



INSTITUTO TECNOLÓGICO VALE



**Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e  
Automação de Processos de Mineração (PROFICAM)  
Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)  
Associação Instituto Tecnológico Vale (ITV)**

**Dissertação**

**ESTRATÉGIAS DE CONTROLE REGULATÓRIO AVANÇADO PARA UMA  
PLANTA DE DESAGUAMENTO DE MINÉRIO DE FERRO**

**Ênio Lopes Júnior**

**Ouro Preto  
Minas Gerais, Brasil  
2019**

**Ênio Lopes Júnior**

**ESTRATÉGIAS DE CONTROLE REGULATÓRIO AVANÇADO PARA UMA  
PLANTA DE DESAGUAMENTO DE MINÉRIO DE FERRO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração da Universidade Federal de Ouro Preto e do Instituto Tecnológico Vale, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Controle e Automação.

Orientador: Prof. Thiago Antonio Melo Euzébio, D.Sc.

Coorientador: Prof. Paulo Marcos de Barros Monteiro, D.Sc.

Ouro Preto  
2019

## SISBIN - SISTEMA DE BIBLIOTECAS E INFORMAÇÃO

L864e Lopes Júnior, Ênio.  
Estratégias de controle regulatório avançado para uma planta de desaguamento de Minério de Ferro. [manuscrito] / Ênio Lopes Júnior. - 2019.  
92 f.: il.: color., gráf., tab..

Orientador: Prof. Dr. Thiago Antonio Melo Euzebio.

Coorientador: Prof. Dr. Paulo Marcos de Barros Monteiro.

Dissertação (Mestrado Profissional). Universidade Federal de Ouro Preto.

Programa de Mestrado Profissional em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração. Programa de Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração.

Área de Concentração: Engenharia de Controle e Automação de Processos Minerais.

1. controle regulatório avançado. 2. Minério de Ferro - Desaguamento. 3. Controle automático. I. Lopes Júnior, Ênio. II. Euzebio, Thiago Antonio Melo. III. Monteiro, Paulo Marcos de Barros. IV. Universidade Federal de Ouro Preto. V. Título.

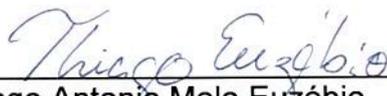
CDU 681.5:622.2

Mestrado Profissional em Instrumentação, Controle e Automação de Processos  
de Mineração - PROFICAM

Estratégias de Controle Regulatório Avançado para uma Planta de  
Desaguamento de Minério de Ferro

Ênio Lopes Júnior

Dissertação defendida e aprovada em 21 de agosto de 2019 pela banca  
examinadora constituída pelos professores:



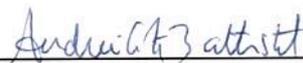
---

**D.Sc. Thiago Antonio Melo Euzébio**  
Orientador – Instituto Tecnológico Vale Mineração (ITV-MI)



---

**D.Sc. Paulo Marcos de Barros Monteiro**  
Coorientador – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)



---

**D.Sc. Andrei Giordano Holanda Battistel**  
Membro externo – Universidade do Estado do Rio de Janeiro (UERJ)



---

**D.Sc. André Shiguelo Yamashita**  
Membro interno – Instituto Tecnológico Vale Mineração (ITV-MI)

---

**D.Sc. Márcio Feliciano Braga**  
Participação por Videoconferência  
Membro interno – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)

*Aos meus pais, Enio e Suely,  
aos meus irmãos,  
Leonardo e Priscila,  
à minha namorada, Jessica,  
às minhas avós,  
Maria (in memoriam) e Carmem.*

# Agradecimentos

Gostaria de prestar, nesta seção, os meus sinceros agradecimentos a todos aqueles que contribuíram, de alguma maneira, para que este trabalho fosse concluído.

Começo agradecendo a Deus por todas as bênçãos e pela vida. Agradeço aos meus pais, Suely e Enio, por serem a minha base e inspiração, nunca tendo medido esforços em me apoiar e incentivar na busca contínua pelo conhecimento. Sem dúvidas, esta tarefa só se tornou possível devido ao apoio e os conselhos que vocês me deram.

Aos meus irmãos, Leonardo e Priscila, pela amizade, apoio e torcida.

À minha namorada, Jessica, pela presença, paciência, pelas inúmeras conversas, palavras de apoio e incentivo em diversos momentos.

À minha família, pela presença e união incondicionais.

Aos amigos do D.M -4°C, pela amizade e pelos momentos de descontração.

Aos amigos do ITV/PROFICAM: Marcos Paulo, Filipe, Eduardo Cota, Gabriel Garcia, Luciano, Jacó, Cristiano, Rosa, Mário Sérgio, Guilherme Brito, Alexandre Santos, Lucas Andery, Gabriel Lott, Sabrina, Thomas, Hector, Diego e a todos os colegas do laboratório ITVRoC. Agradeço pelas discussões, pela parceria, cooperação, ideias e pelos momentos de descontração.

Aos colegas da Vale de Serra Norte de Carajás, por terem viabilizado e auxiliado na realização desta pesquisa: Vinícius Moreira, Antônio Ferreira, Geraldo Vale, Juvanete Ferreira e Pablo Mendes.

Aos professores Gustavo Freitas, Cocota, Paulo Monteiro e Alan Kardek por todos os ensinamentos.

Ao Instituto Tecnológico Vale, à Vale e à Escola de Minas da UFOP, pela excelente infraestrutura, qualidade de ensino e por incentivarem e contribuírem para o desenvolvimento da ciência e tecnologia em nosso país.

Ao Professor Thiago Euzébio, pela amizade, pela confiança depositada, pelos vários desafios a mim confiados e pelos inúmeros ensinamentos, críticas e sugestões que além de terem sido essenciais no desenvolvimento deste trabalho, levarei por toda a minha carreira.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, Brasil (CAPES), Código de Financiamento 001; do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq); da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG); e da Vale SA.

*“Not everything that happens  
happens for a reason, but  
everything that survives  
survives for a reason”  
(Nassin Nicholas Taleb).*

## Resumo

Resumo da Dissertação apresentada ao Programa de Pós Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

## ESTRATÉGIAS DE CONTROLE REGULATÓRIO AVANÇADO PARA UMA PLANTA DE DESAGUAMENTO DE MINÉRIO DE FERRO

Ênio Lopes Júnior

Agosto/2019

Orientadores: Thiago Antonio Melo Euzébio

Paulo Marcos de Barros Monteiro

Nesta dissertação, são apresentadas estratégias de controle para uma planta de desaguamento de minério de ferro. Uma análise estatística, baseada em dados reais da planta, mostra que o controle indevido da planta tem causado grandes perdas de produtividade, motivando assim a necessidade de se projetar novas estratégias de controle. Duas estratégias de controle regulatório avançado (ARC), foram propostas. A primeira estratégia, chamada de ARC1, consiste em uma combinação de controladores PI, configurados em estratégias *override* e cascata. A segunda estratégia, ARC2, é semelhante a ARC1, onde um controlador *Fuzzy P + I* não linear substitui um dos controladores de nível. As duas estratégias foram testadas e validadas, sob diferentes cenários de perturbações, em um ambiente de simulação dinâmico, desenvolvido neste trabalho. As duas estratégias de controle se mostraram robustas e foram capazes de atender a todas as restrições de processo, mesmo quando submetidas a diferentes perturbações. As estratégias propostas possuem como principal vantagem a simplicidade, não necessitando da compra de novos ativos, além de serem de fácil manutenção. Estas vantagens aumentam as chances de tais estratégias serem aplicadas de forma efetiva em uma planta real.

**Palavras-chave:** controle regulatório avançado, desaguamento, simulação dinâmica.

**Macrotema:** Usina; **Linha de Pesquisa:** Análise e Projeto de Sistemas de Controle Avançado; **Tema:** Redução de Variabilidade e Melhoria de Controle; **Área Relacionada da Vale:** Serra Norte de Carajás.

## **Abstract**

Abstract of Dissertation presented to the Graduate Program on Instrumentation, Control and Automation of Mining Process as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

# ADVANCED REGULATORY CONTROL STRATEGIES FOR AN IRON ORE DEWATERING PLANT

Ênio Lopes Júnior

August/2019

Advisors: Thiago Antonio Melo Euzébio  
Paulo Marcos de Barros Monteiro

In this work, we present control strategies to an iron ore dewatering plant. Statistical analysis, based on real plant data, shows that inappropriate plant control leads to severe productivity losses, thus motivating the pursuit of new control strategies. We have proposed two advanced regulatory control strategies (ARC). The first, ARC1, consists of a combination of PI controllers, configured in override, and cascade loops. The second, ARC2, is similar to ARC1, with a Fuzzy P + I nonlinear controller replacing one of the level controllers. We have tested and validated both strategies under different disturbance scenarios in a dynamic simulation environment developed in this work. Both strategies are robust and have met the process constraints, even under varied disturbances. The fundamental advantage of the strategies proposed here is simplicity, since it does not require the acquisition of new assets, and requires low maintenance efforts. These advantages increase the likelihood of effectively applying such strategies in real plants.

**Keywords:** advanced regulatory control, dewatering, dynamic simulation.

**Macrotheme:** Plant; **Research Line:** Analysis and Design of Advanced Control Systems; **Theme:** Variability Reduction and Control Improvement; **Related Area of Vale:** Serra Norte de Carajás.

