

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
DE AUTOMAÇÃO E SISTEMAS**

Otávio Polonio Muler

**SÍNTESE E IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE
SUPERVISÓRIO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS COM
MALHA DE VÁLVULAS**

Florianópolis

2018

Otávio Polonio Muler

**SÍNTESE E IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE
SUPERVISÓRIO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS COM
MALHA DE VÁLVULAS**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia de Automação e Sistemas.
Orientador: Prof. Max Hering de Queiroz, Dr.
Coorientador: Prof. José Eduardo Ribeiro Cury, Dr. D'État

Florianópolis

2018

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Muler, Otávio Polonio

Síntese e implementação de controle supervísório de processos industriais com malha de válvulas / Otávio Polonio Muler ; orientador, Max Hering de Queiroz, coorientador, José Eduardo Ribeiro Cury, 2018.

149 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico, Programa de Pós Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas, Florianópolis, 2018.

Inclui referências.

1. Engenharia de Automação e Sistemas. 2. Teoria de Controle Supervísório. 3. Controle Hierárquico. 4. Foundation Fieldbus. 5. Malha de Válvulas. I. Hering de Queiroz, Max. II. Ribeiro Cury, José Eduardo. III. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas. IV. Título.

SÍNTESE E IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS COM MALHA DE VÁLVULAS

Otávio Polonio Muler

Esta Dissertação foi julgada aprovada para a obtenção do Título de “Mestre em Engenharia de Automação e Sistemas”, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas da Universidade Federal de Santa Catarina.

Florianópolis, 08 de Fevereiro 2018.

Prof. Max Hering de Queiroz, Dr.
Orientador

Prof. José Eduardo Ribeiro Cury, Dr. D'État
Coorientador

Prof. Daniel Ferreira Coutinho, Dr.
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de
Automação e Sistemas

Banca Examinadora:

Prof. Max Hering de Queiroz, Dr.
Presidente

Prof. André Bittencourt Leal, Dr.
CCT/UDESC

Prof. Fabio Luis Baldissera, Dr.
DAS/UFSC

Prof. Victor Juliano De Negri, Dr.
EMC/UFSC

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por ter me iluminado nesta caminhada e dado força para superar as dificuldades encontradas para conclusão deste trabalho.

Aos meus pais, José Carlos Muler e Maria Lúcia Polonio, pelo apoio, amor, incentivo e formação sólida para que eu chegasse até esta etapa da minha vida, além do amparo financeiro.

Aos professores Max Hering de Queiroz e José Eduardo Ribeiro Cury, que me orientaram nesta jornada, pela oportunidade, disponibilidade, ajuda e sugestões, sempre de forma solícita e atenciosa.

Aos membros da banca, professores André Bittencourt Leal, Fabio Luis Baldissera e Victor Juliano De Negri, pelas orientações de correções e melhorias deste trabalho.

Aos colegas do LTIC (Laboratório de Tecnologia da Informação e das Comunicações), meu local de trabalho, pela amizade e companheirismo. Em especial à Guilherme Saito, por ajuda nas correções deste trabalho.

Pelo apoio financeiro da CAPES, durante o segundo ano de mestrado, e à Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), por disponibilizar recursos para a compra da Planta Didática Smar[®], utilizada neste trabalho.

RESUMO

O presente trabalho propõe estratégias de síntese e implementação de controle supervísório para segurança operacional em um processo industrial de controle de nível contendo malha de válvulas. A dinâmica de problemas de sequenciamento, intertravamentos e outras lógicas relativas a segurança de processos industriais pode ser interpretada como sendo da classe de sistemas a eventos discretos (SEDs). A Teoria de Controle Supervísório (TCS) possibilita a síntese de um controle ótimo para SEDs, que restringe o sistema ao máximo comportamento controlável, não-bloqueante e que respeita as especificações impostas ao sistema. Para investigar a aplicação da TCS em problemas voltados para a indústria de processos, é realizada a síntese formal para evitar situações inseguras em um controle de nível, sobre o qual atuam uma bomba e uma válvula. O supervisor ótimo é implementado para uma planta piloto real baseada em tecnologia Foundation Fieldbus (FF). Enquanto um controle Proporcional-Integral (PI) faz a regulação da abertura da válvula em rede FF para seguir uma referência de nível, o controle supervísório implementado em controlador lógico programável impõe limites à abertura da válvula em função dos eventos discretos observados de modo a evitar o transbordo e o esvaziamento do tanque de forma minimamente restritiva ao controle PI. Para explorar o uso da síntese em sistemas mais complexos, aplica-se a TCS para segurança operacional de controle de nível envolvendo malha de válvulas. Devido à dificuldade de se modelar sistemas complexos e à explosão de estados quando se utiliza a TCS clássica, é proposta uma estratégia em controle hierárquico multiníveis para síntese e implementação de supervisores. A estratégia permite a simplificação do sistema de forma gradual, a cada nível. É possível definir modelos padronizados de equivalência de válvulas em série e em paralelo ao se empregar o controle hierárquico, economizando-se tempo e diminuindo-se erros de modelagem. De modo geral, a síntese do problema com malha de válvulas por controle hierárquico evita o crescimento exponencial dos modelos e permite uma implementação estruturada e flexível de controle supervísório.

Palavras-chave: Sistemas a Eventos Discretos. Teoria de Controle Supervísório. Controle Hierárquico. Indústria de Processos. Foundation Fieldbus. Malha de Válvulas.

ABSTRACT

The present work proposes strategies of synthesis and implementation of supervisory control for operational safety in an industrial process of level control containing valve mesh. The dynamics of sequencing, interlocking, and other logics related to industrial process security can be interpreted as being from the class of discrete event systems (DES). The Supervisory Control Theory (SCT) allows the synthesis of an optimal control for DESs, which restricts the system to the maximum controllable behavior, non-blocking and respecting the specifications imposed on the system. In order to investigate the application of SCT to problems related to the process industry, formal synthesis is performed to avoid unsafe situations in a level control, on which a pump and a valve work. The optimal supervisor is implemented for a real pilot plant based on Foundation Fieldbus (FF) technology. While a Proportional-Integral (PI) control regulates the opening of the valve in FF network to follow a level reference, the supervisory control implemented in programmable logic controller imposes limits on the opening of the valve in function of the discrete events observed in order to avoid transshipment and emptying of the tank in a minimally restrictive manner to the PI control. To explore the use of synthesis in more complex systems, the SCT is applied for operational safety for level control involving valve mesh. Due to the difficulty of modeling complex systems and the explosion of states when using classical SCT, a multilevel hierarchical control strategy is proposed for the synthesis and implementation of supervisors. The strategy allows the simplification of the system gradually, at each level. It is possible to define standardized valve equivalence models in series and in parallel by using hierarchical control, saving time and reducing modeling errors. In general, the synthesis of the valve mesh problem by hierarchical control avoids the exponential growth of the models and allows a structured and flexible implementation of supervisory control.

Keywords: Discrete Event Systems. Supervisory Control Theory. Hierarchical Control. Process Industry. Foundation Fieldbus. Valve Mesh.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Trajectoria típica de um sistema a eventos discretos.	32
Figura 2	Estrutura básica de um autômato.	34
Figura 3	Estrutura em malha fechada do controle supervisorio.	35
Figura 4	Bomba e uma válvula atuando sobre o nível de um tanque.	38
Figura 5	Modelo da bomba (G_{bomba}).	38
Figura 6	Modelo de nível do tanque (G_{niveis}).	40
Figura 7	Modelo da válvula V1 (G_{V1}).	42
Figura 8	Modelo da vazão no tanque (G_{vazao}).	43
Figura 9	Modelo de preempção ($G_{preempcao}$).	44
Figura 10	Especificação para limites de nível ($E_{limites}$).	44
Figura 11	Especificação para evitar ações desnecessárias da válvula ($E_{acao-util}$).	45
Figura 12	Especificação para ligar bomba antes de acionar a válvula (E_{ordem}).	46
Figura 13	Supervisor reduzido para o caso simples (S_{red}).	48
Figura 14	Diagrama da planta utilizada na implementação.	53
Figura 15	Modelo da válvula V2 (G_{V2}).	55
Figura 16	Modelo da vazão em relação à V1 ($G_{vazao-V1}$).	55
Figura 17	Modelo da vazão em relação à V2 ($G_{vazao-V2}$).	56
Figura 18	Supervisor reduzido para implementação ($S_{red-imp}$).	57
Figura 19	Nível do tanque quando o SP está no limite inferior.	61
Figura 20	Abertura da válvula V1 quando o nível está no limite inferior.	61
Figura 21	Arquitetura de controle de processo em Foundation Fieldbus sob ação de controle supervisorio.	63
Figura 22	Estratégia de controle implementada em rede Foundation Fieldbus.	64
Figura 23	Implementação do automato em ladder.	65
Figura 24	Deteccção de NIVEL_ALTO com histerese.	67
Figura 25	Implementação em ladder do $S_{red-imp}$	68
Figura 26	Comportamento do nível com supervisor atuando em limite baixo.	70

Figura 27 Comportamento da válvula V1 com supervisor atuando em limite baixo.....	71
Figura 28 Comportamento do nível com supervisor atuando em limite alto.....	71
Figura 29 Comportamento da válvula V1 com supervisor atuando em limite alto.....	72
Figura 30 Arquitetura de Controle Hierárquico.....	74
Figura 31 Bomba e malha de válvulas atuando sobre o nível de um tanque.....	76
Figura 32 Especificação para evitar ações desnecessárias para válvulas em paralelo ($E_{paralelo_acao_util}$).....	78
Figura 33 Especificação para evitar ações desnecessárias para válvulas em série ($E_{serie_acao_util}$).....	78
Figura 34 Simplificação do sistema com malha de válvulas.....	81
Figura 35 Ducto com duas válvulas em série.....	82
Figura 36 Os modelos de cada uma das válvulas em série.....	83
Figura 37 Composição de duas válvulas série com vocalização (G_{1s2}).....	84
Figura 38 Evitar ações desnecessárias para duas válvulas em série (E_{1s2}).....	86
Figura 39 Supervisor para duas válvulas em série (Sup_{1s2}).....	88
Figura 40 Válvula equivalente para duas válvulas em série (V_{1s2}).....	90
Figura 41 Ducto com duas válvulas em paralelo.....	92
Figura 42 Os modelos de cada uma das válvulas em paralelo.....	92
Figura 43 Composição de duas válvulas paralelas com vocalização (G_{1p2}).....	93
Figura 44 Evitar ações desnecessárias para duas válvulas em paralelo (E_{1p2}).....	96
Figura 45 Supervisor para duas válvulas em paralelo (Sup_{1p2}).....	97
Figura 46 Válvula equivalente vista no nível superior para duas válvulas em paralelo (V_{1p2}).....	99
Figura 47 Problema de nível de tanque com bomba e malha de válvulas.....	102
Figura 48 Primeiro e segundo nível - Equivalência para duas válvulas em série.....	103
Figura 49 Segundo e terceiro nível - Equivalência para duas válvulas em paralelo.....	103

Figura 50 Primeiro nível - Duas válvulas em série.	103
Figura 51 Primeiro nível - Diagrama simplificado.	104
Figura 52 Primeiro nível - Supervisor para duas válvulas em série <i>Sup_1s2</i>	104
Figura 53 Primeiro nível - Supervisor e planta em malha fechada.	105
Figura 54 Segundo nível - Duas válvulas em paralelo.	106
Figura 55 Segundo nível - Diagrama simplificado para os dois pri- meiros níveis.	106
Figura 56 Segundo nível - Eventos vocais transmitidos do primeiro para o segundo nível.	107
Figura 57 Segundo nível - Operador traduzindo comandos do se- gundo para primeiro nível.	108
Figura 58 Segundo nível - Diagrama completo com os dois primeiros níveis.	109
Figura 59 Terceiro nível - Sistema simples com uma válvula.	110
Figura 60 Terceiro nível - Diagrama simplificado para os três níveis.	111
Figura 61 Terceiro nível - Eventos vocais transmitidos do segundo para o terceiro nível.	112
Figura 62 Terceiro nível - OperadorH traduzindo comandos do ter- ceiro para segundo e primeiro nível.	114
Figura 63 Terceiro nível - Diagrama completo para os três níveis.	115
Figura 64 Arquitetura de controle hierárquico genérica em mul- tiníveis.	116
Figura 65 Supervisor não reduzido para o caso simples (S).	127
Figura 66 Supervisor não reduzido para implementação (S_{imp}). ..	128
Figura 67 Diagrama da planta utilizada na implementação.	131
Figura 68 Modelo que relaciona bomba, malha de válvulas e a vazão (G_{vazao_malha}).	135
Figura 69 Modelo da planta para duas válvulas em série em para abstração - G_s	139
Figura 70 Modelo da planta para duas válvulas em paralelo em para abstração - G_p	140
Figura 71 Blocos utilizados para configurar a rede Fieldbus.	143

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Estados do modelo de nível do tanque	39
Tabela 2	Eventos do modelo de nível do tanque	41
Tabela 3	Números de estados dos autômatos na síntese para o caso simples.	47
Tabela 4	Eventos desabilitados pelo supervisor reduzido em cada estado para o caso simples.	48
Tabela 5	Números de estados dos autômatos na síntese para implementação.	57
Tabela 6	Relação entre os eventos do modelo e da planta piloto .	59
Tabela 7	Relação entre os eventos do modelo da válvula e da planta piloto	62
Tabela 8	Blocos para comunicação entre o CLP e a rede Foundation Fieldbus.	64
Tabela 9	Números de estados dos autômatos na síntese para um sistema com malha de válvulas	79
Tabela 10	Vocalizações em cada estado para a composição de duas válvulas em série.	84
Tabela 11	Número de estados dos autômatos na síntese para duas válvulas em série.	87
Tabela 12	Vocalizações e desabilitações em cada estado para o supervisor de duas válvulas em série.	88
Tabela 13	Traduções das desabilitações do nível superior para o inferior para duas válvulas em série.	90
Tabela 14	Vocalizações em cada estado para a composição de duas válvulas em paralelo.	94
Tabela 15	Número de estados dos autômatos na síntese para duas válvulas em série.	96
Tabela 16	Vocalizações e desabilitações em cada estado para o supervisor de duas válvulas em paralelo.	97
Tabela 17	Traduções das desabilitações do nível superior para o inferior para duas válvulas em paralelo.	98

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	23
1.1	MOTIVAÇÃO	23
1.2	OBJETIVOS	28
1.3	ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO	29
2	FORMULAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO PARA UM SISTEMA TÍPICO	31
2.1	CONTROLE SUPERVISÓRIO DE SEDS	31
2.1.1	Sistemas a Eventos Discretos	31
2.1.2	Linguagens e Autômatos	32
2.1.3	Teoria de Controle Supervisório	35
2.2	PROBLEMA TÍPICO COM UMA VÁLVULA	37
2.3	PLANTA PARA O CASO SIMPLES	37
2.3.1	Modelagem da bomba	38
2.3.2	Modelagem do nível do tanque	38
2.3.3	Modelagem da válvula V1	41
2.3.4	Modelagem da vazão no tanque	42
2.3.5	Modelagem da preempção	43
2.4	ESPECIFICAÇÕES PARA O CASO SIMPLES	44
2.5	SUPERVISOR PARA O CASO SIMPLES	46
2.6	DISCUSSÃO	49
3	IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPER- VISÓRIO EM UMA PLANTA PILOTO	51
3.1	PLANTA PILOTO	52
3.2	SÍNTESE DE CONTROLE SUPERVISÓRIO	54
3.2.1	Planta para a implementação	54
3.2.1.1	Modelagem da válvula V2	54
3.2.1.2	Vazão relacionada à válvula V1	55
3.2.1.3	Vazão relacionada à válvula V2	55
3.2.2	Especificação para a implementação	56
3.2.3	Supervisor para a implementação	56
3.3	IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO EM REDE FOUNDATION FIELDBUS	58
3.3.1	Tecnologia Foundation Fieldbus	58
3.3.2	Relação entre os eventos abstraídos e reais	59
3.3.3	Estratégia de implementação na rede Foundation Fieldbus	62

3.4	IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO EM CLP	65
3.5	RESULTADOS DA IMPLEMENTAÇÃO	69
3.5.1	Resultado para o limite mínimo de segurança	70
3.5.2	Resultado para o limite máximo de segurança	70
3.6	CONCLUSÃO DO CAPÍTULO	72
4	CONTROLE SUPERVISÓRIO PARA MALHAS DE VÁLVULAS	73
4.1	CONTROLE HIERÁRQUICO DE SED	73
4.2	SISTEMA DE CONTROLE DE NÍVEL COM MALHA DE VÁLVULAS	76
4.3	SÍNTESE DO SISTEMA COM MALHA DE VÁLVULAS PELA TCS CLÁSSICA	77
4.4	GERAÇÃO DE VÁLVULAS EQUIVALENTES POR CONTROLE HIERÁRQUICO	80
4.5	ABSTRAÇÃO DE DUAS VÁLVULAS EM SÉRIE	82
4.5.1	Representação de duas válvulas em série	82
4.5.2	Composição de duas válvulas em série	82
4.5.3	Planta da abstração de duas válvulas em série	86
4.5.4	Especificação para duas válvulas em série	86
4.5.5	Supervisor para duas válvulas em série	87
4.5.6	Válvula equivalente para duas válvulas em série ..	90
4.6	ABSTRAÇÃO DE DUAS VÁLVULAS EM PARALELO .	91
4.6.1	Representação de duas válvulas em paralelo	91
4.6.2	Composição de duas válvulas em paralelo	92
4.6.3	Planta da abstração de duas válvulas em paralelo .	95
4.6.4	Especificação para duas válvulas em paralelo	95
4.6.5	Supervisor para duas válvulas em paralelo	96
4.6.6	Válvula equivalente para duas válvulas em paralelo	98
4.7	MÚLTIPLAS VÁLVULAS	99
4.8	SÍNTESE DE UM PROBLEMA COM MALHA DE VÁLVULAS POR CONTROLE HIERÁRQUICO	101
4.8.1	Passos para simplificação do sistema com malha de válvulas	102
4.8.2	Primeiro nível - Duas válvulas em série	103
4.8.3	Segundo nível - Duas válvulas em paralelo	105
4.8.4	Terceiro nível - Sistema simples com uma válvula .	110
4.9	GENERALIZAÇÃO DO MÉTODO COM CONTROLE HIERÁRQUICO	113
4.10	CONCLUSÃO DO CAPÍTULO	114
5	CONCLUSÃO	117

REFERÊNCIAS	121
APÊNDICE A – Supervisores não reduzidos	129
APÊNDICE B – Diagrama da planta piloto utilizada na implementação	131
APÊNDICE C – Modelo que relaciona bomba, malha de válvulas e a vazão	136
APÊNDICE D – Plantas para equivalência de válvulas em série e paralelo	141
APÊNDICE E – Configurações e parâmetros utilizados no controle de nível do processo	143

1 INTRODUÇÃO

1.1 MOTIVAÇÃO

As indústrias de petróleo, gás natural e outros produtos químicos, conhecidas de forma geral como indústrias de processos, possuem preocupações de segurança tão diversas quanto os processos que operam, e devem operar da forma mais segura possível. Devido aos altos riscos de acidentes de trabalho e até de catástrofes, o controle nestas indústrias deve considerar não apenas as situações de operação normal, mas também prever e considerar situações de erro e segurança. É imprescindível monitorar continuamente o processo e aplicar ações para impedir uma situação anormal da planta, protegendo pessoas e ambiente contra desastres.

Essas indústrias empregam materiais perigosos em seus processos produtivos. Os processos normalmente são realizados de forma contínua, sem interrupção, mas pode haver processos em lote (batelada), executados em ciclos. Temperatura, pressão, vazão e nível de fluidos são as variáveis normalmente a serem controladas durante o processo. Para essa tarefa, o sistema dispõe de sensores e outros dispositivos para obter informações da planta. O controlador processa a informação recebida e envia um comando para o elemento final de controle. Esse é um mecanismo que atua diretamente no processo com o objetivo de manter a variável controlada em um valor pré-determinado (PESSA, 2006). Como exemplos de elementos finais de controle, podem-se citar bombas, resistências elétricas, motores, dampers e louvers. Porém, um elemento merece atenção: a válvula.

A válvula é o elemento final mais usado nos sistemas de controle industrial (PESSA, 2006). É simples, confiável, de custo relativamente baixo e disponível para uma ampla gama de aplicações de processo. Ela atua no controle de fluidos, seja para redução de pressão ou simplesmente para encher um reservatório. É mais sujeita a severas condições de pressão, temperatura, corrosão e contaminação que qualquer outro componente. Mesmo assim, deve trabalhar adequadamente, sem falhas. O controle sobre a válvula pode ser manual ou automático (nesse caso, elas são denominadas válvulas de controle e são mais caras do que as manuais). As válvulas podem ser associadas em série e em paralelo no sistema, formando malhas. Isso traz flexibilidade, uma vez que tubulações alternativas permitem a manutenção do sistema sem interromper o processo produtivo. Também proporciona segurança,

pois, caso alguma válvula venha a falhar, há redundâncias para manter a normalidade no sistema.

De acordo com Liptak (2002), no campo de controle e instrumentação em processos industriais podem ser abrangidos dois tipos de sistemas, normalmente independentes. O BPCS (*Basic Process Control System*, sistema básico de controle de processo) e o SIS (*Safety Instrumented System*, sistema instrumentado de segurança), ambos regidos pelas normas ANSI/ISA-84.01 e IEC 61511. O BPCS garante que o sistema desempenhe de forma desejada as funções de controle para manter a operação normal. Ele monitora e controla continuamente o processo, e também pode executar outras funções, como alarmes e encerramento dos processos, mas não são projetados para garantir a segurança do sistema. É exemplificado por controladores proporcionais-integrados-derivativos (PIDs), em lote e sequenciamento. Por outro lado, o SIS é projetado para atuar em situações de prevenção e perigo, minimizando riscos de acidente ou danos aos equipamentos da planta. É um sistema composto por sensores, controlador lógico e atuadores e que detecta uma condição anormal no sistema e o conduz para um estado seguro. Age de forma automática e independente de outros sistemas.

O controle de processos industriais visa atender propriedades como seguimento de referência, estabilidade, tempo de resposta e rejeição de perturbações, problemas que são tipicamente modelados como sistemas dinâmicos de variáveis contínuas. Porém, para tratar os problemas de sequenciamentos, intertravamentos e outras lógicas relativas à produção e segurança, a dinâmica pode ser interpretada como sendo da classe de sistemas a eventos discretos (SEDs). Operações de válvulas, acionamento de motores e bombas podem ser tratados como eventos, e mesmo a altura de água em um tanque pode ser abstraída para ser tratada como tal. Os SEDs são sistemas cuja dinâmica é dirigida pela ocorrência de eventos que acontecem abruptamente e, possivelmente, em intervalos de tempo irregulares e desconhecidos (CASANDRAS; LAFORTUNE, 2009). Permitem a formulação e solução de uma série de problemas de síntese. Os modelos de eventos discretos geralmente são usados para descrever situações em que a coordenação e o controle são necessários para assegurar o fluxo ordenado de eventos ou para evitar a ocorrência de cadeias de eventos indesejadas.

A indústria de processos possui muitos sistemas críticos, que são sistemas geralmente encarregados de atividades de controle que requerem alto grau de confiabilidade. Suas falhas podem levar a danos sérios em equipamentos de custo elevado e até perdas de vidas humanas. Devido à complexidade e à segurança relacionada a esta indústria,

realizar um projeto de controle correto e que evite situações de perigo é extremamente importante. Nas indústrias de modo geral, o controle lógico do processo é implementado em CLPs (Controladores Lógico Programáveis). Para analisar se essa lógica de controle cumpre os requisitos desejados, existem métodos de verificação de CLP, discutidos em Gergely, Coroiu e Popentiu-Vladicescu (2011).

O programa em CLP deve ser reescrito caso o sistema não cumpra os requisitos esperados. Quanto mais tarde for detectada a falha, mais cara a correção. Por isso que a verificação contra erros do sistema deve ser feita durante o processo de projeto, o que reduz significativamente o custo para suas correções. Para quantificar, a remoção de um erro na fase de projeto é de cerca de 250 EUR; na fase de teste é de cerca de 1000 EUR, enquanto durante a operação do sistema é de cerca de 12.500 EUR, como descrito em Gergely, Coroiu e Popentiu-Vladicescu (2011).

Cerca de 80% dos programas são validados por revisão, método manual que depende muito da experiência do projetista. Existem também a validação por modelagem e simulação (CANTOT; LUZEAUX, 2013) e a validação por teste (NAVABI, 1997), métodos trabalhosos e propensos a erros, e que não analisam todos os cenários que podem levar a algum problema no sistema. Por isso, é mais adequado verificar a lógica de controle por métodos formais, como a verificação formal (ANDERSON; TOURLAS, 1997) e o *model checking* (CLARKE; EMERSON; SISTLA, 1986). Apesar da dificuldade de modelar o comportamento de certos sistemas, esses métodos podem verificar a ocorrência de erros em todos os cenários possíveis que levam o sistema a alguma situação de risco.

A técnica de *model checking* realiza a verificação sistemática do sistema a partir de seu modelo em estados finitos e uma especificação expressa de forma lógica. Se algum problema é identificado, gera-se um contraexemplo mostrando em quais situações o erro ocorre, para refinamento do projeto. Existem muitos trabalhos relacionados a essa técnica. Yang, Tan e He (2001) consideram o uso de *model checking* para verificação automática das especificações em sistemas instrumentados de segurança (SIS) de processos industriais, método que se mostra eficaz através de estudos de caso. Kim e Moon (2009) propõem uma verificação automática em *model checking* para determinação de erros no projeto de controle lógico de SIS em processos químicos, modelando cada unidade do processo como um módulo. Através de exemplos são mostrados que a técnica torna mais rápido e eficaz o diagnóstico de erros.

Neste trabalho pretende-se estudar e aplicar, não as técnicas de verificação, mas a de validação pela síntese formal, aplicando-se a teoria de controle supervísório (TCS) de SEDs, formulada por Ramadge e Wonham (1987). A síntese é realizada a partir dos modelos da planta (comportamento fisicamente possível do sistema) e das especificações impostas para o sistema. A técnica de síntese gera o controlador supervísório, que é o máximo comportamento controlável da planta, não-bloqueante e que satisfaz as especificações. Esse supervisor interage com o sistema em malha-fechada impedindo somente eventos que levam a situações que não estão em conformidade com as especificações. A síntese se contrapõe aos métodos de verificação, pois se garante por construção o comportamento desejado do sistema, de forma minimamente restritiva.

O controlador supervísório de SEDs difere dos controladores de ações de comando, presentes no BPCS. Os controladores do BPCS possuem uma sequência lógica bem definida e rígida, forçando a planta a permanecer dentro de um objetivo desejado, normalmente relacionado ao processo produtivo. Para cada informação recebida da planta pelo controlador, há um comando em resposta. Já o controlador supervísório é mais flexível e tem uma ação permissiva que deixa a planta executar qualquer evento, desde que essas ações não levem o sistema a algum acontecimento indesejado. Seu papel geralmente é referente às questões de segurança. O controle supervísório pode ser visto como um supervisor do BPCS, mantendo o comportamento do sistema dentro de condições seguras, o que evita que o SIS tenha de agir.

A síntese, porém, possui problemas como a dificuldade em se modelar sistemas complexos e a explosão de estados. O número de estados do modelo global cresce exponencialmente conforme se aumenta o número de subsistemas, um problema inerente a SEDs. Para lidar com esses problemas, existem algumas extensões da TCS: o controle modular local (QUEIROZ; CURY, 2000) propõe um supervisor para cada especificação, de modo que executados simultaneamente realizam a tarefa geral de supervisão; e na arquitetura de controle hierárquica (ZHONG; WONHAM, 1990) a ação de controle é dividida em diferentes níveis, com a abstração do sistema crescendo conforme se sobe de nível.

A indústria de processos possui muitas operações em comum, como controle de nível, temperatura e pressão. Nessas operações, elementos como sensores, bombas e válvulas são frequentemente empregados. Mesmo as especificações de comportamento e segurança do sistema podem ser semelhantes. Desse modo, a possibilidade de reutilização de modelos e estruturas reduz o tempo de desenvolvimento da resolução

da síntese e diminuem-se erros de modelagem. Isso torna mais factível emprego do controle supervisiório na indústria.

Desde a formulação da síntese pela TCS, uma grande quantidade de trabalhos acadêmicos tem explorado o assunto, mas ainda são escassas as aplicações em meio industrial, especialmente na indústria de processos (ZAYTOON; RIERA, 2017). Entre os principais trabalhos da área está o de Balemi et al. (1993), em que é aplicada a síntese na fabricação de semicondutores com a metodologia de controle entrada/saída. Ele trata da ideia do sistema como executor de eventos controláveis, e não mais como gerador de eventos. Essa interpretação é importante quando se implementa o controle supervisiório.

Em Sanchez e Macchietto (1995) é proposto um método para projetar um controlador de processos para o sistema a partir do refinamento do controle supervisiório de SEDs obtido da síntese. A vantagem desse controlador de processos proposto é já considerar as especificações comportamentais em seu projeto, impedindo a ocorrência de situações indesejadas no sistema. A desvantagem é que não possui a flexibilidade do controlador supervisiório. Alsop et al. (1996) aplicam esse método em um processo químico complexo, com o controlador respondendo bem às situações normais e anormais.

Há também trabalhos voltados para a indústria de processos. Nunes, Basilio e Sotomayor (2012) desenvolvem um sistema de detecção e diagnóstico de falha em válvulas para um processo de tratamento primário de petróleo, utilizando também a TCS. Yeh e Chang (2012) apresentam procedimento para gerar supervisores de resposta à emergência em processos de lote na indústria química. Yamalidou e Kantor (1991) adotam a rede de Petri para modelagem e coordenação lógica das operações discretas em lote. É demonstrado que a técnica é viável para processos químicos a eventos discretos. Gu e Bahri (2002) fazem considerações sobre redes de Petri em processos químicos de lote, aplicando a técnica para planejamento, programação, supervisão e coordenação, e controle local.

Em Otto et al. (2012) é sintetizado um supervisor para um sistema industrial de transporte pneumático de matérias-primas em pó, com o desenvolvimento de uma ferramenta para tradução automática do supervisor para ser implementado em CLP. E em Teixeira e Leal (2008) é apresentada uma aplicação da TCS no desenvolvimento de lógicas de controle para refrigeradores, propõe-se uma estrutura de implementação.

Problemas envolvendo controle hierárquico são menos comuns. Em Afzalian, Noorbakhsh e Wonham (2010) é apresentada a síntese

para um problema de transformador com *tap* variável, operando em modo automática e manual. O supervisor obtido é implementado em ladder. A arquitetura de controle hierárquica é aplicada nesse sistema para lidar com situações de falha.

Os trabalhos de implementação da TCS são normalmente voltados para a indústria de manufatura, cuja dinâmica difere quando comparada com a de processos. Queiroz e Cury (2002) implementam a abordagem de controle modular local em uma célula de manufatura comandada por CLP. É também proposta uma estrutura para implementação física do supervisor.

1.2 OBJETIVOS

Pretende-se neste trabalho propor estratégias de síntese e implementação para aplicar a teoria de controle supervísório (TCS) na síntese de lógica de controle a eventos discretos de malhas de válvulas em sistemas de automação na indústria de processos.

Para ilustrar a aplicação da metodologia e avaliar as vantagens e limitações de seu uso neste domínio de aplicações, a metodologia é aplicada para segurança operacional em um problema comum da indústria de processos: controle de nível de um tanque, em que atuam uma bomba e uma válvula. Mais especificamente, para se atingir tal objetivo, pretende-se

- Realizar a modelagem por autômatos da planta e especificações e consequentemente sintetizar o supervisor do problema-exemplo.
- Aproveitar os modelos obtidos da síntese do controlador para outros problemas relacionados, o que torna mais fácil a tarefa de modelagem para sistemas deste tipo.

