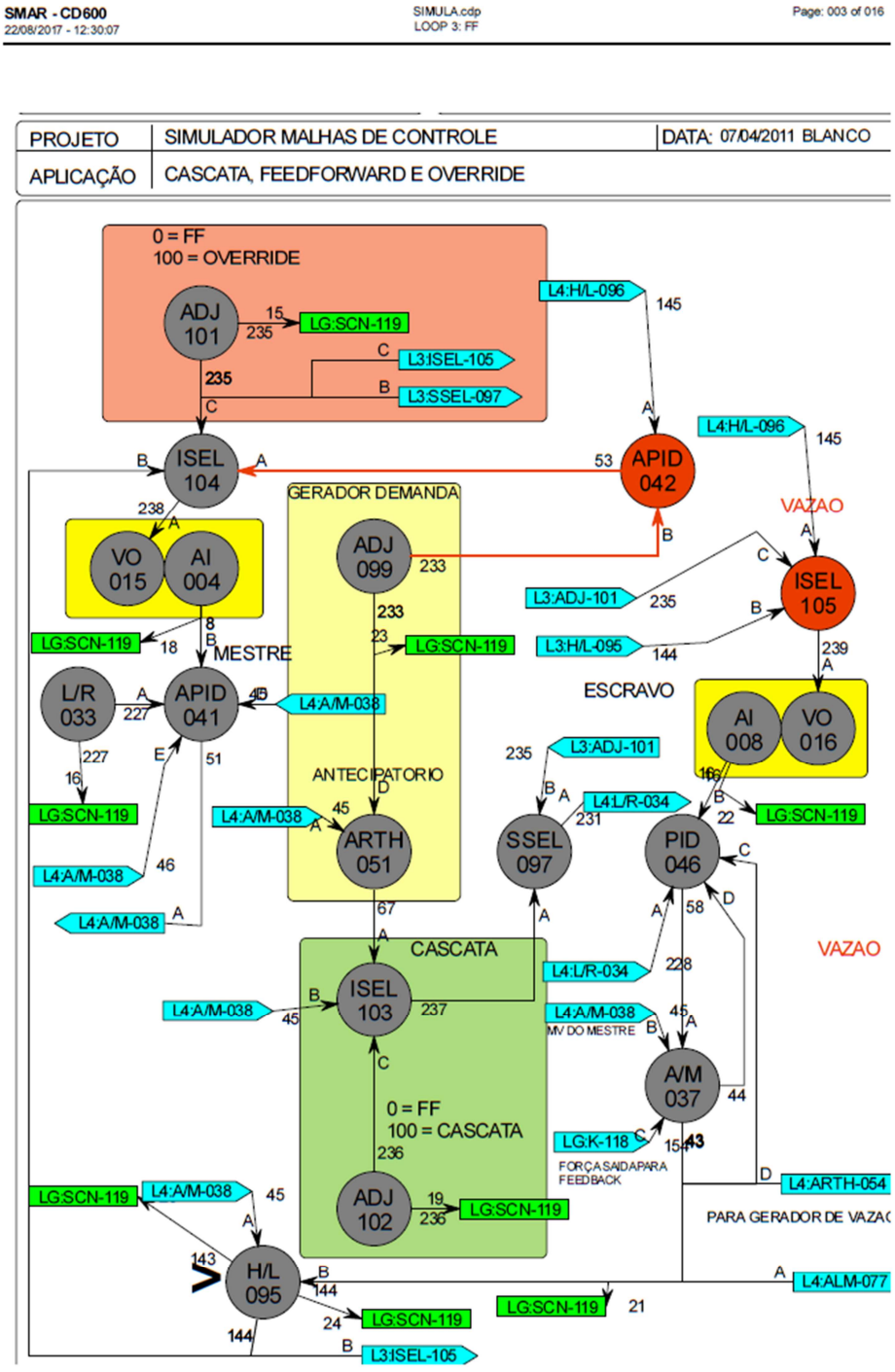

Figura A.3- Configuração do controle antecipatório e *override*.

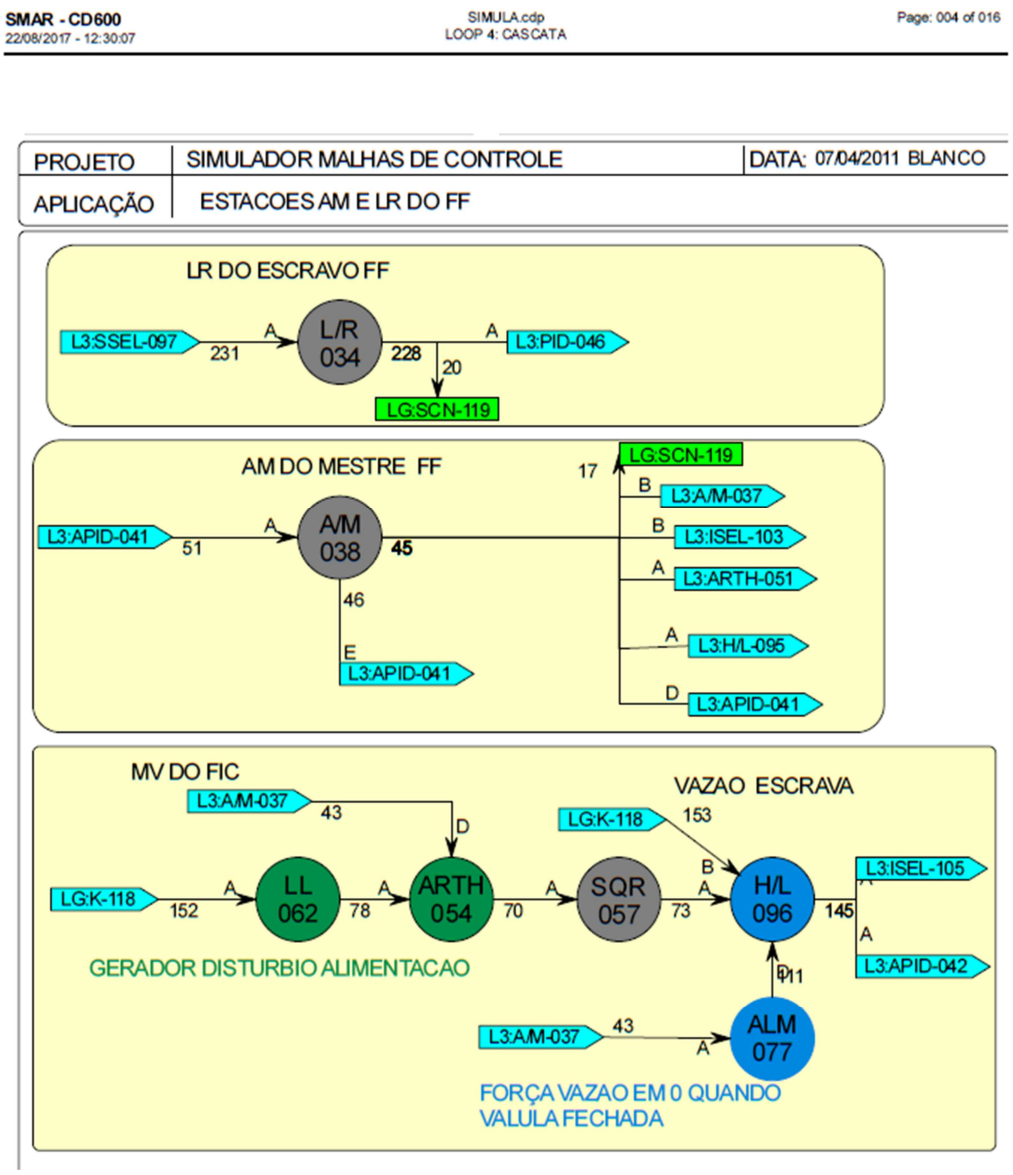

Figura A.4- Configuração do gerador de distúrbio de alimentação.