# Lista de Figuras

Figura 1.1	Ocorrências de Falhas em Filtros. . . . .	16
Figura 1.2	Duração de Falhas em 1 Filtro. . . . .	16
Figura 1.3	Duração de Falhas em 2 Filtros. . . . .	17
Figura 1.4	Duração de Falhas em 3 Filtros. . . . .	17
Figura 1.5	Duração de Falhas em 4 Filtros ou mais. . . . .	18
Figura 2.1	Diagrama de processo - Planta de Desaguamento. . . . .	19
Figura 2.2	Esquema de um espessador. . . . .	20
Figura 2.3	Diagrama esquemático de um filtro a disco. . . . .	22
Figura 3.1	Malha sem Cascata - Bateria de Ciclones. . . . .	31
Figura 3.2	Malha com Cascata - Bateria de Ciclones. . . . .	32
Figura 3.3	Estratégia Cascata - Espessamento. . . . .	33
Figura 3.4	Diagrama de blocos do problema de controle <i>feedforward</i> . . . . .	34
Figura 3.5	Malha <i>feedforward</i> em Células de Flotação. . . . .	36
Figura 3.6	Aplicação de <i>External Reset Feedback</i> em uma válvula de combustível. . .	38
Figura 3.7	Malha <i>override</i> em Circuito de Britagem. . . . .	39
Figura 3.8	Malha <i>override</i> em Bateria de Ciclones. . . . .	39
Figura 3.9	Opções de configuração do controlador de razão. . . . .	41
Figura 3.10	Estratégia Razão - Espessamento. . . . .	43
Figura 3.11	Estratégia Split Range em duas válvulas com características distintas. . . . .	43
Figura 3.12	Controlador PID com caracterizador do erro. . . . .	44
Figura 3.13	Curvas de caracterização do erro. . . . .	45
Figura 3.14	Problema de controle de nível em um caso ideal. . . . .	46
Figura 3.15	Diagrama de blocos do problema. . . . .	46
Figura 3.16	Conjunto clássico (a) e conjunto nebuloso (b). . . . .	49
Figura 3.17	Função de pertinência trapezoidal (a) e triangular (b). . . . .	50
Figura 3.18	Processo de inferência em um controlador <i>Fuzzy</i> do tipo <i>Sugeno</i> . . . . .	53
Figura 3.19	(a) superfície de controle linear (b) funções de pertinência. . . . .	55
Figura 3.20	Controlador <i>Fuzzy</i> PD + I. . . . .	56
Figura 3.21	Controladores <i>Fuzzy</i> : Não Linear do tipo zona morta ((a) e (b)) Linear ((c) e (d)). . . . .	58

Figura 3.22	(a)Superfície de controle não linear do tipo Zona Morta (b) Funções de pertinência. . . . .	59
Figura 4.1	Modelagem do Processo - Bomba Centrífuga de Polpa. . . . .	61
Figura 4.2	Modelagem do Processo - Espessador de Concentrado. . . . .	62
Figura 4.3	Modelo do Processo de Desaguamento. . . . .	63
Figura 4.4	Diagrama simplificado do circuito de desaguamento. . . . .	64
Figura 4.5	Estratégia de Controle Proposta - Armazenamento e Transporte de Polpa. . . . .	65
Figura 4.6	Estratégia de Controle Proposta - Espessamento. . . . .	67
Figura 4.7	Controlador <i>Fuzzy</i> PD + I com <i>tracking</i> da saída - ARC2. . . . .	71
Figura 4.8	Funções de Pertinência - Controlador Proposto. . . . .	72
Figura 4.9	Controlador Fuzzy - Universo de Saídas. . . . .	73
Figura 5.1	Detalhamento de Falhas em 2 Filtros. . . . .	74
Figura 5.2	Variáveis de Processo - Cenário 1. . . . .	76
Figura 5.3	Variáveis Manipuladas - Cenário 1. . . . .	77
Figura 5.4	Variáveis de Processo - Cenário 2. . . . .	78
Figura 5.5	Variáveis Manipuladas - Cenário 2. . . . .	79
Figura 5.6	Perturbações - Vazão Filtros Prensa. . . . .	80
Figura 5.7	Variáveis de Processo - Cenário 3. . . . .	81
Figura 5.8	Variáveis Manipuladas - Cenário 3. . . . .	82
Figura 5.9	Perturbações - Alimentação Espessador. . . . .	83
Figura 5.10	Variáveis de Processo - Cenário 4. . . . .	84
Figura 5.11	Variáveis Manipuladas - Cenário 4. . . . .	85

# Lista de Tabelas

Tabela 4.1	Modelos Estimados pelo Método de Mínimos Quadrados Não Recursivo. . .	69
Tabela 4.2	Ganhos dos Controladores - ARC1. . . . .	70

# Lista de Siglas e Abreviaturas

**ARC** *Advanced Regulatory Control*

**BP** *Bomba de Polpa*

**CV** *Válvula de Controle*

**DCS** *Distributed Control System*

**DIC** *Controlador Indicador de Densidade*

**EMPC** *Economic Model Predictive Control*

**FIC** *Controlador Indicador de Vazão*

**LIC** *Controlador Indicador de Nível*

**MPC** *Model Predictive Control*

**MV** *variável manipulada*

**P** *Controlador Proporcional*

**PI** *Controlador Proporcional Integral*

**PIC** *Controlador Indicador de Pressão*

**PID** *Controlador Proporcional Integral Derivativo*

**PLC** *Programmable Logic Controller*

**PV** *variável de processo*

**SP** *setpoint*

**WIC** *Controlador Indicador de Vazão Mássica*

# Sumário

<b>1</b>	<b>Introdução</b>	<b>14</b>
1.1	Contexto . . . . .	14
1.2	Objetivos . . . . .	15
1.3	Análise Estatística . . . . .	15
1.4	Perguntas . . . . .	18
<b>2</b>	<b>O Processo de Desaguamento em uma Indústria de Beneficiamento Mineral</b>	<b>19</b>
2.1	Espessamento . . . . .	19
2.2	Armazenamento e Transporte de Polpa . . . . .	21
2.3	Filtragem . . . . .	22
2.4	Controle de Espessadores . . . . .	23
2.5	Controle de Nível em Tanques de Polpa . . . . .	25
2.6	Discussão sobre os Trabalhos Existentes . . . . .	27
<b>3</b>	<b>Estratégias de Controle Regulatório Avançado</b>	<b>29</b>
3.1	Controle em Cascata . . . . .	29
3.2	Controle <i>feedforward</i> . . . . .	33
3.3	Controle em <i>override</i> ou com restrições . . . . .	36
3.4	Controle de razão . . . . .	40
3.5	Controle em <i>Split-Range</i> . . . . .	43
3.6	<i>Averaging Level Control</i> . . . . .	44
3.7	PID <i>Fuzzy</i> . . . . .	48
3.7.1	Fundamentos . . . . .	48
3.7.2	Controle <i>Fuzzy</i> . . . . .	52
3.7.3	O Controlador <i>Fuzzy</i> PID Linear . . . . .	54
3.7.4	O Controlador <i>Fuzzy</i> PID Não Linear . . . . .	57
<b>4</b>	<b>Modelagem Computacional do Processo e Projeto dos Controladores</b>	<b>60</b>
4.1	Modelagem e Simulação Dinâmica do Processo de Desaguamento . . . . .	60
4.2	Estratégias de controle . . . . .	63
4.2.1	Estratégia de Controle Regulatório Avançado 1 - ARC1 . . . . .	65

4.2.2	Estratégia de Controle Regulatório Avançado 2 - ARC2 . . . . .	70
<b>5</b>	<b>Resultados e Discussões</b>	<b>74</b>
5.1	Cenário 1 . . . . .	74
5.2	Cenário 2 . . . . .	77
5.3	Cenário 3 . . . . .	80
5.4	Cenário 4 . . . . .	82
5.5	Discussão . . . . .	85
<b>6</b>	<b>Conclusão</b>	<b>87</b>
	<b>Referências Bibliográficas</b>	<b>89</b>

# 1. Introdução

## 1.1. Contexto

Plantas de desaguamento de minério de ferro são amplamente empregadas em processos de beneficiamento mineral em via úmida. Durante as etapas iniciais de cominuição e concentração, grandes volumes de água são utilizados, gerando ao final uma polpa de minério com altos teores de ferro. Para que este minério seja estocado e em seguida transportado até o cliente, toda a água deve ser retirada, de modo que um minério com baixo teor de umidade seja entregue para os pátios de produto final. Existem dois motivos principais para o desaguamento do minério: o primeiro se deve ao grande volume de água necessário para se beneficiar o minério. Na indústria de minério de ferro, utiliza-se em média 0,75 t de água para cada 1 t de minério. O segundo motivo se deve a questões de transporte do minério em vagões e navios, onde a umidade impacta nos custos de frete e pode, inclusive, criar riscos no transporte em navios. Graças à operação de desaguamento, cerca de 90% da água de processo pode ser recuperada para reuso (GUPTA e YAN, 2016).

As plantas de desaguamento são compostas por subprocessos, também chamados de operações unitárias. Geralmente, a primeira operação unitária consiste no espessamento de polpa, onde basicamente separa-se a polpa em dois subprodutos: água clarificada, que será reaproveitada no processo e polpa espessada, contendo altos teores de sólidos (60% a 70% em massa). A polpa é então transportada e armazenada em tanques, que possuem volumes capazes de absorver variações de vazão do processo. Estes tanques alimentam por sua vez a etapa de filtragem, que é responsável por retirar grande parte da umidade residual, entregando um minério com baixo teor de umidade, chamado de torta, com cerca de 90% de sólidos. A disponibilidade dos equipamentos é essencial para que se continue operando com altas taxas de produtividade. No entanto, caso as estratégias de controle presentes no processo não estejam integradas de modo a atuarem em função de um objetivo global para a planta, a operação do processo pode ser severamente prejudicada. Além disso, restrições devem ser respeitadas para que o processo continue operando de forma segura: os níveis dos tanques devem operar em regiões seguras, a densidade da polpa deve permanecer em uma faixa que não comprometa a operação de bombas, válvulas e assim por diante.

O processo de desaguamento de minério de ferro, presente em um concentrador da VALE S.A em Serra Norte de Carajás, tem apresentado perdas significativas de produtividade devido à parada de bombas de alimentação, em função de falhas em filtros a disco. No caso de parada em uma bomba de alimentação de filtros, o sistema perderá uma parte de sua capacidade de desaguar polpa nos filtros, fazendo o nível do tanque de alimentação subir. Atualmente, buscando evitar um transbordo neste tanque e, por consequência, uma parada geral na planta, o operador deve interferir no sistema. O operador pode induzir o fechamento de válvulas ou atuar na velocidade da bomba do espessador.

Com o aumento da automação de processos, uma tendência que se segue é que a ação de operadores deve evoluir da atual intervenção e monitoramento constantes para uma gestão de exceções (BRANN *et al.*, 1996). Os motivos são claros: os operadores devem cuidar de todo o processo e ações constantes em uma determinada etapa diminuem sua disponibilidade para as demais. Ademais, os processos possuem acoplamentos entre si, não linearidades e diversas restrições; é humanamente impossível conseguir levar em conta todas as restrições antes de se decidir qual ação tomar, ou seja, na maioria dos casos as ações podem ser inadequadas e tardias. Como referência, apenas no ano de 2016, mais de um milhão de toneladas foi perdida em decorrência de transbordo na planta de desaguamento.

Uma estratégia de controle que atue na planta respeitando todas as restrições do processo pode reduzir a variabilidade das variáveis de processo, melhorar a estabilidade da planta e reduzir o número de paradas em decorrência de falhas em equipamentos. Os autores demonstram uma nova maneira de se aumentar a disponibilidade operacional de uma planta de desaguamento de minério de ferro sujeita a diferentes perturbações, por meio da aplicação de estratégias de controle regulatório avançado (*advanced regulatory control* - ARC) e um controlador não linear Fuzzy PI.

## 1.2. Objetivos

Dois são os objetivos gerais desta dissertação. O primeiro objetivo é utilizar estratégias de controle regulatório avançado (ARC) para controlar o processo de desaguamento, visualizando o sistema como um todo. O segundo objetivo é validar a estratégia proposta por meio de um simulador dinâmico, considerando diferentes cenários operacionais. Os objetivos específicos são: 1. manter o nível do tanque de alimentação em seu *setpoint*, evitando transbordo e paradas na planta e 2. manter a densidade de *underflow* o mais constante possível, sem variações abruptas, que podem causar a vertência de sólidos (baixas vazões) ou o “curto-circuito” do espessador (altas vazões).