Com o intuito de se investigar a viabilidade da TCS como ferramenta formal para síntese dos supervisores na indústria, onde é pouco utilizada, é implementado numa planta piloto um caso inspirado em problemas reais. A planta é instrumentada por um sistema distribuído de controle composto por um controlador lógico programável e um conjunto de sensores e atuadores inteligentes interligados por rede de campo industrial do tipo Foundation Fieldbus. Isso torna a implementação diferente dos casos encontrados na literatura, normalmente voltados para a indústria de manufatura.

Malhas de válvulas aparecem com frequência em problemas relacionados à indústria de processos, mas sua complexidade dificulta a

aplicação da TCS nesses casos. Sugerir técnicas para lidar com problemas complexos através da TCS contribui para sua aceitação na indústria de processos. Por isso, é proposto um método de resolução para problemas envolvendo malhas de válvulas por controle hierárquico em multiníveis. Especificamente pretende-se:

- Definir padrões de modelagem e estratégias de abstração para lidar com problemas complexos.
- Apresentar técnicas para tratar de malhas de válvulas por controle hierárquico.
- Ilustrar metodologia por um estudo de caso.
- Mostrar, através de estudos de caso, uma perspectiva sobre limitações e viabilidades da aplicação da síntese na indústria de processos, com e sem a utilização da arquitetura de controle hierárquico.

1.3 ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO

Este trabalho está dividido em cinco capítulos, organizados como descritos a seguir. No início de cada capítulo é realizada a revisão bibliográfica sobre cada assunto pertinente.

Após a introdução, no segundo capítulo é ilustrada e analisada a viabilidade da TCS em problemas da indústria de processos. Para isso é aplicada a síntese de supervisor visando a segurança operacional de um sistema típico da indústria de processos, um controle de nível.

No terceiro capítulo é implementado o controle supervisor em uma planta piloto para um problema semelhante ao resolvido no capítulo anterior. Vantagens e desvantagens da implementação são verificadas.

No quarto capítulo é proposta, em detalhes, uma estratégia para resolução de problemas envolvendo malhas de válvulas através da arquitetura de controle hierárquico, em multiníveis. Para auxiliar nesta resolução, são obtidos modelos equivalentes para associação de válvulas em série e em paralelo utilizando controle hierárquico.

Finalmente, no quinto capítulo são expressas as conclusões e perspectivas para trabalhos futuros.

2 FORMULAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO PARA UM SISTEMA TÍPICO

Neste capítulo pretende-se ilustrar a aplicação da síntese de controle supervisório para questões de segurança em um problema comum da indústria de processos. Trata-se de um sistema de controle de nível no qual atuam uma bomba e uma válvula. São discutidos benefícios e desvantagens do controle supervisório.

Na seção inicial é exposta a teoria necessária para a compreensão do capítulo, como os conceitos de Sistemas a Eventos Discretos (SEDs), de Linguagens e Autômatos e da Teoria de Controle Supervisório (TCS). A segunda seção apresenta o problema que é analisado no decorrer do capítulo. Na terceira é realizada a modelagem para os componentes que formam a planta. Na quarta seção, as especificações consideradas neste problema são apresentadas. Na quinta seção é calculada a síntese do supervisor que proíbe as situações indesejadas de ocorrerem, de forma minimamente restritiva. É também discutida a viabilidade do método. Na seção final há uma breve discussão sobre o capítulo.

2.1 CONTROLE SUPERVISÓRIO DE SEDS

Nesta seção é sucintamente apresentado o embasamento teórico necessário para a compreensão da síntese de supervisores.

2.1.1 Sistemas a Eventos Discretos

Um sistema em que as mudanças ocorrem através de eventos físicos e de forma súbita, em intervalos de tempo normalmente inconsistentes e desconhecidos, é conhecido como um Sistema a Eventos Discretos (SEDs), como descrito por Cassandras e Lafortune (2009). Essas mudanças instantâneas e imprevisíveis são denominadas eventos e podem ser exemplificadas como a ativação de um sensor, o momento em que uma máquina é ligada ou quando ocorre o fim de uma temporização.

Os eventos indicam uma alteração interna no sistema e o levam de um estado para outro, até que ocorra um novo evento. Por isso, a variação de estados do sistema não depende do tempo, e sim da ocorrência de eventos. A Figura 1 exemplifica o percurso de um SEDs,

relacionando seu estado com o tempo.

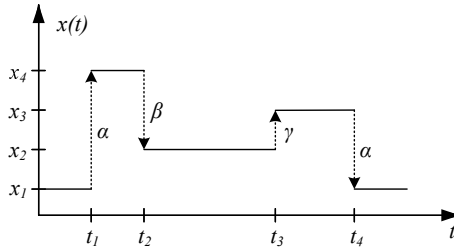


Figura 1 – Trajetória típica de um sistema a eventos discretos.

Fonte: Cury (2001).

Na ilustração, os eventos são representados pelos símbolos α , β e γ , e os estados por x_1 a x_4 . Nota-se que só ocorre alteração de estado quando acontece algum evento, em intervalos de tempo irregulares. Dependendo do estado em que ocorre, o mesmo evento pode levar para diferentes estados, como acontece com α . O número de estados do sistema pode ser ilimitado, mas, na prática, trabalha-se com os limitados. Quanto aos eventos, assume-se que são limitados.

Em comparação com os sistemas a eventos discretos, nos sistemas dinâmicos de variáveis contínuas a mudança de estados (variável dependente) ocorre com o passar do tempo (variável independente). Nesse caso, como as variáveis podem assumir qualquer valor dentro de uma faixa, assume-se que o número de estados é infinito.

Um SED é constituído por um conjunto de cadeias de símbolos que representa as sequências de eventos no sistema e que o conduzem a certos objetivos. Muitos modelos podem representar o comportamento lógico de SEDs. Dentre os principais, destacam-se a Teoria de Linguagens e Autômatos (de Ramadge-Wonham), e as Redes de Petri. Ambos possuem procedimentos de síntese. O mais apropriado a utilizar depende da aplicação.

2.1.2 Linguagens e Autômatos

O comportamento lógico de SEDs pode ser modelado a partir da teoria de linguagens e autômatos, descrito em Cassandras e Lafortune (2009) e Wonham (2015). Sendo Σ o conjunto de eventos (alfabeto), então a linguagem L é o conjunto de cadeias formadas pelos elementos pertencentes a Σ . O conjunto de todas as possíveis cadeias finitas

formadas por elementos de Σ , inclusive a cadeia vazia ε , é denotada por Σ^* . Isso significa que $L \subseteq \Sigma^*$. Em outras palavras, a linguagem de SEDs é um subconjunto de todas as sequências possíveis de ocorrência de eventos no sistema.

Para $tuv = s$, com $t, u, v \in \Sigma^*$, tem-se que t é o prefixo de s , u é a subcadeia e v , o sufixo.

É importante considerar as seguintes operações que podem ser realizadas sobre a linguagem de autômatos:

- Concatenação: considerando duas linguagens $L_1, L_2 \subseteq \Sigma^*$, uma cadeia está em L_1L_2 se ela pode ser escrita como a concatenação de uma cadeia de L_1 com uma cadeia de L_2 .
- Prefixo-Fechamento: para uma linguagem $L \in \Sigma^*$, \bar{L} é o prefixo-fechamento de L , e consiste no conjunto formado por todas as cadeias de Σ^* que são prefixos de L .

Em SEDs definem-se as sequências de eventos em L que levam o sistema a completar certas tarefas como a linguagem marcada, representada por L_m , de forma que $L_m \subseteq L$.

Não é simples descrever uma linguagem através da enumeração de cadeias. Para representar um SEDs de forma simples, concisa, clara e sem ambiguidade há os autômatos. O autômato determinístico de estados finitos é uma quintupla $G = (Q, \Sigma, \delta, q_0, Q_m)$, onde:

- Q é o conjunto de estados do autômato;
- Σ é o conjunto de eventos que definem o alfabeto;
- $\delta : \Sigma \times Q \rightarrow Q$ é a função de transição parcial definida em cada estado de Q para um subconjunto de Σ ;
- q_0 é o estado inicial, com $q_0 \in Q$;
- Q_m é o subconjunto de estados marcados, com $Q_m \subseteq Q$.

A Figura 2 ilustra a representação gráfica de um autômato. É um grafo dirigido, em que os nós q_0 e q_1 são os estados; os arcos são a ocorrência dos eventos α e β e fazem a transição entre estados; uma flecha aponta para o estado inicial q_0 ; e os estados marcados (somente q_0 neste caso) possuem círculos duplos.

São associadas ao autômato G a linguagem gerada $L(G)$ e a linguagem marcada $L_m(G)$. Todas as sequências de eventos possíveis,

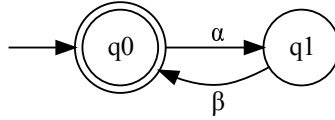


Figura 2 – Estrutura básica de um autômato.

partindo do estado inicial, são representadas pela linguagem $L(G)$, enquanto $L_m(G)$ são as seqüências que, a partir do estado inicial, levam aos estados marcados. Dois autômatos G_1 e G_2 são equivalentes quando $L(G_1) = L(G_2)$ e $L_m(G_1) = L_m(G_2)$.

Um autômato G é acessível quando, a partir do estado inicial q_0 , é possível alcançar qualquer estado q . Diz-se que G é co-acessível quando, a partir de um estado qualquer q , há uma cadeia de eventos que leva a um estado marcado, cuja relação é descrita por $L(G) = \overline{L_m(G)}$. Chama-se um autômato de *trim* quando ele é acessível e co-acessível. Caso G não seja *trim*, é necessário eliminar os estados não acessíveis e não co-acessíveis para obter o componente *trim* deste autômato.

Quando ocorre bloqueio, o sistema fica impossibilitado de completar tarefas. O sistema é bloqueante se houver uma seqüência de $L(G)$ que não possa ser completada para nenhuma seqüência de $L_m(G)$. Para o autômato ser não bloqueante, ele deve ser co-acessível. Há duas situações de bloqueio: quando do estado atual não é possível alcançar um estado marcado e não há transições de saída, ocorre o *deadlock*. Há também o *livelock*, que é quando a evolução do sistema fica restrita a um certo número de estados, mas nenhum deles é marcado.

Uma forma de representar o sistema por SEDs é por um único autômato que tenha todas as seqüências possíveis de eventos que ele possa gerar. Mas, para sistemas complexos, esta é uma tarefa complicada; para uma modificação, todo o modelo tem de ser refeito. Para facilitar, pode-se compor modelos para cada subsistema. Atuando em paralelo, os subsistemas têm o mesmo comportamento caso houvesse apenas um modelo. Assim, torna-se mais fácil a modelagem e também alterações no sistema.

Para compor os modelos dos subsistemas, umas das formas é realizar a Composição Síncrona de Autômatos, definida a seguir, para G_1 e G_2 :

$$G_1 \parallel G_2 = Ac(Q_1 \times Q_2, \Sigma_1 \cup \Sigma_2, \delta_{1 \parallel 2}, (q_{01}, q_{02}), Q_{m1} \times Q_{m2})$$

em que Ac é o componente acessível e:

$$\delta_{1 \parallel 2} : (Q_1 \times Q_2) \times (\Sigma_1 \cup \Sigma_2) \rightarrow (Q_1 \times Q_2)$$

Eventos comuns em Σ_1 e Σ_2 são executados de forma síncrona, enquanto os não-comuns de forma assíncrona.

Algumas propriedades merecem destaque:

- $G_1 \parallel G_2 = G_2 \parallel G_1$
- $(G_1 \parallel G_2) \parallel G_3 = G_1 \parallel (G_2 \parallel G_3)$
- A composição pode ser estendida para n autômatos

2.1.3 Teoria de Controle Supervisório

A composição dos subsistemas forma a planta G , modelada por um autômato determinístico. O comportamento gerado é descrito por $L(G)$ e o marcado por $L_m(G)$. Certas linguagens $L(G)$ e $L_m(G)$ contêm sequências indesejadas, pois levam a situações de risco para o sistema. A especificação $E \in \Sigma^*$ é o conjunto de restrições que se quer impor ao sistema.

A partir da Teoria de Linguagens e Autômatos, é definida em Ramadge e Wonham (1987) a Teoria de Controle Supervisório (TCS). Um agente de controle do sistema, chamado de supervisor, dito S , age inibindo eventos não desejados de ocorrerem e permitindo aqueles eventos admitidos pelas especificações, sem a ocorrência de bloqueios. Projeta-se esse supervisor para restringir o sistema ao máximo comportamento controlável, ser não-bloqueante e respeitar as especificações impostas ao sistema, sempre de forma minimamente restritiva.

A Figura 3 ilustra como o supervisor se relaciona com a planta em malha fechada. Nessa interação, o supervisor recebe o estado atual da planta G e determina os eventos que podem ser habilitados. A cada novo evento em G , o supervisor atualiza a entrada de controle, a interpreta, e então desabilita os eventos indesejáveis para o sistema.

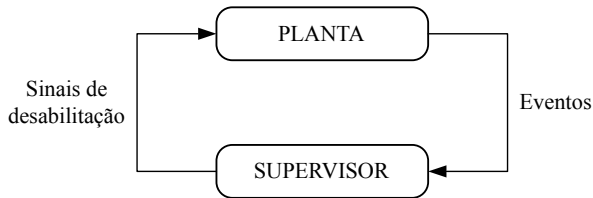


Figura 3 – Estrutura em malha fechada do controle supervisório.

O conjunto de eventos da planta pode ser particionado em dois

subconjuntos: Σ_c são os eventos controláveis e Σ_u os não controláveis, sendo $\Sigma = \Sigma_c \dot{\cup} \Sigma_u$. O supervisor pode habilitar ou desabilitar os eventos controláveis, mas não consegue impedir os não controláveis de acontecerem. Os eventos controláveis são representados com um pequeno corte no arco de transição. Outra forma é representar eventos não-controláveis com ponto de exclamação (!) antes do nome do evento.

Um supervisor é um autômato com eventos contidos no mesmo alfabeto Σ de G . Ele atualiza o estado de acordo com a ocorrência de eventos em G . Se $L(S)$ for controlável em relação à G , a composição síncrona de S e G , $S||G$, resulta em S/G , e representa S controlando G . A partir dessa composição, somente transições permitidas tanto em S como em G ocorrem. O comportamento em malha fechada é descrito por $L(S/G) = L(S||G)$ e $L_m(S/G) = L_m(S||G)$. Quando S/G for não-bloqueante, existe um estado marcado de S/G acessível por uma cadeia de eventos a partir do estado inicial.

Formalmente, define-se uma linguagem $K \subseteq \Sigma^*$ controlável em relação à planta G como $\bar{K}\Sigma_u \cap L(G) \subseteq \bar{K}$. Um supervisor S não bloqueante existe para G tal que $L_m(S/G) = K$ se e somente se K for controlável.

Sendo $C(K)$ o conjunto de todas as sublinguagens de K controláveis em relação à G , então há o elemento $SupC(K)$ que corresponde à máxima sublinguagem de K controlável em relação à G , ou seja, $supC(K)$ possui o comportamento menos restritivo para implementar o supervisor S no sistema G . O supervisor ótimo é tal que $L_m(S/G) = SupC(K)$ e $L(S/G) = \overline{SupC(K)}$. Caso $SupC(K) = \emptyset$, então o problema não possui solução, ou seja, não existe um supervisor que impeça o sistema de atingir maus estados ou que seja não-bloqueante.

A síntese calcula a máxima linguagem controlável que não contenha cadeias indesejáveis de eventos. Na TCS, para se obter a síntese dos supervisores deve-se inicialmente realizar as modelagens da planta G a ser controlada e das especificações E do sistema. Ao compor sincronicamente G e E , gera-se um autômato R . O supervisor S é a máxima linguagem controlável do componente *trim* de R . Esse supervisor deve ser não-bloqueante, sendo sempre possível alcançar um dos estados marcados, ou seja, permitindo o sistema sempre completar suas tarefas.

Para modelar as plantas, as especificações e conseqüentemente sintetizar o supervisor utilizando o menor número de estados, tornando os modelos mais simples para descrição do comportamento, emprega-se o conceito de abstração. Isso significa que somente parte dos eventos

relacionados ao comportamento do sistema são considerados. Geralmente, somente os necessários para coordenar a atuação concorrente dos diversos subsistemas, considerando os objetivos da resolução do problema.

Para implementar o controle supervisorio pode ser usado qualquer autômato S' tal que $L(S' \| G) = L(S)$ e $L_m(S' \| G) = L_m(S)$, pois ambos são equivalentes em suas ações. A redução do número de estados é um dos fatores que facilitam a implementação. Para auxiliar na composição de autômatos e na síntese do supervisor, existem algumas ferramentas computacionais, como Supremica (AKESSON et al., 2003), TCT (FENG; WONHAM, 2006) e IDES (RUDIE, 2006).

2.2 PROBLEMA TÍPICO COM UMA VÁLVULA

Para exemplificar a teoria de controle supervisorio (TCS), é realizada a síntese com o intuito de manter dentro dos limites de segurança o nível de um tanque e de prolongar a vida útil dos equipamentos da planta.

Sobre esse sistema simples de controle de nível atuam uma bomba e duas válvulas. A válvula V1 está na entrada do tanque e é de controle automático, enquanto uma válvula de controle manual se encontra na saída e sempre permanece aberta. A Figura 4 ilustra esse sistema. Para que haja vazão de água na entrada do sistema, é necessário que a bomba esteja ligada e a válvula de entrada aberta, o que gera elevação no nível do tanque. Caso bomba ou válvula se encontrem em outra situação, o nível do tanque descera, pois a válvula de saída está sempre aberta.

Para o problema apresentado, são descritos os processos de modelagem e síntese do supervisor.

2.3 PLANTA PARA O CASO SIMPLES

A seguir são descritos os modelos dos componentes que compõem a planta do sistema. Além da bomba, do tanque e da válvula, modelos para as relações de vazão e preempção entre esses componentes também são obtidos.

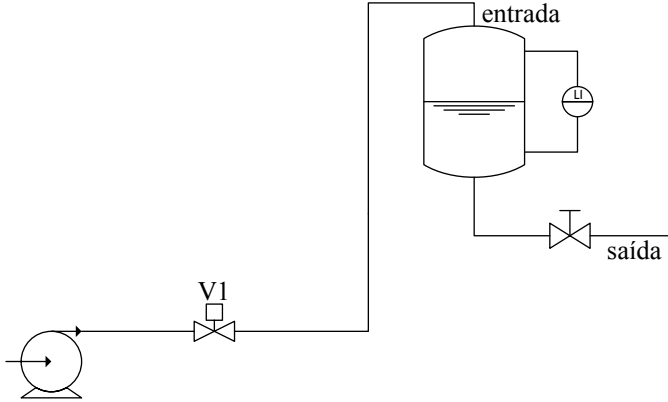


Figura 4 – Bomba e uma válvula atuando sobre o nível de um tanque.

2.3.1 Modelagem da bomba

Para realizar o modelo da bomba são considerados apenas dois estados: o estado de bomba desligada ($q0$) e o de ligada ($q1$). O evento *bomba_liga* leva o autômato para o estado ligado, enquanto o evento *bomba_desliga* para o estado desligado. Como o acionamento da bomba é executado pelo sistema, esses eventos são considerados como controláveis. Ambos os estados estão marcados, pois desse modo nunca há bloqueio na bomba. A Figura 5 ilustra essa modelagem. Através desse modelo pode-se impedir de ligar ou desligar a bomba, de acordo com supervisor.

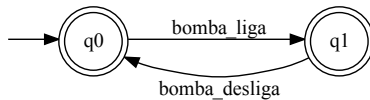


Figura 5 – Modelo da bomba (G_{bomba}).

2.3.2 Modelagem do nível do tanque

No modelo da Figura 6(a) é mostrada a altura do tanque dividida em níveis, não necessariamente igualmente espaçados. A discretização do tanque, que possui valores de níveis contínuos em percentual de 0%

a 100%, é necessária para que seja possível tratá-lo como um problema de sistemas a eventos discretos. O número de divisões pode variar para cada caso, sempre se considerando que muitas divisões podem provocar explosão computacional, enquanto poucas tornam o modelo muito distante da realidade, não permitindo a síntese adequada do supervisor do sistema.

Nesse caso em específico, o tanque é dividido em cinco níveis, de acordo com os parâmetros padrões para alarmes em projetos de controle e automação em redes Foundation Fieldbus, definidos em Die-drich e Neumann (1998). Tais parâmetros informam quando os valores medidos no sistema atingem os limites de interesse para a geração de alarmes. Existem os limites de aviso (LO_LIM e HI_LIM), e os limites críticos (LO_LO_LIM e HI_HI_LIM), casos em que o tanque está na iminência de esvaziar ou de transbordar. Cada nível é representado por um estado. Também se consideram no modelo as ocorrências de transbordamento (*overflow*), de esvaziamento (*underflow*) e de permanecer próximo ao nível desejado (*Setpoint* - SP). A descrição dos estados está na Tabela 1.

Tabela 1 – Estados do modelo de nível do tanque

Estado	Descrição
HI_HI_LIM	Nível acima do limite superior e com risco de transbordo
HI_LIM	Nível acima do limite superior aceitável, mas sem risco de transbordo
SP	<i>Setpoint</i> ; valor de nível dentro de uma faixa próxima à definida pelo usuário
LO_LIM	Nível abaixo do limite inferior aceitável, mas sem risco de esvaziar
LO_LO_LIM	Nível abaixo do limite inferior e com risco de esvaziar

A Figura 6(b) ilustra o modelo do tanque discretizado. O estado inicial é o *Setpoint*, considerando que o nível inicie entre os valores limites. Esse estado também é o único marcado, pois é importante que o sistema fique ou sempre possa retornar a esse valor. Caso, na

prática, *Setpoint* não seja exatamente o estado inicial, o supervisor inicia atuando de forma que o sistema avance a este estado. Todos os eventos são não-controláveis, pois são valores lidos de sensores de nível. O sinal de exclamação (!) indica que o evento é não-controlável.

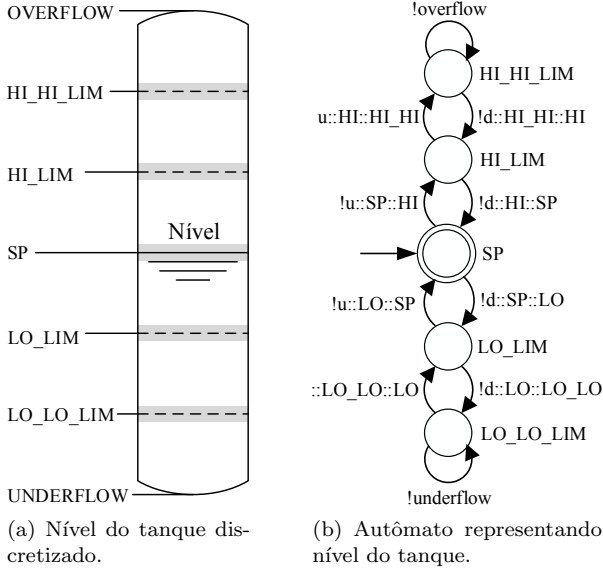


Figura 6 – Modelo de nível do tanque (G_{niveis}).

Como os valores de nível podem ser lidos pelos sensores do sistemas, os eventos do modelo são considerados observáveis. Eventos iniciados com a letra *u* indicam que o nível de líquido está subindo, enquanto aqueles iniciados com a letra *d* mostram queda do nível. Essa letra é seguida pelos estados de origem e de destino. Já os eventos de *overflow* e *underflow* indicam a ocorrência de transbordamento e esvaziamento do tanque, respectivamente. Para efeitos de implementação, é introduzida uma histerese aos eventos de subida e descida do nível para diminuir a ocorrência de flutuações. Na prática, quando o nível se encontra próximo de um dos estados limites, pequenas variações no nível podem ocorrer, mas por serem mínimas, fazem o sistema atuar desnecessariamente. Os eventos do modelo estão mais detalhados na Tabela 2.

Tabela 2 – Eventos do modelo de nível do tanque

Evento	Descrição
d::HI_HI::HI	Nível desce do estado HI_HI_LIM para HI_LIM
d::HI::SP	Nível desce do estado HI_LIM para SP
d::SP::LO	Nível desce do estado SP para LO_LIM
d::LO::LO_LO	Nível desce do estado LO_LIM para LO_LO_LIM
underflow	Ocorre esvaziamento do tanque
u::LO_LO::LO	Nível sobe do estado LO_LO_LIM para LO_LIM
u::LO::SP	Nível sobe do estado LO_LIM para SP
u::SP::HI	Nível sobe do estado SP para HI_LIM
u::HI::HI_HI	Nível sobe do estado HI_LIM para HI_HI_LIM
overflow	Ocorre transbordamento do tanque

2.3.3 Modelagem da válvula V1

As válvulas da maioria dos problemas industriais são discretas (ou estão totalmente abertas ou estão totalmente fechadas), normalmente usadas para segurança ou manobras simples. Esse é o caso da válvula de saída, mas, como se considera que ela sempre permanece aberta, não é introduzida na síntese. Para a obtenção do controlador supervisorio desse problema é considerada apenas a válvula de entrada do tanque, V1. Essa é uma válvula contínua (pode ser aberta em qualquer valor percentual de 0% a 100%), e é utilizada para atuação de um controlador proporcional-integral (PI) sobre o sistema.

A abstração do modelo considera os estados da válvula em relação às condições de enchimento ou esvaziamento do tanque. O estado $q0$ representa qualquer valor de abertura da válvula que seja insuficiente para manter o nível atual do tanque mesmo com a bomba ligada, enquanto $q1$ representa qualquer valor que permita o nível atual subir. A criação do modelo é realizada somente para esses dois casos, pois pretende-se analisar situações extremas do sistema. Quando o nível estiver em equilíbrio, o estado atual da válvula é mantido.

A ocorrência do evento $V1_abre$ indica abertura da válvula, enquanto $V1_fecha$ determina seu fechamento. Dependendo da situação, é possível que a válvula permaneça no estado atual, situação indicada pela ocorrência do evento $V1_mantem$. Ao desabilitar a ocorrência desse evento, a válvula é forçada a mudar de estado. Como a válvula pode ter o seu valor de abertura definido pelo controlador de modo a impedir seu fechamento ou sua abertura, os eventos de seu modelo são todos controláveis. O estado marcado é o $q0$, em que a válvula está fechada, pois, por questão de segurança, não pode haver bloqueio para este estado. Por simplificação, a questão de travamento da válvula não é tratada nesse caso. A Figura 7 ilustra o modelo.

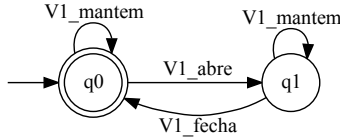


Figura 7 – Modelo da válvula V1 (G_{V1}).

2.3.4 Modelagem da vazão no tanque

Os modelos da bomba, da válvula e dos níveis do tanque são modelados sem considerar a relação entre eles. Porém, existe uma correlação entre os eventos destes modelos. O modelo que relaciona a variação de nível no tanque com as atuações da bomba e da válvula é mostrado na Figura 8. Supõe-se que não há falhas no sistema, e observam-se os estados anterior e atual para saber se o nível está subindo ou descendo. A vazão de entrada do tanque é maior que a de saída quando a válvula estiver aberta e a bomba ligada; portanto, nesse caso, ocorre elevação no nível do tanque. De outro modo, só há queda no nível. Todos os estados estão marcados, pois não há restrições de bloqueio para esse modelo.

O estado $q0$ significa que a bomba está desligada e que a válvula está fechada. No estado $q1$ a bomba está ligada ou a válvula está aberta, mas não as duas situações. Enquanto $q2$ significa que tanto a bomba está ligada quanto a válvula está aberta.

De acordo com Otto et al. (2012), esse modelo também pode ser visto como uma restrição física do sistema.

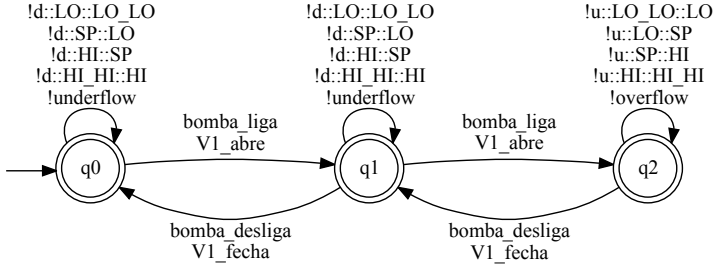


Figura 8 – Modelo da vazão no tanque (G_{vazao}).

2.3.5 Modelagem da preempção

Como o supervisor não executa eventos (apenas desabilita eventos controláveis), não haveria como impedir a ocorrência de múltiplas subidas ou descidas consecutivas de nível (eventos não-controláveis). Como solução, quando a dinâmica envolvendo a execução de transições controláveis é muito mais rápida do que as não-controláveis, utiliza-se o modelo de preempção. Nele, há um estado que é alcançado por qualquer um dos eventos não-controláveis que ocorrem na planta, e outro que só é atingido por eventos controláveis. A exceção nesse caso são os eventos *overflow* e *underflow*, modelados com *selfloops* no estado q_0 pois é considerado que o sistema permanece nessa situação que pode ocorrer várias vezes antes do nível ser corrigido, mesmo havendo tempo para a tomada de alguma ação corretiva pelo sistema.

Assume-se que a discretização dos níveis do tanque é feita de modo que se possa garantir a intervenção na válvula entre cada variação de nível. Como a subida ou descida do nível de água do tanque levam um certo de tempo para ocorrerem, há tempo de a válvula atuar antes que uma variação do tanque ocorra, caso seja necessário. Os eventos que indicam variação no nível, além dos de *overflow* e *underflow*, apesar de não-controláveis, são preemptíveis. A cada evento que indica mudança de nível deve haver uma decisão de ação sobre a válvula: abrir, fechar ou manter seu estado atual. Assim, pode ser evitada a ocorrência de certos eventos não-controláveis na planta através da execução de eventos controláveis. O modelo é mostrado na Figura 9. O estado q_0 representa que houve ou haverá variação na atuação da válvula, enquanto q_1 indica que ocorreu algum evento relacionado à variação de nível no tanque. Marca-se o estado q_0 para que não ocorra bloqueio da válvula.

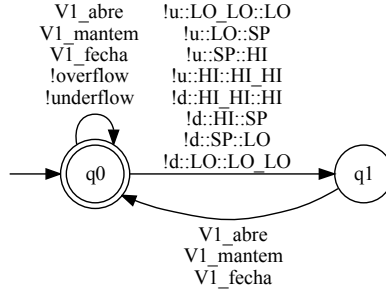


Figura 9 – Modelo de preempção ($G_{preempcao}$).

2.4 ESPECIFICAÇÕES PARA O CASO SIMPLES

São discutidas as especificações pertinentes a essas aplicações. São especificações relacionadas à segurança do processo, como impedir que o tanque transborde ou fique vazio. E também há especificações relacionadas à vida útil dos equipamentos, como impedir que a válvula abra ou feche sem necessidade e que a bomba esteja ligada para que a válvula possa atuar.

A atuação da válvula provoca fadiga e vibração em seus componentes, causando o desgaste dessas peças mecânicas, perda de referência, instabilidade operacional e vazamento, conforme Rodrigues e Júnior (2002) descrevem. As perdas das funções operacionais da válvula podem levar a perdas econômicas e a problemas maiores de segurança, dependendo do processo. Por isso é necessário que a válvula atue somente quando necessário.