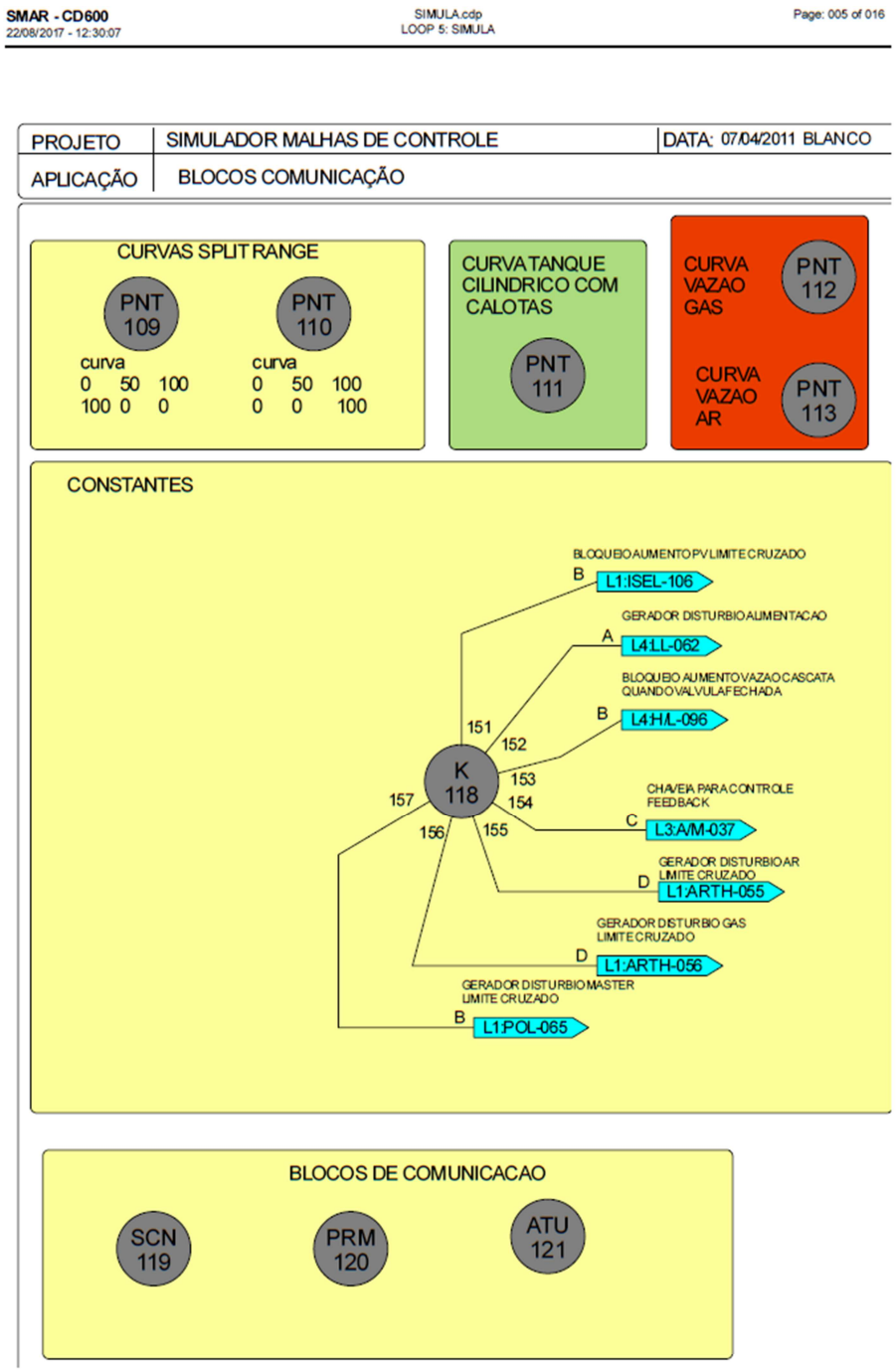

Figura A.5- Configuração dos blocos de comunicação com computador.

Quadro A.1- Lista de parâmetros configurados do controlador – L1.

1 - BLK-031 : Local/Remote SP Selection		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLKR = 2 CTON = 0	ASLW = 200, ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100,
2 - BLK-035 : Automatic/Manual Station		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 47	CST1 = 0 CCH1 = 0 CSA1 = 0 CLMV = 0 CLAM = 0 CHST = 0 CLIM = 0	ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100, ASLW = 200,
3 - BLK-039 : Advanced PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 225 LIB = 6 LID = 39 LIE = 40	CACT = 4 CBND = 0, CSGA = 0, CSAM = 0, CSON = 0, CARL = 0, CARU = 100,	AKp = 0, ATr = 1000, ATd = 0, ABIA = 0, AMXD = 0, ATOD = 0,
4 - BLK-093 : High/Low Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 39 LIB = 69		
5 - BLK-094 : High/Low Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 39 LIB = 68		
6 - BLK-043 : Simple PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 139 LIB = 71	CACT = 4 CTYP = 0 CARL = 0, CARU = 100,	AKp = 0, ATr = 1000, ATd = 0, ABIA = 0,
7 - BLK-044 : Simple PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 68 LIB = 72	CACT = 4 CTYP = 0 CARL = 0, CARU = 100,	AKp = 0, ATr = 1000, ATd = 0, ABIA = 0,
8 - BLK-052 : Multiplier-Divider-Adder-Subtractor		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 234 LIB = 142		AGN1 = 1, AGN2 = 0, ABS1 = 0, ABS2 = 100, ABS3 = 0,
9 - BLK-100 : Constant Adjuster		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100,
10 - BLK-053 : Multiplier-Divider-Adder-Subtractor		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIB = 72 LIC = 234		AGN1 = 1, AGN2 = 0, ABS1 = 0, ABS2 = 0, ABS3 = 0,
11 - BLK-078 : Double Alarm		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 72	CTY1 = 0 CMN1 = LOW COMP CTY2 = 1 CMN2 = HGH COMP CFRT = 0	ARG1 = 5, ADB1 = 0, ARG2 = 100, ADB2 = 0,
12 - BLK-106 : Input Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 71 LIB = 151 LIC = 113	CLCK = 0	
13 - BLK-055 : Multiplier-Divider-Adder-Subtractor		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 10 LID = 155		AGN1 = 1, AGN2 = 1, ABS1 = 1, ABS2 = 1,

continua

Quadro A.1- Lista de parâmetros configurados do controlador – L1.(continuação)		
14 - BLK-056 : Multiplier-Divider-Adder-Subtractor		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 12 LID = 156		AGN1 = 1, AGN2 = 1, ABS1 = 1, ABS2 = 1, ABS3 = 0,
15 - BLK-065 : Polynomial		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 240 LIB = 157	CTYP = 2	AK0 = 0, AK1 = 0, AK2 = 1, AK3 = 1, AK4 = 0,
16 - BLK-010 : Current Output		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 55		ADEV = 5,
17 - BLK-005 : Analog Input		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLIN = 5 CSQR = 1	ACUT = 0,5 ATIM = 3,
18 - BLK-006 : Analog Input		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLIN = 4 CSQR = 1	ACUT = 0,5 ATIM = 2,
19 - BLK-011 : Current Output		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 56		ADEV = 5,
20 - BLK-014 : Voltage Output		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 81		
21 - BLK-003 : Analog Input		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLIN = 3 CSQR = 1	ACUT = 0,5 ATIM = 30,

Quadro A.2- Lista de parâmetros configurados do controlador – L2.

1 - BLK-032 : Local/Remote SP Selection		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLKR = 2 CTON = 0	ASLW = 200, ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100
2 - BLK-036 : Automatic/Manual Station		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 49	CST1 = 0 CCH1 = 0 CSA1 = 0 CLMV = 0 CLAM = 0 CHST = 0 CLIM = 0	ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100, ASLW = 200,
3 - BLK-040 : Advanced PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 226 LIB = 74 LID = 41 LIE = 42	CACT = 4 CBND = 0, CSGA = 0, CSAM = 0, CSON = 0 CARL = 0, CARU = 100	AKp = 0, ATr = 1000, ATd = 0, ABIA = 0, AMXD = 0, ATOD = 0,
4 - BLK-059 : Linearization		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 41	CLIN = 2	
5 - BLK-060 : Linearization		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 41	CLIN = 1	
6 - BLK-045 : Simple PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 76 LIB = 75	CACT = 1 CTYP = 0 CARL = 0, CARU = 100,	AKp = 0, ATr = 0,5 ATd = 0, ABIA = 0

continua

Quadro A.2- Lista de parâmetros configurados do controlador – L2. (continuação)		
7 - BLK-058 : Square Root		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 14		ACUT = 0,5
8 - BLK-012 : Current Output		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 57		ADEV = 5,
9 - BLK-007 : Analog Input		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLIN = 3	ACUT = 1, ATIM = 0,

Quadro A.3- Lista de parâmetros configurados do controlador – L3.