## 1.3. Análise Estatística

Falhas em filtros a disco são eventos que ocorrem com frequência na planta de desaguamento estudada. Durante o ano de 2016, mais de um milhão de toneladas de polpa foram perdidas devido ao transbordo em tanques de alimentação. Estas perdas equivalem a cerca de 3% de toda a produção da unidade. Nesta seção, uma análise estatística de falhas em filtros é apresentada. Dados de 2520 h de operação das oito unidades de filtragem foram analisados e classificados.

Durante este período, em um total de 1498 h, ou seja, 59,4% do tempo, ao menos 1 filtro esteve parado devido a uma situação de falha. Do total de horas em falha, em 64,6% do tempo, a falha ocorreu em 1 filtro a disco; em 27,4% do tempo, a falha ocorreu em 2 filtros

de forma simultânea. O percentual de ocorrências para todos os casos é ilustrado no gráfico da Figura 1.1. Pode-se observar que 92% do tempo em falha, no máximo 2 filtros ficaram parados.

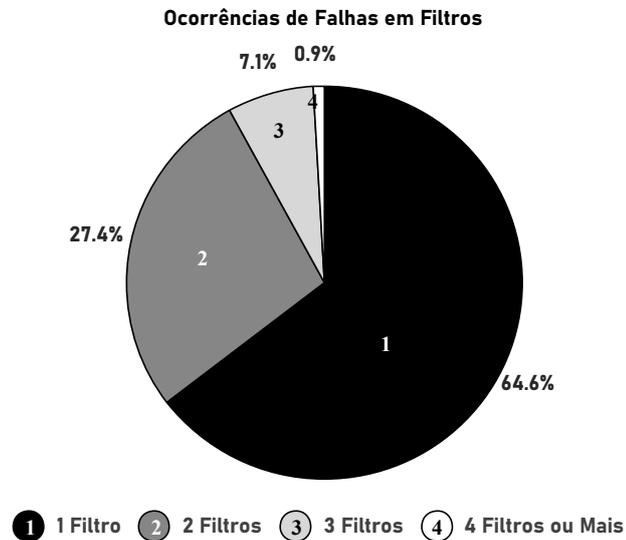


Figura 1.1: Ocorrências de Falhas em Filtros.

Para o caso de falhas em 1 filtro, ocorreram 404 falhas, totalizando 968 h. Analisando a Figura 1.2, pode-se observar que deste total, uma parcela considerável das falhas, 63,3 %, durou até 2 horas.

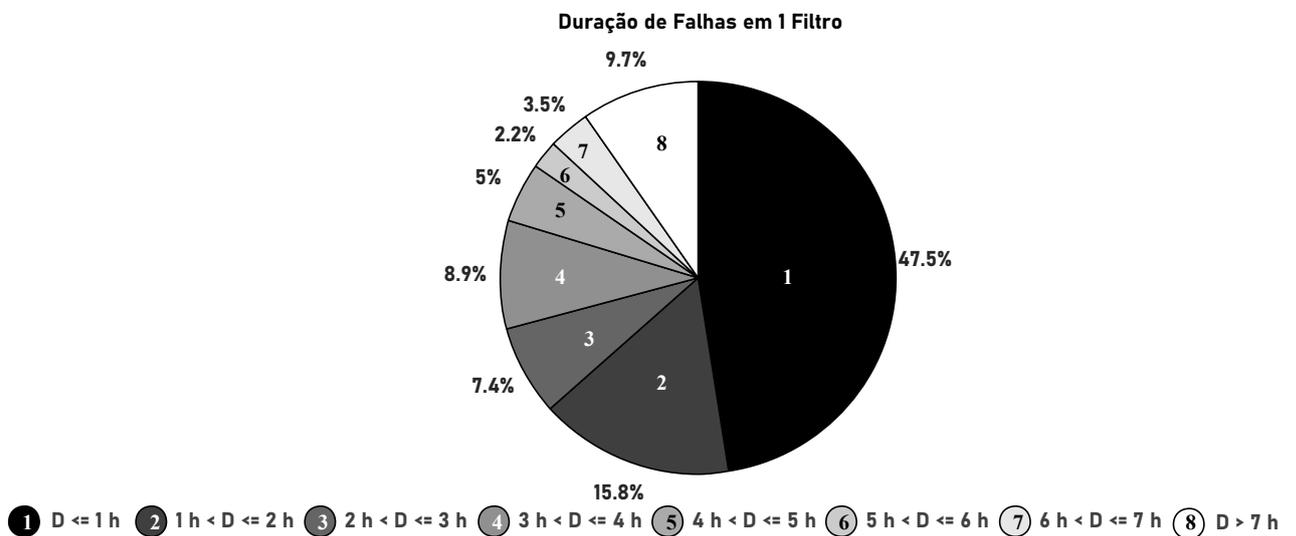


Figura 1.2: Duração de Falhas em 1 Filtro.

Em situações de falha em 2 filtros de forma simultânea (Figura 1.3), existiram 333 ocorrências de falhas, totalizando 410 h. A média de tempo das paradas foi de 1,2 h e, em 77,2% dos casos, as falhas duraram até 2h.

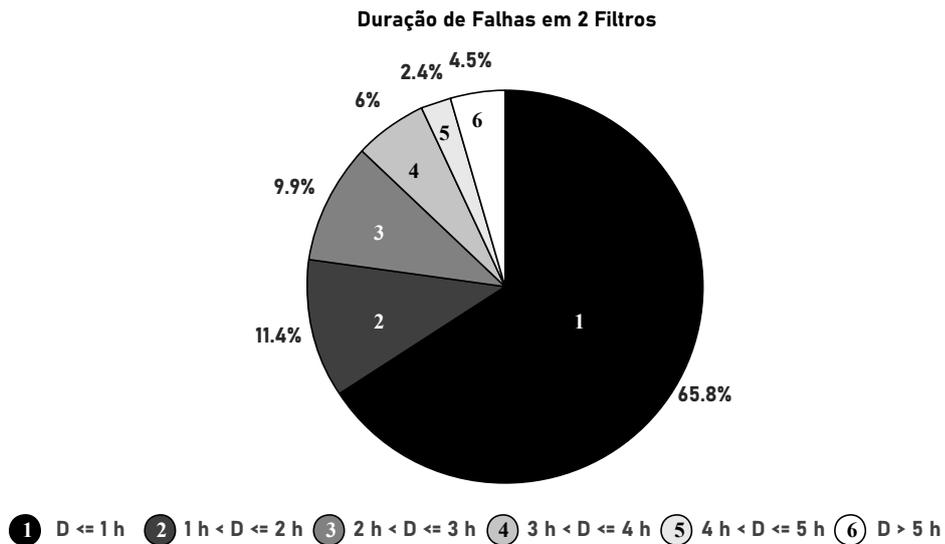


Figura 1.3: Duração de Falhas em 2 Filtros.

Foram verificadas 147 ocorrências de falhas em 3 filtros de forma simultânea, resultando em 106 h de paradas. Por meio da Figura 1.4, pode-se observar que as falhas duraram até 1h em 76,9% dos casos.

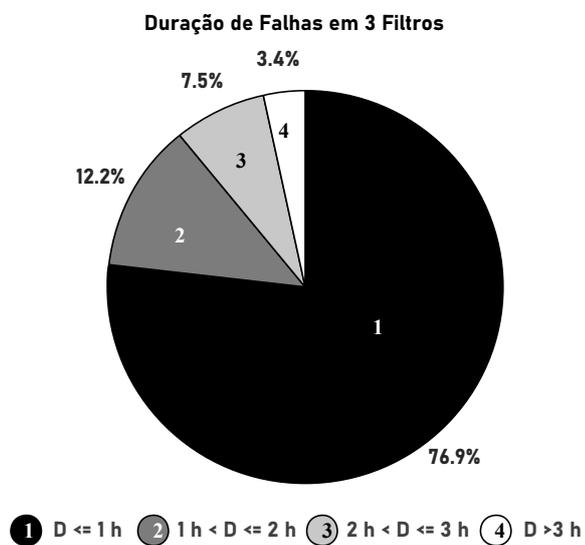


Figura 1.4: Duração de Falhas em 3 Filtros.

Como ilustrado na Figura 1.1, as falhas em 4 ou mais filtros de forma simultânea foram pouco representativas. Ocorreram um total de 42 falhas, totalizando 13,5 h paradas. Por meio da Figura 1.5, pode-se observar que em 87,9% dos casos as falhas duraram até 1h.

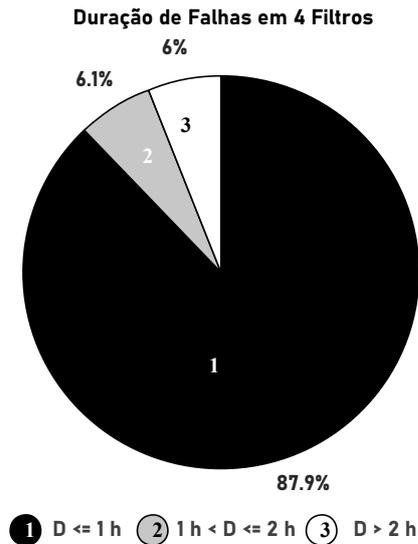


Figura 1.5: Duração de Falhas em 4 Filtros ou mais.

Após a análise dos dados apresentados nas Figuras 1.1 a 1.5, pode-se observar que a alta frequência de ocorrência de falhas tem um impacto de queda de 10,8% na disponibilidade física da filtragem, o que impacta diretamente na produtividade da planta de desaguamento. A implementação de uma estratégia de controle capaz de manter a continuidade de operação do processo mesmo sob situação de falhas nos filtros a disco torna-se essencial.

## 1.4. Perguntas

Ao final deste trabalho, pretende-se responder às seguintes questões:

1. Quais as vantagens de se utilizar um simulador dinâmico para testar técnicas de controle?
2. A estratégia de controle proposta é capaz de atender restrições de processo sob cenários de falha e outras perturbações?
3. Quais as vantagens da abordagem proposta diante de abordagens de controle avançado, como estratégias MPC, e sistemas especialistas?

## 2. O Processo de Desaguamento em uma Indústria de Beneficiamento Mineral

Durante o processo de beneficiamento mineral, água é misturada ao minério, formando uma polpa, que passa por diversas operações unitárias. No final do processo de beneficiamento, o minério deve ser desaguado para ser transportado como produto final. O processo de desaguamento remove a água do minério de ferro para o seu reaproveitamento como água de processo.