É desejado que o nível no tanque nunca transborde (*overflow*) e nem fique vazio (*underflow*), por questões de segurança. Essa especificação é mostrada na Figura 10. O estado $q0$ é o inicial. No estado $q1$ é permitida a ocorrência dos eventos *overflow* e *underflow*. Porém, como $q1$ é inalcançável a partir do estado inicial, então o modelo representa que os eventos *overflow* e *underflow* nunca devem ocorrer.

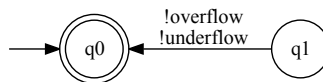


Figura 10 – Especificação para limites de nível ($E_{limites}$).

Ações desnecessárias das válvulas levam a um desgaste de suas peças e consequente a uma diminuição de sua vida útil. Então, especifica-se que alguma ação só pode ser tomada pela válvula após cada variação de nível. Isto é visto na Figura 11. Apenas o estado $q0$ é marcado, para que não ocorra bloqueio na válvula. No estado $q0$ são restringidas qualquer decisão sobre a válvula, ou seja, os eventos $V1_abre$, $V1_fecha$ e $V1_mantem$ são desabilitados neste estado. Ao tomar uma decisão sobre a válvula, o controlador deve observar um novo evento sobre o tanque para tomar uma nova decisão. Ligar e desligar a bomba sem necessidade também pode trazer desgaste a este equipamento. Por isso é especificado que ela não pode desligar necessidade.

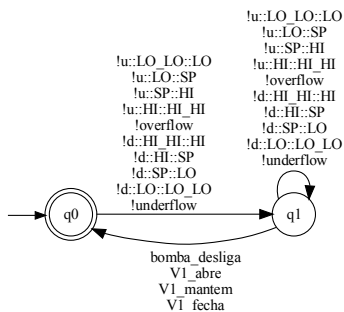


Figura 11 – Especificação para evitar ações desnecessárias da válvula (E_{acao_util}).

A bomba fornece vazão ao sistema e a válvula regula essa vazão. Se a bomba estiver desligada, então não há vazão para regular. Portanto, enquanto a bomba estiver desligada, é desnecessária a atuação da válvula. Desse modo, os eventos de alteração de posição da válvula $V1_abre$ e $V1_fecha$ estão desabilitados no estado $q0$, estado que representa a bomba desligada. O evento $V1_mantem$ não é necessário ser inserido nesta especificação, pois sua ocorrência não implica em mudança de posição da válvula e consequentemente não haverá desgaste da válvula. As ações sobre a válvula são habilitadas somente após o ligamento da bomba. Ambos estados são marcados para que não ocorra bloqueio na bomba e nem na válvula. O modelo pode ser visto na Figura 12.

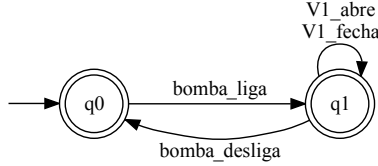


Figura 12 – Especificação para ligar bomba antes de acionar a válvula (E_{ordem}).

2.5 SUPERVISOR PARA O CASO SIMPLES

A planta G do sistema é obtida pela composição síncrona de todas seus subsistemas G_i , ou seja

$$G = G_{bomba} \parallel G_{tanque} \parallel G_{V1} \parallel G_{vazao} \parallel G_{preempcao}$$

Essa composição gera uma planta G com 46 estados. Antes de se obter o supervisor, calcula-se R , a composição da planta com as especificações, em que

$$R = G \parallel E_{limites} \parallel E_{acao_util} \parallel E_{ordem}$$

O R obtido contém 39 estados. Mas R ainda contém maus estados que precisam ser eliminados. São estados bloqueantes ou dos quais partam uma sequência de eventos não-controláveis que levam a planta para fora da especificação R . Calculando-se a máxima linguagem controlável pela eliminação de maus estados de R , é gerado o supervisor ótimo S do sistema. O software utilizado para auxiliar na obtenção de tal supervisor é o Supremica (AKESSON et al., 2003). O supervisor obtido possui 20 estados. Além desse supervisor, é também gerado o supervisor reduzido S_{red} , através do software TCT. Esse supervisor reduzido possui a mesma ação sobre o sistema que o supervisor não-reduzido de 20 de estado, porém com menos estados.

A Tabela 9 mostra o número de estados presentes nos componentes da planta, nas especificações e nos supervisores gerados, tanto do não-reduzido como do reduzido.

Nota-se a grande redução no número de estados entre o supervisor não-reduzido para o reduzido (de 20 para 6). O reduzido possui a mesma ação de controle do não-reduzido, porém, com igual ou menor número de estados. Isso permite uma melhor análise do problema, pois a solução do problema torna-se mais clara, facilitando a compreensão

Tabela 3 – Números de estados dos autômatos na síntese para o caso simples.

Autômato	Tipo	Estados
G_{bomba}	Planta	2
G_{niveis}	Planta	5
G_{V1}	Planta	2
G_{vazao}	Planta	3
$G_{preempcao}$	Planta	2
G	Planta	38
$E_{limites}$	Especificação	2
E_{acao_util}	Especificação	2
E_{ordem}	Especificação	2
R	Especificação	39
S	Supervisor	20
S_{red}	Supervisor	6

e uma futura implementação. Devido ao alto número de estados, o supervisor não-reduzido é apresentado no Apêndice A, Figura 65. O supervisor reduzido é visto na Figura 13.

Os estados do supervisor são atualizados conforme a ocorrência de eventos na planta. Caso seja necessário evitar alguma situação indesejada, esses estados podem ou não impedirem certos eventos de acontecerem. Por isso o supervisor é minimamente restritivo, pois apenas impede a ocorrência de certos eventos, não impondo uma sequência de eventos definida no sistema.

A Tabela 4 mostra os eventos desabilitados em cada estado do supervisor. É importante saber o que cada estado do supervisor impede de ocorrer na planta, pois torna mais clara sua análise e facilita uma possível implementação. O sinal (–) é inserido à frente do evento para indicar sua desabilitação.

Em virtude da adição do componente de preempção à planta, é garantido que o sistema possa responder a uma transição não-controlável.

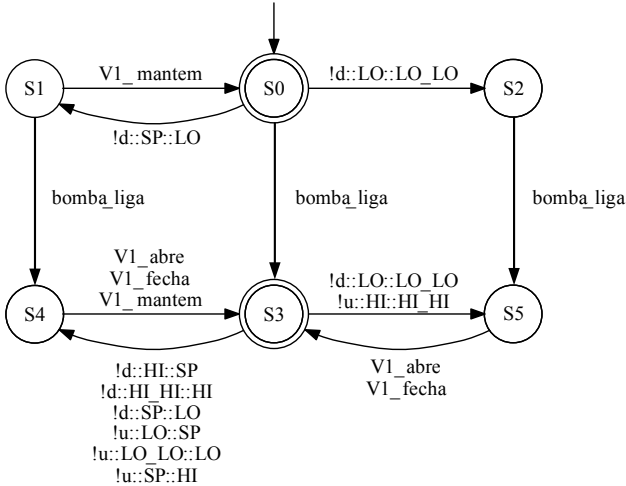


Figura 13 – Supervisor reduzido para o caso simples (S_{red}).

Tabela 4 – Eventos desabilitados pelo supervisor reduzido em cada estado para o caso simples.

Estado	Desabilitações
S0	$\neg V1_abre \ \& \ \neg V1_mantem$
S1	$\neg V1_abre$
S2	$\neg V1_abre \ \& \ \neg V1_mantem$
S3	$\neg bomba_desliga \ \& \ \neg V1_abre \ \& \ \neg V1_fecha \ \& \ \neg V1_mantem$
S4	$\neg bomba_desliga$
S5	$\neg bomba_desliga \ \& \ \neg V1_mantem$

Ou seja, mesmo que essas transições não-controláveis levem a situações indesejadas, o supervisor sintetizado pode preveni-las por ações de controle apropriadas, mantendo o comportamento da planta dentro do esperado. Caso não houvesse esse componente, não seria garantido que o sistema pudesse agir para impedir a ocorrência de *overflow* ou *underflow*. Dessa forma, não seria possível obter um supervisor não-

bloqueante.

Ao interpretar o supervisor reduzido, nota-se que inicialmente pode-se ligar a bomba ou esperar o nível diminuir. Se o nível cair ($Id:SP:LO$), existe a opção de ligar a bomba ou simplesmente não realizar nenhuma mudança. Nesse último caso, como não se pode alterar a posição da válvula sem a bomba estar ligada, sua posição só pode ser mantida, ou seja, a válvula não altera de estado. Isso faz o supervisor retornar ao estado $q0$. Caso a bomba ainda não seja ligada, ao sistema só resta continuar a descida do nível, atingindo o estado $S2$. De $S2$, a única possibilidade do sistema é ligar a bomba.

Com a bomba ligada, se os limites seguros de nível forem ultrapassados, então a válvula não pode continuar na mesma posição. Se o nível descer abaixo do limite inferior, a única opção do sistema é abrir a válvula V1. Porém, se o nível ultrapassar o limite superior, a única possibilidade é fechar a válvula V1. Se o nível atingir outro estado, qualquer ação da válvula é permitida. Ou seja, basicamente o supervisor só tem de atuar quando o nível do tanque for muito baixo ou muito alto, não importando os níveis intermediários. Essa interpretação pode tornar mais fácil a implementação prática do supervisor, o que seria mais difícil ao se analisar o supervisor não reduzido.

Além da especificação $E_{limites}$, que é claramente respeitada pelo supervisor, E_{acao_util} também é cumprida. Isso é notado pois a válvula somente decide atuar (abrir ou fechar) ou manter posição a cada variação de nível. Como os eventos de mudança de estado da válvula só são possíveis após a bomba ser ligada, então a especificação E_{ordem} também é atendida.

Simulações do problema com controle supervisiório são realizadas no software Supremica. A eficácia do supervisor é constatada, pois as situações indesejadas impostas pelas especificações são evitadas, enquanto a evolução do sistema ocorre sem bloqueios.

2.6 DISCUSSÃO

No artigo de Yang, Tan e He (2001) é apresentado um exemplo de controle de nível em um tanque. Um controlador sequencial é projetado para abrir e fechar a válvula em situações limítrofes (controle *ON-OFF*) para regular o nível do tanque. A partir da análise do sistema pelo método de *model checking*, verifica-se que a especificação desejada de impedir níveis não seguros no tanque é respeitada. Porém, a especificação nesse exercício é respeitada devido à rigidez do contro-

lador, que só atua nos níveis LO-LIM e HI-LIM, não dando liberdade para o sistema permanecer entre esses níveis, em que a especificação ainda seria cumprida.

O controle supervísório, diferentemente, é obtido por construção. É implementado no sistema junto ao controlador do processo, mas age o mínimo necessário, apenas para manter o sistema dentro das especificações. O controle supervísório impede ações da lógica de controle que levem ao descumprimento das especificações. Para um sistema semelhante ao apresentado em Yang, Tan e He (2001), o controle supervísório atuaria para impedir níveis não seguros no tanque, enquanto um controlador PI realiza o controle de nível. No próximo capítulo, para mostrar a real viabilidade do supervisor, é realizada sua implementação para esse sistema.

3 IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO EM UMA PLANTA PILOTO

Uma questão importante relacionada à TCS é sua implementação na indústria. Muitas vezes a lógica de controle discreta é implementada de forma empírica na indústria. É importante para a indústria não só uma boa modelagem do sistema e a obtenção de um supervisor que evite situações indesejadas e bloqueios, mas também saber implementar esse controle supervisório em uma planta real. Problemas como a explosão de estados do supervisor, o grau de abstração do modelo da planta e a relação entre eventos abstraídos e reais devem ser considerados na implementação. É demonstrada nesse capítulo a implementação em uma planta piloto. O problema simples relacionado à indústria de processos serve de base para formular o modelo implementado. A síntese é realizada para manter o nível de um tanque dentro de limites seguros.

Existem poucos trabalhos que realizam a implementação de controle supervisório em problemas relacionados à indústria de processos. Isto traz maior importância para este trabalho, que busca implementar o supervisor e analisar sua viabilidade. Trabalhos de implementação de TCS normalmente são relacionados à indústria de manufatura, cuja dinâmica difere da de processos. Sistemas da indústria de processos envolvem elementos contínuos, como válvulas e níveis de tanques, além de parte ou a totalidade de seu controle lógico estar distribuído pelos equipamentos, muitas vezes dotados de tecnologia Foundation Fieldbus.

Na primeira seção é apresentada a planta piloto em que é realizada a implementação, além da formulação do problema a ser implementado. Na segunda seção é sintetizado o problema, mostrando a planta, as especificações e o supervisor calculado. A terceira seção mostra a configuração utilizada na rede Foundation Fieldbus, inclusive com a estratégia de controle considerando o supervisor. Na quarta, é apresentado o supervisor implementado no CLP em linguagem ladder. Os resultados e os gráficos gerados a partir do sistema sob supervisão estão na quinta seção. Por fim, na sexta seção discutem-se os resultados do capítulo.

3.1 PLANTA PILOTO

São apresentadas nesta seção as principais características da Planta Didática Smar[®], a planta piloto utilizada para a implementação do controle supervisão. Também é formulado o problema para a síntese.

A planta piloto está localizada no Laboratório de Controle e Automação (LCA) do Departamento de Automação e Sistemas (DAS) da UFSC. É fabricada pela Smar[®] e permite a simulação de processos industriais com a medição e o controle de variáveis como vazão, pressão, temperatura e outras grandezas. São empregados instrumentos e controladores com a tecnologia Foundation Fieldbus, sistema que conecta equipamentos Fieldbus e com capacidade de processamento descentralizado, em que certas tarefas podem ser realizadas no próprio dispositivo de campo. Devido à flexibilidade, diversas malhas de controle podem ser operadas nesta planta. São utilizados os mesmos instrumentos de campo e aplicativos de software desenvolvidos para aplicações em larga escala. Isso permite um processo de controle e de automação próximo àquele encontrado em uma planta industrial real.

A planta piloto global é composta de tanques para a realização das simulações. Bombas hidráulicas são responsáveis por transferir água do tanque de abastecimento para os tanques de mistura e de aquecimento. Transmissores de pressão diferencial realizam a medição de nível (LIT) nos tanques e de vazão (FIT) na sua entrada. Válvulas de controle (FY) limitam a vazão de água entre as bombas e os tanques, de acordo com o sinal de um controlador. A planta ainda dispõe de diversas válvulas manuais, oferecendo variados tipos de operações e aumentando a segurança do processo. Para lógica de controle centralizada a planta dispõe de um controlador lógico programável (CLP). Uma *bridge*, equipamento para interligar redes, realiza a comunicação entre os equipamentos de controle distribuído e o CLP. Os transmissores de temperatura e pressão, o conversor de corrente e a válvula de controle são equipamentos dotados de tecnologia Fieldbus. No Apêndice B é mostrado o diagrama completo de tubulação e instrumentação (P&ID) da planta piloto, com os instrumentos compondo a malha de controle.

O controle supervisão é implantado em uma parte dessa planta piloto, utilizando-se apenas o tanque de aquecimento, seu sensor de nível (LIT31) e a válvula de controle de entrada desse tanque (FY31). O objetivo do supervisor implementado é manter o nível do tanque dentro de valores seguros, impedindo que o tanque de aquecimento transborde ou esvazie. Esta especificação, assim como a planta, são

semelhantes ao problema do Capítulo 2. A malha de controle da planta opera para controle de nível do tanque, sendo do tipo realimentação negativa com um controlador PI. A vazão no tanque é controlada por duas válvulas, uma de entrada (FY31), automática, e outra de saída, manual. A vazão máxima de V1 é maior que a vazão máxima de V2. O diagrama simplificado da planta utilizada na implementação está representado na Figura 14.

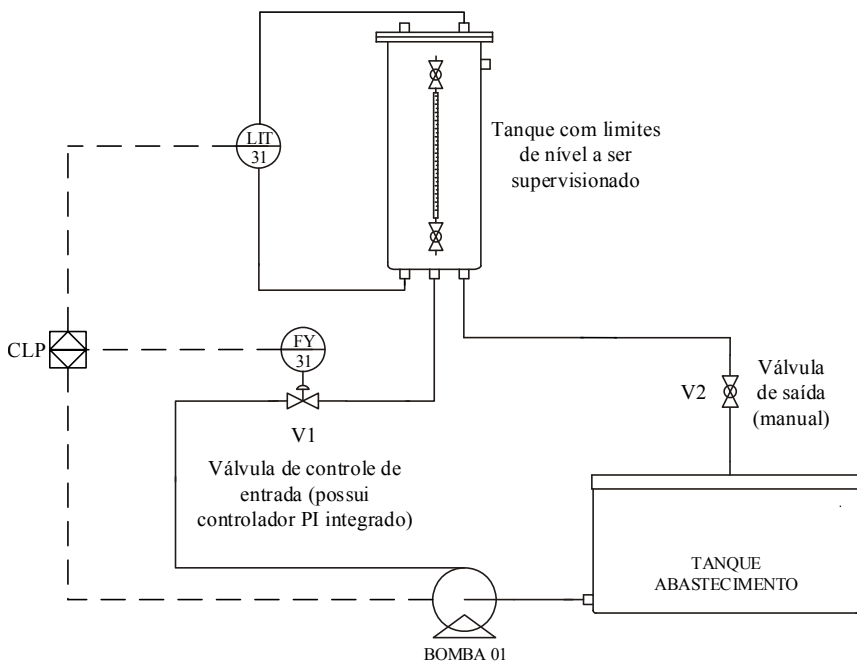


Figura 14 – Diagrama da planta utilizada na implementação.

A válvula de controle de entrada, denominada de V1, é dotada de tecnologia Foundation Fieldbus. Isso permite que o controle de vazão da tubulação seja exercido por um bloco de função PID integrado à válvula. Um controlador PI é configurado nesta válvula com a função de manter o nível do tanque no valor desejado (*Setpoint*). A válvula de saída, chamada de V2, é manual, podendo apenas ser controlada pelo operador. Um sensor mede a altura da coluna de água. Uma bomba leva água do reservatório para o tanque. O CLP lê os valores de nível no tanque e pode controlar a bomba e a válvula V1.

3.2 SÍNTESE DE CONTROLE SUPERVISÓRIO

Nesta seção sintetiza-se o supervisor. A planta e a especificação são semelhantes às tratadas no capítulo anterior, o que facilita a realização da síntese do controlador supervisor para o problema. Muitos dos modelos obtidos são aproveitados. A válvula deste problema se assemelha à válvula V1 tratada anteriormente. O tanque é discretizado em cinco níveis, podendo seu modelo ser reaproveitado. A preempção, que indica que a válvula tem tempo suficiente para atuar a cada variação de nível, é a mesma, assim como a especificação que deve evitar transbordo e esvaziamento do tanque. Porém, diferentemente do exercício do capítulo anterior, a bomba não é tratada no problema, porque é considerada sempre ligada, por questão de simplicidade. Quanto à válvula de saída, ela não permanece sempre aberta neste caso, o que necessita que seja modelada e inserida ao problema.

3.2.1 Planta para a implementação

Nem todos os componentes da planta precisaram ser modelados. Os modelos da válvula V1, do nível do tanque e da preempção são análogos aos que foram modelados no capítulo anterior. A seguir são mostradas as modelagens dos componentes da planta do sistema que diferem dos já apresentados.

3.2.1.1 Modelagem da válvula V2

A explicação para essa válvula se assemelha à da válvula V1. A diferença é que, como é considerada uma válvula de acionamento manual, os eventos a ela relacionadas são não-controláveis. O sistema não pode executar comandos de abertura e fechamento para uma válvula manual; por isso seus eventos são não-controláveis. Outra diferença é que ambos os estados são marcados, pois não há restrição de bloqueio para este modelo. O modelo da válvula V2 é apresentado na Figura 15.

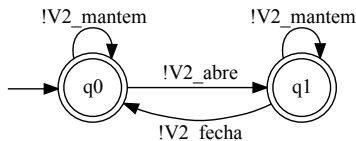


Figura 15 – Modelo da válvula V2 (G_{V2}).

3.2.1.2 Vazão relacionada à válvula V1

Para se modelar a variação de nível no tanque relacionada à válvula V1, consideram-se as possibilidades de vazão no tanque quando V1 está aberta e quando está fechada. Se V1 encontra-se fechada (estado $q0$), o nível pode diminuir (caso V2 esteja aberta) e, consequentemente, ocorrer do tanque esvaziar (evento *underflow*). Com V1 fechada o nível também pode manter-se estável (caso V2 esteja também fechada). Mas, quando V1 está aberta (estado $q1$), o nível do tanque só pode subir, podendo haver transbordamento (evento *overflow*). Neste caso não importa como V2 se encontra, já que a vazão máxima de V1 é maior que de V2. Seu modelo está na Figura 16.

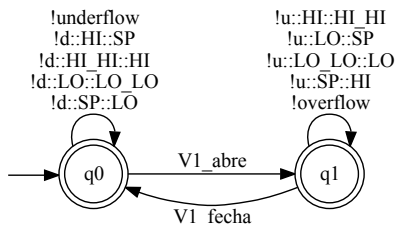


Figura 16 – Modelo da vazão em relação à V1 (G_{vazao_V1}).

Como dito anteriormente, em Otto et al. (2012) modelos como este também podem ser vistos como restrições físicas do sistema.

3.2.1.3 Vazão relacionada à válvula V2

Se a válvula V2 se encontra fechada e V1 também, o nível se mantém igual. No entanto, se V2 estiver aberta, contanto que V1 esteja fechada, o nível diminui, podendo ocorrer esvaziamento do tanque (evento *underflow*). A elevação do nível não depende de V2, apenas de

V1, e por isso os eventos de aumento do nível não são inseridos nesse modelo. A Figura 17 representa o modelo.

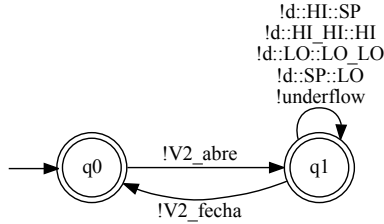


Figura 17 – Modelo da vazão em relação à V2 ($G_{vazao.V2}$).

3.2.2 Especificação para a implementação

A única especificação imposta ao sistema é evitar *overflow* e *underflow*, já modelada anteriormente. Por simplificação, as outras especificações não são consideradas.

3.2.3 Supervisor para a implementação

A partir dos modelos da planta e da especificação é realizada a síntese. São eliminados maus estados, obtendo-se assim um supervisor de 32 estados, através da ferramenta Supremica. A Tabela 5 mostra os componentes e especificações utilizados para obter o supervisor e o número de seus estados.

Através da ferramenta TCT, é realizada a redução do supervisor, diminuindo-o para três estados (Figura 18). São mostrados também os eventos que cada estado do supervisor reduzido desabilita na planta (as desabilitações estão indicadas por linhas tracejadas com um círculo na ponta).

Analisando o supervisor e sua tabela de desabilitações, nota-se que é permitido o nível do tanque ficar apenas entre os limites de nível LO_LO_LIM e HI_HI_LIM , os limites críticos. Se o tanque atinge o nível HI_HI_LIM , significa que o nível está subindo, situação que só é possível se V1 estiver aberta. Então impede-se a válvula V1 de abrir ou manter-se aberta. A única ação possível no sistema é fechá-la ou mantê-la fechada. E quando o tanque atingir o nível LO_LO_LIM , significa que a válvula de entrada está fechada, então V1 é proibida de fechar

Tabela 5 – Números de estados dos autômatos na síntese para implementação.

Modelo	Tipo	Estados
G_{V1}	Planta	2
G_{V2}	Planta	2
$G_{vazao.V1}$	Planta	2
$G_{vazao.V2}$	Planta	2
$G_{preempcao}$	Planta	2
G_{niveis}	Planta	7
$E_{limites}$	Especificação	2
S_{imp}	Supervisor	32
$S_{red.imp}$	Supervisor	3

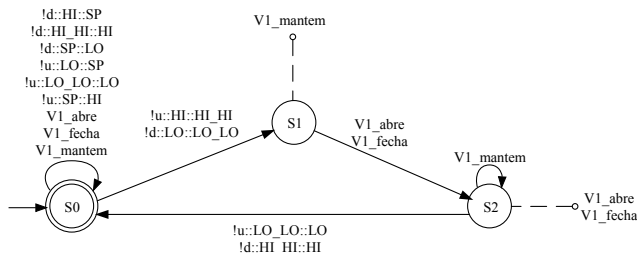


Figura 18 – Supervisor reduzido para implementação ($S_{red.imp}$).

ou ficar fechada. Resta apenas a ela abrir ou manter-se aberta. Outro ponto importante é que não é necessário considerar a válvula de saída V2. Isso é compreensível porque, além de ser não-controlável, a vazão de V1 é maior que a de V2, tornando qualquer correção no nível do tanque possível independente de V2.

A ferramenta Supremica permite realizar a simulação do sistema com o supervisor gerado. Após os testes, nota-se que o nível do tanque fica sempre entre os níveis LO_LO_LIM e HI_HI_LIM, como esperado, impedindo-o assim de transbordar ou de ficar vazio. São nesses estados que o supervisor atua impedindo a situação indesejada de ocorrer.

Para implementação, é necessário considerar apenas esses dois níveis, facilitando o processo.

3.3 IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO EM REDE FOUNDATION FIELDBUS

Nesta seção são apresentadas as estratégias de controle e configurações estabelecidas para a implementação do controle supervisão no sistema. É feita uma breve descrição sobre a tecnologia Foundation Fieldbus, utilizada em muitos dos equipamentos do sistema, inclusive na válvula V1 e no sensor de nível do tanque.

3.3.1 Tecnologia Foundation Fieldbus

Foundation Fieldbus (FF) é uma tecnologia aberta para interconectar equipamentos de controle e automação industrial. Interconecta dispositivos de campo como sensores, atuadores e controladores a *softwares* de configuração e supervisão, CLPs, interface homem-máquina, entre outros. Permite uma grande variedade de soluções e aplicações. Uma de suas características é a interoperabilidade, o que permite que equipamentos de diferentes fabricantes possam trabalhar integralmente na mesma rede.

Diferente da maioria das tecnologias de rede em que o controle e supervisão do sistema é realizado por um controlador central, em Fieldbus essas ações são efetuadas de forma distribuída nos próprios equipamentos da rede. Os equipamentos possuem microprocessadores integrados, o que permite dispor de blocos de função, além de poderem facilmente se comunicar com outros dispositivos. Isto ajuda a diminuir o número de E/S e a necessidade de equipamentos dedicados de controle.

A Foundation Fieldbus utiliza Blocos de Função para executar tarefas fundamentais e implementar a estratégia de controle para a aplicação existente. Funções como leitura de dados, cálculos, controle Proporcional-Integral-Derivativo (PID) e atuação podem ser realizadas no próprio equipamento.

Em Thomesse (2005) e SMAR EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS LTDA (2008) podem ser vistos mais detalhes sobre a tecnologia Foundation Fieldbus.

3.3.2 Relação entre os eventos abstraídos e reais

Para se realizar a implementação a partir do supervisor sintetizado, é necessário estabelecer as relações entre os eventos dos dois sistemas, ou seja, o que um evento representado na planta modelada equivale na real. Quando se realiza a modelagem de um sistema, certas abstrações são necessárias. Porém, às vezes pode não ser fácil determinar tais abstrações. Os eventos pertinentes à modelagem e síntese do problema, como subida ou descida do nível de água no tanque e abertura e fechamento das válvulas, são explorados na seqüência.

A partir da leitura do sensor de nível, que mostra a altura de água no tanque de 0% a 100%, deve-se estabelecer a relação de correspondência entre os valores do sensor e os níveis discretizados desse tanque. Devido a erros de leitura dos sensores quando o nível se encontra muito alto ou muito baixo, evitam-se valores extremos nessa relação. A faixa de trabalho escolhida é de 15% a 60%, pois esses limites impõem uma certa margem de segurança ao sistema. O limite para nível alto, HI_HI_LIM, é 60%, enquanto para nível baixo, LO_LO_LIM, é 15%. Pela análise do supervisor, nota-se que é necessário determinar apenas os valores dos limites críticos LO_LO_LIM e HI_HI_LIM para implementação. Por isso, os outros valores não são definidos.

São descritos na Tabela 6 os eventos que entram ou saem dos estados LO_LO_LIM e HI_HI_LIM, importantes no processo de implementação. Uma histerese de 2% sobre os valores determinados já é considerada.

Tabela 6 – Relação entre os eventos do modelo e da planta piloto

Evento	Equivalência na planta
u::HI::HI_HI	O nível do tanque ultrapassa 58%
d::HI_HI::HI	O nível do tanque recua de 62%
d::LO::LO_LO	O nível do tanque recua de 13%
u::LO_LO::LO	O nível do tanque ultrapassa 17%

A válvula de entrada V1 não possui somente as posições aberta e fechada (*on-off*): ela pode variar de 0% a 100%. Possui tecnologia Foundation Fieldbus, o que permite dispor de blocos funcionais para controle do processo. Desse modo, um controlador PI, configurado

na própria válvula, regula sua abertura e fechamento para seguir a referência de nível. Uma das características desse tipo de válvula é que, estando um pouco aberta já permite uma alta vazão.

Para se ter um controle eficiente e estável em todas as condições de operação sobre a válvula, esta deve ter um comportamento constante em toda a faixa de operações. Ter um comportamento constante significa ser linear. Para se obter uma válvula com característica linear, para melhor controle do processo, realiza-se sua linearização. Deste modo, o ganho de uma válvula igual percentagem varia diretamente com a vazão, ou seja, quando a válvula estiver $x\%$ aberta, então a vazão que passa por ela é $x\%$ da vazão total possível. As configurações para a linearização e outros parâmetros são vistos no Apêndice E.

Quando a válvula V1 passa de fechada para aberta ocorre o evento *V1_abre*, indicando sua abertura. No caso real, válvula aberta significa que a vazão sobre o tanque é maior que a de saída, mesmo com V2 também aberta. Ou seja, a transição de estado ocorre quando V1 é aberta pelo menos com o valor que permita o tanque encher. Do mesmo modo, V1 fechada é a abertura em que a vazão no tanque é estável, caso de V2 fechada, ou está diminuindo, caso de V2 aberta. O evento *V1_fecha* ocorre quando a abertura de V1 passa a ter o valor que permita descer ou no máximo mantenha o nível do tanque estável. O evento *V1_mantem* indica que a posição da válvula não é alterada.

Para se obter quais valores de abertura a válvula de entrada deve ter para ser considerada aberta ou fechada, são utilizados os piores casos. Como não se conhece a abertura da válvula de saída, ela deve ser considerada nos piores casos para implementação do controle supervisão.

Primeiramente, é calculada a abertura para o caso de limite mínimo sem histerese (15%). Quando a válvula de saída estiver totalmente aberta, a vazão de saída é alta. Para compensar e não permitir que o tanque se esvazie, deve haver também uma alta vazão de entrada. Ou seja, a válvula de entrada deve estar aberta com um valor mínimo que permita pelo menos o nível se estabilizar em 15%. Para obtê-lo, o *Setpoint* (SP) do sistema é alterado para 15% (Figura 19), enquanto a válvula de saída fica totalmente aberta.

A abertura da válvula de 77% (Figura 20) faz o nível do tanque se estabilizar em 15%. Portanto, com a válvula de saída totalmente aberta, o valor mínimo da válvula de entrada em 77% faz com que o nível do sistema seja 15% ou maior. Quando a válvula de saída está totalmente fechada, o nível do tanque não cai, e por isso não é necessário colocar um valor mínimo para a válvula de entrada nesta situação.