1 - BLK-033 : Local/Remote SP Selection		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLKR = 2 CTON = 0	ASLW = 200, ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100
2 - BLK-037 : Automatic/Manual Station		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 58 LIB = 45 LIC = 154	CST1 = 1 CCH1 = 0 CSA1 = 0 CLMV = 0 CLAM = 0 CHST = 0 CLIM = 0	ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100, ASLW = 200,
3 - BLK-041 : Advanced PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 227 LIB = 8 LID = 45 LIE = 46	CACT = 4 CBND = 0, CSGA = 0, CSAM = 0, CSON = 0, CARL = 0, CARU = 100	AKp = 0, ATr = 1000, ATd = 0, ABIA = 0, AMXD = 0, ATOD = 0,
4 - BLK-051 : Multiplier-Divider-Adder-Subtractor		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 45 LID = 233		AGN1 = 1, AGN2 = 1, ABS1 = 1, ABS2 = 1, ABS3 = -50
5 - BLK-046 : Simple PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 228 LIB = 16 LIC = 43 LID = 44	CACT = 4 CTYP = 0 CARL = 0, CARU = 100,	AKp = 0, ATr = 1000, ATd = 0, ABIA = 0,
6 - BLK-099 : Constant Adjuster		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		ALOW = 0, AUPP = 100,
7 - BLK-042 : Advanced PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 145 LIB = 233	CBND = 0, CSGA = 0, CSAM = 0, CSON = 0, CARL = 0, CARU = 100,	AKp = 0, ATr = 0,7 ATd = 0, ABIA = 0, AMXD = 0, ATOD = 0,
8 - BLK-103 : Input Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 67 LIB = 45 LIC = 236	CLCK = 0	
9 - BLK-095 : High/Low Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 45 LIB = 43		
10 - BLK-097 : Internal/External Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 237 LIB = 235		ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100

continua

Quadro A.3- Lista de parâmetros configurados do controlador – L3.(continuação)

11 - BLK-104 : Input Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 53 LIB = 144 LIC = 235	CLCK = 0	
12 - BLK-105 : Input Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 145 LIB = 144 LIC = 235	CLCK = 0	
13 - BLK-101 : Constant Adjuster		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CTYP = 1	ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100
14 - BLK-102 : Constant Adjuster		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CTYP = 1	ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100,
15 - BLK-015 : Voltage Output		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 238		
16 - BLK-004 : Analog Input		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLIN = 3 CSQR = 1	ACUT = 0,5 ATIM = 10,
17 - BLK-016 : Voltage Output		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 239		
18 - BLK-008 : Analog Input		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CLIN = 6	ACUT = 0,5 ATIM = 2,

Quadro A.4- Lista de parâmetros configurados do controlador – L4.

1 - BLK-034 : Local/Remote SP Selection		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 231	CLKR = 0 CTON = 0	ASLW = 200, ASPD = 10, ALOW = 0, AUPP = 100,
2 - BLK-038 : Automatic/Manual Station		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 51	CST1 = 0 CCH1 = 0 CSA1 = 0 CLMV = 0 CLAM = 0 CHST = 0 CLIM = 0	ASPD = 10, ALOW = -2, AUPP = 102, ASLW = 200,
3 - BLK-062 : Derivative/Lead-Lag		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 152	CDLL = 1	ATLE = 0, ATLA = 0,05
4 - BLK-054 : Multiplier-Divider-Adder-Subtractor		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 78 LID = 43		AGN1 = 1, AGN2 = 1, ABS1 = 1, ABS2 = 1, ABS3 = 0
5 - BLK-057 : Square Root		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 70		ACUT = 0
6 - BLK-096 : High/Low Selector		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 73 LIB = 153 LID = 111		
7 - BLK-077 : Double Alarm		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LIA = 43	CTY1 = 0 CMN1 = LOW COMP CTY2 = 1 CMN2 = HGH COMP CFRT = 0	ARG1 = 1, ADB1 = 3, ARG2 = 100, ADB2 = 0,

Quadro A.5- Lista de parâmetros configurados do controlador – LG.

1 - BLK-109 : Linearization Curve		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AX01 = 0, AY01 = 100, AX02 = 50, AY02 = 0, AX03 = 100, AY03 = 0, AX04 = 15, AY04 = 15, AX05 = 20, AY05 = 20, AX06 = 25, AY06 = 25, AX07 = 30, AY07 = 30, AX08 = 35, AY08 = 35, AX09 = 40, AY09 = 40, AX10 = 45, AY10 = 45, AX11 = 50, AY11 = 50, AX12 = 55, AY12 = 55, AX13 = 105, AY13 = 105
2 - BLK-110 : Linearization Curve		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AX01 = 0, AY01 = 0, AX02 = 50, AY02 = 0, AX03 = 100, AY03 = 100, AX04 = 15, AY04 = 15, AX05 = 20, AY05 = 20, AX06 = 25, AY06 = 25, AX07 = 30, AY07 = 30, AX08 = 35, AY08 = 35, AX09 = 40, AY09 = 40, AX10 = 45, AY10 = 45, AX11 = 50, AY11 = 50, AX12 = 55, AY12 = 55, AX13 = 105, AY13 = 105,
3 - BLK-118 : Constants		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AK01 = 0, AK02 = 0, AK03 = 0, AK04 = 0, AK05 = 0, AK06 = 0, AK07 = 0, AK08 = 0, AK09 = 0, AK10 = 0,
4 - BLK-119 : Scan		
Link Info	Conf Info	Adj Info
LI1 = 6 LI2 = 225 LI3 = 39 LI4 = 139 LI5 = 55 LI6 = 142 LI7 = 56 LI8 = 234 LI9 = 68 LI10 = 226	CBID = 0	

continua

Quadro A.5- Lista de parâmetros configurados do controlador – LG.(continuação)		
LI11 = 41 LI12 = 76 LI13 = 75 LI14 = 57 LI15 = 235 LI16 = 227 LI17 = 45 LI18 = 8 LI19 = 236 LI20 = 228 LI21 = 43 LI22 = 16 LI23 = 233 LI24 = 144 LI25 = 143 LI26 = 74 LI27 = 71 LI28 = 72		
5 - BLK-120 : Scan/Actuaction PID		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CTR1 = 1 CTR2 = 2 CTR3 = 3 CTR4 = 4 CTR5 = 5 CTR6 = 6 CTR7 = 7 CTR8 = 8	
6 - BLK-121 : Actuaction		
Link Info	Conf Info	Adj Info
	CR02 = 1 CR03 = 2 CR04 = 3 CR05 = 8 CR06 = 9 CR07 = 10 CR08 = 11 CR09 = 6 CMV2 = 1 CMV3 = 2 CMV4 = 3 CLR2 = 1 CLR3 = 2 CLR4 = 3	AL01 = 0 AL02 = 0 AL03 = 0 AL04 = 0 AL05 = 0 AL06 = 0 AL07 = 0 AL08 = 0 AL09 = 0 AL10 = 0 AL11 = 0 AL12 = 0 AL13 = 0 AL14 = 0 AL15 = 0 AL16 = 0 AL17 = 0 AL18 = 0 AL19 = 0 AL20 = 0
7 - BLK-111 : Linearization Curve		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AX01 = 0, AY01 = 0, AX02 = 5, AY02 = 1, AX03 = 10, AY03 = 3, AX04 = 20, AY04 = 12, AX05 = 30, AY05 = 23, AX06 = 40, AY06 = 36, AX07 = 45, AY07 = 43, AX08 = 50, AY08 = 50, AX09 = 60, AY09 = 63, AX10 = 70, AY10 = 76, AX11 = 80, AY11 = 88, AX12 = 90, AY12 = 96, AX13 = 100, AY13 = 100,
8 - BLK-112 : Linearization Curve		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AX01 = 0, AY01 = 0,
		continua

Quadro A.5- Lista de parâmetros configurados do controlador – LG.(continuação)		
		AX02 = 5, AY02 = 4, AX03 = 10, AY03 = 9, AX04 = 15, AY04 = 14, AX05 = 20, AY05 = 17, AX06 = 25, AY06 = 24, AX07 = 30, AY07 = 28, AX08 = 35, AY08 = 33, AX09 = 40, AY09 = 40, AX10 = 45, AY10 = 44, AX11 = 50, AY11 = 50, AX12 = 55, AY12 = 53, AX13 = 100, AY13 = 100,
9 - BLK-113 : Linearization Curve		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AX01 = 0, AY01 = 0, AX02 = 5, AY02 = 6, AX03 = 10, AY03 = 11, AX04 = 15, AY04 = 17, AX05 = 20, AY05 = 23, AX06 = 25, AY06 = 26, AX07 = 30, AY07 = 29, AX08 = 35, AY08 = 37, AX09 = 40, AY09 = 42, AX10 = 45, AY10 = 47, AX11 = 50, AY11 = 58, AX12 = 55, AY12 = 57, AX13 = 100, AY13 = 100,
10 - BLK-114 : Linearization Curve		
Link Info	Conf Info	Adj Info
		AX01 = 0, AY01 = 0, AX02 = 25, AY02 = 35, AX03 = 50, AY03 = 55, AX04 = 75, AY04 = 85, AX05 = 100, AY05 = 100, AX06 = 25, AY06 = 25, AX07 = 30, AY07 = 30, AX08 = 35, AY08 = 35, AX09 = 40, AY09 = 40, AX10 = 45, AY10 = 45, AX11 = 50, AY11 = 50, AX12 = 55, AY12 = 55, AX13 = 105, AY13 = 105,

APÊNDICE B - Telas do sistema de supervisão e controle

O sistema apresentado na figura A.6 exibe a tela de entrada do sistema. A seleção da estratégia é feita por *click* de *mouse* sobre o retângulo da estratégia.

Figura A.6- Tela de entrada do sistema com seleção das estratégias.

Na figura A.7 é exibida a tela de operação da estratégia de controle *feedback*, que apresenta um controle de nível com processo integrador (uso de bomba centrífuga na saída do processo). É possível comandar distúrbios de alimentação e distúrbios de demanda (variação das vazões das bombas). Existe um indicador de vazão de entrada do processo em malha aberta.