Como ilustrado na Figura 2.1, o circuito de desaguamento é composto por três etapas: espessamento, transporte e armazenamento de polpa e filtragem. Cada uma destas etapas é descrita nas seções seguintes.

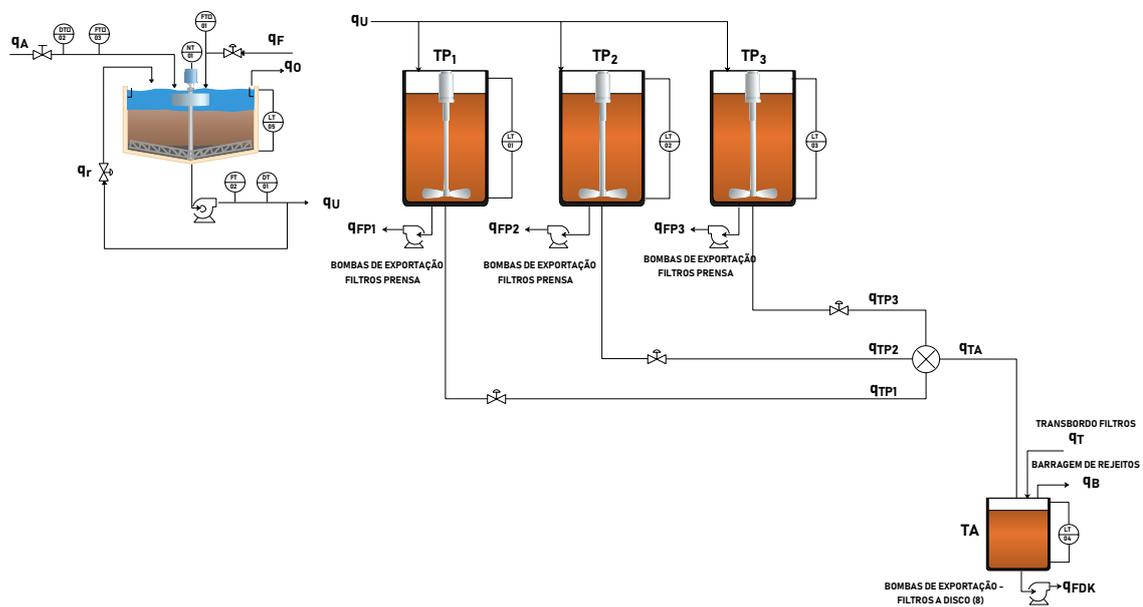


Figura 2.1: Diagrama de processo - Planta de Desaguamento.

### 2.1. Espessamento

Como ilustrado na Figura 2.2, o espessador possui um formato cilíndrico com fundo cônico. A polpa é transportada por uma calha que chega até o centro do espessador em um componente chamado poço de alimentação ou *feedwell*. O *feedwell* destes espessadores é projetado para dispersar os floculantes completamente, reduzindo a velocidade e turbulência da polpa no *feedend*, de modo que a polpa floculada entre na zona de compactação sem que os flocos recém formados se desfaçam. Em operação contínua, os sólidos se acumulam no fundo do espessador e os raspadores (*rakes*) os arrastam para o cone central, sendo retirados por meio de bombeamento, após estarem suficientemente espessados. Com a sedimentação de partículas no fundo do espessador, a água clarificada transborda por meio de calhas localizadas em todo o perímetro da seção cilíndrica e é transportada para uma caixa de armazenamento que poste-

riormente bombeia esta água para reutilização no processo. Após a estabilização da operação, a quantidade de sólidos introduzido na alimentação deverá ser igual à quantidade de sólidos retirado na descarga.

Os espessadores são equipamentos que têm como função aumentar a concentração de sólidos da polpa. Os objetivos de controle em uma operação de espessamento consistem em estabilizar a operação e maximizar a densidade de *underflow*, recuperando o máximo de água possível e minimizando o consumo de flocculantes, sujeitos às restrições de torque no *rake* e nas propriedades de transporte da polpa. Os flocculantes são geralmente utilizados para aglomerar sólidos e aumentar a velocidade de sedimentação das partículas, de modo a melhorar a clarificação do *overflow*.

Em um espessador existem duas variáveis independentes: a vazão de flocculantes e a vazão de *underflow*, que são manipuladas para fins de controle. A vazão de alimentação é geralmente manipulada apenas em casos críticos que possam afetar a produtividade da planta. As variáveis de processo incluem: torque no *rake*, densidade de *underflow*, turbidez do *overflow*, nível da camada de interface de sólidos, compactação dos sólidos, velocidade de sedimentação dos sólidos e viscosidade de polpa.

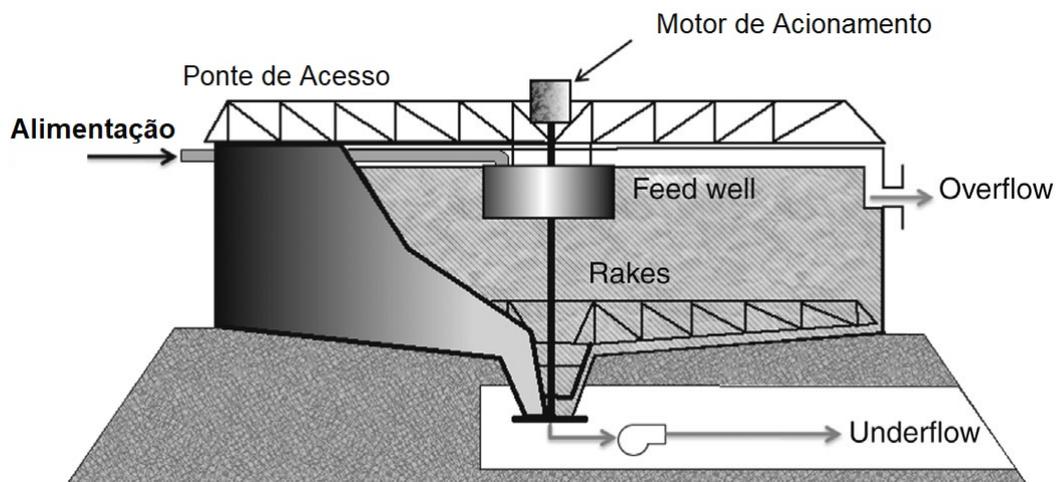


Figura 2.2: Esquema de um espessador (Adaptado de Gupta e Yan (2016)).

Para que o espessador trabalhe em máxima eficiência, é necessário que se tenha uma alimentação contínua. É necessário se manter uma baixa variabilidade nos seguintes parâmetros da polpa de alimentação: vazão, concentração de sólidos, densidade de polpa etc. São também indesejáveis mudanças frequentes na vazão da bomba *underflow*. Se a vazão de *underflow* for muito baixa, pode ocorrer um acúmulo de sólidos no equipamento, provocando sobrecarga nos *rakes* e sólidos podem verter no *overflow*. Se a vazão for muito alta, o espessador estará operando em “curto-circuito”, descarregando a polpa alimentada de forma quase imediata (SEGOVIA *et al.*, 2011).

Em casos de interrupção de alimentação do espessador, o material deve ser recirculado

no espessador, mantendo assim os sólidos em circulação sem esvaziar o espessador de sua carga de polpa. O levantamento de *rakes* é feito com o intuito de minimizar o torque nos braços do *rakes*, os retirando de uma zona de maior concentração de sólidos para permitir que ele continue operando durante condições anômalas de operação.

Em Serra Norte de Carajás, o espessador recebe o minério proveniente do produto final do circuito de moagem / classificação / deslamagem. Este minério apresenta uma massa específica de  $4,72 \text{ t/m}^3$  e granulometria com  $d_{80}$  de  $41,5 \mu\text{m}$ , ou seja, 80% das partículas apresentam um diâmetro médio menor que  $41,5 \mu\text{m}$ . Historicamente, o minério sofreu variações consideráveis desde o *start-up* da planta. No início das operações, o minério possuía massa específica igual a  $5 \text{ t/m}^3$  e o seu  $d_{80}$  era de  $112,5 \mu\text{m}$ . Estas variações tornaram o processo de espessamento mais desafiador. O minério menos denso e mais fino torna-se mais difícil de ser sedimentado de forma adequada, mantendo-se uma taxa de produtividade alta.

O espessador de concentrado possui 35 m de diâmetro e capacidade de projeto para processar  $1957 \text{ m}^3/\text{h}$  de polpa ( $q_A$ ), com massa específica de  $1,82 \text{ t/m}^3$  e teor de sólidos de 57,4%. O espessador entrega um *underflow* ( $q_U$ ) com  $1515 \text{ m}^3/\text{h}$  polpa de massa específica igual a  $2,06 \text{ t/m}^3$  e com teor de 65,5% sólidos.

O floculante (poliacrilamida aniônica) é adicionado para acelerar a sedimentação dos sólidos e garantir a obtenção de água recuperada, com turbidez em torno de 200 NTU. O floculante é dosado a uma taxa entre 10 e 20 g/t ou  $213\text{-}427 \text{ m}^3/\text{h}$  com concentração de 0,01% em volume. O espessador é descarregado por meio de uma bomba centrífuga e há uma parte da tubulação controlada por uma válvula que permite a recirculação do material.

O rendimento operacional previsto para a instalação é de 95%. As horas efetivas de operação/ano previstas são 7930 h.

## 2.2. Armazenamento e Transporte de Polpa

A polpa espessada é bombeada para três tanques (TP<sub>1,2,3</sub>), com volumes de  $250 \text{ m}^3$ , cada. Os tanques pulmão são responsáveis por alimentar etapas de filtragem prensa e filtragem a disco. Em cada tanque pulmão há uma bomba de exportação, que alimenta uma linha de filtragem prensa ( $q_{FP}$ ). Além disso, existem válvulas de controle na saída de cada um dos tanques pulmão, responsáveis por regular a vazão de polpa que vai para tanques de alimentação da etapa de filtragem.

As três tubulações na saída dos tanques pulmão se conectam em uma junção que possui em sua saída duas tubulações de 10 polegadas de diâmetro. As duas tubulações transportam a polpa ao longo de 230 metros, por gravidade, até o tanque de armazenamento, TA. O tanque de armazenamento TA recebe a polpa das tubulações e possui em sua saída oito bombas de exportação, responsáveis por alimentar oito filtros a disco ( $q_{FDK}$ ).

O tanque TA possui medição de nível e caso sofra transbordo, todo o material será perdido para a barragem de rejeitos, tornando necessária a parada na planta. Os tanques pulmão

(TP<sub>1,2,3</sub>) também possuem medição de nível e não podem sofrer transbordo pelo mesmo motivo, além disso, por serem tanques de grande capacidade volumétrica e altos tempos de residência, são utilizados agitadores, que evitam a sedimentação de partículas nestes equipamentos.