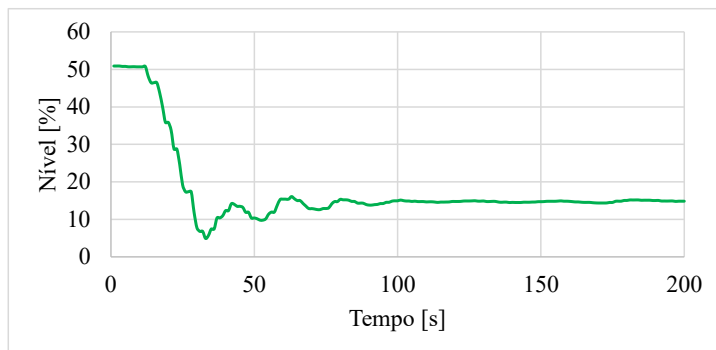


Figura 19 – Nível do tanque quando o SP está no limite inferior.

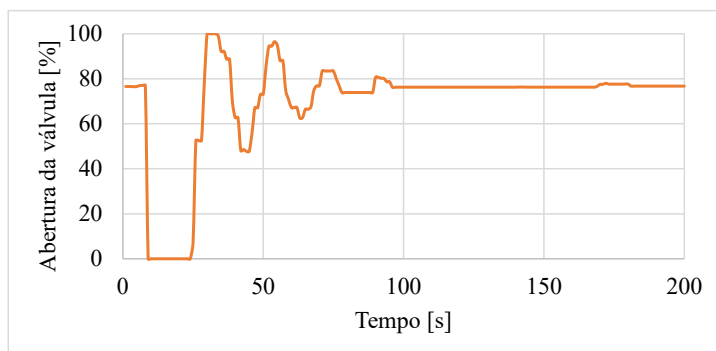


Figura 20 – Abertura da válvula V1 quando o nível está no limite inferior.

Em seguida é calculada a abertura para o caso de limite máximo sem histerese (60%). Quando a válvula de saída estiver totalmente fechada, a vazão de saída é nula. Por isso, quando o tanque atingir o nível de 60%, para evitar que o tanque transborde, a abertura máxima da válvula de entrada deve ser nula. Ou seja, a válvula deve ser fechada e ficar totalmente fechada até que o nível volte a diminuir. Se a válvula de saída estiver totalmente aberta e o nível ultrapassar 60%, então o fechamento da válvula de entrada é suficiente para evitar que o tanque transborde.

Os eventos referentes ao comportamento da válvula de entrada V1 e de saída V2 estão resumidos na Tabela 7.

Tabela 7 – Relação entre os eventos do modelo da válvula e da planta piloto

Evento	Equivalência na planta
V1_abre	A válvula de entrada do tanque passa a ter um valor mínimo de saturação (77 %)
V1_fecha	A válvula de entrada do tanque passa a ter um valor máximo de saturação (0 %)
V1_mantem	A válvula de entrada do tanque é mantida em seu valor atual
V2_abre	Abertura da válvula de saída
V2_fecha	Fechamento da válvula de saída
V2_mantem	A válvula de saída é mantida aberta ou fechada

3.3.3 Estratégia de implementação na rede Foundation Fieldbus

O supervisor obtido, mostrada na Figura 18, é implementado considerando uma histerese para diminuir a ocorrência de muitas variações abruptas sobre a válvula de entrada. Isso ocorre quando o supervisor começa e para de atuar próximo aos limites de nível alto ou de nível baixo, o que traz alguns problemas, como a diminuição da vida útil da válvula. Desse modo, há uma tolerância de 2% sobre o valor do nível para a atuação do controle supervísório. Para que o supervisor atue sobre a válvula, o nível deve cair abaixo de 13%, deixando de atuar quando for maior que 17%. O supervisor atua também quando o nível for maior que 62%, deixando de agir quando for menor que 58%.

O supervisor é implementado no CLP do sistema. A Figura 11 apresenta a arquitetura proposta para implementação de controle supervísório em rede FF. Como os equipamentos do sistema possuem a tecnologia Foundation Fieldbus, todo o controle do sistema está implantado nos próprios equipamentos. A abertura e fechamento da válvula de entrada é controlada por um PI, configurado no instrumento.

O controlador PI da malha de controle do sistema tem o objetivo de manter o nível do tanque no valor desejado pelo usuário (*Setpoint*).

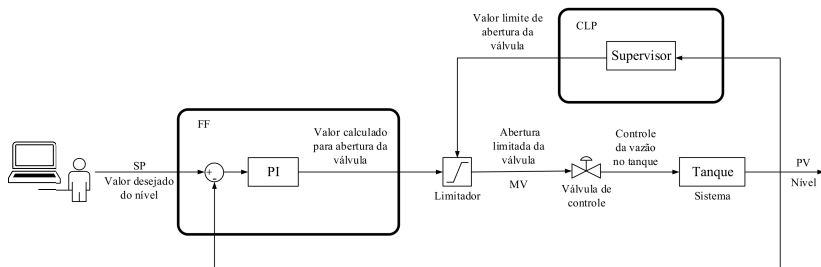


Figura 21 – Arquitetura de controle de processo em Foundation Fieldbus sob ação de controle supervisorio.

Paralelamente a este controlador PI, o supervisor implementado tem o objetivo de manter o nível do tanque dentro de valores seguros. Em uma situação real o nível do sistema pode ficar fora dos valores seguros quando o usuário determinar um *Setpoint* além dos limites, ou quando o PI não estiver corretamente projetado.

O supervisor recebe o valor atual do nível do tanque e o compara com os valores limites para atualizar o estado. Caso o supervisor esteja no estado normal, a válvula é aberta de acordo com valor calculado pelo controlador PI, que segue a referência de nível definida pelo usuário (*Setpoint*). Mas, caso o nível se encontre muito alto (acima de 62% nesse caso) ou muito baixo (abaixo de 13%), então o supervisor atua limitando a saída do controlador PI. Essa saturação faz a válvula de entrada ser aberta com um valor que leve o nível do tanque a permanecer entre os valores limites, não ocorrendo *underflow* nem *overflow*.

O sensor de leitura do nível no tanque e a válvula de controle estão configurados na rede Foundation Fieldbus. Para que o CLP possa ler e enviar dados para essa rede, é necessário configurar alguns blocos na estratégia de controle, mostrados na Tabela 8.

A estratégia de controle implementada no sistema é mostrada na Figura 22. LTI_31_AI é bloco de leitura do valor do nível; FY_31_PI é o controlador PI; e FY_31_AO é o bloco que comanda a abertura da válvula V1. Esses são os três blocos para realizar o controle de nível do processo em malha fechada.

O valor do nível é enviado para o CLP através de MAO, bloco de saída analógica. Como não é possível alterar o valor de saturação da válvula diretamente no bloco PID com o sistema operando, é necessário adicionar o bloco de seleção SEL para que a saturação possa ocorrer.

Tabela 8 – Blocos para comunicação entre o CLP e a rede Foundation Fieldbus.

CLP	FF
CODD (saída digital)	MDI (entrada digital)
CIDD (entrada digital)	MDO (saída digital)
COAD (saída analógica)	MAI (entrada analógica)
CIAD (entrada analógica)	MAO (saída analógica)

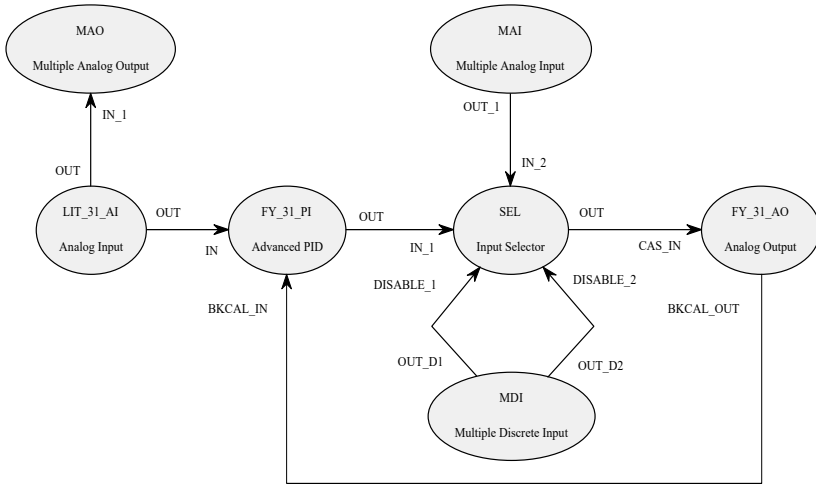


Figura 22 – Estratégia de controle implementada em rede Foundation Fieldbus.

O bloco de seleção SEL atua como saturador entre o valor de saída do controlador PI e o enviado para válvula. Em condições normais de nível, a válvula é aberta com o valor calculado pelo controlador PI. Porém, se o supervisor precisar atuar, SEL recebe um sinal de MDI e o valor de MAI é enviado diretamente para a válvula de entrada, fazendo o PI ser saturado. MAI é o valor vindo do CLP com o qual a válvula deve ser limitada.

3.4 IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE SUPERVISÓRIO EM CLP

Em Fabian e Hellgren (1998) é elaborado um método para representar autômatos em diagrama ladder, uma linguagem de programação de CLPs. O supervisor do sistema é representado por um autômato de estados finitos, e sua implementação não é direta. Autômatos são dirigidos pela ocorrência de eventos, enquanto o CLP por sinais booleanos. Como o supervisor é descrito como um autômato, para implementá-lo, o código ladder para o CLP deve também se comportar como um autômato.

O modo mais simples para isso é representar cada evento e cada estado em ladder como uma variável booleana. Uma relação AND entre a variável que representa o estado e a que reproduz o evento configura a ocorrência de uma transição. A Figura 23 ilustra a transformação de uma transição de autômato para ladder. Um contato normalmente aberto, representando o estado, está em série com um contato que representa a ocorrência de um evento. Assim que acontece uma transição, a bobina *reset* que representa o estado atual é desenergizada, enquanto a bobina *set* do estado seguinte é energizada. Uma bobina *set* mantém o estado até que sua correspondente *reset* seja energizada, e vice-versa. Ou seja, o estado dessas bobinas é mantido até que uma nova transição ocorra.

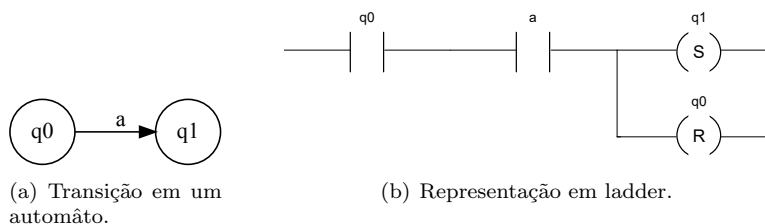


Figura 23 – Implementação do automôto em ladder.

Existem alguns problemas quando se implementa a estrutura de controle supervisório, que possui comportamento assíncrono, em CLP, de comportamento síncrono, melhor discutidas em trabalhos como Zaytoon e Riera (2017), Queiroz e Cury (2000) e Fabian e Hellgren (1998). Essas questões não são discutidas neste trabalho, pois não é o foco. Pretende-se apenas analisar o comportamento do sistema sob a atuação do controle supervisório.

Para implementação é seguida a arquitetura proposta em Quei-

roz e Cury (2000). Essa arquitetura funciona com uma interface entre o modelo teórico e o sistema real. Também permite manter as características originais da TCS. O programa de controle atualiza os estados ativos dos supervisores de acordo com sinais recebidos da rede Foundation Fieldbus. Um mapa associa os estados ativos a um conjunto de desabilitações. Os sinais de desabilitação gerados pelo supervisor podem ser diretamente associados a ações de controle que de fato impeçam a ocorrência de eventos controláveis, que são eventos associados a comandos. Outra questão é que certos eventos controláveis não ocorrem espontaneamente, como a modelagem pressupõe, e devem ser executados por comandos. Por isso, na prática, ao invés de gerar sinais de desabilitação, o sistema comanda a ocorrência dos eventos controláveis.

O controle lógico e o supervisor são implementados no CLP LC700 da Smar[®]. A configuração é realizada através do software CONF700, da mesma fabricante do CLP. A seguir são expostas as implementações em ladder de cada uma das transições do supervisor apresentado na Figura 18 e suas desabilitações.

Emprega-se a tag *NIVEL_REAL* como o valor do nível do tanque recebido da rede Fieldbus, as tags *NIVEL_13%*, *NIVEL_17%*, *NIVEL_58%* e *NIVEL_62%* como constantes reais usados para comparação, e as tags *VALVULA_0%* e *VALVULA_77%* são as constantes reais enviadas à rede Fieldbus para comandar o fechamento e abertura da válvula de controle.

Bobinas auxiliares *NIVEL_BAIXO* e *NIVEL_ALTO* são utilizadas para indicar qual dos limites de nível é atingido. Na lógica da Figura 24 é verificado se o limite de nível superior (62%) é atingido, ativando-se a bobina *NIVEL_ALTO*. Quando o nível voltar aos limites seguros (abaixo de 58%), *NIVEL_ALTO* é desativada. A lógica para o caso do nível baixo é semelhante. Porém, a bobina *NIVEL_BAIXO* é ativada quando se atinge o limite de nível inferior (13%), sendo desativada quando o nível retornar aos limites seguros (acima de 17%).

A implementação dos estados e transições do supervisor reduzido no CLP do sistema é mostrado na Figura 25(a). A primeira linha do código é para que o estado *S0* (o inicial) seja ativado logo que o sistema for iniciado. O CLP sempre considera todas as bobinas desenergizadas inicialmente. Por isso, para que o estado *S0* seja o inicial assim que o sistema for iniciado, é utilizado um contato auxiliar do tipo normalmente fechado, denominado *INICIAL*. Quando o sistema é iniciado, este contato estará energizado, ativando a bobina *set* que representado o estado *S0*. Ao mesmo tempo, a bobina *set Inicial* é também energizada, desativando o contato *INICIAL*, permanecendo neste estado até

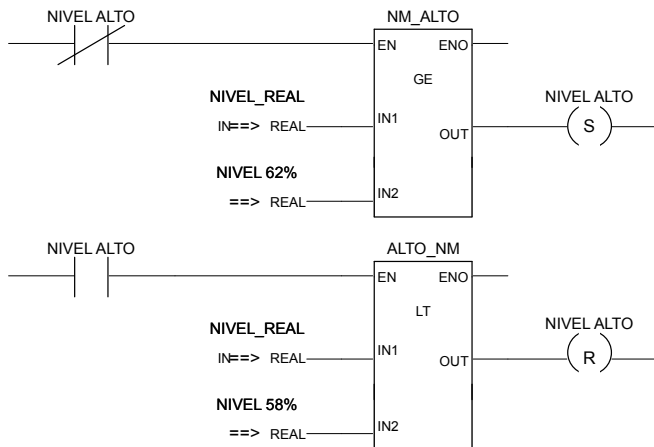
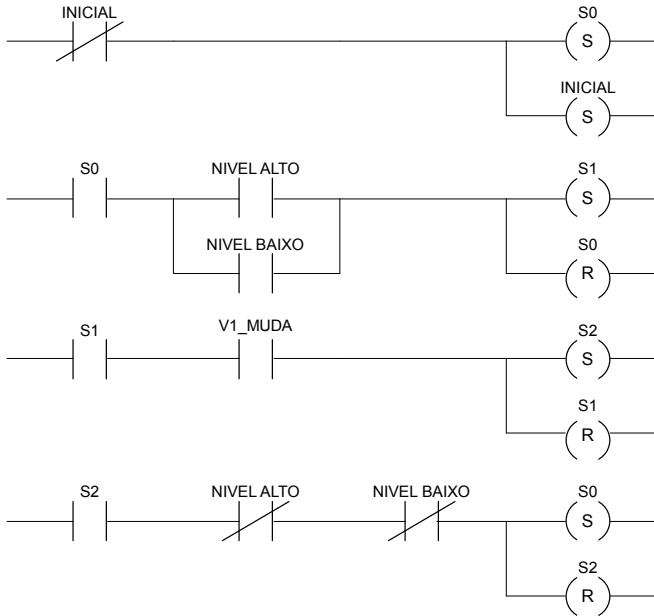


Figura 24 – Detecção de NIVEL_ALTO com histerese.

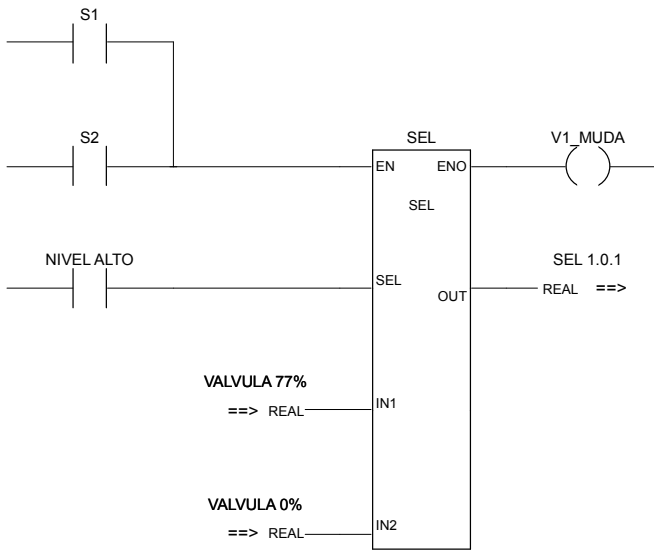
que o sistema seja desligado.

Na segunda linha é verificado se os limites de nível superior ou inferior são atingidos, representando a transição do estado de $S0$, o inicial, para $S1$. O contato $S0$ está ativo quando esse for o estado do supervisor. Para a transição ocorrer, deve ser verificada a ativação de evento indicando que limite de nível superior ($NIVEL_ALTO$) ou inferior ($NIVEL_BAIXO$) são atingidos. Quando ocorrer, a bobina set $S1$ é energizada. Ao mesmo tempo, a bobina reset $S0$ é também energizada. Tal condição das bobinas leva o contato que representa $S0$ a ser desativado, enquanto $S1$ é ativado. Ocorre então a alteração de estado. As bobinas set e reset mantêm o valor booleano mesmo após sofrerem deserenergização, o que é importante para sempre manter o estado atual ativo.

Como não é considerado travamento e outras falhas na válvula, supõem-se que a atuação do supervisor, indicada pelo contato $V1_MUDA$, implica na ocorrência dos eventos $V1_abre$ ou $V1_fecha$. Desse modo, na terceira linha acontece a transição do estado $S1$ para $S2$. Na quarta linha está a transição do estado $S2$ para $S0$, que ocorre após o retorno do nível do tanque a valores seguros. O nível do tanque se encontra com valor seguro quando os contatos $NIVEL_ALTO$ e $NIVEL_BAIXO$ estão desativados.



(a) Máquina de estados.



(b) Desabilitações.

Figura 25 – Implementação em ladder do $S_{red.imp}$.

Um dos problemas que decorrem da implementação é o fato da TCS considerar que os eventos na planta ocorrem espontaneamente, sendo que o supervisor apenas desabilita certos eventos. Mas, na prática, somente os eventos não-controláveis são espontâneos, enquanto os controláveis devem ser gerados pelo sistema de controle. Além disso, sinais de desabilitações não representam eventos reais. Quando um evento é desabilitado, ele não ocorrerá; mas não há garantia de que um evento habilitado irá ocorrer. Para lidar com o fato que na realidade os eventos controláveis não ocorrem espontaneamente, como acontece na TCS, é necessário que o supervisor atue, mas que também seja flexível. O sinal de desabilitação do supervisor nesse caso equivale a limitar a abertura da válvula, no valor máximo ou no mínimo.

Segundo o mapa de desabilitações desse supervisor, no estado *S1* a posição da válvula não pode ser mantida. Para que a desabilitação de fato ocorra após verificar que o supervisor se encontra no estado *S1*, é necessário enviar o comando para o atuador. Nesse caso, isso corresponde a saturar o valor do controlador PI da válvula. O bloco de seleção na Figura 25(b) seleciona e envia o valor para a rede: se o nível está baixo, é enviado o primeiro valor (77%), de abertura mínima, e se está alto, então envia-se o segundo valor (0%), de abertura máxima. Assim que esse bloco é ativado, é energizada a bobina *VI_MUDA*, indicando a atuação do supervisor. No estado *S2* do supervisor a válvula deve ser mantida em sua posição atual. Dessa forma, enquanto o supervisor estiver no estado *S2*, segue limitando a válvula com o mesmo valor anterior.

3.5 RESULTADOS DA IMPLEMENTAÇÃO

Para se analisar o funcionamento do controle supervísório nesse sistema, são realizados alguns testes e obtidos os gráficos de nível e abertura da válvula de entrada, tanto da abertura calculada pelo controlador PI quanto da abertura real. A válvula de saída é mantida constantemente aberta em um valor intermediário. Para cada teste são variados os parâmetros de *Setpoint* (SP), que inicialmente se encontra em 30%.

Em situações reais, pode ocorrer *underflow* e *overflow* caso o operador determine um valor muito baixo ou muito alto de *setpoint* para o sistema ou quando o controlador PI não está corretamente configurado, por exemplo. Para realização dos testes, a forma mais simples é alterar o valor de *setpoint*.

3.5.1 Resultado para o limite mínimo de segurança

Para mostrar o comportamento do nível do tanque sob a atuação do supervisor para evitar *underflow* no tanque, o *Setpoint* é alterado de 30% para 5%. Neste caso é utilizado o valor de 5%, mas poderia ser utilizado qualquer valor abaixo de 13% para realização do teste. Isso faz com que ele opere para manter o nível mínimo em 15% (Figura 26).

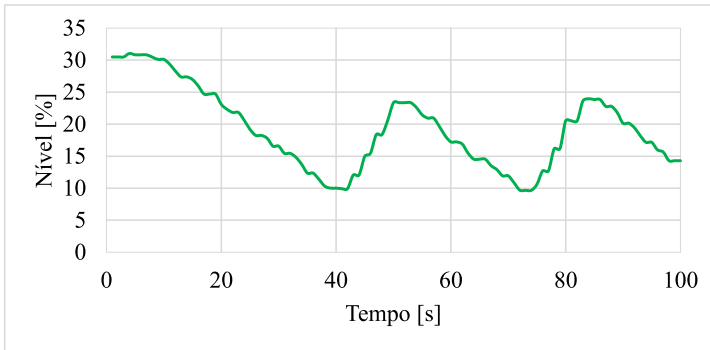


Figura 26 – Comportamento do nível com supervisor atuando em limite baixo.

Como pode ser visto nos gráficos, devido ao atraso entre a leitura de nível do tanque e a real atuação do supervisor sobre a abertura da válvula, a variação do nível acaba sendo um pouco grande, ficando entre 10% e 24% (média de 17%, próximo do valor esperado de 15%). Mas, apesar desta variação, não ocorreu *underflow* no tanque, evento que o controle supervisiório deve evitar.

Quanto a análise da abertura da válvula (Figura 27), nota-se que muitas vezes ela é saturada no valor mínimo (77%), com o valor real de abertura diferindo daquele calculado pelo PI, o que mostra a ação do supervisor.

3.5.2 Resultado para o limite máximo de segurança

Em seguida, o nível de *Setpoint* é alterado de 30% para 80% (Figura 28), fazendo o supervisor atuar quando chegar em 60%, de modo a evitar *overflow* (transbordamento). Neste caso também poderia ser utilizado qualquer valor acima de 60% para realização do teste.

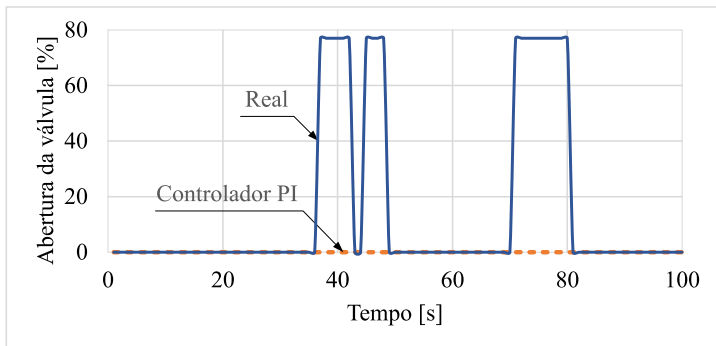


Figura 27 – Comportamento da válvula V1 com supervisor atuando em limite baixo.

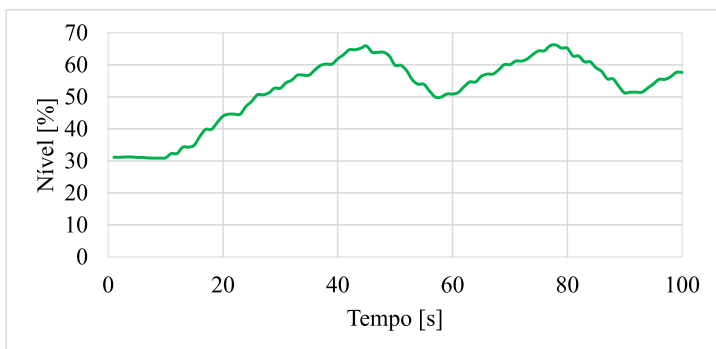


Figura 28 – Comportamento do nível com supervisor atuando em limite alto.

A variação do nível fica entre 50% e 66% (média de 58%, valor próximo do esperado de 60%), não ocorrendo *overflow*. O controle supervisiório, portanto, cumpre sua função.

Pelo gráfico da abertura das válvulas (Figura 29), também nota-se que o valor da abertura real e da calculada pelo controlador PI diferem em alguns pontos. Isso ocorre quando o supervisor satura o valor de entrada da válvula com um valor máximo (0% neste caso).

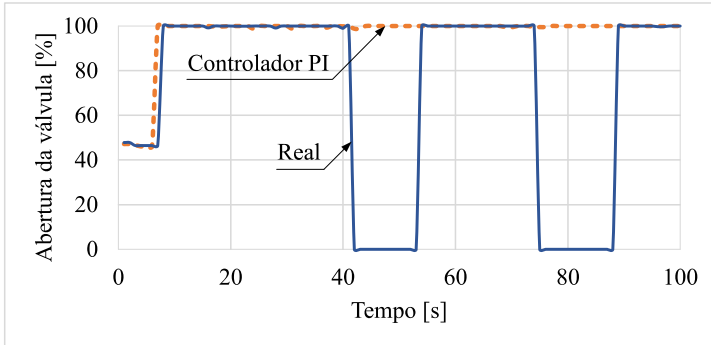


Figura 29 – Comportamento da válvula V1 com supervisor atuando em limite alto.

3.6 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO

A transformação do supervisor obtido a partir da TCS para um código em CLP correspondente implementado não é simples. Muitos dos eventos do modelo são abstratos, dificultando a obtenção da relação entre a abstração e o mundo real. Para este problema é preciso determinar as equivalências entre a abertura e fechamento da válvula de entrada e dos níveis do tanque modelados em relação ao sistema real.

Para esse caso simples de controle supervisorio implementado para manter o nível do tanque entre os valores limites, é explorada a viabilidade do método para aplicações industriais. O supervisor é implantando no sistema em paralelo com o controlador (no caso, um PI), mas só atua em situações necessárias para evitar anomalias, como transbordamento ou esvaziamento do tanque. Por ter evitado essas situações indesejadas, além de ser flexível, o supervisor se mostra eficaz.

Para este caso, o fato de poder utilizar modelos de problemas já trabalhados permite a economia de tempo e diminui possíveis erros de modelagem, facilitando o processo de síntese. Isso também auxilia em futuros trabalho da área.

No próximo capítulo, é proposto um método para a síntese de supervisor para um caso mais complexo para segurança em controle de nível. São apresentados modelos e estruturas em controle hierárquico multiníveis para facilitar a síntese e implementação de supervisores deste tipo de problema.

4 CONTROLE SUPERVISÓRIO PARA MALHAS DE VÁLVULAS

O que se pretende nesse capítulo é propor um método de resolução por síntese de problemas da indústria de processos envolvendo malhas de válvulas. Utiliza-se o controle hierárquico, uma alternativa em relação à TCS clássica para facilitar a resolução de problemas de maior complexidade. São apresentadas a síntese de um problema de controle de nível tanto pela TCS clássica quanto por controle hierárquico, analisando-se vantagens e desvantagens de cada método. Propõem-se modelos e estruturas que podem ser aproveitados em outros problemas relacionados.

Na próxima seção é realizada uma breve revisão sobre a arquitetura de controle hierárquico.

4.1 CONTROLE HIERÁRQUICO DE SED

Um dos problemas relacionados à Teoria de Controle Supervisório é a explosão de estados conforme cresce a complexidade do problema. Entre as possíveis soluções está o controle supervisório descentralizado (LIN; WONHAM, 1988), baseado na modularidade da planta. Um grupo de supervisores atua em conjunto para controle de apenas uma parte do processo para a tarefa de supervisão global. No controle supervisório modular (QUEIROZ; CURY, 2000), são obtidos supervisores locais para cada especificação do sistema. A síntese é realizada considerando uma especificação e os componentes da planta com os quais compartilha eventos.

Outra possível solução é o controle hierárquico, em que o problema é dividido em diferentes níveis de abstração, aumentando de forma ascendente na hierarquia. O método é formulado por Zhong e Wonham (1990) para um modelo com dois níveis, sendo uma planta e um controlador de baixo nível, formando o nível operacional, e uma planta e um controlador de alto nível, estabelecendo o nível gerencial. Na Figura 30 é mostrada a arquitetura de controle hierárquica. A arquitetura não precisa ficar restrita a apenas dois níveis, podendo haver multiníveis, em que são tratados vários níveis de hierarquia, a depender da complexidade do sistema.

Nesta arquitetura, G_{op} representa o modelo da planta real a ser controlada pelo controlador operacional C_{op} . O modelo da planta

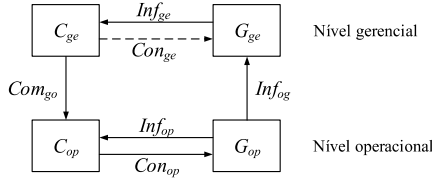


Figura 30 – Arquitetura de Controle Hierárquico.

gerencial e abstração de G_{op} é representado por G_{ge} . O canal Inf_{og} , também conhecido como mapa-repórter, informa G_{ge} sobre as evoluções de G_{op} . Uma sequência de eventos na planta operacional gera uma sequência de eventos na planta gerencial, sequência transmitida pelo mapa-repórter. C_{ge} é o controlador da planta do gerente G_{ge} . A malha fechada do nível superior é, portanto C_{ge}/G_{ge} . Esse controlador é atualizado pelas informações transmitidas pelo canal Inf_{ge} de forma direta (linha contínua). Sua ação de controle pelo canal Con_{ge} é virtual (linha tracejada), pois este canal não existe efetivamente. O controle efetivo é realizado pelo controlador da planta operacional, C_{op} , que recebe comandos pelo canal Com_{go} e informação por Inf_{op} . O controlador C_{op} envia comandos para a planta real via Con_{op} . O canal Com_{go} é responsável por traduzir as diretivas do controlador do gerente em sequências para o controlador do operador. A malha fechada do nível do operador é C_{op}/G_{op} .

Em extensão aos autômatos estudados anteriormente, surge o autômato de Moore, em que é atribuído um símbolo de saída a cada estado. Além da quintupla já definida, são adicionados dois elementos: T , o alfabeto de saída; e $w : Q \rightarrow T$, a função de saída definida sobre os estados.

O alfabeto de saída da planta operacional, que transmite eventos para a planta do gerente, é $T_0 = T \cup \tau_0$, em que τ_0 representa um evento silencioso e que não pertence a T . Essa planta operacional é representado por um autômato de Moore, mas nem todos seus estados geram eventos de saída. As sequências de saída da planta operacional são transmitidas para o gerente pelo canal Inf_{og} . Ou seja, G_{ge} é uma projeção da linguagem da planta do operador, e seu alfabeto de entrada corresponde ao de saída de G_{op} . O gerente pode ser representado por um autômato comum, caso não existam mais níveis acima, ou um autômato de Moore, quando há um nível superior à esse gerente.