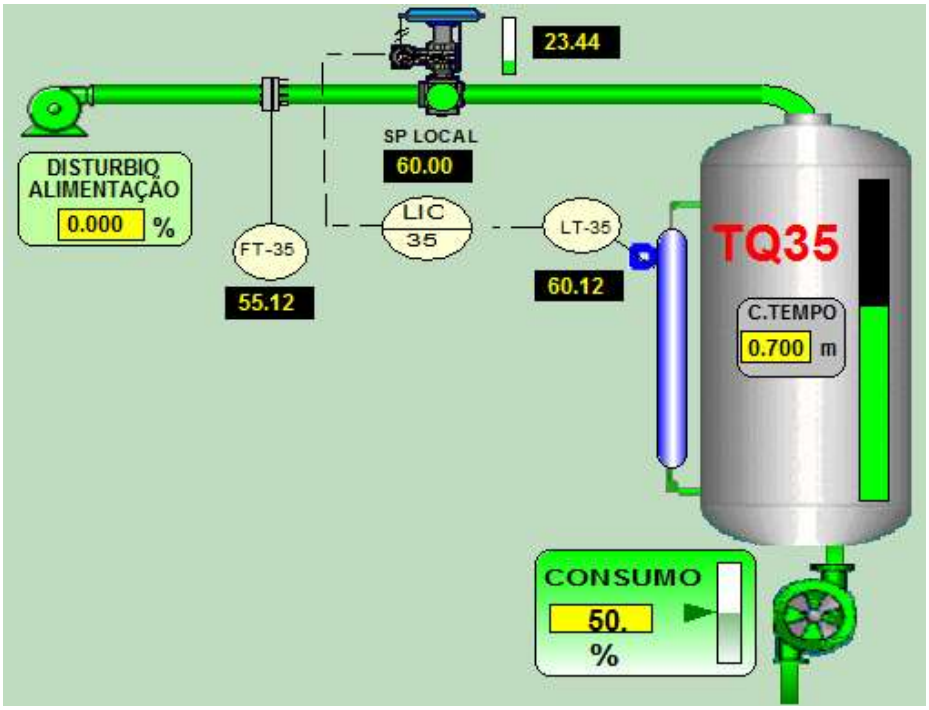

Figura A.7- Tela de operação da estratégia de controle *feedback*.

O processo do controle cascata apresentado na figura A.8, é idêntico ao controle *feedback*. Na malha de controle é que tem-se a inclusão do controlador de vazão de alimentação (escravo), garantindo-se assim a melhor estabilidade da malha de controle de nível (mestre).

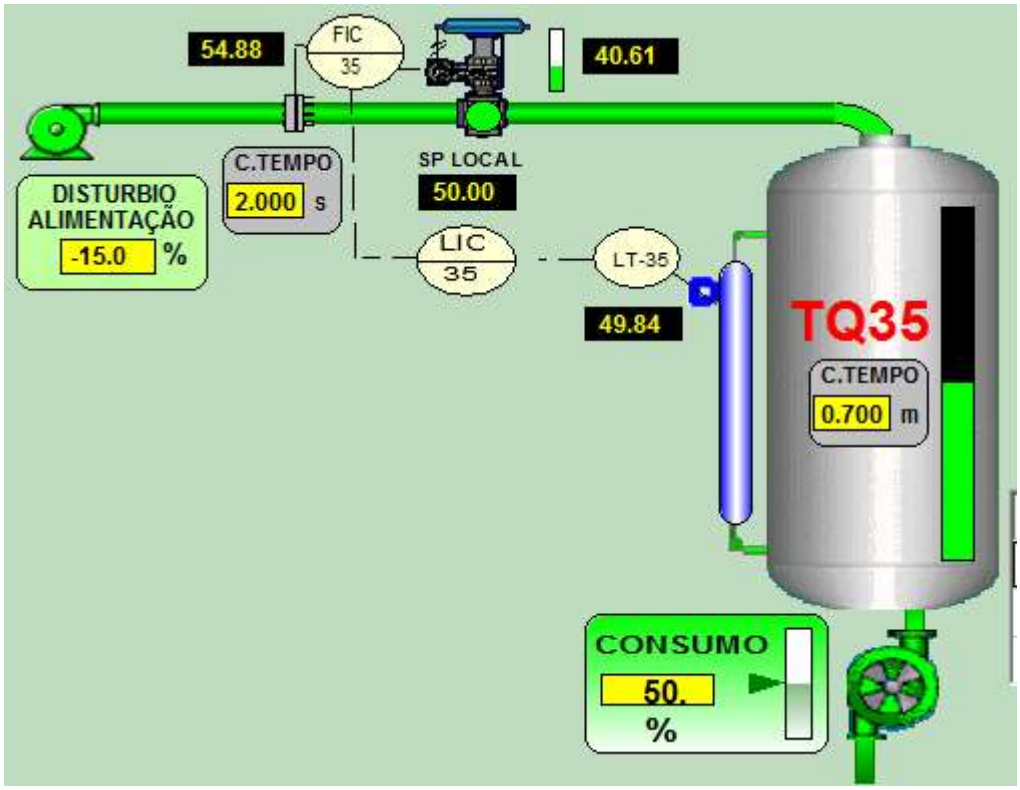

Figura A.8- Tela de operação da estratégia de controle cascata.

O processo do controle *override* apresentado na figura A.9, é composto por um controlador de pressão e vazão. Normalmente a variável que comanda o elemento final de controle é a pressão, trabalhando com um consumo normal. Caso o consumo ultrapasse limites impostos o controlador de vazão assume o elemento final de controle. Esse tipo de controle é comum em compressores de gás de grande porte.

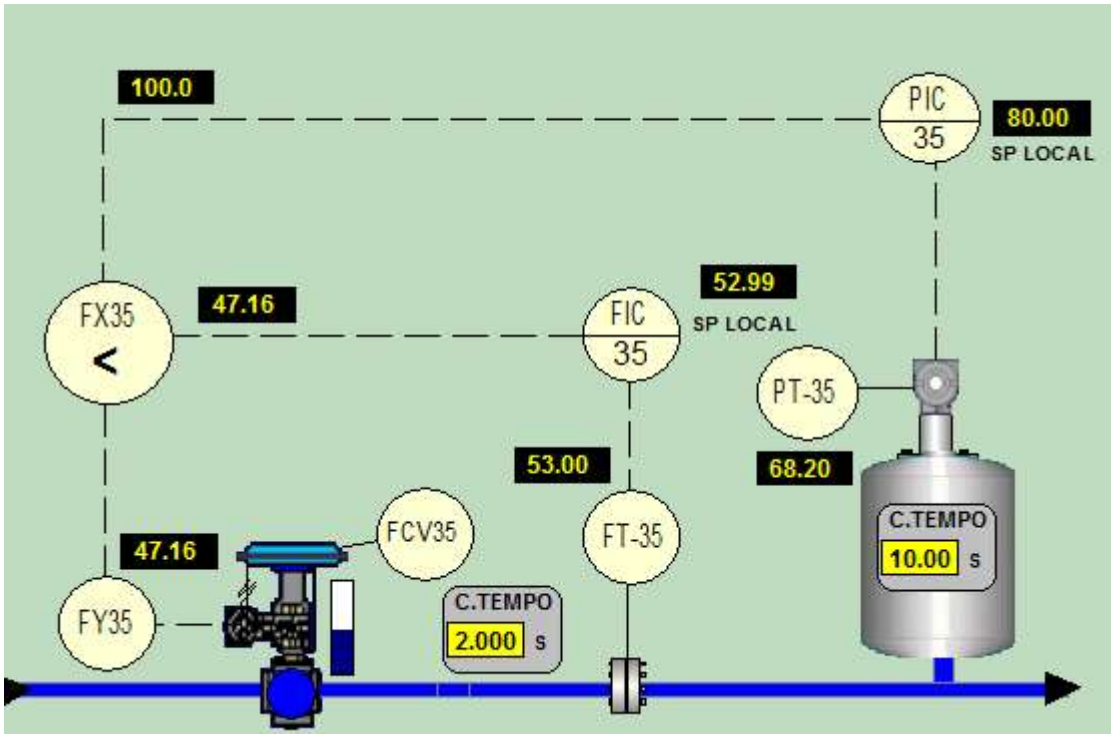

Figura A.9- Tela de operação da estratégia de controle o*verride*.

O controle de *split range* apresentado no simulador é encontrado em reatores de produção onde durante a fabricação de um produto a pressão interna pode variar o que não é desejado. Assim se faz necessário o uso de dois elementos finais de controle. O primeiro faz a injeção de gás no reator e o segundo o alívio quando necessário, como observado na figura A.10.