## 2.3. Filtragem

Cada uma das bombas de exportação presentes no tanque TA são responsáveis por alimentar uma unidade de filtragem a disco. Cada unidade de filtragem é composta por um conjunto de discos com membranas semipermeáveis. A cada ciclo, uma pressão diferencial entre o meio filtrante e o interior do disco é aplicada por meio do vácuo, transportando o líquido através da superfície da membrana, enquanto o meio filtrante arrasta partículas sólidas formando uma torta (GUPTA e YAN, 2016). Após a torta atingir uma espessura adequada, os sólidos depositados são removidos por meio da aplicação de uma pressão diferencial positiva na membrana do disco. Ao fim do ciclo, dois produtos são entregues: uma torta sólida (com 87,5% de sólidos) e o filtrado (água recuperada). Este ciclo é representado na Figura 2.3.

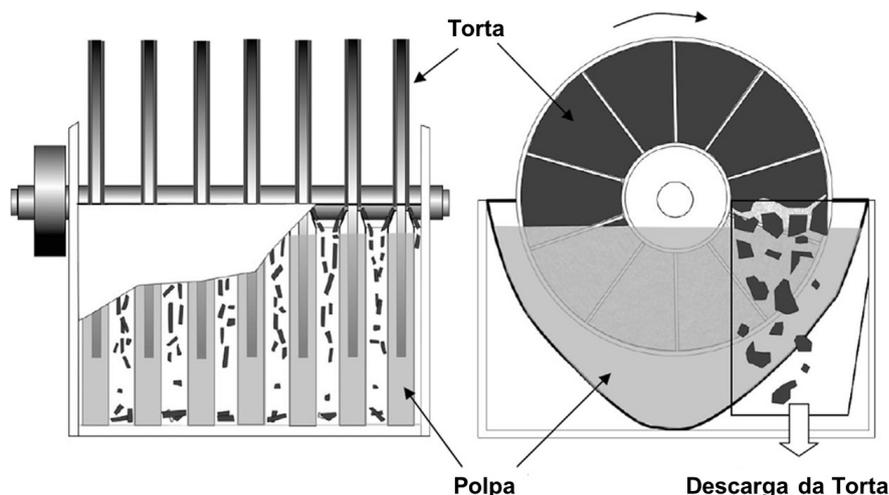


Figura 2.3: Diagrama esquemático de um filtro a disco (GUPTA e YAN, 2016).

O filtro a disco é composto por um conjunto de discos parcialmente submersos em um reservatório de polpa. Estes discos estão acoplados a um eixo horizontal, responsável por rotacioná-los. Cada disco possui segmentações que são conectadas a válvulas. Durante a etapa de formação da torta, os setores devem estar completamente submersos. Além disso, o reservatório de polpa deve ser agitado, de modo a evitar a sedimentação das partículas sólidas, que podem causar o aterramento do equipamento.

Segundo Svarovsky (2001), etapas de pré-tratamento físico, como o espessamento, possuem uma importante relação com desempenho da etapa de filtragem. Quando mais espessa for a polpa, melhor será a filtragem da torta. As razões para estes benefícios são:

1. O aumento da taxa de filtragem;

2. A redução da resistência específica da torta;
3. O aumento do nível de clarificação do filtrado e redução do entupimento da membrana.

O motivo 1 é explicado em Svarovsky (2001) pela equação

$$Y = \sqrt{\frac{2\Delta p f c}{\alpha \mu t_c}}, \quad (2.1)$$

onde  $\Delta p$  é a pressão diferencial aplicada,  $c$  é a concentração de sólidos da polpa,  $\alpha$  é a resistência específica da torta,  $\mu$  é viscosidade da polpa,  $Y$  é a taxa de produção de torta em  $kg\ m^{-2}\ s^{-1}$ ,  $f$  é a taxa de filtragem por ciclo e  $t_c$  é o tempo de ciclo.

Por (2.1), pode-se perceber que quanto maior for a concentração de sólidos ( $c$ ), maior será a taxa de produção do filtro. Também é possível perceber que a taxa de produção pode aumentar caso a velocidade de rotação dos discos aumente, sendo este aumento limitado pela mínima espessura da torta exigida pelo filtro. O motivo 2 é explicado pelo fato de que concentrações mais altas de sólidos aumentam o empolamento entre as partículas, aumentando a permeabilidade da torta.

É importante ressaltar que as limitações de concentração de sólidos obtidos por meio do espessamento são dadas pela capacidade das bombas e do próprio espessador para lidar com polpas muito densas.

As unidades de filtragem a disco utilizadas na planta de desaguamento em Serra Norte de Carajás, possuem 12 discos de 1,9 metros de diâmetro, com um volume de  $5\ m^3$  nas bacias de polpa. Cada unidade possui uma capacidade de processar até  $190\ m^3/h$  de polpa. Se um maior volume de polpa for bombeado para os filtros, todo o material em excesso irá verter nas bacias e irá retornar por meio de tubulações de transbordo para o tanque de alimentação. As linhas de transbordo, assim como todo o processo de desaguamento, são ilustrados por meio da Figura 2.1.

## 2.4. Controle de Espessadores

Diferentes estratégias de controle têm sido estudadas e aplicadas em plantas de desaguamento. A grande maioria destas aplicações concentra-se em uma operação unitária específica: o espessamento. Com as crescentes demandas em se recuperar água de uma forma mais eficaz, seja pela escassez do recurso em muitas localidades ou pela tentativa de redução na geração de rejeitos que vão para barragens, o controle adequado da etapa de espessamento torna-se fundamental na busca destes objetivos.

Em Tan *et al.* (2015), um controlador preditivo baseado em modelo (MPC) é utilizado para controlar a concentração de sólidos em um espessador de pasta. O objetivo do sistema consiste em manipular a vazão de *underflow* com o intuito de controlar a concentração de sólidos no

*underflow* sujeito a restrições de nível de camada e vazão de *underflow*. São discutidas as particularidades do controle em espessadores de pasta, que geralmente possuem maiores restrições de operação se comparados a espessadores convencionais. Isto ocorre devido a concentração de *underflow* destes espessadores ficarem muito próximas aos limites operacionais nos quais as bombas de polpa conseguem operar. Além disso, a heterogeneidade das polpas que alimentam o espessador torna desafiador o controle destes equipamentos.

Bergh *et al.* (2015) propõem um sistema especialista para controle da concentração de sólidos no *underflow* de um espessador, levando em conta a redução do consumo de flocculantes e restrições de torque e altura da camada mais espessa. Os autores discutem a importância de se possuir uma instrumentação adequada para o controle do processo. A medida que os sistemas de controle ficam mais complexos, a necessidade de medições confiáveis torna-se essencial para o controle eficaz e seguro do processo. A falta de modelos fenomenológicos confiáveis e sua correlação com propriedades da polpa de alimentação, que possui alta variabilidade, são apontados como barreiras em aplicações práticas de controladores preditivos multivariável.

Segovia *et al.* (2011) também defende que modelos matemáticos são de pouca utilidade se parâmetros experimentais que definem as equações constitutivas dos equipamentos não estiverem disponíveis. Em seguida, são mostradas maneiras de se obter os parâmetros de processo necessários para os modelos fenomenológicos de espessadores. Por fim, o desempenho de três estratégias de controle são comparadas em um modelo calibrado de um espessador. Foram comparados: um controlador PI com limite de saturação variável no tempo, estratégia override com dois controladores PI, um controlador PI Fuzzy com duas entradas e uma saída. O controlador PI Fuzzy apresentou melhor desempenho, ao custo de possuir 60 regras e ser mais difícil de sintonizar. O controlador PI apresentou bom desempenho, mas necessita de se medir a densidade e vazão da alimentação. A estratégia PI override apresentou o melhor balanço entre simplicidade e desempenho.

Considerando estas limitações, Tan *et al.* (2017) aprimora o controlador MPC desenvolvido anteriormente, focando principalmente em restrições de torque no *rake* do espessador e a altura da camada mais espessa. O percentual de sólidos da alimentação e a vazão de alimentação são considerados perturbações medidas no sistema. Neste trabalho, um modelo do torque do espessador foi criado e validado com dados reais do processo. O modelo de torque utilizado relaciona a concentração de sólidos medida no *underflow* do espessador ao torque no *rake*. Observou-se que o torque no *rake* aumenta monotonicamente em relação a concentração de sólidos no *underflow*, o que possibilitou reduzir o controlador MPC não linear com restrições para um controlador MPC linear. Este artigo não leva em conta os efeitos da floculação no processo, ou seja, diferentes dosagens que podem afetar a velocidade de sedimentação das partículas e compressão, não foram estudadas. Deste modo, cada altura de camada corresponde apenas a uma concentração de sólidos. O que na prática não é verdade, pois diferentes dosagens de flocculantes impactam na compactação das partículas.

Diehl (2008) utiliza controladores não lineares com limites de saturação para o controle

simultâneo da concentração de *underflow* e o nível da zona de compactação. A solução requer computar dinamicamente o balanço de massa do processo. Baseando-se na solução proposta por Diehl (2008), Betancourt *et al.* (2013) propõe três diferentes estratégias utilizando controladores PI não lineares. Os controladores devem manter a massa dentro do espessador fixa, porém, permite-se que a densidade de *underflow* varie, devendo apenas permanecer abaixo de um valor máximo, que consiste em limitação física para bombeamento da polpa. Outra solução que leva em conta o balanço de massa em espessadores foi proposta por Xu *et al.* (2015). Neste trabalho, os autores propõem um sistema de controle inteligente, que utiliza um sistema especialista e um conjunto de controladores PI. Esta estratégia manipula a vazão de *underflow* e a vazão de flocculantes com base em: densidade de *underflow*, nível da camada mais espessa e torque no *rake*. A dosagem ótima de flocculantes foi obtida por meio de experimentos em laboratório e é alterada pelo sistema em casos de alto torque no *rake* e variações no nível de camada mais espessa. A medição do torque no *rake* também é uma indicação da concentração de sólidos na camada. De modo geral, um aumento no nível da camada de sólidos irá aumentar a concentração de sólidos e torque do *rake*. No entanto, se a dosagem de flocculantes for baixa, um nível alto da camada de sólidos pode ocorrer com torque normal. Por outro lado, se a flocculação for excessiva, o nível da camada de sólidos pode ser menor que o convencional e apresentar valores altos de torque.

Em Zhang *et al.* (2016) um controlador preditivo baseado em modelo econômico (EMPC) é proposto. Este controlador otimiza um função de custo econômica levando os fatores econômicos diretamente em consideração. Neste caso o controlador busca aumentar a recuperação de água na etapa de espessamento. Enquanto controladores MPC ou PI levam o processo para o ponto de operação ótimo em estado estacionário, o controlador EMPC busca otimizar a recuperação de água durante toda a sua operação. Esta característica leva a uma grande diferença: enquanto o controlador EMPC busca otimizar a recuperação de água, os controladores MPC convencionais, por buscarem um ponto de operação ótimo em regime permanente, acabam por obter uma recuperação reduzida de água. Por outro lado, quanto o processo é submetido à perturbações, o controlador MPC apresenta uma resposta muito mais suave. O EMPC é muito mais sensível à perturbações; o que é esperado, pois o seu objetivo primário é obter o máximo de recuperação de água enquanto mantém o estado do sistema dentro da região de operação desejada. Apesar de ser um controlador econômico, neste trabalho, não levou-se em conta a minimização do consumo de flocculantes.