O mapa-repórter é atualizado a cada novo evento na planta operacional, podendo ficar silencioso (não informar nada ao gerente, evento

τ_0) ou comunicar ao gerente a ocorrência do novo evento $\tau \in T$. Nesse caso, é dito que o mapa-repórter *vocaliza* o evento τ . O canal Inf_{og} é expresso por $\theta : L(G_{op}) \rightarrow T^*$, definido por $\theta(\epsilon) = \epsilon$ e :

$$\theta(s\sigma) = \begin{cases} \theta(s) & \text{ou} \\ \theta(s)\tau \end{cases}$$

onde ϵ representa que a palavra vazia, $s \in L(G_{op})$ uma seqüência de eventos na planta do operador, $\sigma \in \Sigma$ um evento na planta do operador e $\tau \in T$ um evento na planta do gerente.

É desejado que o comportamento em malha fechada do nível do operador C_{op}/G_{op} , reportado ao nível do gerente por $Inf_{og}(C_{op}/G_{op})$, seja equivalente à malha virtual C_{ge}/G_{ge} . Em outras palavras, deve-se obter um modelo para o nível gerencial em que o comportamento esperado pela ação do supervisor nesse alto nível seja equivalente ao comportamento obtido pela ação do controle hierárquico. Essa propriedade é denominada consistência de controle.

Caso a propriedade não seja verificada, deve-se refinar os modelos de G_{op} e G_{ge} para se garantir a consistência. No refinamento, o alfabeto T do gerente é estendido de modo a particioná-lo em eventos controláveis T_c e não-controláveis T_u , garantindo uma estrutura natural de controle para o nível gerencial. Para isto utiliza-se a árvore de alcançabilidade $\mathcal{L}(G_{op})$. Se um evento de T for não-controlável, todos os seus trechos silenciosos são também não-controláveis. Mas, caso um evento de T seja controlável, então todos os seus trechos silenciosos são também controláveis. Desse modo, obtém-se um modelo de G_{ge} com consistência de controle, e uma linguagem controlável no nível gerencial é imagem de uma linguagem controlável do nível operacional.

Como extensão ao trabalho de Zhong e Wonham (1990), em Wong e Wonham (1996) é tratado o problema para linguagens com marcação, para solucionar questões de bloqueio em controle hierárquico. A ação do supervisor no nível gerencial pode resultar em bloqueio do supervisor no nível operacional. Isto ocorre, pois, a síntese do supervisor em alto nível não considera o comportamento marcado do baixo nível. São introduzidos o mapa repórter observador e a condição para consistência de marcação para tratar da questão de bloqueio. Porém, esses conceitos não são utilizados neste trabalho.

4.2 SISTEMA DE CONTROLE DE NÍVEL COM MALHA DE VÁLVULAS

Para ilustrar a aplicação da TCS em problemas mais complexos, é apresentado um sistema em que há válvulas associadas tanto em série como em paralelo (associação mista), visto na Figura 31. Neste caso, as três válvulas de entrada (V1, V2 e V3) foram consideradas como controláveis.

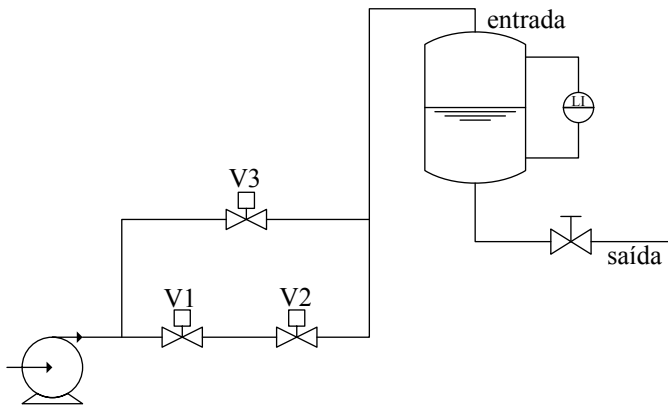


Figura 31 – Bomba e malha de válvulas atuando sobre o nível de um tanque.

Há algumas situações em que um sistema semelhante com malhas de válvulas pode ser útil na indústria de processos. Por exemplo, para lidar com situações anormais no sistema (travamento de válvulas, manutenção da linha ou válvula), é normal haver alternativas para que o processo não pare, mesmo com anomalias.

Em condições normais, a vazão no tanque é controlada pela válvula V1, enquanto V2 é mantida aberta e V3 fechada. Se acontecer da válvula V1 travar aberta, ainda é possível controlar a vazão no tanque por V2. Mas, caso V1 trave fechada ou tenha que ser realizado algum reparo nessa linha, ainda é possível regular a vazão no tanque por V3. Essa é somente uma ilustração da utilização de associação de válvulas na indústria. O usuário pode decidir de que forma prefere operar as válvulas, enquanto o controle supervisão encarrega-se de resolver problemas de segurança e de eficiência do processo com malha.

4.3 SÍNTESE DO SISTEMA COM MALHA DE VÁLVULAS PELA TCS CLÁSSICA

É realizada inicialmente a síntese para segurança operacional desse sistema utilizando a TCS sem arquitetura hierárquica. Os modelos das válvulas são semelhantes aos já apresentados no Capítulo 2. A única diferença é que a válvula V2 tem como estado marcado q_1 , o estado que representa válvula aberta, a fim de que não haja bloqueio para este estado. Como ela está em série com V1, é preferível que uma das válvulas permaneça aberta enquanto a vazão seja controlada somente pela outra válvula. Nesse caso, é considerado que V2 permanece aberta e que o controle é realizado por V1.

Os modelos da bomba e do nível do tanque são os mesmos mostrados no Capítulo 2. O modelo de preempção também é igual; mas, nesse caso, há um modelo relativo a cada válvula, indicando que cada uma delas têm tempo de atuar em resposta à alguma variação de nível. O grande problema de modelagem nesse caso é a da relação de vazão no tanque com a bomba e as válvulas, obtido relacionando cada situação da bomba e das válvulas com a variação de nível no tanque. Por causa da interdependência entre cada um desses equipamentos em relação à vazão, não é possível realizar a modelagem separadamente dessa relação com cada um desses equipamentos. Então é necessário inserir todos os equipamentos no mesmo modelo. Devido ao número de estados (12), para melhor visualização, o modelo é visto no Apêndice C como Figura 68.

Algumas especificações impostas ao sistema são as mesmas para a síntese do sistema simples já discutidas. Impedir a ocorrência de transbordamento e esvaziamento e ligar a bomba antes de acionar as válvulas são as especificações mantidas. O modelo para evitar ações da válvula sem necessidade é semelhante, a diferença é para este caso é gerado um modelo para cada válvula. Além dessas especificações já mostradas anteriormente, são adicionadas especificações que diminuem o desgaste das válvulas quando associadas em série ou paralelo.

Para válvulas associadas em paralelo em um sistema, é desnecessário que haja vazão em mais de uma linha. Portanto, são abertas as válvulas de modo a permitir vazão somente em uma linha por vez, enquanto nas outras linhas a vazão permanece bloqueada. O modelo da especificação está na Figura 32. Para haver vazão na linha inferior, V1 e V2 devem estar abertas. Se ambas estão abertas, então o autômato se encontra no estado q_2 e V3 fica impedida de abrir. Mas, se V3 estiver aberta, então há vazão somente na linha superior. Nessa situação, o

modelo pode estar no estado $q1$ ou $q2$, e certamente uma das válvulas da outra será impedida de abrir.

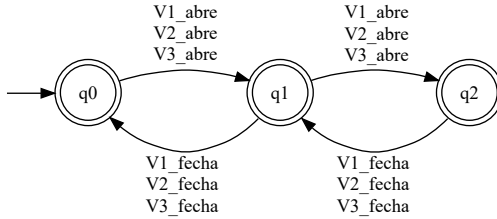


Figura 32 – Especificação para evitar ações desnecessárias para válvulas em paralelo ($E_{paralelo_acao_util}$).

Em série, todas as válvulas devem estar abertas para que haja vazão na linha. Então é necessário somente uma válvula fechada para bloquear a vazão na linha. Para o menor desgaste, especifica-se que somente uma das válvulas em série fica fechada ao mesmo tempo. A Figura 38 mostra essa especificação.

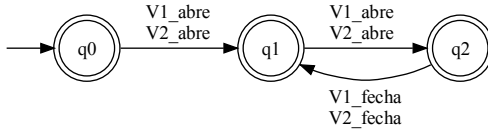


Figura 33 – Especificação para evitar ações desnecessárias para válvulas em série ($E_{serie_acao_util}$).

Na Tabela 9 são mostrados os componentes e número de estados da planta, especificações e do supervisor da síntese.

É obtido um supervisor de 251 estados pela síntese. Uma futura implementação seria muito complicada, principalmente se for realizada de modo não formal. Para um pequeno CLP, esse número de estados já poderia gerar problemas computacionais, considerando que o processo produtivo também está nele implementado. Mesmo o supervisor reduzido mostra-se inconveniente, já que possui 107 estados, um número ainda alto. Um malha com três válvulas ainda é considerada simples para problemas industriais. Cada válvula adicionada a essa malha gera um aumento exponencial no número de estados do supervisor. Então, em problemas industriais reais provavelmente haveria explosão computacional, impossibilitando a implementação.

Para solucionar o grande número de estados do supervisor, podem-

Tabela 9 – Números de estados dos autômatos na síntese para um sistema com malha de válvulas

Autômato	Tipo	Estados
G_{V1}	Planta	2
G_{V2}	Planta	2
G_{V3}	Planta	2
G_{bomba}	Planta	2
$G_{preempcao.V1}$	Planta	2
$G_{preempcao.V2}$	Planta	2
$G_{preempcao.V3}$	Planta	2
G_{vazao_malha}	Planta	12
G_{niveis}	Planta	5
$E_{acao_util.V1}$	Especificação	2
$E_{acao_util.V2}$	Especificação	2
$E_{acao_util.V3}$	Especificação	2
E_{ordem}	Especificação	2
$E_{limites}$	Especificação	2
$E_{serie_acao_util}$	Especificação	3
$E_{paralelo_acao_util}$	Especificação	5
S_{malha}	Supervisor	251
S_{red_malha}	Supervisor	107

se utilizar supervisores modulares (QUEIROZ; CURY, 2000). A partir de cada especificação e dos subsistemas por ela afetados (planta local) é calculado um supervisor modular. Existe a possibilidade de se utilizar cada especificação como um supervisor modular, desde que seja verificado que essa especificação é controlável e não bloqueante em relação a sua planta local. Por teste realizado na ferramenta TCT e simulações pelo Supremica constata-se a possibilidade de se utilizar o método de

controle supervísório modular neste caso.

O método de controle modular local poderia resolver o problema do supervisor com grande número de estados, mas ainda há outra questão a ser resolvida: a dificuldade em se modelar certos componentes da planta. O modelo que relaciona a bomba e as válvulas com a vazão no tanque, por exemplo, passa de três estados no caso simples para doze estados no caso atual, um aumento significativo. Em processos industriais reais, a malha de válvulas é possivelmente composta por muito mais válvulas. Cada válvula adicionada ao sistema dificulta ainda mais a modelagem. Seriam grandes as possibilidades de erro durante a modelagem, que também poderia consumir muito tempo. Para qualquer mudança de equipamento no sistema, o modelo teria de ser refeito. Para solucionar esse problema é adotado o controle hierárquico, método que permite abstrair o sistema em vários níveis, com cada nível representando uma parte do sistema. Existe a possibilidade de definição de modelos genéricos, facilitando a síntese de outros problemas relacionados. O controle hierárquico se mostra uma técnica possivelmente viável para a síntese de problemas com malha de válvulas.

4.4 GERAÇÃO DE VÁLVULAS EQUIVALENTES POR CONTROLE HIERÁRQUICO

Para a simplificação de sistemas com malha de válvulas e consequente aplicação da síntese de controle supervísório, é observado o mesmo princípio de abstração adotado em análise de circuitos elétricos (BOYLESTAD, 2004). Quando há um circuito com combinação em série-paralelo de resistores, analisa-se cada região do circuito separadamente, abstraindo-a em um circuito simplificado equivalente. O emprego de abstrações conhecidas para equivalência de combinações elimina possíveis erros e facilita a simplificação. O circuito é então redesenhado de forma menos complicada, parte por parte, até se obter o resistor equivalente da associação. A configuração final é mais fácil de ser compreendida e analisada.

A redução da associação de resistores para um único resistor equivalente torna mais fácil o cálculo de tensão e corrente no circuito. Do mesmo modo, reduzir um sistema com malha de válvulas para uma única válvula equivalente favorece a síntese. A partir de pequenas combinações e abstrações a cada nível, sistemas complexos se tornam mais simples.

Pela arquitetura de controle hierárquico, proposta por Zhong e

Wonham (1990), torna-se possível em sistemas discretos realizar a simplificação dos modelos. A síntese de controle supervisorio normalmente possui um único nível de abstração, mas com a arquitetura hierárquica trabalha-se com a possibilidade de aplicar vários níveis de abstração à síntese do sistema. Há um nível inferior, o operacional, e um superior, o gerencial, mais abstraído, que apenas observa situações de interesse que ocorrem no nível abaixo. Essa arquitetura não se limita a apenas dois níveis, podendo haver multiníveis, em que a abstração cresce de baixo para cima.

Voltando ao caso das válvulas, do ponto de vista do nível superior, do gerente, só interessa saber se há vazão na linha ou não, não importando o estado de cada uma das válvulas. Numa associação em série, se as duas válvulas estão fechadas ou se somente uma delas está aberta, para o gerente o resultado é o mesmo: não há vazão na linha. Há vazão somente se as duas estiverem abertas. Analogamente, para associação em paralelo, uma única válvula é o suficiente para haver vazão. Para que o nível inferior seja visto pelo gerente como uma válvula equivalente, duas situações são consideradas: uma em que existe vazão na linha, indicando válvula equivalente aberta; e outra em que não tem vazão na linha, indicando válvula equivalente fechada. A redução dessa malha para apenas uma válvula equivalente, como demonstrado na Figura 34, torna um sistema complicado em um sistema simples, como o trabalhado no Capítulo 2.

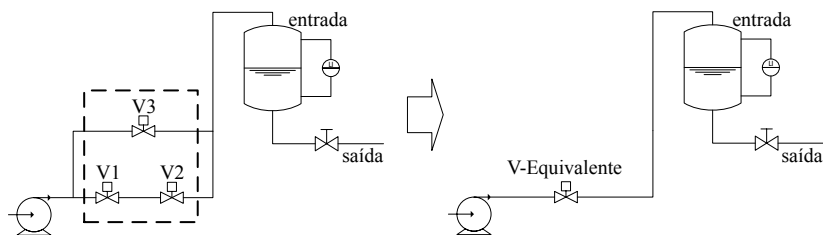


Figura 34 – Simplificação do sistema com malha de válvulas.

Configurações semelhantes auxiliam na resolução de problemas. Muitos sistemas aparentemente diferentes possuem a mesma estrutura básica, podendo, portanto, ser solucionados com o uso de técnicas semelhantes. Por isso, é necessário compreender separadamente como o conceito de válvula equivalente (em série e paralelo) se relaciona com as ideias de controle hierárquico, para poder solucionar problemas de malhas e outras complexidades. Nem todos os problemas podem ser

resolvidos desse modo, mas pode facilitar em muitos casos da indústria de processos.

Na próxima seção são apresentados modelos de válvulas equivalentes para duas válvulas em série e duas em paralelo. Esses padrões podem ser usados para se trabalhar em sistemas mais complexos, com associação mista de válvulas.

4.5 ABSTRAÇÃO DE DUAS VÁLVULAS EM SÉRIE

É mostrada nesta seção a obtenção de uma válvula equivalente para duas em série, utilizando-se controle hierárquico.

4.5.1 Representação de duas válvulas em série

Na Figura 35 está representada a situação em que há uma linha com duas válvulas com arranjo em série. Para que haja vazão por essa linha, ambas as válvulas devem estar abertas.

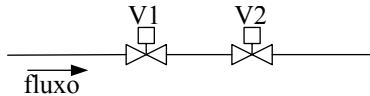


Figura 35 – Ducto com duas válvulas em série.

Os modelos discretos das duas válvulas utilizadas no exercício são mostrados na Figura 36. A válvula V1 possui o estado inicial $q0$ marcado, pois é esperado que sempre possa a ele retornar. É o estado que representa que ela está fechada. A válvula V2 está com o estado $q1$ marcado, de aberta, pois em condições normais ela permanece aberta, enquanto o controle de vazão é realizado por V1. Pode-se considerar V2 como redundante, que só atua caso V1 trave fechada.

4.5.2 Composição de duas válvulas em série

São considerados nesta composição os eventos vocais V_{1s2_abre} , V_{1s2_fecha} e V_{1s2_mantem} para designar que a válvula equivalente está sendo aberta, fechada e mantida, respectivamente. O significado de V_{1s2} é válvula V1 em série com a V2.

O modelo padrão de uma válvula é composto de dois estados:

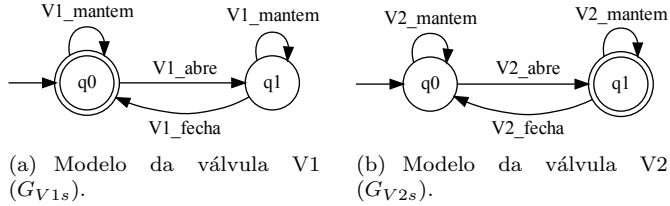


Figura 36 – Os modelos de cada uma das válvulas em série.

um de válvula fechada e outro de aberta. Do primeiro estado partem dois eventos: o que indica abertura e o que indica que a posição é mantida. Do segundo estado partem também dois eventos: fechamento e conservação da posição. Então, para que duas válvulas em série no nível inferior sejam vistas como uma única válvula equivalente no nível superior, deve-se fazer algumas considerações. É necessário considerar na construção do modelo no nível inferior a existência de caminhos silenciosos, a partir do estado inicial, que levem aos estados vocais V_{1s2_abre} e V_{1s2_mantem} . Quando o alto nível recebe o evento V_{1s2_abre} , ocorre mudança de estado. Da mesma forma, desse novo estado devem haver caminhos que levem aos estados vocais V_{1s2_fechas} e V_{1s2_mantem} .

Para se construir esse modelo, deve-se relacionar as válvulas de forma que cada estado do modelo indique as suas posições (nenhuma válvula aberta, uma aberta ou ambas abertas), como seria no caso sem controle hierárquico. Além dessa relação, deve-se adicionar estados para indicar que as posições estão sendo mantidas ou não (nenhuma válvula mantida aberta, uma mantida aberta ou ambas mantidas abertas). Isso é necessário para o gerente enxergar a ocorrência da válvula equivalente sendo mantida.

Também é importante o histórico de eventos no sistema. É diferente quando há uma válvula aberta, mas anteriormente ambas estavam fechadas, de quando há uma aberta, mas antes ambas estavam abertas. No primeiro caso, a linha estava sem vazão e continua sem, sendo que nenhum acontecimento é visto pelo gerente. Já no segundo caso, havia vazão, mas com o fechamento de uma das válvulas passa a não haver mais vazão na linha, o que é visto como fechamento da válvula equivalente pelo nível superior.

Na Figura 37 é apresentado o modelo da composição das duas válvulas em série, já considerando a vocalização de estados que são vistos como eventos no nível superior. O evento que cada estado vocaliza

é representado no interior do círculo. Quando o estado não vocaliza nenhum evento, o círculo se encontra vazio.

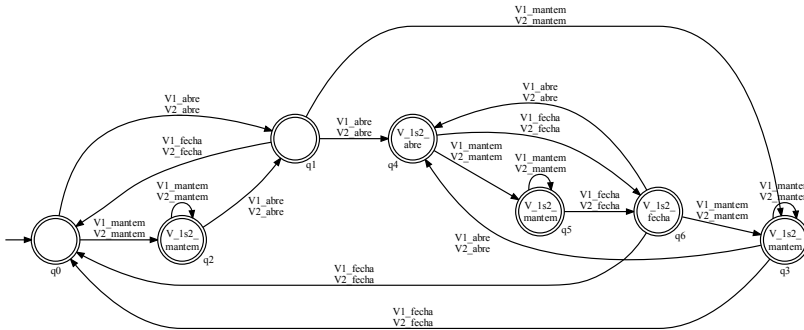


Figura 37 – Composição de duas válvulas série com vocalização (G_{1s2}).

A Tabela 10 descreve as concepções de cada estado do modelo inferior, além das vocalizações que são enviados ao nível superior quando certos estados são alcançados.

Tabela 10 – Vocalizações em cada estado para a composição de duas válvulas em série.

Estado	Válvulas	Vocalização
q0	Nenhuma aberta - Estado inicial	τ_0
q1	Uma aberta - Nenhuma aberta anteriormente	τ_0
q2	Mantém-se nenhuma aberta	V_1s2_mantem
q3	Mantém-se uma aberta	V_1s2_mantem
q4	Duas abertas	V_1s2_abre
q5	Mantém-se as duas abertas	V_1s2_mantem
q6	Uma aberta - Ambas abertas anteriormente	V_1s2_fecha

No estado inicial q0, com ambas válvulas fechadas, não há voca-

lização. Se for decidido manter a posição fechada de, no mínimo, uma das válvulas (*V1_mantem* ou *V2_mantem*), avança-se para o estado *q2*, ocorrendo a vocalização de *V_1s2_mantem* para o gerente. De *q0* ou *q2*, se uma das duas válvulas for aberta (evento *V1_abre* ou *V2_abre*), ocorre a transição para o estado *q1*, não vocal. Se optar por manter a posição atual das válvulas, encaminha-se para o estado *q3*, que vocaliza *V_1s2_mantem*.

De *q1* ou *q3*, se a válvula que estava aberta for fechada (evento *V1_fecha* ou *V2_fecha*), retorna-se ao estado *q0*. Mas se em *q1* ou *q3* a válvula que estava fechada for aberta (evento *V1_abre* ou *V2_abre*), avança-se para *q4*, ocorrendo a vocalização de *V_1s2_abre*. Para indicar que as válvulas continuam abertas, passa-se para o estado *q5*.

De *q4* ou *q5*, ao se fechar alguma das válvulas (evento *V1_fecha* ou *V2_fecha*), o próximo estado é *q6*, no qual ocorre a vocalização de *V_1s2_fecha*. Ocorrendo a abertura de uma das válvulas nesse estado, retornasse à *q4*. Se em *q6* for fechada a outra válvula, o sistema retorna à *q0*. Se for decidido manter as posições de *q6*, ocorre a transição para o estado *q3*.

O estado *q1* não pode vocalizar *V_1s2_fecha*. Para chegar em *q4*, em que ocorre *V_1s2_abre*, deve-se passar por *q1*. Se *q1* fosse um estado vocal, então o gerente veria a ocorrência de *V_1s2_fecha* antes de *V_1s2_abre*. Consequentemente, a válvula equivalente iniciaria aberta. Isso seria errado, visto que as duas válvulas do nível inferior estão inicialmente fechadas; então, a válvula equivalente também deveria iniciar fechada. Por isso é criado o estado *q6* para vocalizar *V_1s2_fecha*, alcançado após *q4*.

Estados em que não ocorrem informações de abertura ou fechamento de válvula equivalente para o gerente, como *q1*, não podem ser vistos como *V_1s2_mantem*, e sim como silenciosos. Por exemplo, no estado *q1* não há vocalização para informar ao gerente a ocorrência *V_1s2_mantem*. Caso houvesse, seria projetado ao gerente que a única possibilidade de ocorrência a partir do estado inicial é de *V_1s2_mantem*. Criaria-se um estado inicial do qual a única transição possível seria *V_1s2_mantem*. Como se deseja que o evento *V_1s2_abre* também possa ocorrer a partir do estado inicial, como no modelo da válvula, *q1* não pode ser vocalizado.

4.5.3 Planta da abstração de duas válvulas em série

A planta da abstração para duas válvulas em série no nível operacional, G_s , é dada pelo produto síncrono dos modelos das duas válvulas e da composição que projeta a válvula equivalente para o nível superior:

$$G_s = G_{V1s} \parallel G_{V2s} \parallel G_{1s2}$$

Para melhor visualização, o modelo da planta é mostrado no Apêndice D (Figura 69). A diferença da planta G_s para o componente G_{1s2} , é que a planta G_s realiza a diferenciação da posição de cada uma das válvulas (indicando se está aberta ou fechada), além de considerar as marcações relativas a cada válvula. Em G_{1s2} todos os estados estavam marcados, e os estados representavam apenas se havia alguma válvula aberta ou não, sem indicar qual delas.

4.5.4 Especificação para duas válvulas em série

O emprego do controle hierárquico não fica restrito apenas à estrutura verticalizada, mas pode haver uma supervisão horizontal, no próprio nível, mesmo em níveis inferiores. Para diminuir o desgaste das válvulas, é adicionada a especificação, no nível do operador, que as impede de fecharem ao mesmo tempo. Em série, não há alteração no sistema se nenhuma válvula está aberta ou somente uma se encontra aberta: não há escoamento. Portanto, para o mínimo esforço do sistema, deve-se sempre deixar uma válvula aberta e controlar a vazão apenas com a outra. O usuário pode decidir qual das duas tem preferência a ser manipulada. A Figura 38 representa essa especificação.

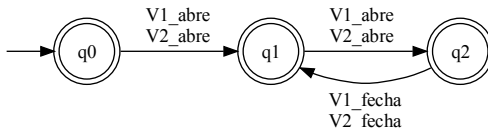


Figura 38 – Evitar ações desnecessárias para duas válvulas em série (E_{1s2}).

4.5.5 Supervisor para duas válvulas em série

A partir da planta G_s e da especificação E_{1s2} , é realizada a síntese do supervisor para o nível do operador. Esse supervisor compõe a planta operacional. O número de estados dos componentes da planta, da especificação e do supervisor obtido estão expostos na Tabela 11.

Tabela 11 – Número de estados dos autômatos na síntese para duas válvulas em série.

Modelo	Tipo	Estados
G_{V1s}	Planta	2
G_{V2s}	Planta	2
G_{1s2}	Planta	7
G_s	Planta	10
E_{1s2}	Especificação	3
Sup_{1s2}	Supervisor	10

O supervisor obtido é visto na Figura 39. Observa-se que as vocalizações nos estados respeitam as concepções discutidas no modelo de composição para duas válvulas em série, para que o gerente veja apenas uma válvula equivalente. O supervisor mantém a diferenciação nos estados de qual válvula está aberta, se V1 ou V2, como na planta. Essa diferenciação é importante quando se quer impedir a abertura ou fechamento de uma válvula em específico, dando preferência para controlar o sistema apenas por uma determinada válvula.

Na Tabela 12 estão expressas as vocalizações para o nível superior e as desativações de eventos que o supervisor realiza de forma horizontal, no próprio nível.

Do estado inicial q_0 , em que as duas válvulas estão fechadas, não há vocalização e nem desabilitação. Desse estado pode-se escolher manter as posições atuais das válvulas, avançando para q_1 e vocalizando V_{1s2_mantem} . Outra opção é abrir V1, avançando para q_5 e desabilitando o evento $V1_fecha$. A especificação impede que as duas válvulas fiquem fechadas ao mesmo tempo. Então, como V2 continua fechada, V1 não pode ser fechada. A lógica é semelhante para o caso em que a válvula V2 é aberta a partir de q_0 : o estado do supervisor

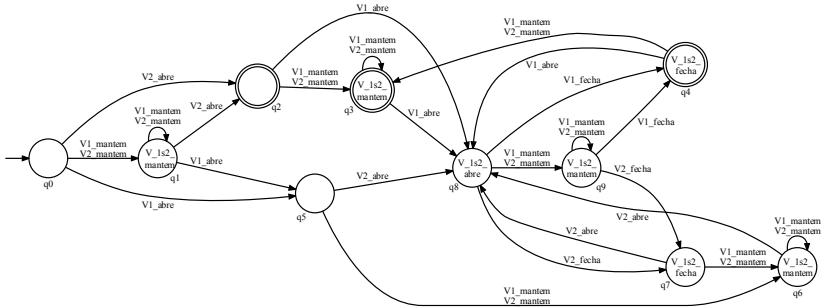


Figura 39 – Supervisor para duas válvulas em série (Sup_{1s2}).

Tabela 12 – Vocalizações e desabilitações em cada estado para o supervisor de duas válvulas em série.

Estado	Vocalização	Desabilitações
q0		
q1	V_1s2_mantem	
q2		$\neg V2_fecha$
q3	V_1s2_mantem	$\neg V2_fecha$
q4	V_1s2_fecha	$\neg V2_fecha$
q5		$\neg V1_fecha$
q6	V_1s2_mantem	$\neg V1_fecha$
q7	V_1s2_fecha	$\neg V1_fecha$
q8	V_1s2_abre	
q9	V_1s2_mantem	

segue para $q2$ e $V2_fecha$ é desabilitado.

Estando o supervisor em $q2$ ou $q5$, a abertura da válvula ainda fechada o leva para o estado $q8$, vocalizando V_1s2_abre . Desse estado, se V1 for fechada, ocorre a transição para o estado $q4$, que vocaliza V_1s2_fecha e desabilita $V2_fecha$. De $q8$ também pode acontecer o fechamento de V2, levando o supervisor para $q7$. Neste estado há a

vocalização de V_{1s2_fecha} e desabilitação de $V1_fecha$. Cada um dos estados citados tem um correspondente para informar que a posição atual está sendo mantida (vocalização de V_{1s2_mantem}).

Como explicado na teoria de Controle Hierárquico, existe um elemento conhecido como controlador do operador, ou simplesmente operador, representado na Figura 30 por C_{op} , que realiza a tradução entre os comandos do nível superior para o inferior. Ele também desativa eventos nesse baixo nível. Quando se deseja desabilitar certo evento no gerente, o operador recebe o comando e , dependendo em qual estado o nível inferior se encontra, ele manda a ordem de desabilitação para esse nível. São os estados vocalizados da planta operacional que geram eventos no gerente; então, para impedir um evento no alto nível, devem-se proibir eventos do nível inferior que levam a estados cujas vocalizações se deseja inibir. A planta em cada nível recebe comandos de desabilitações vindos tanto do supervisor local como, indiretamente, do superior (por meio do mapa do operador).

O mapa do operador para este problema é mostrado na Tabela 13. Para melhor visualização da tabela, os eventos $V1_mantem$ e $V2_mantem$ são representados apenas como $V1_m$ e $V2_m$, respectivamente.

O evento V_{1s2_abre} é virtual para o gerente. Se o supervisor do nível superior quiser desabilitar esse evento, é necessário enviar para o operador do nível inferior o comando de desabilitação. O mapa do operador é atualizado pelos estados da planta desse nível inferior. Ao receber o comando, o operador verifica no mapa a correspondente desabilitação e envia o comando para a planta desse nível. Se o mapa se encontrar nos estados $q0$, $q1$, $q8$ ou $q9$, nenhuma desabilitação precisa ser enviada para a planta desse nível. Mas, caso se encontre entre os estados $q2$ e $q4$, o operador desabilita o evento $V1_abre$ diretamente na planta, pois a ocorrência desse evento nesses estados da planta leva à ocorrência da vocalização V_{1s2_abre} . Caso o mapa do operador esteja entre os estados $q5$ e $q7$, desabilita-se $V2_abre$. O raciocínio é análogo para se desabilitar os outros eventos do gerente.