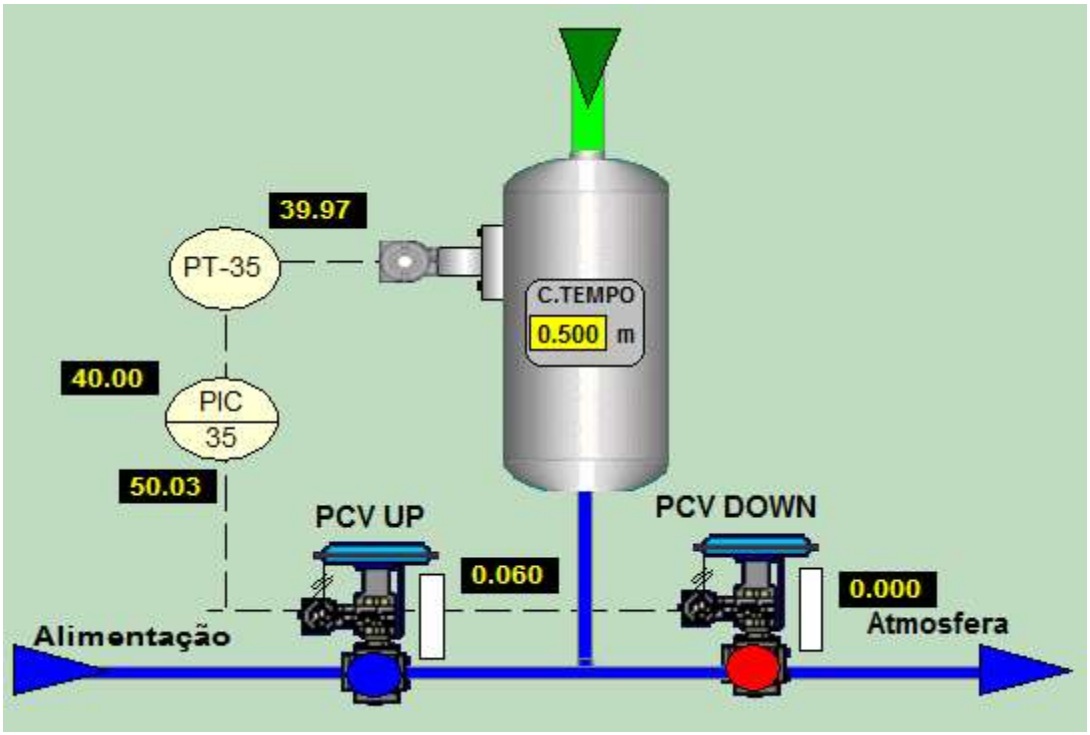

Figura A.10- Tela de operação da estratégia de controle *split range*.

O controle antecipatório apresentado na figura A.11, é um típico controle de nível de água do tubulão superior em caldeiras de grande porte. O controle apresentado não é somente um antecipatório, mas uma combinação de controle cascata com antecipatório, também chamado no jargão de controle de caldeiras de controle à tres elementos (nível, vazão de vapor e água).

O sistema mede a vazão de vapor e por meio do rele somador posiciona o elemento final de controle (antecipatório) antes que o nível (variável de processo) sofra alterações.

O controle cascata é composto do controle de nível (mestre) e do controle de vazão de água (escravo) que também enviam o sinal para o rele somador, garantindo assim que a válvula de controle será manipulada pelo nível (*feedback*), vazão de água (cascata) e pela vazão de vapor (antecipatório).

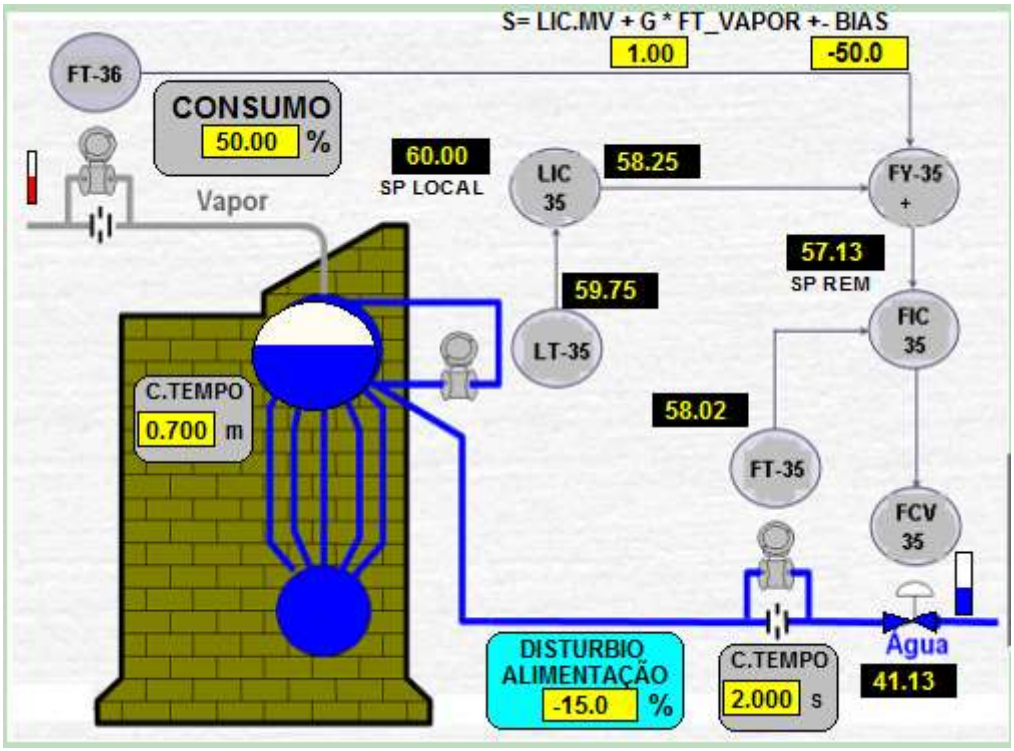

Figura A.11- Tela de operação da estratégia de controle antecipatório.

A tela de controle de limite cruzados do simulador apresenta o processo de combustão de uma caldeira de grande porte, onde a variável principal é a pressão da caldeira que pode ser aumentada ou diminuída pela vazão de combustível e comburente respeitando suas proporções e a premissa que nas transições o sistema sempre apresente excesso de ar garantindo a segurança do sistema.

Aumentando-se as vazões, aumenta-se o calor na fornalha e consequentemente mais água muda de fase tornando-se vapor e assim aumentando a pressão do tubulão, como observado na figura A.12.

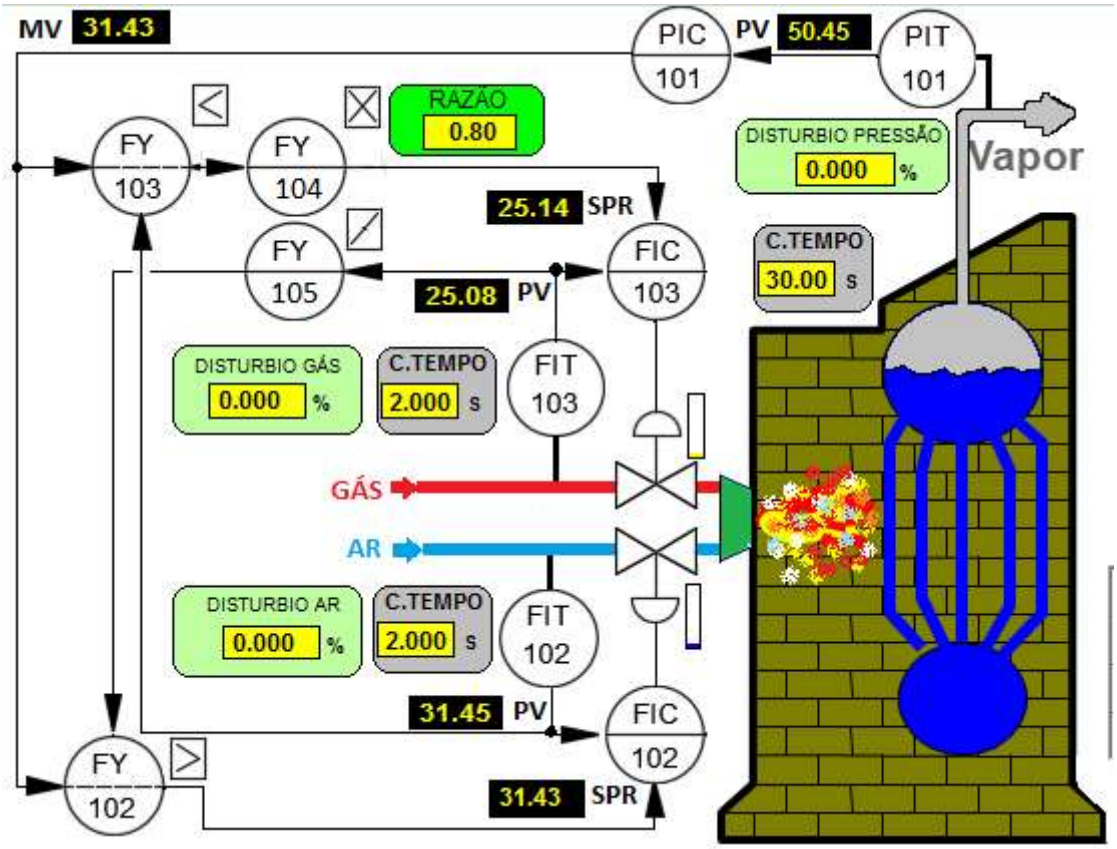

Figura A.12- Tela de operação da estratégia de controle limites cruzados.