## **2.5. Controle de Nível em Tanques de Polpa**

Controladores de acúmulo de massa (e.g. controladores de nível de polpa na mineração), realizam o fechamento automático do balanço de massa de processos. Logo, estes controladores podem propagar perturbações de vazão para processos subsequentes, visto que sintonias agressivas igualam rapidamente os fluxos de entrada e saída. Estas perturbações podem ser

suavizadas por meio da estratégia *averaging level control*.

A estratégia *averaging level control* atua em tanques como pulmões, que variam o volume (nível) do seu conteúdo temporariamente para amortecer perturbações de vazão. O termo *averaging* se deve ao fato de que, no longo prazo, o nível médio do tanque se mantém próximo ao *setpoint*. O objetivo do uso de tanques como pulmões é filtrar perturbações de vazão na entrada e evitar a sua propagação para os processos subsequentes. Um controle restritivo, que busca manter o nível de um tanque sempre próximo ao seu *setpoint* é usualmente desnecessário, além de contrariar o objetivo de manipulações suaves na vazão. No entanto, restrições de nível e vazão devem ser respeitados e é necessário que em algum momento o tanque retorne a um dado nível inicial, de modo que exista um volume disponível para amortecer outras futuras perturbações. Como a perseguição do *setpoint* e ação integral sobre o nível são objetivos secundários, as restrições de nível são dominantes neste tipo de problema. Para um tanque pulmão, o valor atual do nível não importa, desde que o seu valor esteja dentro das restrições permitidas (ASTROM e HAGGLUND, 1995; SHINSKEY, 1996).

Diversas maneiras de se aplicar esta técnica são descritas na literatura: Harriott (1964) e Marlin (2012) propõem que o projeto do controlador seja baseado na máxima perturbação permitida na saída do tanque pulmão. Controladores não lineares, que aumentam de ganho à medida que o erro aumenta, também foram propostos (McDonald *et al.* (1986); Shunta e Fehervari (1976); Shinskey (1996)). McDonald *et al.* (1986) propõe o projeto de um controlador ótimo, chamado de *optimal averaging level controller*, onde, dadas as características dimensionais de um tanque pulmão, procura-se encontrar o controlador que entrega a maior atenuação para uma perturbação conhecida. Esta aplicação busca a atenuação ótima na vazão de saída, levando em conta restrições de nível.

Campo e Morari (1989) propõe um controlador MPC projetado para o problema de *optimal averaging level control* em tanques pulmão. O controlador resolve o problema de forma ótima, minimizando a taxa de variação da vazão de saída e utilizando todo o volume definido como disponível para flutuação, conseguindo retornar ao volume inicial após um intervalo de tempo específico. Um único parâmetro de ajuste (o horizonte de predição,  $p$ ) é responsável por determinar o balanço entre dois objetivos conflitantes: a atenuação de perturbações na vazão de saída e uma rápida ação integral sob o controle de nível. A sensibilidade à perturbações dos processos subsequentes irá determinar o nível de atenuação necessário para as perturbações esperadas.

Em Sbarbaro e Ortega (2005) e Sbarbaro e Ortega (2007), o problema de *averaging level control* é explorado sob uma perspectiva baseada no balanço de massa do sistema. Esta metodologia permite controlar múltiplos tanques em série, descritos por dinâmicas não lineares e sujeitos à restrições. Como exemplo ilustrativo, a técnica proposta é aplicada em um conjunto de três células de flotação, onde a primeira célula é responsável por atenuar flutuações de vazão em sua entrada, possibilitando um controle de nível adequado nas células subsequentes.

Uma estratégia de controle simples, porém efetiva é apresentada em Reyes-Lúa *et al.*

(2018). Uma estratégia chamada PIPP, que basicamente consiste em três controladores (PI, P e P) em *override*, para controlar o nível de um tanque pulmão. O controlador PI foi sintonizado de modo a controlar de forma suave o nível do tanque, permitindo grandes desvios em torno de seu *setpoint*. Os outros dois controladores P foram responsáveis por impedir que as restrições de nível máximo e mínimo fossem atingidas. Por fim, a estratégia proposta é comparada a um controlador MPC. Ambas estratégias apresentaram desempenhos semelhantes, no entanto a implementação PIPP é mais simples e demanda muito menos esforço computacional.

Em Chai *et al.* (2014), um controlador multivariável, que combina controle fuzzy e outras estratégias, foi aplicado em um espessador de uma planta de concentração de minério de ferro. Neste artigo, os efeitos das variações de vazão e densidade de *underflow*, que causam problemas em uma etapa subsequente de flotação, são levados em conta. A estratégia de controle proposta busca reduzir a variabilidade destas variáveis de processo, de modo que a eficiência da etapa de flotação não seja prejudicada. De forma similar, uma estratégia de controle inteligente é proposta por Zhao *et al.* (2014) para um circuito de remoagem de minério de ferro. Neste trabalho, o sistema de controle busca atenuar perturbações de vazão e densidade na entrada de uma caixa de passagem. A estratégia permite que o nível da caixa flutue dentro de limites operacionais, buscando atenuar os efeitos negativos da perturbação na eficiência do hidrociclone alimentado pela caixa.

## 2.6. Discussão sobre os Trabalhos Existentes

Aplicações como estas, mostradas Chai *et al.* (2014) e Zhao *et al.* (2014), são raras em plantas de beneficiamento mineral. Após a revisão de literatura, não foi possível encontrar outras abordagens semelhantes em plantas de desaguamento, que levassem em consideração os efeitos das operações unitárias (e.g. filtração) nas demais etapas do processo. Deste modo, este trabalho surge como uma nova abordagem, que busca operar a etapa de desaguamento, visando um ponto de operação ótimo para o circuito como um todo. O controle da etapa de armazenamento de polpa será regulado tendo em vista os efeitos desta operação nas etapas de filtração e espessamento.

No início deste trabalho, duas abordagens utilizando controladores *Fuzzy*, na forma de controladores baseados em regras, foram avaliadas: em Lopes *et al.* (2018a), um controlador *Fuzzy* tolerante a faltas foi projetado. Este controlador era responsável por manipular os *setpoints* de malhas regulatórias de nível dos tanques pulmão de modo a controlar o nível do tanque de armazenamento. Em Lopes *et al.* (2018b), um controlador *Fuzzy* multivariável foi projetado, considerando agora o *setpoint* de densidade de *underflow* do espessador como uma variável manipulada adicional. As abordagens propostas previamente, com o uso de controladores *Fuzzy* na forma de controladores baseados em regras, expressam heurísticas de controle de forma linguística, com o intuito de controlar estes processos. Por terem uma linguagem natural, são facilmente inteligíveis por um não-especialista, no entanto, estes controladores são de

difícil sintonia e manutenção.

De forma prática, soluções de controle avançado ainda são difíceis de serem implementadas e mantidas na indústria mineral. Uma revisão recente é apresentada em Olivier e Craig (2017). Estratégias de controle regulatório ainda se mostram dominantes nesta indústria. Aplicações de controle avançado, tais como técnicas MPC, podem ser encontradas, mas em número consideravelmente menor. Segundo os autores, os principais motivos para o uso ainda pouco frequente de controle avançado na indústria mineral se deve a falta de modelos dos processos, alta variabilidade do processo e dos pontos de operação e falta de capacitação de profissionais que mantenham o sistema em funcionamento.

Por outro lado, estratégias de controle regulatório podem ser utilizadas para controlar de forma adequada processos mais complexos, considerando inclusive o acoplamento e restrições entre diversas etapas. Pode-se utilizar técnicas chamadas de estratégias de controle regulatório avançado, ou *advanced regulatory control* (ARC). Em Muller e Craig (2016), um circuito de resfriamento de água controlado por um controlador ARC, sofreu uma redução de 30% em seu consumo energético. Este tipo de aplicação não exige o uso de modelos detalhados do processo e nem a aquisição de novos ativos, pois ela pode ser implementada no sistemas de controle tipicamente em uso na indústria como um controlador lógico programável (*Programmable Logic Controller* - PLC) ou um sistema de controle distribuído (*Distributed Control System* - DCS). A implementação de controladores *Fuzzy* PID não limita o uso de PLC's mais antigos. Para estes casos, basta que se discretize a base de regras e inferência, de modo que o controlador seja reduzido a uma pesquisa em tabela, tipicamente chamada de *table lookup* (JANTZEN, 2013).

### 3. Estratégias de Controle Regulatório Avançado

Wade (2004) define estratégias de controle regulatório avançado, ou *Advanced Regulatory Control* (ARC), como um conjunto de estratégias de controle, que vão desde estratégias em cascata e razão até controle desacoplado e estratégias de compensação de tempo morto. Todas estas estratégias estão em um nível abaixo de outras estratégias que envolvem técnicas de otimização e controle de processos avançado (e.g. técnicas MPC), exigindo *hardwares* dedicados e, por conseguinte, um maior poder de processamento.

Wade (2004) considera as seguintes estratégias como estratégias de ARC:

- Controle em Cascata.
- Controle de razão.
- Controle *Feedforward*.
- Controle por Restrições (ou *Override*).
- Controle em *Split-Range*.
- Controle por Desacoplamento de Malhas.
- Estratégias de compensação de tempo morto e estratégias elementares de controle baseado em modelo.

Neste capítulo serão discutidas as cinco primeiras estratégias. Estratégias de desacoplamento, compensação de tempo morto e controle baseado em modelo não serão tratadas. Além disso, técnicas de *Averaging Level Control* e controle PID *Fuzzy* serão discutidos neste capítulo.

#### 3.1. Controle em Cascata

Segundo Wade (2004), a estratégia de controle em cascata é provavelmente a primeira estratégia de controle regulatório avançado que se pode ter referências. No controle em cascata, um controlador primário, também chamado de malha mestra, ajusta o *setpoint* do controlador secundário, ou malha escrava. Aplicações típicas desta estratégia consistem em malhas de temperatura e vazão ou nível e vazão.

Perturbações na variável de processo da malha escrava são compensadas antes mesmo de influenciarem na variável de processo da malha mestra. Sem a malha escrava, um distúrbio na dinâmica interna iria afetar a malha externa, sendo compensado apenas quando identificado na realimentação desta malha, ou seja, esta estratégia permite que a ação de controle não seja penalizada pela realimentação na malha mestra.