Por simplificação, a questão de bloqueio em controle hierárquico, formulada por Wong e Wonham (1996), não é tratada nesse problema. Quando o supervisor do alto nível envia um comando de desabilitação ao baixo nível, não considera as marcações do operador e nem que pode haver bloqueio nesse nível.

Tabela 13 – Traduções das desabilitações do nível superior para o inferior para duas válvulas em série.

Estado	$\neg V_{1s2_abre}$	$\neg V_{1s2_fecha}$	$\neg V_{1s2_mantem}$
q0			$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q1			$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q2	$\neg V1_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q3	$\neg V1_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q4	$\neg V1_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q5	$\neg V2_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q6	$\neg V2_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q7	$\neg V2_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q8		$\neg V1_fecha \ \& \ \neg V2_fecha$	$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q9		$\neg V1_fecha \ \& \ \neg V2_fecha$	$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$

4.5.6 Válvula equivalente para duas válvulas em série

Na Figura 40 está apresentada a abstração das duas válvulas em série que é vista pelo nível gerencial, ou seja, a válvula equivalente V_{1s2} . Ela é obtida pela ferramenta TCT. Esse software permite construir modelos com vocalizações, refinar esse modelo para obter a consistência hierárquica e obter a projeção desse modelo no nível gerencial.

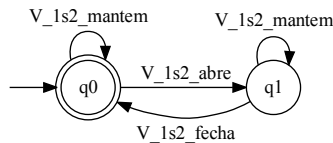


Figura 40 – Válvula equivalente para duas válvulas em série (V_{1s2}).

O estado $q0$ representa válvula equivalente aberta, enquanto $q1$

a representa fechada. Os eventos V_{1s2_abre} e V_{1s2_fecha} indicam mudança de posição na válvula, enquanto para V_{1s2_mantem} não há alteração. O estado marcado é $q0$, pois, no nível inferior, os estados marcados na planta são V1 fechada e V2 aberta, o que caracteriza linha sem vazão, correspondente ao estado de válvula equivalente fechada.

Essa abstração é obtida a partir do supervisor, mas seria a mesma caso fosse usado o modelo da planta, o que mostra que a adição da especificação não altera a forma como o nível superior enxerga o inferior. Além disso, numa eventual implementação, é melhor utilizar o supervisor não reduzido, pois ele mantém as vocalizações, o que não ocorre num supervisor reduzido.

Como os eventos do nível inferior são todos controláveis, então o gerente já apresenta consistência de controle, não sendo, portanto, necessário refinar o modelo.

Nota-se que a abstração se assemelha ao padrão de válvula expresso anteriormente. Projetos de síntese que envolvem apenas uma válvula podem ser aproveitados neste caso. No nível superior, basta tratar a válvula equivalente como a válvula utilizada na síntese. O fato da projeção ter o padrão de uma válvula permite também reaproveitar os mesmos modelos para composições sucessivas. Por exemplo, para três válvulas em série, o primeiro nível pode considerar apenas duas válvulas. É então projetada uma válvula equivalente no segundo nível. O mesmo modelo do primeiro nível pode ser usado no segundo, agora considerando a válvula equivalente com a válvula real. Desse modo, é gerada uma válvula equivalente no terceiro nível que representa as três válvulas reais em série.

4.6 ABSTRAÇÃO DE DUAS VÁLVULAS EM PARALELO

É mostrada nesta seção a obtenção de uma válvula equivalente para duas em paralelo, utilizando-se controle hierárquico.

4.6.1 Representação de duas válvulas em paralelo

O caso em que duas válvulas estão relacionadas em paralelo numa linha é ilustrado na Figura 41. Para haver vazão nessa linha, no mínimo uma das válvulas tem de estar aberta.

Na Figura 42 estão representados os modelos das duas válvulas desse sistema. Ambas estão com o estado inicial marcado, pois é es-

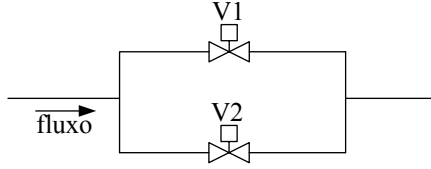


Figura 41 – Ducto com duas válvulas em paralelo.

perado que possam retornar ao estado de início, de posição fechada. Como em paralelo precisa-se de somente uma válvula para controlar o nível no tanque, enquanto a outra pode permanecer fechada, supõe-se que uma delas é redundante (qual delas é da escolha do usuário), só sendo usada no caso da outra travar fechada. Se travar aberta, não há mais possibilidade de controlar o nível do tanque pelas válvulas.

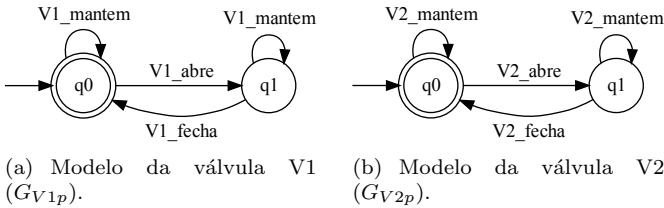


Figura 42 – Os modelos de cada uma das válvulas em paralelo.

4.6.2 Composição de duas válvulas em paralelo

Os eventos vocais para duas válvulas em paralelo são V_{1p2_abre} , V_{1p2_fecha} e V_{1p2_mantem} , para representar que a válvula equivalente está sendo aberta, fechada e mantida, respectivamente. A notação de V_{1p2} é válvula V1 em paralelo com a V2.

Como explicado anteriormente, para formar a projeção de uma válvula equivalente, deve haver no modelo operacional um caminho silencioso, partindo do estado inicial, que leve para as vocalizações V_{1p2_abre} e V_{1p2_mantem} . Após a abertura da válvula equivalente, deve ser possível atingir as vocalizações V_{1p2_fecha} e V_{1p2_mantem} .

Os estados da composição de duas válvulas em paralelo consideram quantas estão mantidas abertas (duas, uma ou nenhuma), e também se cada um desses estados está sendo mantido.

Diferenciar o estado em relação aos eventos transcorridos é in-

dispensável. No caso de duas válvulas em paralelo, se ocorre a abertura de uma das válvulas, mas antes ambas estavam fechadas, então começa a ter passagem de líquido pela tubulação. Mas, se uma das válvulas já estava aberta, a abertura da outra não provoca alterações na vazão. Como para o nível superior só interessa se há vazão ou não, então o primeiro caso é visto como abertura da válvula equivalente (evento V_{1p2_abre}), ao passo que no segundo nada é visto pelo gerente, já que não há alteração de vazão.

Da mesma forma, separa-se a condição que representa as duas válvulas fechadas em dois casos: o caso em que ambas as válvulas estavam fechadas e assim continuam, como o estado inicial; e o caso em que uma das válvulas se encontrava aberta e ocorre seu fechamento. No primeiro caso não há nenhuma variação de vazão, enquanto no segundo a vazão na linha é cessada, o que é visto como fechamento da válvula equivalente (evento V_{1p2_fecha}) pelo gerente.

O evento que sinaliza que a posição da válvula equivalente é mantida (evento V_{1p2_mantem}) acontece quando, no nível inferior, ocorre o evento $V1_mantem$ ou $V2_mantem$, ou seja, escolheu-se manter a posição das válvulas.

O modelo da composição das duas válvulas em paralelo é visto na Figura 43.

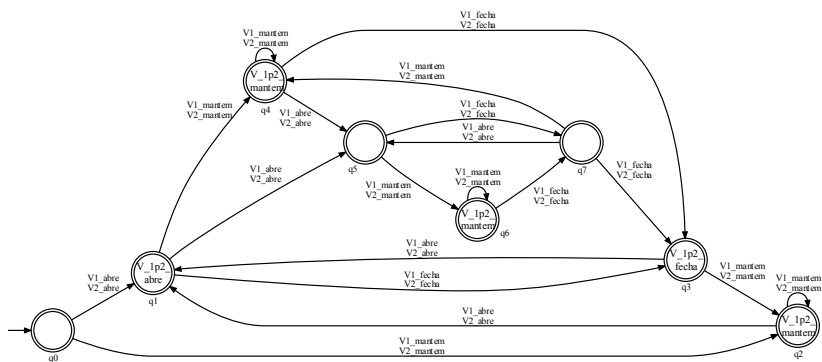


Figura 43 – Composição de duas válvulas paralelas com vocalização (G_{1p2}).

A explicação e as vocalizações dos estados da composição são descritas na Tabela 14.

No estado inicial q_0 , ambas as válvulas estão fechadas e não há vocalização. Se a posição das válvulas for mantida ($V1_mantem$ ou

Tabela 14 – Vocalizações em cada estado para a composição de duas válvulas em paralelo.

Estado	Válvulas	Vocalização
q0	Nenhuma aberta - Estado inicial	τ_0
q1	Uma aberta - Nenhuma aberta anteriormente	V_1p2_abre
q2	Mantém-se nenhuma aberta	V_1p2_mantem
q3	Nenhuma aberta - Uma aberta anteriormente	V_1p2_fecha
q4	Mantém-se uma aberta	V_1p2_mantem
q5	Duas abertas	τ_0
q6	Mantêm-se as duas abertas	V_1p2_mantem
q7	Uma aberta - Ambas abertas anteriormente	τ_0

V2_mantem), segue-se para o estado *q2*, vocalizando *V_1p2_mantem* para o nível superior. A abertura de uma das válvulas em *q0* ou *q2* faz o autômato ir para o estado *q1*, o suficiente para que a válvula equivalente em paralelo seja aberta, ação representada pelo evento *V_1p2_abre*. O fechamento da válvula que estava aberta provoca o fechamento da válvula equivalente, avançando para o estado *q3* e vocalizando *V_1p2_fecha*. Os estados *q0* e *q3* indicam que as duas válvulas estão fechadas, mas nesse modelo não seria possível vocalizar *q0* com *V_1p2_fecha*. Por ser o estado inicial, ocorreria a vocalização desse evento ao se iniciar o sistema. Como inicialmente deve haver a possibilidade de ocorrer *V_1p2_abre*, a vocalização em *q0* resultaria em uma projeção incorreta.

De *q1* pode ocorrer a abertura da outra válvula, indo para *q5*, sem vocalização. Se em *q5* uma das válvulas for fechada, avança-se para *q7*, também sem vocalização. Em paralelo não faz diferença se uma ou duas válvulas estão abertas. O fechamento da válvula em *q7* leva o modelo para *q3*. Todos esses estados possuem um correspondente para indicar que a posição atual das válvulas está sendo mantida, vo-

calizando V_{1p2_mantem} .

O fundamento para a composição dos modelos em série e paralelo para projetar a válvula equivalente é semelhante. A diferença dos dois modelos é que em série a vocalização V_{1s2_abre} só ocorre após todas as válvulas serem abertas ($q0$). O estado que representa somente uma válvula aberta é dividido em dois: um para quando a equivalente já estava fechada ($q1$), e outro para quando estava aberta mas é fechada ($q6$). Nesse último caso ocorre a vocalização de V_{1s2_fecha} .

Na composição para válvulas em paralelo, a abertura de uma válvula já provoca a vocalização de V_{1p2_abre} ($q1$). Mas, nesse caso, dois estados precisaram ser duplicados. A situação com uma válvula aberta é dobrada considerando que a equivalente já está aberta ($q7$), sem vocalização, ou que ela estava fechada e é aberta ($q1$), provocando a vocalização de V_{1p2_abre} . A outra situação diz respeito quando não há nenhuma válvula aberta. Existe a possibilidade de que a equivalente já estava fechada (estado inicial $q0$) ou que a válvula equivalente estava aberta e é fechada ($q3$), vocalizando V_{1p2_fecha} .

4.6.3 Planta da abstração de duas válvulas em paralelo

A obtenção da planta do sistema com duas válvulas em paralelo no nível operacional, G_p , é semelhante para o caso em série. Sincronizam-se os modelos das duas válvulas e do modelo da composição que projeta a válvula equivalente para o nível superior:

$$G_p = G_{V1p} \| G_{V2p} \| G_{1p2}$$

O modelo dessa planta também é mostrado no Apêndice D (Figura 70), para melhor visualização. Essa planta igualmente realiza a diferenciação de qual das duas válvulas está aberta ou fechada, além de considerar as marcações relativas a cada válvula.

4.6.4 Especificação para duas válvulas em paralelo

Para duas válvulas associadas em paralelo em um sistema, é desnecessário que as duas fiquem abertas, pois uma já possibilita a vazão para o tanque. Portanto, com o propósito de evitar que a válvula abra sem necessidade, o que acarreta desgaste da peça e gasto de energia, é especificado que só pode ser aberta uma por vez. Ou seja, uma válvula permanece fechada enquanto a outra realiza o controle de vazão (qual

delas é da escolha do usuário). O modelo da especificação está na Figura 44.

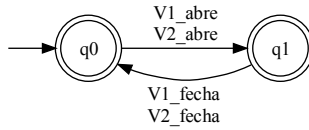


Figura 44 – Evitar ações desnecessárias para duas válvulas em paralelo (E_{1p2}).

4.6.5 Supervisor para duas válvulas em paralelo

Os dados da síntese do supervisor deste caso são mostrados na Tabela 15.

Tabela 15 – Número de estados dos autômatos na síntese para duas válvulas em série.

Modelo	Tipo	Estados
G_{V1p}	Planta	2
G_{V2p}	Planta	2
G_{1p2}	Planta	8
G_p	Planta	11
E_{1p2}	Especificação	2
Sup_{1p2}	Supervisor	7

A Figura 45 mostra o supervisor obtido da síntese. A sincronização da composição com as válvulas realiza a distinção entre qual das duas válvulas está sendo aberta ou fechada (importante quando se deseja dar preferência para alguma delas), enquanto a especificação impede a ocorrência dos eventos que levem a duas válvulas abertas. Isso decorre ao se analisar o supervisor. Os estados vocais, como esperado, formam a abstração de uma válvula equivalente no nível superior.

As vocalizações do supervisor estão expostas na Tabela 16, bem como suas desabilitações horizontais (mesmo nível).

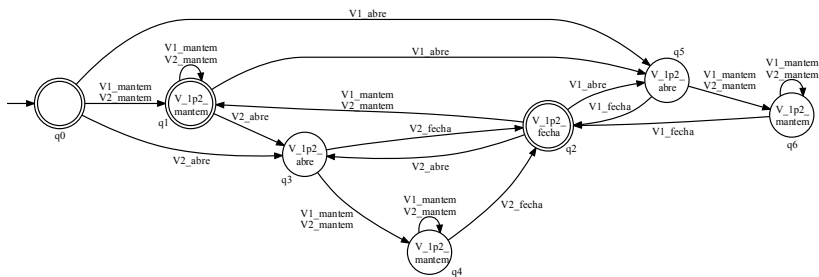


Figura 45 – Supervisor para duas válvulas em paralelo (Sup_{1p2}).

Tabela 16 – Vocalizações e desabilitações em cada estado para o supervisor de duas válvulas em paralelo.

Estado	Vocalização	Desabilitações
q_0		
q_1	V_{1p2_mantem}	
q_2	V_{1p2_fecha}	
q_3	V_{1p2_abre}	$\neg V_1_abre$
q_4	V_{1p2_mantem}	$\neg V_1_abre$
q_5	V_{1p2_abre}	$\neg V_2_abre$
q_6	V_{1p2_mantem}	$\neg V_2_abre$

Partindo do estado inicial q_0 , a abertura da válvula V1 leva o supervisor para o estado q_5 , vocalizando V_{1p2_abre} e desabilitando a abertura de V2, como esperado para válvulas em paralelo. De q_5 , caso V1 seja fechada, o supervisor vai para o estado q_2 , vocalizando V_{1p2_fecha} . Se V1 for novamente aberta, o supervisor retorna a q_5 . De q_0 ou q_2 , pode ocorrer a abertura de V2, avançando-se para q_3 , vocalizando V_{1p2_abre} e desabilitando a abertura de V1. Se V2 fechar, então o supervisor retorna a q_2 . Cada um desses estados possui um correspondente para indicar que a posição da válvula é mantida, vocalizando V_{1p2_mantem} .

Para se realizar a tradução de desabilitações entre os níveis superior e inferior (desabilitações verticais), há o mapa do operador, visto na

Tabela 17. Para melhor visualização da tabela, os eventos $V1_mantem$ e $V2_mantem$ são representados apenas como $V1_m$ e $V2_m$, respectivamente.

Tabela 17 – Traduções das desabilitações do nível superior para o inferior para duas válvulas em paralelo.

Estado	$\neg V_1p2_abre$	$\neg V_1p2_fecha$	$\neg V_1p2_mantem$
q0	$\neg V1_abre \ \& \ \neg V2_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q1	$\neg V1_abre \ \& \ \neg V2_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q2	$\neg V1_abre \ \& \ \neg V2_abre$		$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q3		$\neg V2_fecha$	$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q4		$\neg V2_fecha$	$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q5		$\neg V1_fecha$	$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$
q6		$\neg V1_fecha$	$\neg V1_m \ \& \ \neg V2_m$

Quando o gerente deseja desabilitar V_1p2_abre , V_1p2_fecha ou V_1p2_mantem , que são eventos vocais, um comando é enviado ao nível inferior. Isso impede que o sistema alcance os estados cujas vocalizações levem à ocorrência de algum dos eventos que se quer proibir. Para impedir eventos na planta do nível inferior, há a união das desabilitações vindas do supervisor do mesmo nível e aquelas advindas do mapa do operador.

A questão de bloqueio em controle hierárquico também não é considerada nesse caso.

4.6.6 Válvula equivalente para duas válvulas em paralelo

A abstração das duas válvulas associadas em paralelo vista pelo nível gerencial, formando a válvula equivalente V_{1p2} , está representada na Figura 46. Ela é semelhante aos modelos discutidos anteriormente, com os estados $q0$ e $q1$ indicando válvula fechada e aberta,

respectivamente, e o eventos V_{1p2_abre} , V_{1p2_fecha} e V_{1p2_mantem} designando condições de abertura, fechamento e conservação de sua posição, nesta ordem. O estado inicial, $q0$, também é o marcado, pois a marcação de ambas as válvulas reais é o inicial, condição em que não há vazão na linha e que é vista como válvula equivalente fechada pelo nível superior.

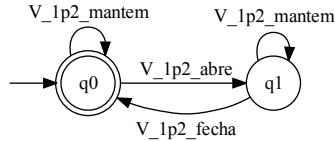


Figura 46 – Válvula equivalente vista no nível superior para duas válvulas em paralelo (V_{1p2}).

O modelo da abstração é o mesmo gerado a partir tanto do supervisor quanto da composição. Por manter as vocalizações, esse supervisor é importante numa eventual implementação.

Da mesma maneira para o caso em série, em paralelo os eventos do nível inferior são todos controláveis, significando que não é preciso refinar o modelo para obter a consistência hierárquica, pois ele já apresenta tal consistência.

4.7 MÚLTIPLAS VÁLVULAS

Em alguns sistemas pode haver a associação de três ou mais válvulas em série. Para o caso em que a síntese em SEDs seja realizada com controle hierárquico, há a relação do número de estados $|G|$ da planta com a quantidade n de válvulas dada pela Equação 4.1. Ela vale quando for modelada a composição de n válvulas em série com os mesmos princípios de G_{1s2} , o que resultaria em um componente como $G_{1s2s3s\dots sn}$.

$$|G_{1s\dots sn}| = 2 \times (n + 1) + 1 \quad (4.1)$$

Simplificando:

$$|G_{1s\dots sn}| = 2 \times n + 3 \quad (4.2)$$

Para descrever as posições em conjunto dessas n válvulas (nenhuma válvula aberta, uma aberta, duas abertas, ..., n abertas) são

necessários $(n + 1)$ estados. Para cada um desses estados, há um correspondente para indicar que a posição da válvula é mantida. Desse modo o gerente enxerga que a posição da válvula equivalente é mantida. O número de estados é, então, duplicado.

Porém, é preciso diferenciar em duas situações o estado em que há $(n - 1)$ válvulas abertas, considerando o estado anterior. Em série, há vazão somente quando todas as n válvulas estiverem abertas. Se a sequência do sistema for de n para $(n - 1)$ válvulas abertas, o nível superior reconhece a transição como fechamento da válvula equivalente. Já se a sequência do sistema for de $(n - 2)$ para $(n - 1)$ válvulas abertas, o nível superior não reconhece nenhuma mudança. Portanto, o estado que indica $(n - 1)$ válvulas abertas precisa ser diferenciado em dois, resultando em um estado a mais.

Pela Equação 4.2, nota-se um crescimento linear do número de estados a cada válvula adicionada ao modelo. Nesta equação, só é considerado quantas válvulas estão abertas e quantas estão fechadas. Porém, quando se considera o supervisor sintetizado, o crescimento do número de estados se torna exponencial, pois é realizada a diferenciação de qual válvula está aberta e qual está fechada. Como o modelo de cada válvula é composto por dois estados, então existe a possibilidade de 2^n combinações. Ocorre também a duplicação desses estados para informar que as posições estão sendo mantidas. Quanto ao estado adicional devido à diferenciação para quando há $(n - 1)$ válvulas abertas, agora, como há n possibilidades, adiciona-se n à equação. A formulação do supervisor para n válvulas em séries está na Equação 4.3.

$$|G_s| = 2 \times 2^n + n \quad (4.3)$$

Simplificando:

$$|G_s| = 2^{n+1} + n \quad (4.4)$$

A ideia é análoga para válvulas em paralelo, com a relação da composição $G_{1p2p3p..pn}$ dada pela Equação 4.5.

$$|G_{1p..pn}| = 2 \times (n + 1) + 2 \quad (4.5)$$

Simplificando:

$$|G_{1p..pn}| = 2 \times n + 4 \quad (4.6)$$

Os dois estados a mais são devido à necessidade, nesse caso, de se diferenciar algumas situações. Em paralelo, com uma válvula aberta

já há vazão no tanque. Uma situação é para quando há uma válvula aberta: se há duas válvulas abertas e uma é fechada, o gerente nada vê. Porém, se as n válvulas estavam fechadas e uma é aberta, ocorre uma mudança para o gerente (abertura da válvula equivalente). Outra situação é relacionada a condição em que as n estão fechadas: quando há somente uma válvula aberta e ela então é fechada, devendo-se ir para um estado que indique que a válvula equivalente é fechada. Esse estado não pode ser o inicial, pois, caso contrário, na visão do gerente, seria visto que a válvula equivalente iniciaria aberta.

Para o supervisor do caso em paralelo, a relação é dado pela Equação 4.7.

$$|G_p| = 2 \times 2^n + n + 1 \quad (4.7)$$

Simplificando:

$$|G_p| = 2^{n+1} + n + 1 \quad (4.8)$$

O problema não se restringe à explosão de estados quando se trabalha com malha de válvulas. Em muitos casos podem haver os dois tipos, formando uma associação mista. Construir a relação entre as válvulas em somente um modelo é uma tarefa muito complicada. Além disso, para a alteração do número de válvulas do sistema, o modelo tem de ser refeito. Com controle hierárquico é possível construir o modelo em partes, modelando válvulas somente com associação em série ou somente em paralelo para cada nível. Isso torna a síntese mais simples. Para se reduzir tal associação em apenas uma válvula equivalente para simplificação da síntese, é mais fácil agrupa-las de duas em duas, em vários níveis hierárquicos, pois assim evita-se explosão de estados e pode-se aproveitar modelos padronizados existentes.

4.8 SÍNTESE DE UM PROBLEMA COM MALHA DE VÁLVULAS POR CONTROLE HIERÁRQUICO

Nesta seção é proposto um método de síntese para problemas envolvendo malha de válvulas. São utilizados os modelos genéricos para projeção de válvula equivalente dos pares em série e paralelo apresentados anteriormente. As abstrações aumentam a cada nível, proporcionando maior facilidade e um método prático. São construídos, detalhadamente, os diagramas para o controle hierárquico referente a esse problema.

Para ilustrar a metodologia proposta, é aplicada a TCS com controle hierárquico visando questões de segurança em um problema relacionado à indústria de processos. Trata-se do controle de nível de tanque no qual atuam uma bomba e uma malha de válvulas, como ilustrado na Figura 47. Conforme apresentado na Seção 4.9, essa metodologia de arquitetura pode ser generalizada em múltiplos níveis hierárquicos .

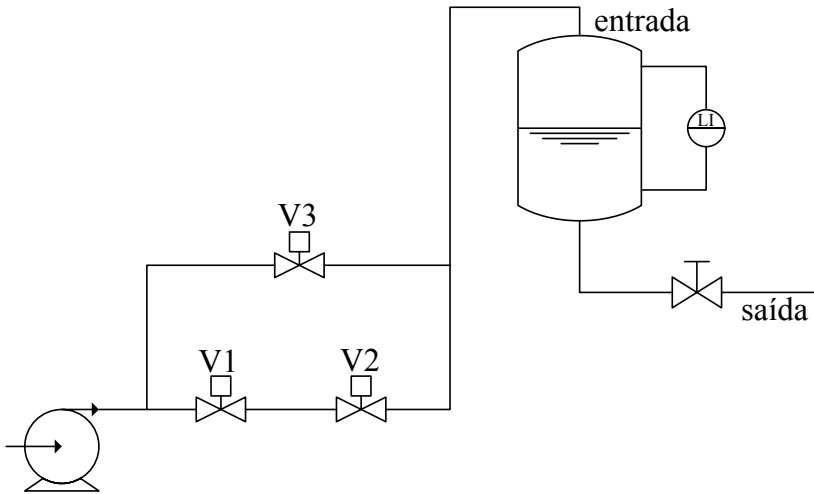


Figura 47 – Problema de nível de tanque com bomba e malha de válvulas.

4.8.1 Passos para simplificação do sistema com malha de válvulas

Para se resolver este problema, é realizada a abstração por partes no sistema. Inicialmente, nota-se que as duas válvulas em série podem ser reduzidas para apenas uma válvula (Figura 48), a equivalente em série, aqui denominada de V_{1s2} (válvula V1 em série com V2). O sistema, que antes possuía três válvulas, agora possui duas, relacionadas em paralelo entre si.

Em seguida, é possível simplificar ainda mais o problema (Figura 49), com as duas válvulas resultantes em paralelo podendo formar a equivalente global $V_{3p(1s2)}$ (válvula V3 em paralelo com V_{1s2}).

Observa-se que a simplificação do problema torna mais simples a síntese, assemelhando-se ao tratado no segundo capítulo. A seguir é proposta a resolução do problema por controle hierárquico, sendo cada

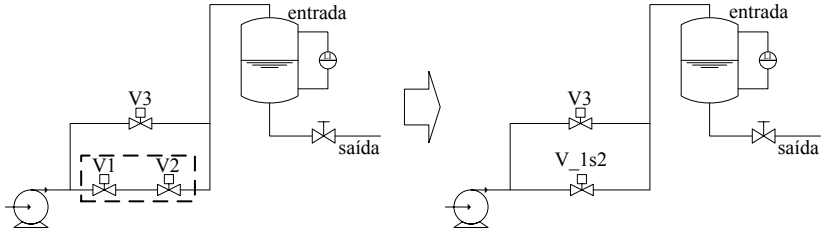


Figura 48 – Primeiro e segundo nível - Equivalência para duas válvulas em série.

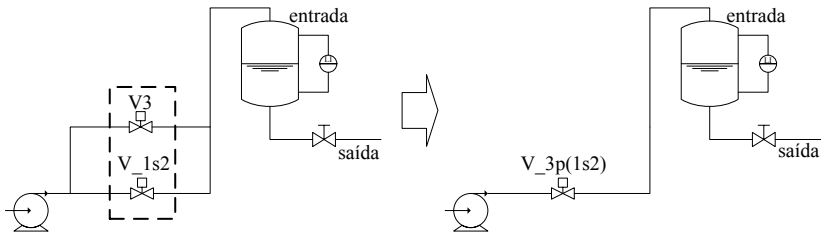


Figura 49 – Segundo e terceiro nível - Equivalência para duas válvulas em paralelo.

nível um passo da simplificação.

4.8.2 Primeiro nível - Duas válvulas em série

No primeiro nível hierárquico é resolvida a questão das duas válvulas em série (Figura 50).



Figura 50 – Primeiro nível - Duas válvulas em série.

Na Figura 51 é mostrado o diagrama simplificado para um único nível, com os elementos da planta (válvulas V1 e V2) sob supervisão de *Sup_1s2*. Esse supervisor atua impedindo ações desnecessárias da válvula, em malha fechada. A estrutura é análoga à TCS clássica. Cada parte deste diagrama é estudada a seguir, utilizando-se modelos

já apresentados.

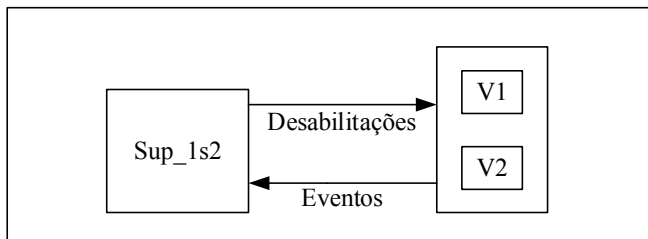


Figura 51 – Primeiro nível - Diagrama simplificado.

A planta desse nível é composta pelas duas válvulas, V1 e V2, reais. O componente que relaciona a vazão em série não é necessário nesse caso, uma vez que o supervisor não-reduzido obtido já carrega em seus estados vocais a projeção da válvula equivalente para válvulas em série.

É destacado na Figura 52 o supervisor *Sup_1s2* que, de acordo com seu estado, pode desabilitar eventos na planta, impedindo as duas válvulas de ficarem fechadas ao mesmo tempo. Isso seria desnecessário, uma vez que em série uma válvula fechada já é o suficiente para bloquear a vazão. A tabela relaciona os eventos desabilitados em cada estado.

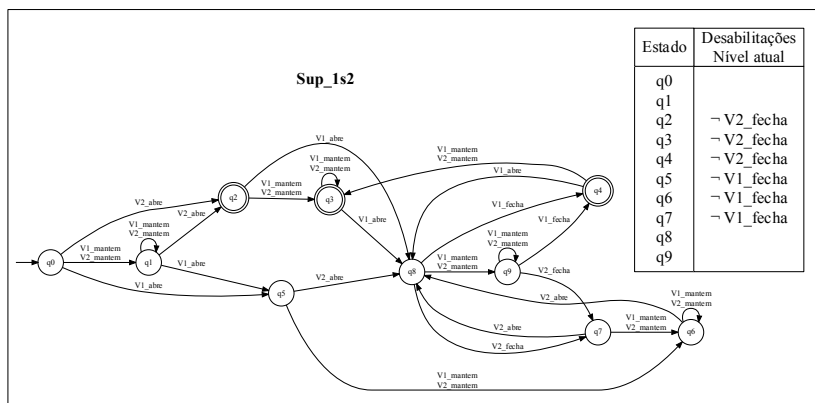


Figura 52 – Primeiro nível - Supervisor para duas válvulas em série *Sup_1s2*.

Na Figura 53 é vista a relação entre o supervisor e a planta.

Pode-se notar que o comportamento desse nível é a malha fechada formulada na TCS. Ao ocorrer algum evento na planta, o estado do supervisor *Sup_1s2* é atualizado. A depender do estado do supervisor, eventos são desativados na planta. Como todos os componentes da planta são reais nesse caso, então tanto a atualização de estados do supervisor como as desabilitações são diretas.

Nesta subseção é discutida apenas a questão da supervisão local, ou seja, a supervisão exercida sobre os componentes da planta nesse nível. Esse conjunto compõem a planta operacional. A questão das vocalizações é discutida na próxima subseção, quando é introduzido o segundo nível hierárquico.