APÊNDICE C - Diagrama elétrico do simulador.

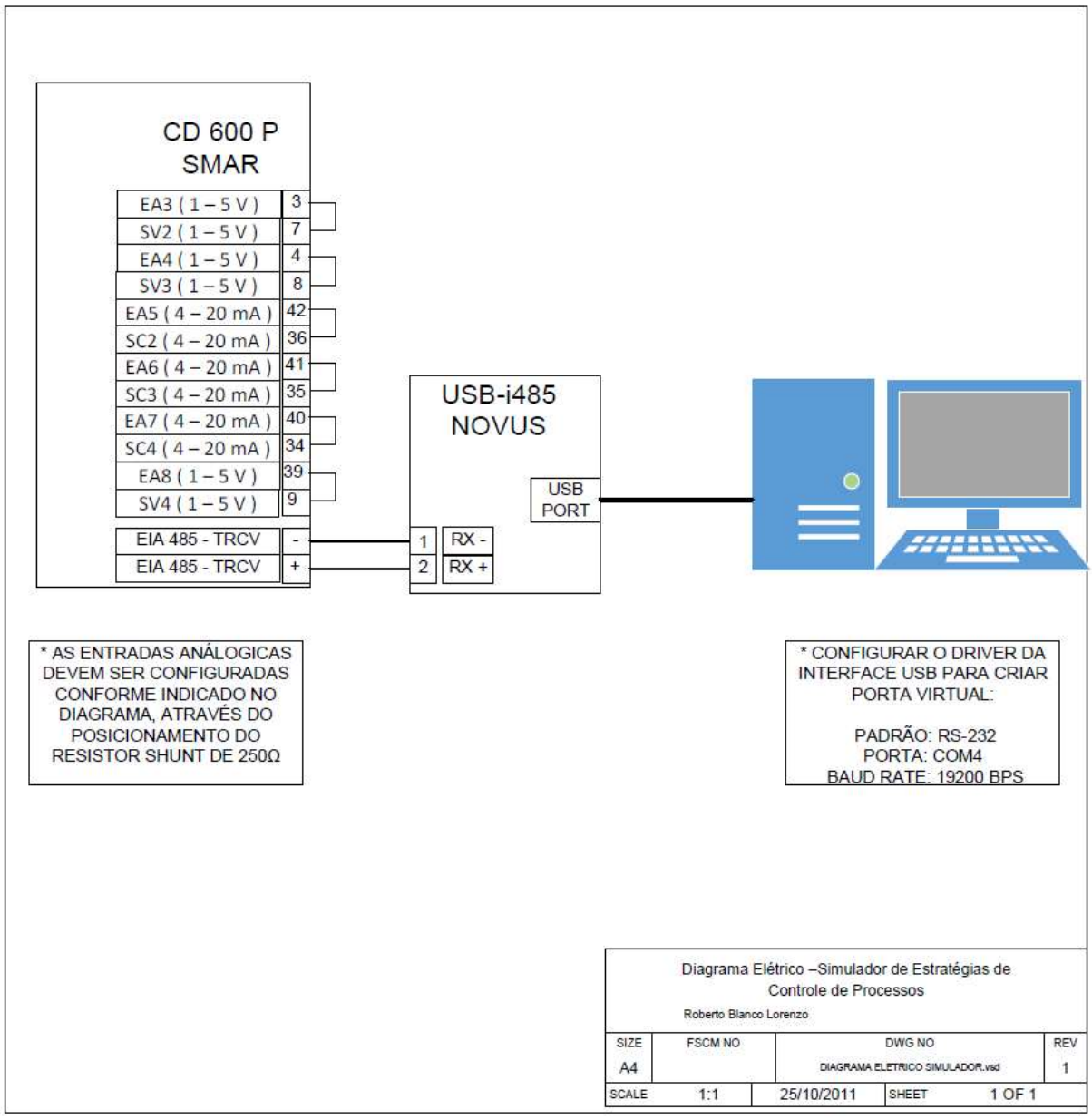

Figura A.13- Diagrama elétrico do simulador.

APÊNDICE D – **Configuração do *drive* de comunicação**.

Quadro A.6- Configuração *drive* OPC CD600.

DESCRIPTION	RW CD600	
SERVER IDENTIFIER	Smar.CD600.OPCServer	
READ UPDATE RATE (ms)	1000	
TAG	**ITEM**	**SCAN**
FCOM	StatusDevice_SIMULA_02.ConnectionStatus	Always
LIC35.PV	SIMULA_02.LG.COMM.LI18_L3_AI004.OUT008	Always
LIC35.SP	SIMULA_02.LG.COMM.CR2_L/R033.REGISTER	Always
LIC35.MV	SIMULA_02.LG.COMM.CMV4_A/M038.MV_REGISTER	Always
LIC35.KP	SIMULA_02.LG.COMM.APID041.KP	Screen
LIC35.TR	SIMULA_02.LG.COMM.APID041.TR	Screen
LIC35.TD	SIMULA_02.LG.COMM.APID041.TD	Screen
FIC35.PV	SIMULA_02.LG.COMM.LI22_L3_AI008.OUT016	Always
FIC35.SP	SIMULA_02.LG.COMM.CR3_L/R034.REGISTER	Always
FIC35.MV	SIMULA_02.LG.COMM.CMV3_A/M037.MV_REGISTER	Always
FIC35.AM	SIMULA_02.LG.COMM.CMV3_A/M037.State	Always
FIC35.KP	SIMULA_02.LG.COMM.PID046.KP	Screen
FIC35.TR	SIMULA_02.LG.COMM.PID046.TR	Screen
FIC35.TD	SIMULA_02.LG.COMM.PID046.TD	Screen
ADJ101	SIMULA_02.LG.COMM.CR6_ADJ101.REGISTER	Always
ADJ102	SIMULA_02.LG.COMM.CR7_ADJ102.REGISTER	Always
CONSUMO	SIMULA_02.LG.COMM.CR4_ADJ099.REGISTER	Always
CTEMPO	SIMULA_02.LG.COMM.APID042.TR	Always
OUT_OVERRIDE	SIMULA_02.LG.COMM.LI24_L3_H/L095.OUT144	Always
HL	SIMULA_02.LG.COMM.LI25_L3_H/L095.OUT143	Always
TIC35.SP	SIMULA_02.LG.COMM.CR0_L/R031.REGISTER	Always
TIC35.PV	SIMULA_02.LG.COMM.LI1_L1_AI003.OUT006	Always
TIC35.AM	SIMULA_02.LG.COMM.CMV1_A/M035.State	Always
TIC35.MV	SIMULA_02.LG.COMM.CMV1_A/M035.MV_REGISTER	Always
TIC35.KP	SIMULA_02.LG.COMM.APID039.KP	Screen
TIC35.TR	SIMULA_02.LG.COMM.APID039.TR	Screen
TIC35.TD	SIMULA_02.LG.COMM.APID039.TD	Screen
FIC53.SP	SIMULA_02.LG.COMM.LI4_L1_H/L093.OUT139	Always
FIC53.PV	SIMULA_02.LG.COMM.LI27_L1_ARTH055.OUT071	Always
FIC53.MV	SIMULA_02.LG.COMM.LI5_L1_PID043.OUT055	Always
FIC53.KP	SIMULA_02.LG.COMM.PID043.KP	Screen
FIC53.TR	SIMULA_02.LG.COMM.PID043.TR	Screen
FIC53.TD	SIMULA_02.LG.COMM.PID043.TD	Screen
FIC54.SP	SIMULA_02.LG.COMM.LI9_L1_ARTH052.OUT068	Always
FIC54.PV	SIMULA_02.LG.COMM.LI28_L1_ARTH056.OUT072	Always
FIC54.MV	SIMULA_02.LG.COMM.LI7_L1_PID044.OUT056	Always
		continua