Campos e Teixeira (2010, p. 119-120) citam como principais vantagens de se utilizar a estratégia em cascata:

- Perturbações na variável de processo da malha escrava são rapidamente compensadas e não chegam a perturbar a malha mestra.
- O PID presente na malha escrava tende a reduzir a constante de tempo do processo visto pela malha mestra.
- O controlador escravo é capaz de compensar as não linearidades do processo vistas pela malha mestra. Ou seja, quando o mestre define, por exemplo, um *setpoint* de vazão, esta será realmente a vazão do processo, pois existe um PID para garantir esta vazão.
- Aumento da flexibilidade do controle, pois pode-se operar só com o escravo em automático em algumas situações operacionais.

Uma condição necessária para se aplicar o controle em cascata é de que a malha escrava deve ser significativamente mais rápida do que a malha mestra, sendo que não há uma definição exata desta relação. Wade (2004) considera como regra de partida que a frequência de oscilação da malha interna seja três vezes mais rápida do que a malha externa. Se a velocidade de resposta da malha mestra for aproximadamente igual a da malha escrava, acontecerá uma certa “competição” entre as malhas. Neste caso, uma alternativa é reduzir a velocidade da malha mestra por meio de uma sintonia menos agressiva, reduzindo o seu ganho proporcional e aumentando o tempo integral.

### **Exemplo: Caixa de Passagem com Bateria de Hidrociclones Classificadores**

Operações como a filtragem de polpas de minério tem sua eficiência diretamente afetada pelo tamanho das partículas que alimentam os filtros. Deste modo, a adequação do tamanho das partículas por meio de uma etapa de classificação torna-se necessária. Hidrociclones são classificadores centrífugos muito utilizados para este fim.

Nos hidrociclones, polpa em alta pressão é bombeada tangencialmente em sua entrada ( $q_F$ ). Dentro do equipamento, dois fluxos em diferentes sentidos são formados: um fluxo descendente, chamado de ápex, carrega as partículas mais pesadas e densas, que são em sua maioria partículas mais grossas e que saem pela parte de baixo do hidrociclone, formando um produto chamado de *underflow* ( $q_U$ ). As partículas mais leves e menos densas, em sua maioria mais finas, seguem um fluxo ascendente, chamado de vórtex e geram um segundo produto, chamado de *overflow* ( $q_O$ ).

Na Figura 3.1 é ilustrada uma caixa de passagem responsável por alimentar uma bateria de hidrociclones por meio de uma bomba centrífuga.

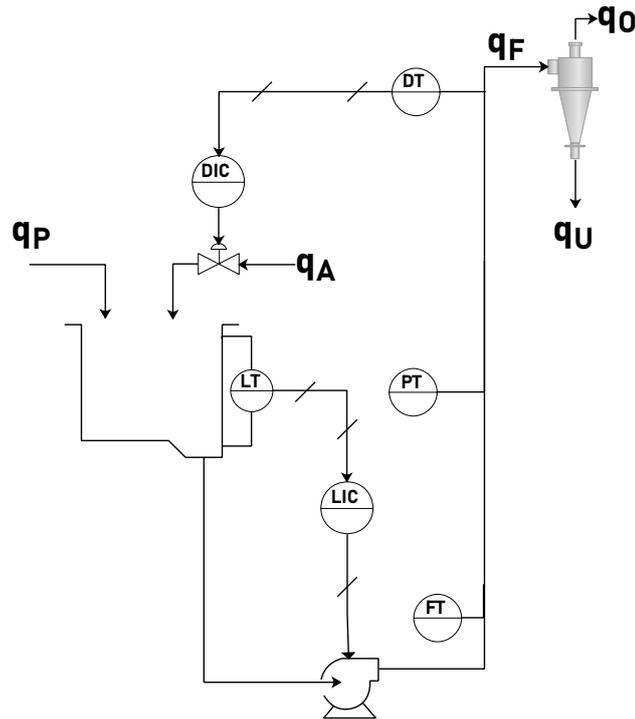


Figura 3.1: Malha sem Cascata - Bateria de Ciclones.

A pressão de entrada e densidade da polpa são variáveis muito importantes na eficiência de classificação de um ciclone (GUPTA e YAN, 2016). Esta pressão deve se manter dentro de uma faixa operacional adequada, de modo que o ponto de corte (classificação) do ciclone se mantenha na máxima eficiência, reduzindo ao máximo o efeito de *by-pass*, onde ocorre o carregamento de partículas grossas para o *overflow* ou o decaimento de partículas finas para o *underflow*.

Neste caso, três variáveis de processo devem ser controladas:

- O nível da caixa de passagem;
- A densidade da polpa na caixa;
- A pressão da injeção de polpa na entrada dos ciclones.

Como variáveis manipuladas existem apenas a vazão de saída ( $q_F$ ) (bomba centrífuga) e a adição de água ( $q_A$ ) (válvula). Tipicamente, a válvula de adição de água é utilizada para controlar a densidade da polpa na caixa, já a pressão na entrada dos ciclones e o nível da caixa são controlados por meio da vazão na bomba centrífuga.

Como a densidade da polpa sofre flutuações ao longo do tempo, para uma mesma velocidade na bomba, flutuações na vazão de saída podem ser observadas. Estas flutuações causam perturbações tanto no nível da caixa, quanto na pressão de entrada dos ciclones. Para que estas perturbações sejam eliminadas antes mesmo de surtirem efeitos no nível e pressão, uma alternativa consiste em aplicar uma estratégia em cascata, ilustrada na Figura 3.2.

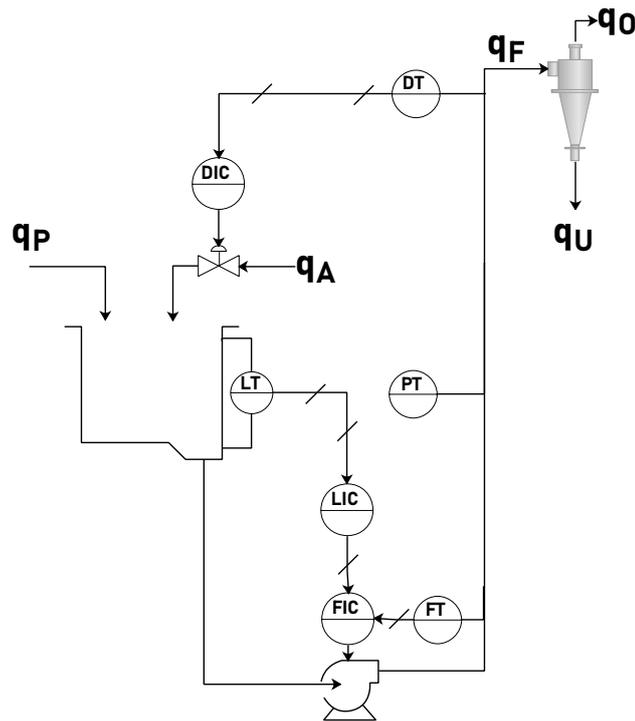


Figura 3.2: Malha com Cascata - Bateria de Ciclones.

Na estratégia da Figura 3.1, ao ocorrerem perturbações na densidade da polpa de alimentação, os efeitos da perturbação são sentidos apenas quando ocorrem variações no nível e pressão de entrada dos ciclones, causando um aumento na variabilidade das variáveis de processo. Já no caso da Figura 3.2, os efeitos da perturbação são sentidos em alterações na vazão, fazendo com que a compensação evite a propagação do distúrbio para as demais variáveis de processo.

### Exemplo: Densidade de *underflow* de um espessador

Uma variável de suma importância no processo de espessamento é a vazão de *underflow*. Por meio desta, é possível controlar a densidade da polpa que sai do espessador.

Na Figura 3.3 é ilustrada a malha de controle densidade de polpa no *underflow*. Esta malha de controle atua na velocidade de uma bomba centrífuga, buscando sempre permanecer na densidade alvo definida. Quando mesmo assim o *setpoint* não é atingido, o operador atua em uma válvula de recirculação ( $q_r$ ), de modo que um maior tempo de residência da polpa no espessador resulte em uma densidade desejada.

A densidade alvo de saída do espessador é definida por meio de experimentos e de acordo com a experiência da equipe operacional, que buscam definir um valor de densidade capaz de entregar a maior eficiência nas etapas de filtragem prensa e filtragem a disco. Polpas mais densas permitem que o tempo de ciclo destes filtros seja reduzido, traduzindo-se em um aumento de produtividade.

A malha de controle DIC01 atua na velocidade de uma bomba centrífuga, buscando sempre permanecer na densidade alvo definida.

A relação entre a velocidade da bomba, vazão de *underflow* e densidade de *underflow* possui fortes não linearidades, onde, para uma mesma velocidade, variações bruscas de vazão ocorrem à medida que a densidade varia. De modo a compensar estas não linearidades, a inclusão de uma malha em cascata densidade x vazão, é necessária. Nesta estratégia, a malha de densidade atuará enviando um *setpoint* de vazão para a malha FIC02.

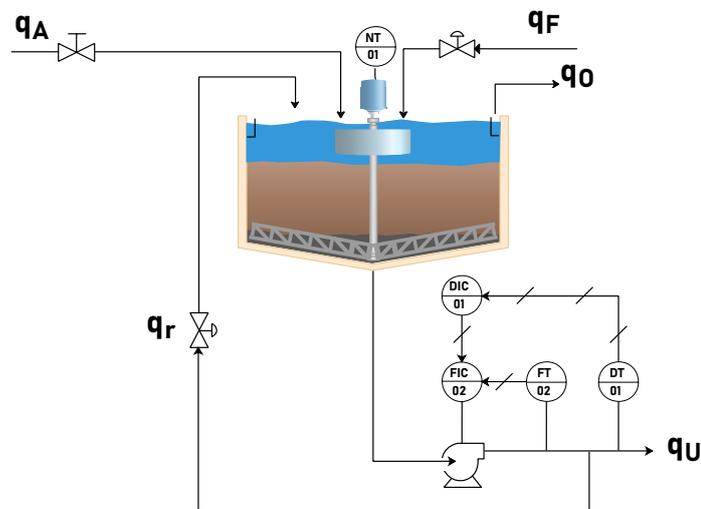


Figura 3.3: Estratégia Cascata - Espessamento.

### 3.2. Controle *feedforward*

O controle *feedforward* permite que ações de controle sejam tomadas antes que qualquer efeito da perturbação seja percebido na saída do processo controlado. O seu uso é vantajoso principalmente em processos onde a razão entre o tempo morto e a constante de tempo do processo é grande (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010, p. 209). Estes fatos o tornam um excelente complemento para o controle em malha fechada.

Na Figura 3.4 pode-se observar um processo a ser controlado, representado por  $P_1P_2$ . Este processo está sujeito a uma perturbação mensurável e conhecida, definida como  $d$ . O efeito dinâmico de tal perturbação no sistema é representado por  $P_2P_3$ . O processo deve seguir um sinal de referência  $y_{sp}$  por meio do controlador  $C$ .