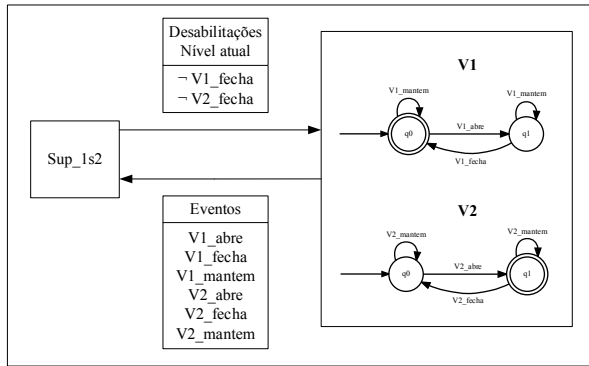


Figura 53 – Primeiro nível - Supervisor e planta em malha fechada.

4.8.3 Segundo nível - Duas válvulas em paralelo

Aumentando a simplificação do sistema, no segundo nível é tratada a questão das duas válvulas em paralelo, V3 e V_1s2 (Figura 54). A válvula V_1s2 é a abstração de duas válvulas em série, uma projeção do primeiro nível.

Na Figura 55 é mostrado o diagrama simplificado com dois níveis de hierarquia, o qual é detalhado e discutido na Figura 56. Relacionando esse diagrama com a teoria, o Operador representa o controlador operacional C_{op} , o supervisor *Sup_1s2* e as válvulas V1 e V2 formam a planta operacional G_{op} , e o supervisor *Sup_3p(1s2)* em conjunto com as válvulas V3 e V_1s2 formam a planta gerencial G_{ge} . O supervisor do gerente, *Sup_3p(1s2)*, também realiza as funções de C_{ge} .

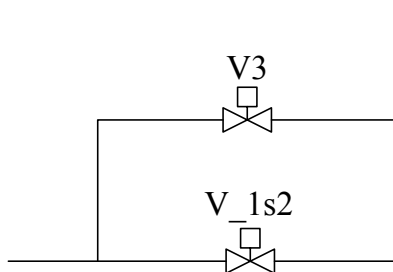


Figura 54 – Segundo nível - Duas válvulas em paralelo.

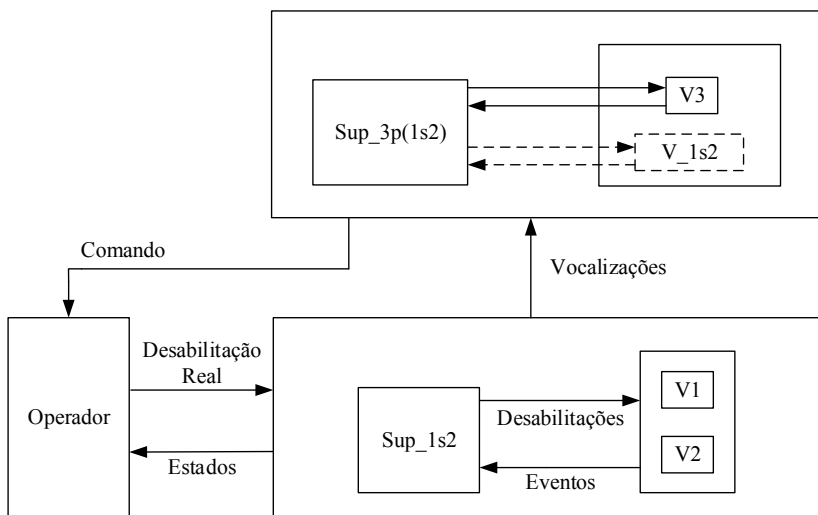


Figura 55 – Segundo nível - Diagrama simplificado para os dois primeiros níveis.

Está destacada na Figura 56 a vocalização de eventos que ocorre do nível inferior para o superior, referente ao canal *Infog* visto na teoria. Como o supervisor *Sup_1s2* é representado por um autômato de Moore, seus estados são vocais. Alguns dos estados possuem vocalização silenciosa (τ_0), então nenhuma informação é repassado para o nível superior. Outros estados são não-silenciosos e, quando alcançados, um sinal é enviado para o nível superior. Isso é visto como a ocorrência de um evento. As vocalizações desses eventos formam, no nível gerencial, a válvula virtual *V_1s2*, que representa a abstração das duas válvulas

em série. Os supervisores carregam a vocalização para níveis superiores ao mesmo tempo que impedem situações anormais em seu nível.

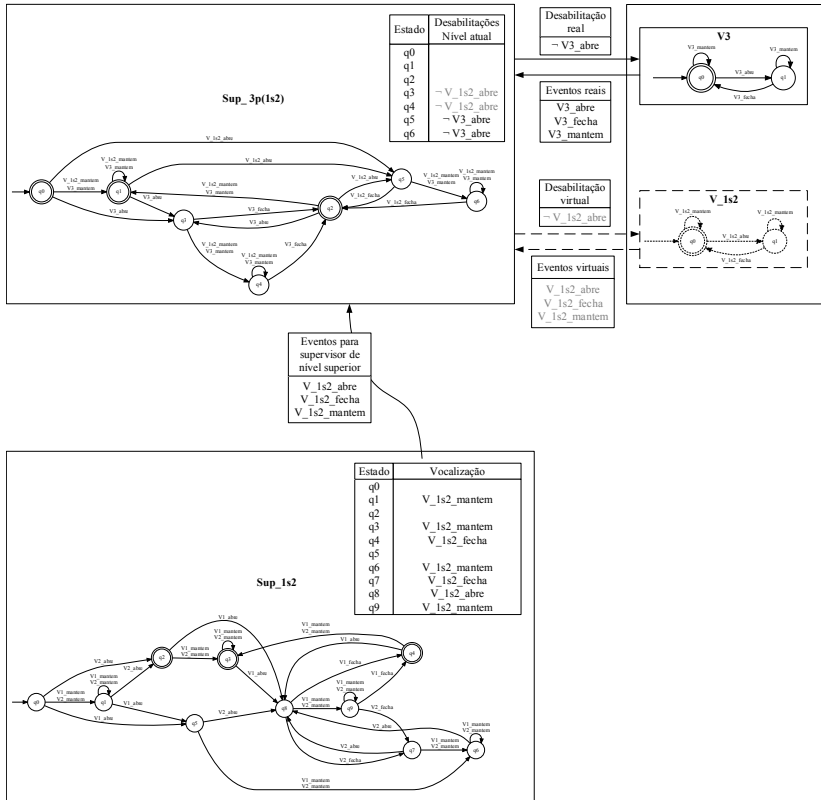


Figura 56 – Segundo nível - Eventos vocais transmitidos do primeiro para o segundo nível.

Em destaque na Figura 56 também são mostrados os componentes da planta do nível superior. É formada pela válvula real V3 e a virtual V_1s2. A componente que relaciona as válvulas com a vazão em paralelo também não é necessária nesse caso, pois o supervisor já traz consigo em seus estados essa relação. A função de G_{1p2} é formar a válvula equivalente V_{1p2} , papel que é desempenhado pelo supervisor não-reduzido desse nível.

O supervisor do segundo nível, $Sup_3p(1s2)$, é o mesmo modelo do supervisor para duas válvulas em paralelo já discutido. Possui as

mesmas funções do supervisor do nível inferior. Porém, neste caso, também supervisiona eventos virtuais, que são projeções do nível do operador. Ele impede as válvulas V3 e V_1s2, em paralelo, de abrirem sem necessidade, uma vez que basta uma aberta para se ter vazão na linha. Os estados desse supervisor são atualizados de acordo com os eventos que ocorrem nas válvulas. A atualização e desabilitação de eventos é direta em relação à V3. Porém, por V_1s2 ser uma abstração, a atualização e desabilitação de seus eventos para o supervisor *Sup_3p(1s2)* não é direta, e sim virtual (sendo representada com linhas tracejadas no diagrama). A atualização do supervisor do gerente ocorre diretamente pelo canal *Inf_{og}* vindo do supervisor do operador (visto com linhas cheias no diagrama). Para a desabilitação desses eventos virtuais, é necessário transmitir comandos para o Operador do nível inferior, por um canal correspondente ao *Com_{go}* da teoria.

Para se realizar a tradução entre eventos de diferentes níveis existe o Operador, necessário para transmitir comandos de desabilitações de eventos virtuais do nível superior para o inferior. Esse Operador possui um mapa que relaciona os eventos do nível superior com os de seu próprio nível. Esse mapa é atualizado a cada ocorrência de evento no supervisor inferior, *Sup_1s2*. Conforme comando vindo do supervisor superior, *Sup_3p(1s2)*, eventos podem ser desabilitados no nível inferior. O Operador está destacado na Figura 57.

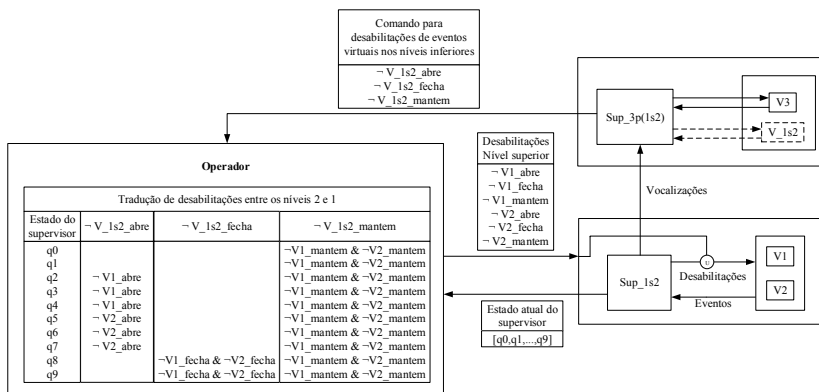


Figura 57 – Segundo nível - Operador traduzindo comandos do segundo para primeiro nível.

Desabilitar um evento virtual equivale a impedir a ocorrência de vocalizações no nível inferior. Como o supervisor do nível inferior é o

responsável pelas vocalizações, alguns de seus estados não podem ser atingidos. Portanto, o mapa do operador é atualizado com estados do supervisor e não com eventos da planta. Para impedir que o supervisor atinja certos estados, o supervisor desabilita eventos na planta.

A válvula V_{1s2} é virtual, e por isso seus eventos não podem ser diretamente desabilitados pelo supervisor $Sup_{3p(1s2)}$. Para que os eventos dessa válvula sejam de fato desabilitados, esse supervisor deve enviar um comando para o nível inferior. Esse comando é traduzido pelo Operador e, de acordo com o mapa, ele desativa a ocorrência de eventos na planta. Desativando eventos na planta, o supervisor Sup_{1s2} não alcança certos estados, e vocalizações indesejadas não ocorrem. Impedir essas vocalizações significa desabilitar eventos da válvula virtual. A relação mostrada é semelhante ao realizado pelos canais $Com_{go} \rightarrow Con_{op}$ na teoria. As desabilitações da planta são a união dos comandos vindos do Operador com aqueles que chegam do supervisor $Sup_{3p(1s2)}$.

O diagrama completo com os dois primeiros níveis está mostrado na Figura 58.

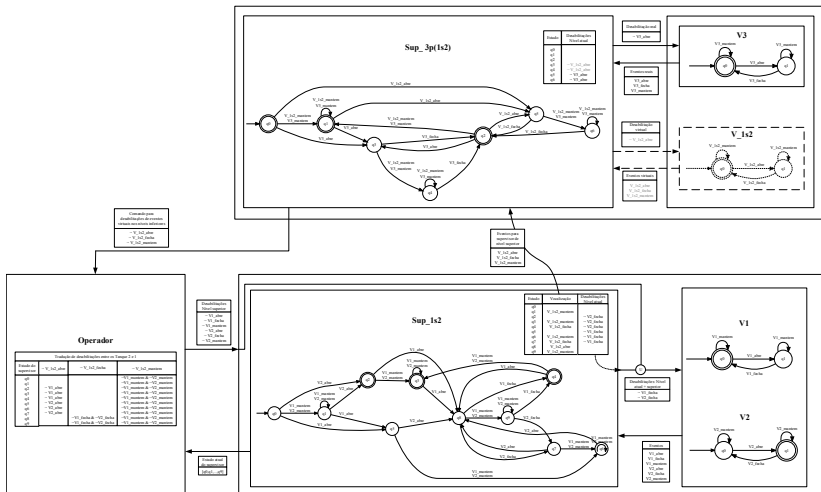


Figura 58 – Segundo nível - Diagrama completo com os dois primeiros níveis.

4.8.4 Terceiro nível - Sistema simples com uma válvula

Após realizar a simplificação das válvulas, resultando em apenas uma, a equivalente global, pode-se então no último nível deste problema tratar do problema de síntese diretamente. Deseja-se supervisionar esse sistema para impedir a ocorrência de situações anormais. O sistema a ser trabalhado é reduzido para um controle de nível de tanque em que atuam uma bomba e uma válvula, como visto na Figura 59. Nota-se que a redução do modelo leva a um problema semelhante ao tratado no Capítulo 2, com a válvula antes denominada V1 agora se tornando V_3p(1s2). Ela é a abstração de duas válvulas em paralelo, tratadas no segundo nível.

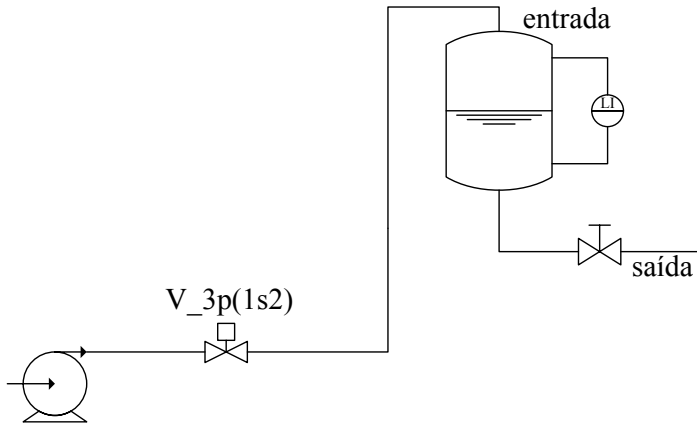


Figura 59 – Terceiro nível - Sistema simples com uma válvula.

Na Figura 60 está o diagrama simplificado com os três níveis hierárquicos, que são detalhados a seguir. Inserindo-se o terceiro nível, torna-se relativa as denominações de nível gerencial e operacional. O nível intermediário é o gerencial em relação ao primeiro nível, mas é o operacional para o terceiro nível.

Alguns dos estados do supervisor $Sup_3p(1s2)$ são vocais; quando são atingidos, a informação é transmitida para o terceiro nível (Figura 61), que enxerga a mensagem como a ocorrência de um evento. Tais eventos vocais formam no último nível a válvula virtual V_3p(1s2), a abstração das três válvulas reais do sistema. Eles também fazem parte de outros dois componentes da planta, a Vazão e a Preempção. A ocorrência dos eventos vocais é diretamente enviada do $Sup_3p(1s2)$

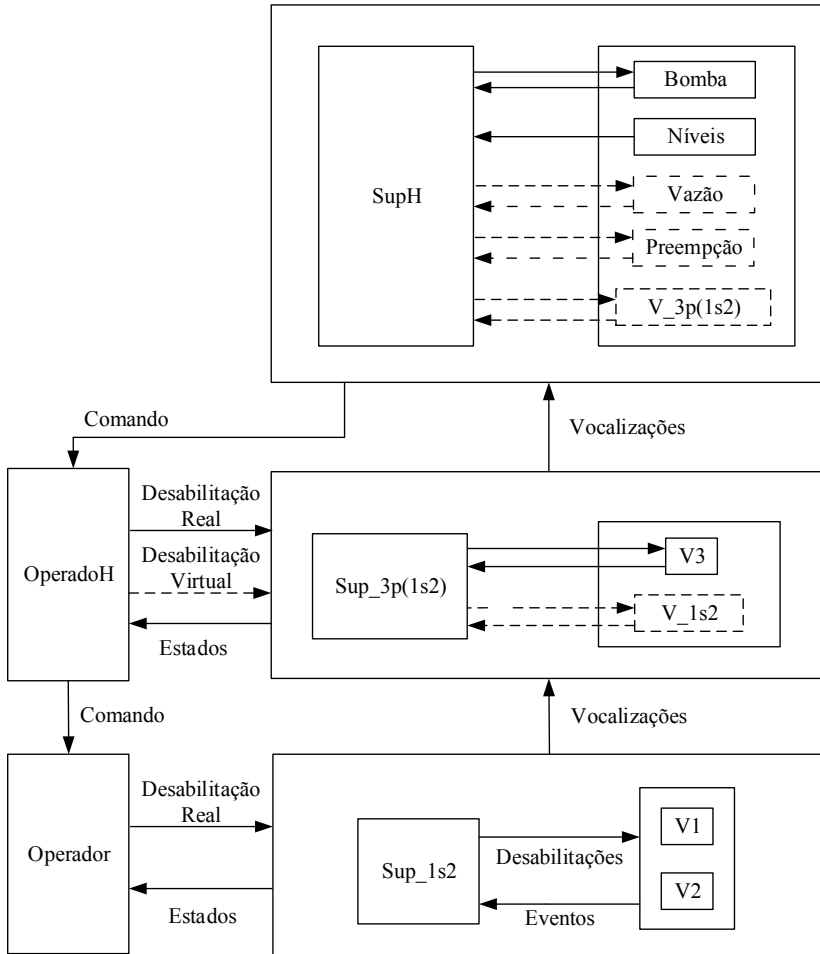


Figura 60 – Terceiro nível - Diagrama simplificado para os três níveis.

para o supervisor do último nível, *SupH*.

A planta do terceiro nível é formada pelos modelos da bomba e dos níveis no tanque, que são reais, pois possuem apenas eventos próprios deste nível. É também formada pela relação de vazão no tanque e pela preempção, que misturam eventos reais e virtuais, uma vez que utilizam eventos vocalizados em seus modelos. A válvula *V_3p(1s2)*, que é uma abstração formada pela vocalização do segundo nível, também faz parte dessa planta.

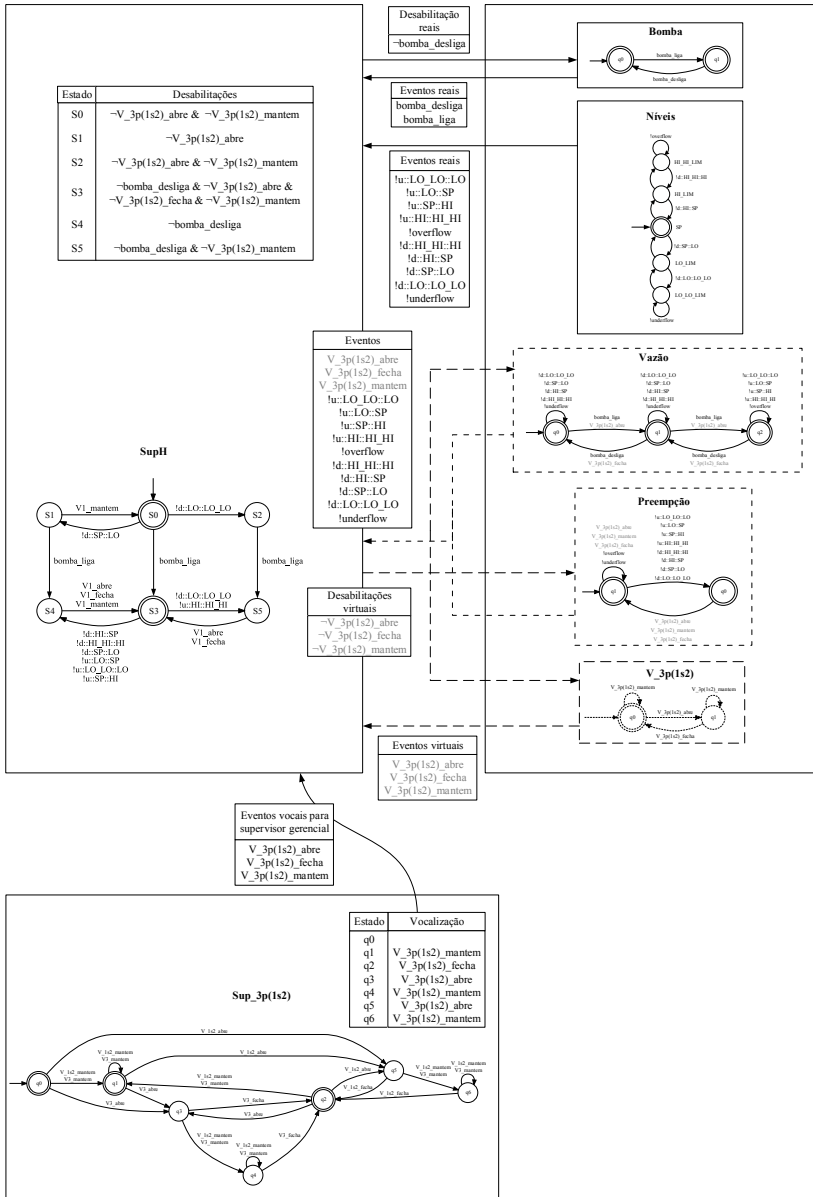


Figura 61 – Terceiro nível - Eventos vocais transmitidos do segundo para o terceiro nível.

Diferente dos supervisores dos outros níveis, o supervisor *SupH* não possui vocalizações, e por isso é utilizado o supervisor reduzido. Ele impede a ocorrência de *overflow* e *underflow* no sistema, e de abertura e fechamento desnecessários da válvula equivalente. Permite apenas controlar as válvulas após o ligamento da bomba, além de desligá-la no caso de alguma emergência. Os eventos reais dos componentes das plantas são vistos diretamente pelo supervisor. Mas alguns componentes possuem eventos reais e virtuais mesclados, e somente os reais são observados diretamente nesse nível pelo supervisor; eventos virtuais, quando ocorrem, são vistos pelo supervisor diretamente do nível inferior. O componente que representa o tanque possui apenas eventos não-controláveis; por isso, não há comandos de desabilitação por parte do supervisor sobre esse autômato.

O OperadorH (Figura 62) possui a mesma função do Operador, com a diferença que ele traduz comandos do terceiro para o segundo nível, que, por sua vez possui também alguns eventos virtuais. Para desabilitar eventos virtuais, *SupH* envia comando para OperadorH, no nível inferior. Pelo mapa, atualizado com a mudança de estados no supervisor *Sup_3p(1s2)*, ele decide se precisa ou não desabilitar algum evento nesse nível. Caso precise, a desabilitação de eventos reais ocorre diretamente na planta desse nível, enquanto a dos eventos virtuais são repassados para Operador do nível inferior. A desabilitação de eventos das válvulas do segundo nível é a união do que é recebido do OperadorH e do supervisor desse nível, *Sup_3p(1s2)*.

Alguns dos eventos que o OperadorH precisa desabilitar são ainda virtuais, e precisam ser desabilitados em nível inferior. O supervisor *Sup_3p(1s2)* também pode precisar desabilitar algum evento virtual, ou seja, um comando por parte *Sup_3p(1s2)* deve também ser enviado ao nível inferior. Portanto, o Operador (primeiro nível) recebe a união dos comandos do OperadorH e de *Sup_3p(1s2)*.

O diagrama completo com os dois primeiro níveis está mostrado na Figura 63.

4.9 GENERALIZAÇÃO DO MÉTODO COM CONTROLE HIERÁRQUICO

Neste capítulo é abordado um exemplo com três níveis de hierarquia. Porém, quando se trata de arquitetura hierárquica, é possível aumentar o número de níveis e abstrações de forma generalizada, com blocos padronizados, formando multiníveis. Essa estrutura pode ser utilizada para simplificar problemas complexos. Como pode ser visto

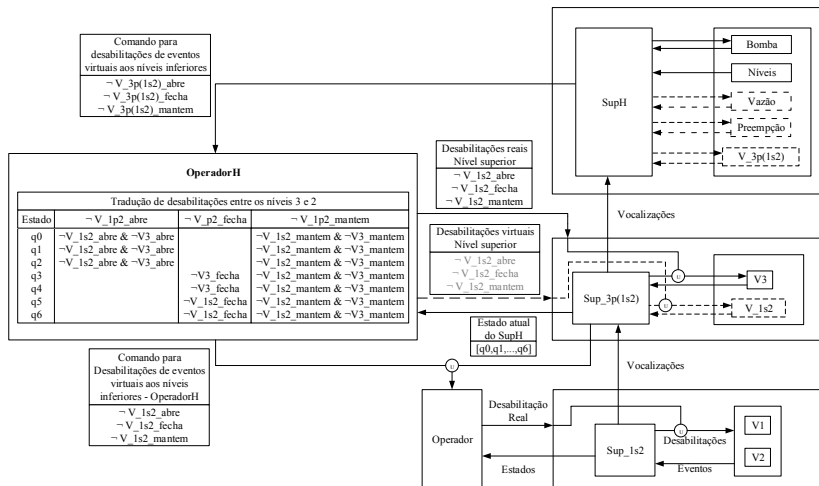


Figura 62 – Terceiro nível - OperadorH traduzindo comandos do terceiro para segundo e primeiro nível.

na Figura 64, para cada nível há uma planta, formada pelo componente real P1 e o virtual P2. Essa planta é supervisionada em malha fechada por um supervisor local. A supervisão é direta para P1, enquanto para P2 o comando de supervisão é transmitido para o Operador, que traduz eventos entre os dois níveis. Esse Operador realiza as desabilitações na planta de seu nível hierárquico. O supervisor pode também vocalizar eventos, formando abstrações em nível superior.

4.10 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO

Quando se trata de resolver problemas complexos, como os que abrangem malha de válvulas, a TCS clássica não se mostra uma escolha viável. A síntese gera um supervisor de muitos estados, o que seria difícil de implementar. Este problema pode ser resolvido utilizando-se supervisores modulares (QUEIROZ; CURY, 2000). Mas há ainda outro problema: a modelagem de sistemas complexos. Como solução, o controle hierárquico se mostra uma alternativa viável.

A estrutura hierárquica facilita a compreensão e melhora a visualização para resolução; reduz complexidade computacional por não gerar um supervisor com grande número de estados; permite modula-

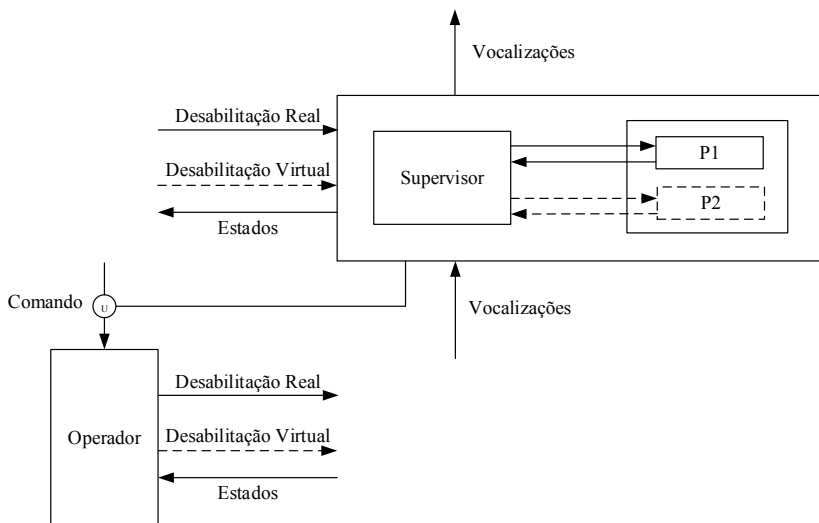


Figura 64 – Arquitetura de controle hierárquico genérica em multiníveis.

ser realizadas com controle hierárquico. Modelos genéricos podem ser aproveitados para problemas semelhantes, como a válvula equivalente para válvulas em série ou paralelo. Para evitar muitos níveis hierárquicos em associações com muitas válvulas, pode-se modelar associações tipicamente encontradas em meio industrial em único nível, como o composto pelas três válvulas na Figura 47. São recursos que podem ser úteis em certos problemas encontrados na indústria.

Modificações no sistema também ficam mais simples, já que cada nível se refere a uma parte do conjunto, bastando alterar somente essa parte. Versátil, esta técnica de resolução se estende a diversas classes de problemas da indústria de processos.

A implementação desse método é uma questão importante a ser estudada, para se conhecer sua real viabilidade.

5 CONCLUSÃO

Este trabalho contribui para a teoria de controle supervisorío propondo estratégias de modelagem, síntese e implementação de controle supervisorío para a segurança de processos industriais. Problemas envolvendo malhas de válvulas, comuns na indústria de processos, podem ser simplificados através do controle hierárquico para realização da síntese.

Para ilustrar a TCS, é realizada a síntese para segurança operacional em um problema simples da indústria de processos, que é uma bomba e uma válvula atuando no controle de nível de um tanque. É sintetizado um supervisor ótimo, minimamente restritivo e não bloqueante. Por simulação, constata-se que esse supervisor possibilita as atividades do sistema dentro de critérios esperados e sem a ocorrência de anomalias, com máxima liberdade de ações.

Controle de nível, temperatura, vazão e outras variáveis são atividades comuns na indústria de processos. Para realizá-las empregam-se elementos como sensores, motores, bombas e válvulas. Desse modo, modelos em SEDs desses equipamentos, uma vez obtidos, podem ser utilizados em problemas posteriores. Para sintetizar o supervisor implantando na planta piloto, muito dos modelos de um problema anterior puderam ser aproveitados. Como os modelos já foram discutidos e testados, erros de modelagem podem ser evitados, além de haver economia de tempo. Alguns modelos podem variar para cada caso de aplicação, mas mesmo nessas situações a reutilização poupa tempo e diminui erros, porque pelo menos os conceitos para obtê-los podem ser úteis.

Devido às questões de segurança na indústria de processos, é muito importante que o comportamento do sistema seja mantido dentro de condições desejadas. Para analisar se a lógica de controle implementado em CLP respeita as especificações, existem métodos de verificação como o *model checking*. O controle supervisorío, técnica aplicada neste trabalho, garante por construção que elas são respeitadas. Ele age apenas de forma a impedir eventos que levem a situações indesejadas. Não há necessidade de alterar o sistema, o que pode ser mais prático em muitas situações.

O controle supervisorío implementado demonstra a viabilidade do método para aplicações em processos industriais. O supervisor é implantando no sistema em paralelo com o controlador (no caso, um PI), mas só atua em situações necessárias para evitar situações inseguras, como transbordamento ou esvaziamento do tanque. Mostra-se a

eficiência e flexibilidade da TCS. É eficaz, pois em nenhum momento durante as realizações dos testes ocorre *overflow* ou *underflow*, e nem bloqueio do sistema. E é flexível, porque o supervisor somente atua nos momentos em que é necessário, quando o nível já está muito alto ou muito baixo, não intervindo em níveis intermediários. Esses são pontos interessantes quando se trata da indústria, pois se evitam anormalidades e problemas maiores de segurança no sistema, havendo interferência no processo somente quando necessário.

O controlador PI, que representa o BPCS da planta, e o controlador supervisor são implantados juntos no sistema, mas o supervisor só intervém quando for estritamente necessário para evitar anomalias, como transbordamento ou esvaziamento do tanque. A versão reduzida do supervisor facilita a implantação e análise do problema. Essas características tornam o supervisor de grande importância para a indústria de processos. Um supervisor corretamente projetado diminuiria a necessidade de atuação do sistema de segurança, o SIS, caso o sistema disponha de um.

Diferente dos trabalhos na literatura, a arquitetura de implementação de controle supervisorio apresentada permite a interação de um supervisor ótimo em CLP com o controle de processos distribuído em uma rede de campo industrial Foundation Fieldbus. Isso demanda uma estratégia diferente de implementação. Há necessidade de configurar estratégias de comunicação entre o CLP, onde o supervisor é implantado, e a rede FF. É também necessário considerar questões como a de que eventos controláveis não são espontâneos, como diz a TCS.