Quadro A.6- Configuração *drive* OPC CD600.(continuação)		
FIC54.KP	SIMULA_02.LG.COMM.PID044.KP	Screen
FIC54.TR	SIMULA_02.LG.COMM.PID044.TR	Screen
FIC54.TD	SIMULA_02.LG.COMM.PID044.TD	Screen
RAZAO	SIMULA_02.LG.COMM.CR5_ADJ100.REGISTER	Always
PICSPLIT.SP	SIMULA_02.LG.COMM.CR1_L/R032.REGISTER	Always
PICSPLIT.PV	SIMULA_02.LG.COMM.LI26_L2_SQR058.OUT074	Always
PICSPLIT.MV	SIMULA_02.LG.COMM.CMV2_A/M036.MV_REGISTER	Always
PICSPLIT.AM	SIMULA_02.LG.COMM.CMV2_A/M036.State	Always
PICSPLIT.KP	SIMULA_02.LG.COMM.APID040.KP	Screen
PICSPLIT.TR	SIMULA_02.LG.COMM.APID040.TR	Screen
PICSPLIT.TD	SIMULA_02.LG.COMM.APID040.TD	Screen
SPLIT_UP	SIMULA_02.LG.COMM.LI13_L2_LIN059.OUT075	Always
SPLIT_DOWN	SIMULA_02.LG.COMM.LI12_L2_LIN060.OUT076	Always
CT_SPLIT	SIMULA_02.LG.COMM.PID045.TR	Always
CT_LIMCRUZ	SIMULA_02.L1.AI003.ATIM	Always
FIC35.LR	SIMULA_02.LG.COMM.CLR4_L/R034.State	Always
LIC35.AM	SIMULA_02.LG.COMM.CMV4_A/M038.State	Always
DISTURBIO	SIMULA_02.LG.K118.AK02	Always
FEEDBACK	SIMULA_02.LG.K118.AK04	Always
DIST_GAS	SIMULA_02.LG.K118.AK06	Always
DIST_AR	SIMULA_02.LG.K118.AK05	Always
DIST_MESTRE	SIMULA_02.LG.K118.AK07	Always
GANHO_SOMADOR	SIMULA_02.L3.ARTH051.AGN2	Always
BIAS_SOMADOR	SIMULA_02.L3.ARTH051.ABS3	Always
CT_FIC_AR	SIMULA_02.L1.AI005.ATIM	Always
CT_VAZAO	SIMULA_02.L3.AI008.ATIM	Always
CT_AR_LCRUZ	SIMULA_02.L1.AI005.ATIM	Always
CT_GAS_LCRUZ	SIMULA_02.L1.AI006.ATIM	Always
CT_PRESSAO_OVER	SIMULA_02.L3.AI004.ATIM	Always

ANEXO

ANEXO A - Biblioteca de blocos funcionais do controlador CD600P.

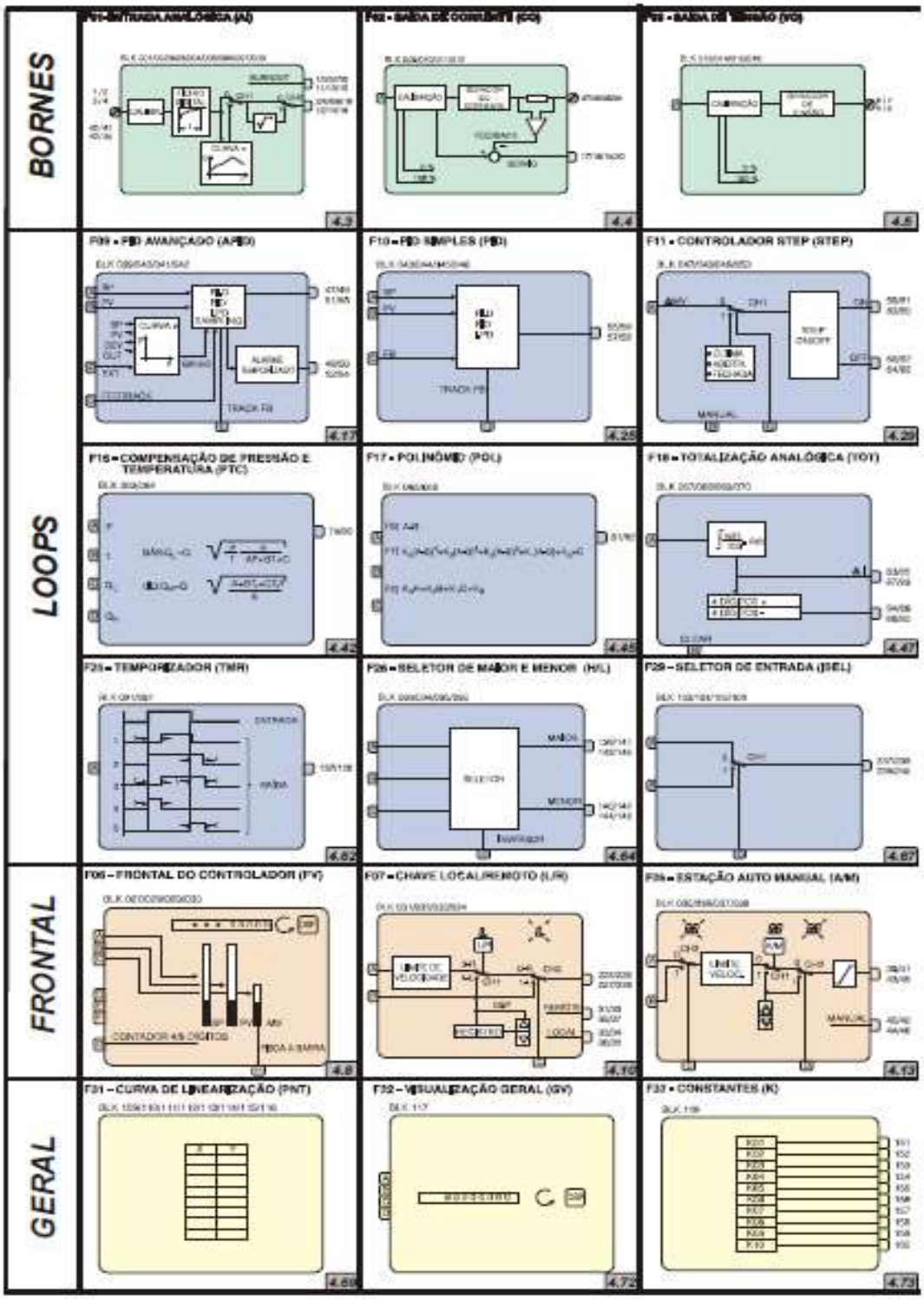

Figura A.14- Biblioteca de blocos funcionais do controlador - A.

Fonte: Smar (2009).

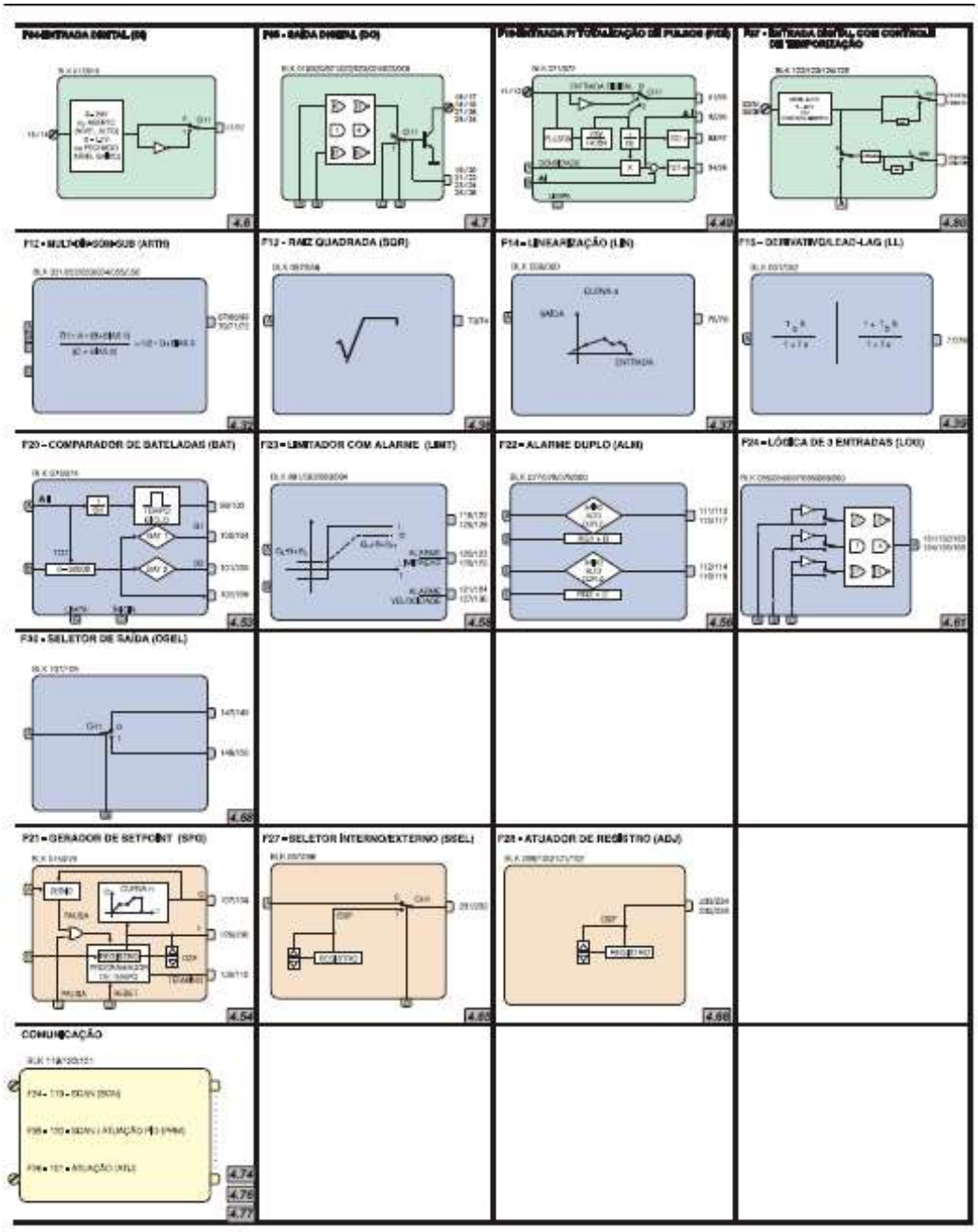

Figura A.15- Biblioteca de blocos funcionais do controlador - B.

Fonte: Smar (2009).

ANEXO B - Sintonia de controladores PID pelo método IMC.

Curvas de reação de processos

Para o estudo de um processo pode-se ter um modelo matemático que o represente. Isso é uma tarefa não muito simples e seu sucesso depende da confiabilidade da fonte de dados. Outro método de se obter as características de um processo é pelo estudo das reações das variáveis do processo, provocadas por mudanças de cargas em condições de não controle ou seja em malha aberta.

Pela curva de reação pode-se determinar se o processo é mono ou multicapacitivo, estável ou integrador e características tais como tempo morto, ganho do processo, constante de tempo ou constante de integração.

Curva de reação em processo autorregulados monocapacitivos

Quando uma variável de processo sofre um distúrbio e se tratando de um processo com auto regulação, obtem-se uma curva de reação com um valor de início e fim. A constante de tempo (τ) é definida como o tempo que a variável de processo leva para atingir 63,2% dessa mudança. O tempo morto (θ) é obtido pela medição do tempo entre a mudança de carga do sistema e o início da reação da variável de processo, como pode ser observado no gráfico da figura A.16.

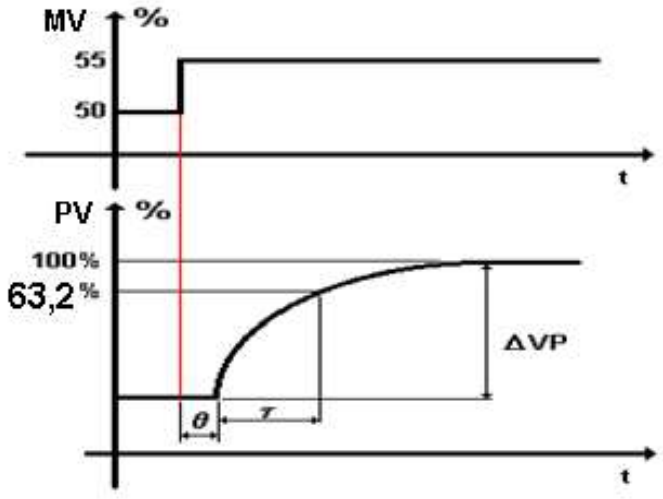

Figura A.16- Curva de reação em um processo autorregulado.

O ganho de um sistema pode ser obtido pela razão entre a variação da saída e a variação de entrada (BEGA, 2003). Matematicamente temos essa representação na equação A1:

$$K = \frac{(\Delta out)}{(\Delta in)} \quad \text{(A1)}$$

Sendo:

K: Ganho do sistema ou processo

Δout: Variação da saída do sistema

Δin: Variação da entrada do sistema

Pode-se então calcular o ganho do processo pela divisão da variação da saída em relação a entrada, conforme equação A2:

$$K = \frac{(\Delta PV)}{(\Delta MV)} \quad \text{(A2)}$$

Sendo:

ΔPV= Variação da variável de processo em %.

ΔMV= Variação aplicada da variável manipulada em %.

Curva de reação em processo integradores

Quando uma variável de processo sofre um distúrbio e se tratando de um processo integrador, obtém-se uma curva de reação com um valor de início e sem fim, ou seja a variável tende a sua saturação. A constante de integração (Ki) é definida como sendo a velocidade que essa variável muda no tempo e pode ser obtida pela equação A3:

$$Ki = \frac{\Delta \mathrm{PV}}{\Delta \mathrm{MV} \ .\Delta \mathrm{t}} \quad \text{(A3)}$$

Sendo:

Ki : Constante de integração

ΔPV= Variação da variável de processo em %.

ΔMV= Variação aplicada da variável manipulada em %.

Δt= Variação do tempo de teste em s.

No gráfico da figura A.17, é apresentado uma curva de reação em um processo integrador.

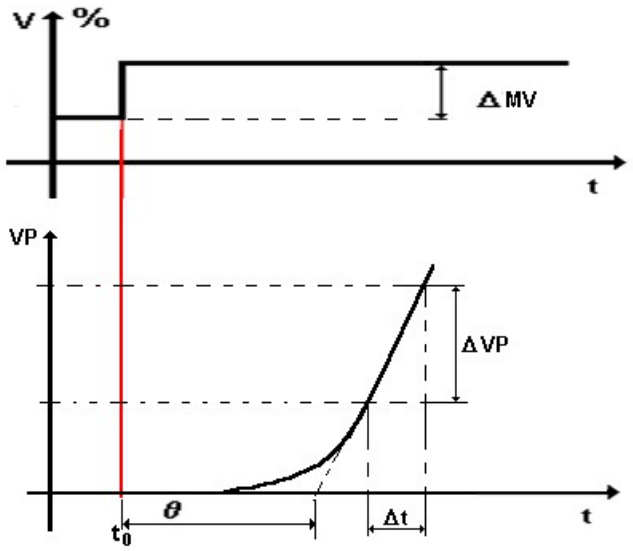

Figura A.17- Curva de reação em um processo integrador.

A estrutura IMC (*Internal Model Control*) tem como objetivo a partir do modelo do processo, que pode ser obtido por meio da identificação experimental obter o controlador adequado a partir das equações A4 à A9 customizadas para cada tipo de processo:

a) Processos autorregulados, monocapacitivos:

$$KP = \frac{\tau}{K(\lambda + \theta)} \quad \text{(A4)}$$

$$TR = \min \{\tau, 4(\lambda + \theta)\} \quad \text{(A5)}$$

$$TD = 0 \quad \text{(A6)}$$

Sendo:

KP: Ganho proporcional adimensional

TR: Tempo integral em spr

TD: Tempo derivativo em s

K: Ganho do processo

τ : Constante de tempo em segundos

θ : Tempo morto em segundos

ƛ : Critério de desempenho deste método define o quão rápido se deseja que a variável de processo acompanhe o SP. Este parâmetro deve ser escolhido respeitando as restrições dinâmicas do processo.

b) Para processos integradores:

$$KP = \frac{1}{\mathrm{Ki}(\lambda + \theta)} \quad \text{(A7)}$$

$$TR = 4(\lambda + \theta) \quad \text{(A8)}$$

$$TD = 0 \quad \text{(A9)}$$

Sendo:

KP: Ganho proporcional adimensional

TR: Tempo integral em spr

TD: Tempo derivativo em s

Ki : Constante de integração do processo

θ : Tempo morto em segundos

ƛ : Critério de desempenho deste método define o quão rápido se deseja que a variável de processo acompanhe o SP. Este parâmetro deve ser escolhido respeitando as restrições dinâmicas do processo.

Campos e Teixeira (2010) citam algumas recomendações:

- Para um bom compromisso entre robustez e desempenho (rejeição a perturbações) pode-se usar ƛ = θ.

- A escolha de ƛ menor que o tempo morto, deve ser evitada pois pode levar a uma sintonia extremamente agressiva.

- Um ajuste conservador pode ser ƛ = τ .

A vantagem deste método é que se o desempenho não estiver adequado, basta aumentar o diminuir o parâmetro ƛ para obter uma nova sintonia.

Observações:

- O modelo de PID deverá ser série (ISA).

- O termo derivativo é zerado pois o controlador PI é o ideal para a maioria das dinâmicas de processo. O termo derivativo só é indicado para processos onde existe uma segunda dinâmica. Nesse caso o termo derivativo poderia ser ajustado com um valor <= 0,5xθ.

- É interessante gerar degrau da saída nos dois sentidos e utilizar a curva com maior constante de tempo. Repetir o ciclo pelo menos 3 vezes para ter certeza da curva de reação.

- Em processos com resposta reversa, pode-se considerar a resposta negativa como tempo morto.

- Deve-se fazer o degrau com a variável de processo próxima a ponto de operação, visto que o PID é um algoritmo linear e o processo normalmente não.

- Caso o controlador tenha algoritmo paralelo pode-se fazer a conversão das ações calculadas:

KP_paralelo = KP_série

TR_paralelo = TR_série / KP_série

TD_paralelo = TD_série x KP_série