Alguns outros inconvenientes podem surgir quando se realiza a implementação do supervisorio. Dependendo da aplicação industrial, pode haver certa dificuldade em realizar uma modelagem adequada da planta. Obter modelos detalhados da planta e especificações e com coerente grau de abstração pode não ser tarefa simples. Nem sempre a tradução do supervisor para a lógica de controle (linguagem ladder em um CLP, por exemplo) é direta. É ainda mais complicado quando se trabalha com modelos discretizados, como a válvula e os níveis do tanque, que precisam de boa abstração e necessidade de se determinar a equivalência entre os eventos modelados e reais.

Pequenas alterações podem ser necessárias em cada caso para melhorar o projeto de implementação, como adicionar tolerância ao supervisor para diminuir as variações de abertura e fechamento da válvula. Um bom projeto de controle PI diminuiria a atuação do supervisor, já que às vezes ele só atua para corrigir problemas como atraso no cálculo do PI.

A resolução de problemas pela TCS clássica torna-se mais complicado e tende a explosão de estados conforme se aumenta a complexidade do sistema. Seu uso para segurança operacional no problema de controle de nível com malha de válvulas demonstra isso. Nesse caso é gerado um supervisor de muitos estados: somente o reduzido tinha mais de cem estados. Isso torna inviável a implementação. Uma possibilidade para contornar esse problema é a utilização da abordagem de controle supervísório modular local (QUEIROZ; CURY, 2000), em que são gerados supervisores para cada especificação. A questão do supervisor com muitos estados seria resolvida, mas ainda haveria outro problema: como modelar os componentes complicados da planta.

A modelagem de sistemas complexos, como malha de válvulas, não é simples. Adição ou retirada de uma válvula da malha modifica o comportamento do sistema, e por isso os modelos devem ser refeitos. A introdução da arquitetura de controle hierárquica constata-se uma boa alternativa para tratar sistemas mais complexos, pois permite a introdução de modelos genéricos e a diminuição do número de estados necessários. A redução do número de estados facilita a implementação e evita-se explosão computacional. O método também se mostra flexível para alterações no modelo.

O método ordenado apresentado para construção de arquiteturas de controle hierárquico em multiníveis é de grande valia para sistemas mais complexos. O fato de poder padronizar modelos de pares de válvulas em série e paralelo em arquitetura hierárquica torna mais fácil a resolução. A metodologia contribui para a redução do tempo necessário ao desenvolvimento de cada projeto. Para simplificar tal sistema basta realizar pequenas agregações a cada nível, sempre tendo um supervisor local (de mesmo nível) com um operador (para fazer a tradução dos comandos entre níveis). Outras associações ou blocos de válvulas também podem ser padronizados empregando-se esse método.

O emprego dessa estrutura hierárquica também permite maior modularidade e flexibilidade para alguma alteração no sistema. Ao se introduzir ou alterar uma parte do sistema, não é necessário realizar a síntese para todo o conjunto de níveis, mas apenas para o que é alterado ou introduzido. A ideia é que cada nível funcione como blocos do sistema, permitindo melhor visualização e maior facilidade na resolução do problema. Caso um par de válvulas em série seja trocado por apenas uma válvula, então basta eliminar o nível correspondente a essa associação e substituir a válvula equivalente do nível superior pela que permaneceu. A resolução do problema continua a mesma. Se fosse utilizada a TCS clássica, por causa dessa alteração no sistema seria

necessário refazer vários modelos do sistema, exigindo maior gasto de tempo.

Entre perspectivas para trabalhos futuros, pode-se realizar a implementação do sistema mais complexo, com malha de válvulas. Há poucos trabalhos envolvendo controle hierárquico com aplicações práticas. A implementação da arquitetura hierárquica proposta em um caso real seria muito importante para explorar a viabilidade do método. O desenvolvimento de geração automática de código de CLP baseado nesse método facilitaria muito a implementação.

A questão de bloqueio entre níveis hierárquicos, formulada em (WONG; WONHAM, 1996), não é considerada na resolução. Quando o supervisor do alto nível desabilita eventos no baixo nível, a planta inferior pode ficar bloqueada. Esse problema ocorre porque o supervisor do gerente é sintetizando sem considerar o comportamento da planta operacional. Seria um ponto interessante a ser tratado.

REFERÊNCIAS

- AFZALIAN, A. A.; NOORBAKHS, S.; WONHAM, W. Discrete-event supervisory control for under-load tap-changing transformers (ultc): from synthesis to PLC implementation. **Discrete Event Simulations**, p. 285–310, 2010.
- AKESSON, K.; FABIAN, M.; FLORDAL, H.; VAHIDI, A. Supremica - A tool for verification and synthesis of discrete event supervisors. **11th mediterranean conference on control and automation**, 2003.
- ALSOP, N.; CAMILLOCCI, L. S.; SANCHEZ, A.; MACCHIETTO, S. Synthesis of procedural controllers - Application to a batch pilot plant. **Computers & chemical engineering**, Elsevier, v. 20, p. S1481–S1486, 1996.
- ANDERSON, S.; TOURLAS, K. Diagrams and programming languages for programmable controllers. **FME'97: Industrial Applications and Strengthened Foundations of Formal Methods**, Springer, p. 1–19, 1997.
- BALEMI, S.; HOFFMANN, G. J.; GYUGYI, P.; WONG-TOI, H.; FRANKLIN, G. F. Supervisory control of a rapid thermal multiprocessor. **IEEE Transactions on Automatic Control**, IEEE, v. 38, n. 7, p. 1040–1059, 1993.
- BOYLESTAD, R. L. **Introdução à análise de circuitos**, Pearson Education do Brasil, 2004.
- CANTOT, P.; LUZEAUX, D. **Simulation and Modeling of Systems of Systems**, John Wiley & Sons, 2013.
- CASSANDRAS, C. G.; LAFORTUNE, S. **Introduction to discrete event systems**, Springer Science & Business Media, 2009.
- CLARKE, E. M.; EMERSON, E. A.; SISTLA, A. P. Automatic verification of finite-state concurrent systems using temporal logic specifications. **ACM Transactions on Programming Languages and Systems (TOPLAS)**, ACM, v. 8, n. 2, p. 244–263, 1986.
- CURY, J. E. R. Teoria de controle supervisório de sistemas a eventos discretos. **V Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente (Minicurso)**, 2001.

- DIEDRICH, C.; NEUMANN, P. Standardisation in automation systems. **IFAC Proceedings Volumes**, Elsevier, v. 31, n. 15, p. 53–58, 1998.
- FABIAN, M.; HELLGREN, A. PLC-based implementation of supervisory control for discrete event systems. **Decision and Control, 1998. Proceedings of the 37th IEEE Conference on**, IEEE, v. 3, p. 3305–3310, 1998.
- FENG, L.; WONHAM, W. TCT: A computation tool for supervisory control synthesis. **Discrete Event Systems, 2006 8th International Workshop on**, p. 388–389, 2006.
- GERGELY, E. I.; COROIU, L.; POPENTIU-VLADICESCU, F. Methods for validation of PLC systems. **Journal of Computer Science and Control Systems**, University of Oradea, v. 4, n. 1, p. 47, 2011.
- GU, T.; BAHRI, P. A. A survey of petri net applications in batch processes. **Computers in Industry**, Elsevier, v. 47, n. 1, p. 99–111, 2002.
- KIM, J.; MOON, I. Automatic verification of control logics in safety instrumented system design for chemical process industry. **Journal of Loss Prevention in the Process Industries**, Elsevier, v. 22, n. 6, p. 975–980, 2009.
- LIN, F.; WONHAM, W. M. Decentralized supervisory control of discrete-event systems. **Information sciences**, Elsevier, v. 44, n. 3, p. 199–224, 1988.
- LIPTAK, B. **Instrument Engineers' Handbook, Third Edition, Volume Three: Process Software and Digital Networks**. [S.l.]: CRC Press, 2002. ISBN 9781439863442.
- NAVABI, Z. **VHDL: Analysis and modeling of digital systems**, McGraw-Hill, Inc., 1997.
- NUNES, C. E. V.; BASILIO, J. C.; SOTOMAYOR, O. A. Diagnóstico de falhas em uma unidade de separação água-óleo-gás usando um modelo a eventos discretos. **XIX Congresso Brasileiro de Automática**, p. 2547–2554, 2012.
- OTTO, T. B.; LEAL, A. B.; LOPES, Y. K.; TRENTINI, R. Modelagem e controle de um sistema industrial de transporte

pneumático de matérias-primas em pó usando a teoria de controle supervísório. **XIX Congresso Brasileiro de Automática**, 2012.

PESSA, R. **Instrumentação básica para controle de processo**: Manual de treinamento. Sertãozinho, 2006. 233 p.

QUEIROZ, M. H.; CURY, J. E. Modular supervisory control of large scale discrete event systems. **Discrete Event Systems: Analysis and Control**, Kluwer Academic Publishers, p. 103–110, 2000.

QUEIROZ, M. H.; CURY, J. E. Synthesis and implementation of local modular supervisory control for a manufacturing cell. **Discrete Event Systems, 2002. Proceedings. Sixth International Workshop on**, p. 377–382, 2002.

RAMADGE, P. J.; WONHAM, W. M. Supervisory control of a class of discrete event processes. **SIAM journal on control and optimization**, SIAM, v. 25, n. 1, p. 206–230, 1987.

RODRIGUES, W.; JÚNIOR, E. L. Análise do desgaste de componentes de válvulas de controlo automáticas em operação em sistemas públicos de abastecimento de água. **Seminário sobre Planejamento, Projeto e Operação de Redes de Abastecimento de Água. Brasil**, 2002.

RUDIE, K. The integrated discrete-event systems tool. **Discrete Event Systems, 2006 8th International Workshop on**, p. 394–395, 2006.

SANCHEZ, A.; MACCHIETTO, S. Design of procedural controllers for chemical processes. **Computers & chemical engineering**, Elsevier, v. 19, p. 381–386, 1995.

SMAR EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS LTDA. **Foundation Fieldbus**: Manual dos procedimentos de instalação, operação e manutenção. Sertãozinho, 2008. 66 p.

SMAR EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS LTDA. **Plantas Didáticas**: Manual de instrumentações operação e manutenção. Sertãozinho, 2012. 54 p.

TEIXEIRA, C. A.; LEAL, A. B. Desenvolvimento de controles eletrônicos para refrigeradores: Uma abordagem baseada na teoria de controle supervísório. **XVII Congresso Brasileiro de Automática**, 2008.

THOMESSE, J.-P. Fieldbus technology in industrial automation. **Proceedings of the IEEE**, IEEE, v. 93, n. 6, p. 1073–1101, 2005.

WONG, K. C.; WONHAM, W. M. Hierarchical control of discrete-event systems. **Discrete Event Dynamic Systems**, Springer, v. 6, n. 3, p. 241–273, 1996.

WONHAM, W. M. Supervisory control of discrete-event systems. **Encyclopedia of Systems and Control**, Springer, p. 1396–1404, 2015.

YAMALIDOU, E.; KANTOR, J. Modeling and optimal control of discrete-event chemical processes using petri nets. **Computers & chemical engineering**, Elsevier, v. 15, n. 7, p. 503–519, 1991.

YANG, S.; TAN, L.; HE, C. Automatic verification of safety interlock systems for industrial processes. **Journal of Loss Prevention in the process industries**, Elsevier, v. 14, n. 5, p. 379–386, 2001.

YEH, M.-L.; CHANG, C.-T. An automata based method for online synthesis of emergency response procedures in batch processes. **Computers & Chemical Engineering**, Elsevier, v. 38, p. 151–170, 2012.

ZAYTOON, J.; RIERA, B. Synthesis and implementation of logic controllers—a review. **Annual Reviews in Control**, Elsevier, 2017.

ZHONG, H.; WONHAM, W. M. On the consistency of hierarchical supervision in discrete-event systems. **IEEE Transactions on automatic Control**, IEEE, v. 35, n. 10, p. 1125–1134, 1990.

APÊNDICE A – Supervisores não reduzidos

**APÊNDICE B - Diagrama da planta piloto utilizada na
implementação**

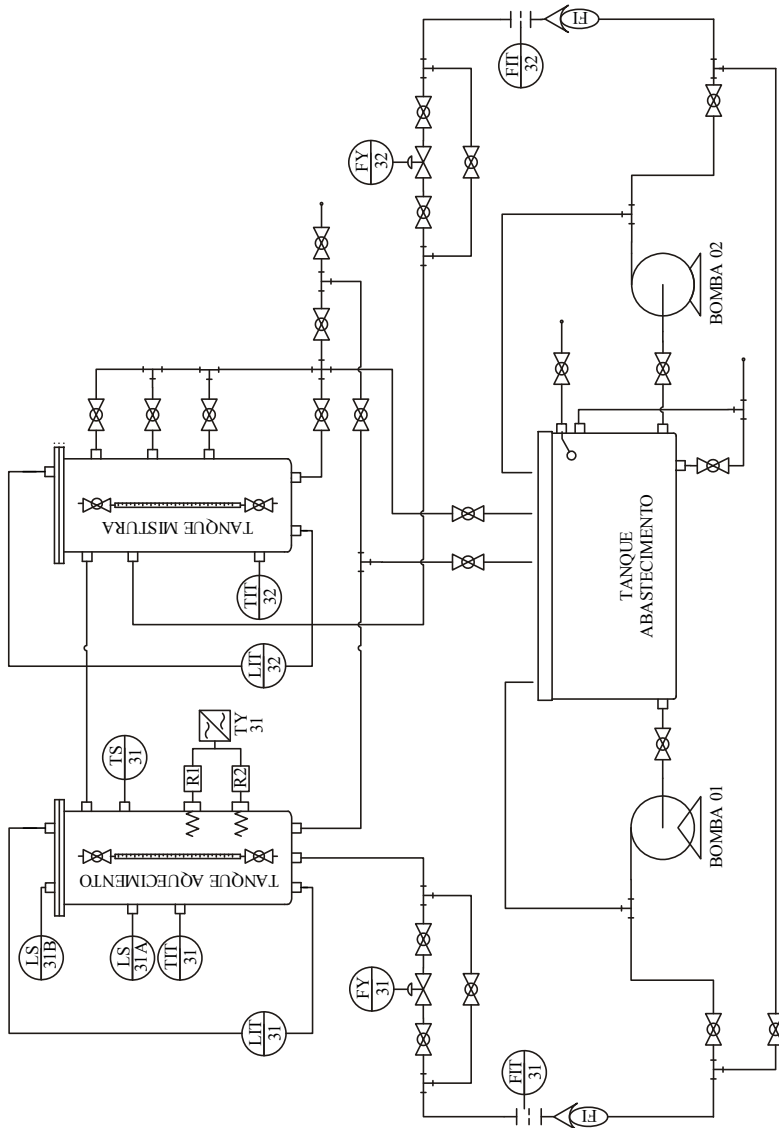


Figura 67 – Diagrama da planta utilizada na implementação.
 Fonte: SMAR EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS LTDA (2012)

**APÊNDICE C - Modelo que relaciona bomba, malha de
válvulas e a vazão**

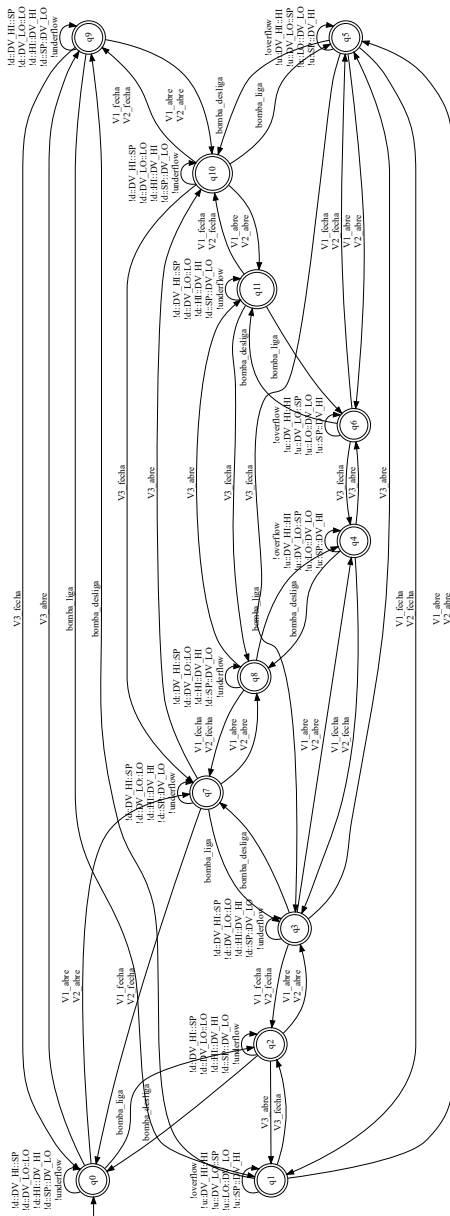


Figura 68 – Modelo que relaciona bomba, malha de válvulas e a vazão ($G_{vazao.malha}$).

**APÊNDICE D - Plantas para equivalência de válvulas em
série e paralelo**

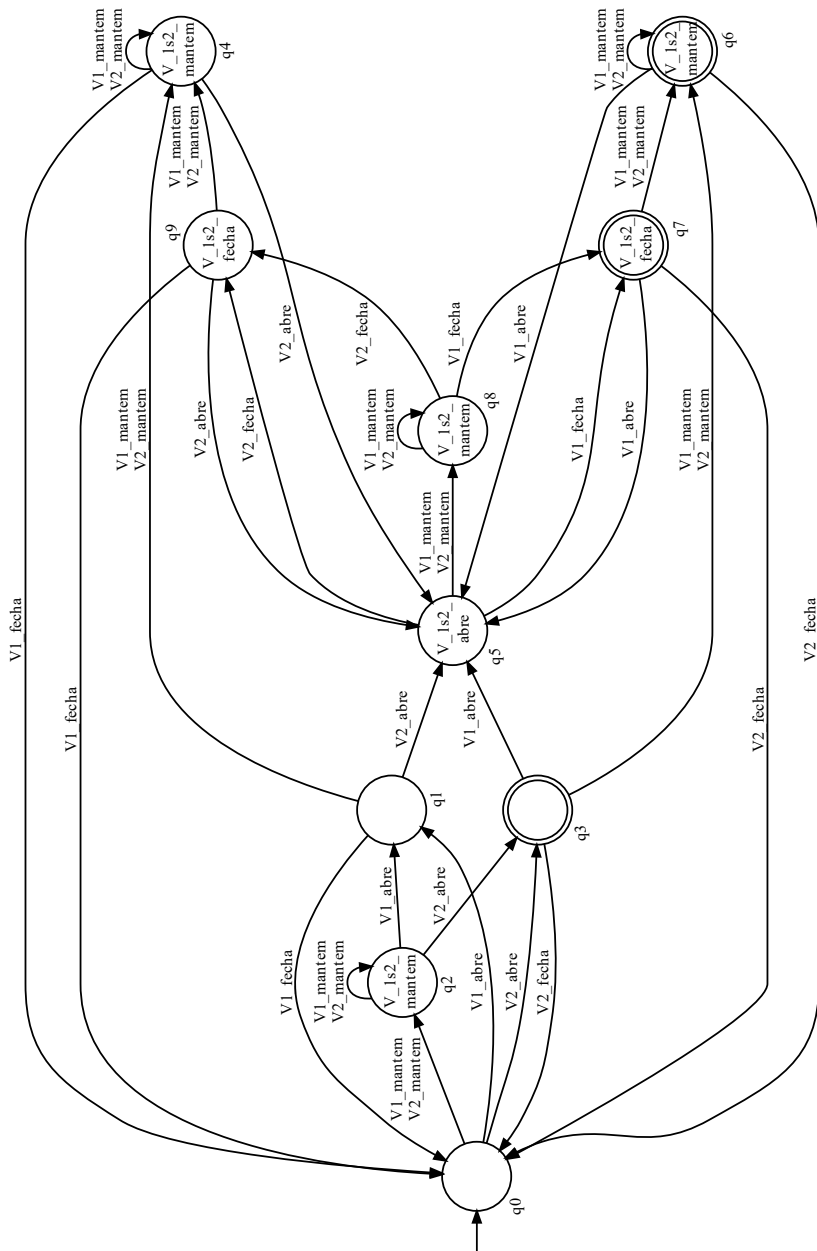


Figura 69 – Modelo da planta para duas válvulas em série em para abstração - G_s .

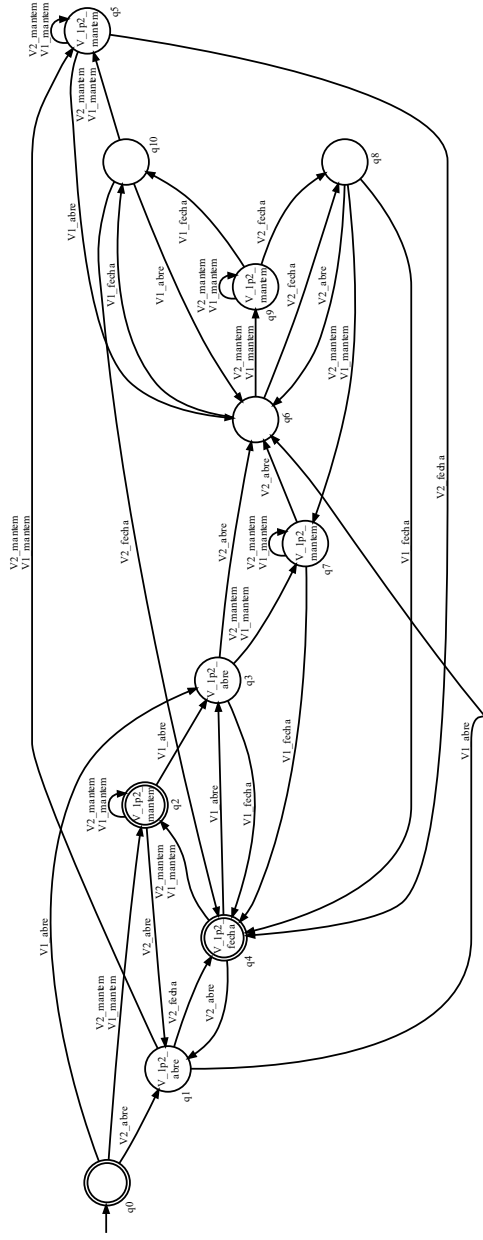


Figura 70 – Modelo da planta para duas válvulas em paralelo em para abstração - G_p .

**APÊNDICE E - Configurações e parâmetros utilizados no
controle de nível do processo**

Os blocos empregados para cada equipamento implementado no sistema, como leitor de nível e o ajuste da válvula, podem ser vistos na Figura 71. As configurações utilizadas para cada bloco são vistas na sequência.

E.1 BLOCOS UTILIZADOS NO CONTROLE DE NÍVEL

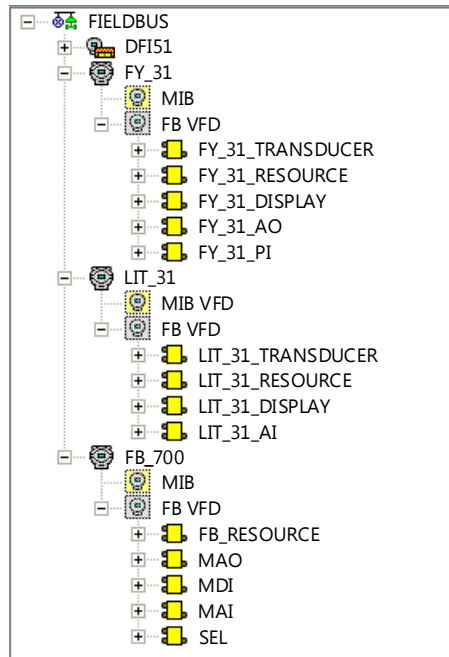


Figura 71 – Blocos utilizados para configurar a rede Fieldbus.

E.2 PARÂMETROS DOS BLOCOS DA REDE FOUNDATION FIELD-BUS

Configuração da válvula:

Block: FY_31_TRANSDUCER

From Device: FY_31

Block Type: Transducer

Initialized Parameters:

MODE_BLK.Target = Auto
CHARACTERIZATION_TYPE = Table
CURVE_BYPASS = False
CURVE_LENGTH = 20
CURVE_X[1] = 0
CURVE_X[2] = 4
CURVE_X[3] = 9
CURVE_X[4] = 16
CURVE_X[5] = 25
CURVE_X[6] = 29
CURVE_X[7] = 36
CURVE_X[8] = 40
CURVE_X[9] = 44
CURVE_X[10] = 49
CURVE_X[11] = 55
CURVE_X[12] = 60
CURVE_X[13] = 64
CURVE_X[14] = 70
CURVE_X[15] = 75
CURVE_X[16] = 80
CURVE_X[17] = 86
CURVE_X[18] = 90
CURVE_X[19] = 95
CURVE_X[20] = 100
CURVE_Y[1] = 0
CURVE_Y[2] = 2
CURVE_Y[3] = 4
CURVE_Y[4] = 6
CURVE_Y[5] = 8
CURVE_Y[6] = 10
CURVE_Y[7] = 12
CURVE_Y[8] = 13
CURVE_Y[9] = 14
CURVE_Y[10] = 16
CURVE_Y[11] = 18
CURVE_Y[12] = 20
CURVE_Y[13] = 22
CURVE_Y[14] = 24
CURVE_Y[15] = 28


```
CURVE_Y[16] = 32  
CURVE_Y[17] = 37  
CURVE_Y[18] = 45  
CURVE_Y[19] = 56  
CURVE_Y[20] = 100  
SERVO_GAIN = 45  
SERVO_RESET = 1
```

Block: FY_31_RESOURCE
From Device: FY_31
Block Type: Resource Block

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: FY_31_DISPLAY
From Device: FY_31
Block Type: Display

Initialized Parameters:
BLOCK_TAG_PARAM_1 = FY_31_AO
INDEX_RELATIVE_1 = 9
SUB_INDEX_1 = 2
MNEMONIC_1 = %
MODE_BLK.Target = Auto
ACCESS_1 = Monitoring
ALPHA_NUM_1 = Mnemonic
DISPLAY_REFRESH = Update Display.

Block: FY_31_AO
From Device: FY_31
Block Type: Analog Output

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Cas:Auto
CHANNEL = 1
PV_SCALE.EU at 100% = 100
PV_SCALE.EU at 0% = 0
PV_SCALE.Units Index = %
XD_SCALE.EU at 100% = 100
XD_SCALE.EU at 0% = 0
XD_SCALE.Units Index = %
IO_OPTS = Faultstate Type
STATUS_OPTS = IFS if Bad IN:IFS if Bad CAS_IN:Propagate Fail Bkwd
FSTATE_VAL = 25

Block: FY_31_PI
From Device: FY_31
Block Type: Advanced PID

Initialized Parameters:

MODE_BLK.Target = Auto
SP.Value = 40
STATUS_OPTS = IFS if Bad IN:Uncertain as Good
PV_SCALE.EU at 100% = 100
PV_SCALE.EU at 0% = 0
PV_SCALE.Units Index = %
PV_SCALE.Decimal = 2
OUT_SCALE.EU at 100% = 100
OUT_SCALE.EU at 0% = 0
OUT_SCALE.Units Index = %
OUT_SCALE.Decimal = 2
BYPASS = Off
GAIN = 3
RESET = 15
OUT_HI_LIM = 100
OUT_LO_LIM = 0
ARW_UP = 100
ARW_LOW = 0
AD_GAIN_ACTION = PI
AD_GAIN_IN_SEL = SP
CURVE_X[1] = 0
CURVE_X[2] = 10
CURVE_X[3] = 20
CURVE_X[4] = 30
CURVE_X[5] = 40
CURVE_X[6] = 50
CURVE_X[7] = 60
CURVE_X[8] = 70
CURVE_X[9] = 80
CURVE_X[10] = 90
CURVE_X[11] = 100
CURVE_X[12] = +Inf
CURVE_X[13] = +Inf
CURVE_X[14] = +Inf
CURVE_X[15] = +Inf
CURVE_X[16] = +Inf
CURVE_X[17] = +Inf
CURVE_X[18] = +Inf
CURVE_X[19] = +Inf
CURVE_X[20] = +Inf
CURVE_Y[1] = 3.4614999

```
CURVE_Y[2] = 3.4614999
CURVE_Y[3] = 1.9231
CURVE_Y[4] = 1.4529999
CURVE_Y[5] = 1.1859
CURVE_Y[6] = 1
CURVE_Y[7] = 0.8761
CURVE_Y[8] = 0.78750002
CURVE_Y[9] = 0.72119999
CURVE_Y[10] = 0.69800001
CURVE_Y[11] = 0.69800001
CURVE_Y[12] = +Inf
CURVE_Y[13] = +Inf
CURVE_Y[14] = +Inf
CURVE_Y[15] = +Inf
CURVE_Y[16] = +Inf
CURVE_Y[17] = +Inf
CURVE_Y[18] = +Inf
CURVE_Y[19] = +Inf
CURVE_Y[20] = +Inf
ERROR_BAND = 0.5
ERROR_TYPE = Special gain
```

Configuração para leitura do nível:

```
Block: LIT_31_TRANSDUCER
From Device: LIT_31
Block Type: Transducer
```

```
Initialized Parameters:
  MODE_BLK.Target = Auto
  CAL_UNIT = mmH2O (68°F)
```

```
Block: LIT_31_RESOURCE
From Device: LIT_31
Block Type: Resource Block
```

```
Initialized Parameters:
  MODE_BLK.Target = Auto
```

```
Block: LIT_31_DISPLAY
From Device: LIT_31
Block Type: Display
```

```
Initialized Parameters:
  MODE_BLK.Target = Auto
```

BLOCK_TAG_PARAM_1 = LIT_31_AI
 INDEX_RELATIVE_1 = 7
 SUB_INDEX_1 = 2
 MNEMONIC_1 = %
 ACCESS_1 = Monitoring
 ALPHA_NUM_1 = Mnemonic
 DISPLAY_REFRESH = Update Display.

LIT_31_AI
 From Device: LIT_31
 Block Type: Analog Input

Initialized Parameters:
 MODE_BLK.Target = Auto
 CHANNEL = 1
 L_TYPE = Indirect
 OUT_SCALE.EU at 100% = 100
 OUT_SCALE.EU at 0% = 0
 OUT_SCALE.Units Index = %
 XD_SCALE.EU at 100% = -110
 XD_SCALE.EU at 0% = -700
 XD_SCALE.Units Index = mmH2O (68°F)

Configuração para a comunicação com o CLP

Block: FB_RESOURCE
 From Device: FB_700
 Block Type: Resource Block

Initialized Parameters:
 MODE_BLK.Target = Auto

Block: MAO
 From Device: FB_700
 Block Type: Multiple Analog Output

Initialized Parameters:
 MODE_BLK.Target = Auto
 MODE_BLK.Normal = Auto
 MO_OPTS = Fault state to value 1:Fault state to value 2:Fault state to value 3:Fault state to value 4:Fault state to value 5:Fault state to value 6:Fault state to value 7:Fault state to value 8
 MO_STATUS_OPTS = IFS if BAD IN_1:IFS if BAD IN_2:IFS if BAD IN_3:IFS if BAD IN_4:IFS if BAD IN_5:IFS if BAD IN_6:IFS if BAD IN_7:IFS if BAD IN_8

Block: MDI
From Device: FB_700
Block Type: Multiple Discrete Input

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: MAI
From Device: FB_700
Block Type: Multiple Analog Input

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: SEL
From Device: FB_700
Block Type: Input Selector

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
SELECT_TYPE = First good
STATUS_OPTS = IFS if Bad IN:Uncertain as Good