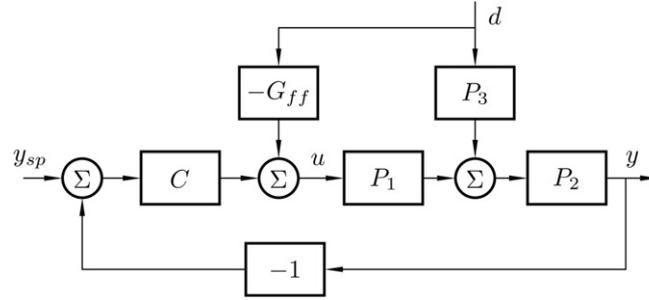


Figura 3.4: Diagrama de blocos do problema de controle *feedforward* (GUZMÁN e HÄGGLUND, 2011).

Com o intuito de minimizar os efeitos da perturbação  $\mathbf{d}$  no processo, um compensador *feedforward*  $G_{ff}$  deve ser projetado. O sinal de perturbação  $\mathbf{d}$  é alimentado no compensador  $G_{ff}$  e a saída do compensador é somada ao sinal de controle  $\mathbf{u}$ .

As dinâmicas podem ser modeladas como processos de primeira ordem com atraso, i.e.

$$P_1 = \frac{K_1}{1+sT_1}e^{-sL_1}, P_2 = \frac{K_2}{1+sT_2}e^{-sL_2}, P_3 = \frac{K_3}{1+sT_3}e^{-sL_3}. \quad (3.1)$$

Apesar de não descrever adequadamente todos os processos existentes, esta representação é uma boa aproximação para a maioria dos processos em aplicações de controle (GUZMÁN e HÄGGLUND, 2011). Deste modo, o controlador *feedforward* é projetado com base em um modelo aproximado, tornando-se necessário o uso de um controlador em malha fechada junto ao *feedforward*. A vantagem de se utilizar o *feedforward* neste caso é que a ação do controlador *feedforward* irá ser responsável por grande parte da ação de controle do sistema, eliminando uma grande parcela de penalização pelo uso da realimentação da malha PID (WADE, 2004).

Considerando um caso onde os modelos apresentados em 3.1 sejam perfeitos, a completa eliminação da perturbação em  $\mathbf{y}$  é obtida quando

$$G_{ff} = \frac{P_3}{P_1} = \frac{K_3}{K_1} \frac{1+sT_1}{1+sT_3} e^{-s(L_3-L_1)}. \quad (3.2)$$

Deve-se observar que o tempo morto da resposta dinâmica de  $\mathbf{y}$  ao distúrbio  $\mathbf{d}$  ( $L_3$ ) deve ser maior do que o tempo morto da resposta dinâmica de  $\mathbf{y}$  ao sinal de controle  $\mathbf{u}$  ( $L_1$ ). Caso contrário, o compensador com tempo morto torna-se não realizável, devendo ser substituído por um compensador em avanço-atraso de fase puro.

Outras configurações típicas de controladores *feedforward* são:

$$\begin{aligned}
G_{ff} &= \frac{K_3}{K_1}, \\
G_{ff} &= \frac{K_3}{K_1} e^{-s(L_3-L_1)}, \\
G_{ff} &= \frac{K_3}{K_1} \frac{1+sT_1}{1+sT_3}, \\
G_{ff} &= \frac{K_3}{K_1} \frac{1+sT_1}{1+sT_3} e^{-s(L_3-L_1)}.
\end{aligned}
\tag{3.3}$$

Em muitos casos, a utilização da compensação estática já é responsável por uma melhoria considerável na atenuação de perturbações. O uso do tempo morto no compensador é raramente necessário, pois o termo em avanço-atraso de fase já permite uma boa compensação dinâmica (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010, p. 212).

### Exemplo: Células de Flotação

O minério de ferro, quando apresenta um baixo teor de ferro, onde o grau de liberação é obtido apenas para granulometrias muito finas, torna necessário o uso de outros processos de separação mais eficientes que a separação gravítica. Nestes casos, a flotação é um processo muito utilizado.

O processo de flotação consiste na separação entre diferentes espécies minerais por meio de reações químicas entre superfícies. Uma das espécies minerais deverá apresentar comportamento hidrofóbico, juntando-se a bolhas de um gás (geralmente ar) e deslocando-se verticalmente para cima, formando uma espuma na superfície. As demais partículas seguirão em fluxo descendente.

De maneira geral, as partículas de minério são tornadas hidrofóbicas, enquanto que o rejeito é mantido hidrofílico. No caso do minério de ferro, é mais comum utilizar a flotação reversa. Neste caso o uso de um reagente, chamado coletor, torna o rejeito (quartzo), naturalmente hidrofílico, em hidrofóbico. No entanto a ação do coletor não é seletiva, isto é, tende a coletar o ferro (hematita). Para que a ação do coletor seja inibida nas partículas de ferro, um reagente chamado depressor é utilizado.

Na Figura 3.5, um processo de flotação reversa de minério de ferro é ilustrado. Este processo é composto por duas etapas de flotação, chamadas de *rougher* e *cleaner*. Polpa de minério misturada a reagentes é alimentada na célula *rougher* por meio de uma bomba centrífuga ( $q_F$ ). Bolhas de ar são introduzidas no tanque, iniciando a interação entre o ar e a polpa. As bolhas então entram em contato com a superfície das partículas hidrofobizadas. Na parte de cima da célula é formada uma camada de espuma, composta por partículas de quartzo que transbordam até um reservatório, sendo em seguida bombeadas para o tratamento de rejeitos ( $q_T$ ). O concentrado, que é deprimido, possui um teor de ferro ainda insuficiente, sendo necessária uma etapa adicional de flotação, chamada de *cleaner*. O concentrado da etapa *rougher* alimenta a

etapa *cleaner* ( $q_{CR}$ ). O concentrado da etapa *cleaner* segue como produto para outras etapas, enquanto que o rejeito é enviado ao espessador de rejeito ( $q_T$ ).

O nível de espuma das células de flotação é uma variável de processo muito importante, pois influencia diretamente no teor de ferro concentrado. Camadas mais altas de espuma permitem uma maior recuperação de sílica, devido a um aumento da superfície de contato. A altura da camada de espuma é regulada por meio do ajuste da vazão de concentrado deprimido ( $q_{CR}$  e  $q_{CC}$ ). O controle do nível da camada de espuma consiste em encontrar um balanço entre concentração de ferro  $\times$  taxa de produtividade.

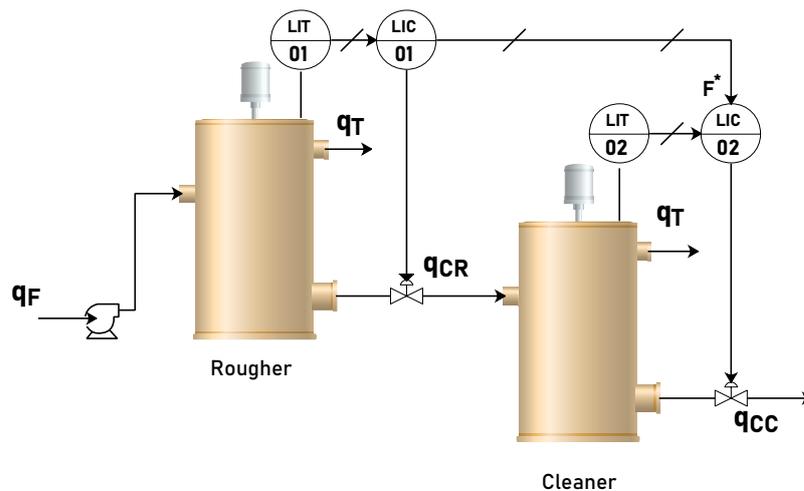


Figura 3.5: Malha *feedforward* em Células de Flotação.

Por meio da Figura 3.5, pode-se observar que existe um acoplamento entre as dinâmicas de nível das duas células, onde a vazão  $q_{CR}$ , manipulada pela malha LIC01, pode ser vista como um perturbação pela malha LIC02. Deste modo, é possível utilizar a estratégia *feedforward*, representada por  $F^*$  na Figura 3.5. O sinal de controle da malha LIC01 será somado à saída da malha LIC02, de modo as ações sejam antecipadas quando variações na saída do controlador LIC01 ocorrerem. Como visto anteriormente, o sinal  $F^*$ , consiste na saída do controlador LIC01 multiplicada por um ganho  $G_{ff}$ . O uso da estratégia *feedforward*, neste caso, possibilita uma redução na variabilidade do nível na célula *cleaner*.

### 3.3. Controle em *override* ou com restrições

Em sistemas cujo grau de liberdade é reduzido, ou seja, sistemas onde exista uma única MV para controlar mais de uma PV, uma estratégia de controle muito utilizada é o controle *override*. Esta estratégia, também chamada de controle com restrições, atua preferencialmente no controle de uma PV, sendo que as demais serão consideradas variáveis de restrição.

A atuação desta estratégia ocorre da seguinte maneira: controladores PID são sintonizados e configurados para as múltiplas PV's do processo. Os controladores responsáveis pelas

variáveis de restrição terão como *setpoint* valores iguais a restrições do processo (e.g. temperaturas máximas, níveis mínimos, densidade máxima etc.). Enquanto todas as restrições estão sendo satisfeitas, o controlador estará controlando a variável principal, porém quando uma restrição é atingida, a saída do controlador da respectiva restrição tomará o controle da MV, sendo que este chaveamento ocorre por meio de um seletor.

O seletor é um elemento chave neste processo e pode ser implementado tanto como um elemento físico quanto por meio de uma lógica de seleção. Dependendo de sua configuração, este seletor alterna entre sinais de diversas malhas, sempre escolhendo um sinal para ser enviado ao atuador. Existem diversas formas de realizar o chaveamento nesta estratégia de controle. Um exemplo seria selecionar a temperatura mais alta entre diversas temperaturas de processo para se tornar a variável controlada.

Campos e Teixeira (2010, p. 124-125) citam como principais vantagens desta estratégia:

- Possibilidade de se controlar múltiplas PV's com apenas uma MV em casos onde não existem graus de liberdade suficientes no processo. Deste modo pode-se controlar preferencialmente uma variável até que a outra atinja o seu limite operacional. A partir deste ponto, esta restrição estará ativa e a outra variável deixará de ser controlada;
- Método simples para se respeitar restrições do processo e evitar que intertravamentos atuem, parando a planta. Desta forma, o controle *override* mantém o processo em operação, mas sob uma condição de segurança.

Como os controladores de restrições são projetados para permanecerem a maior parte do tempo com um desvio em relação ao seu *setpoint*, uma tendência é que a saída destes controladores fique saturada, ocorrendo o chamado *windup*. Mesmo com a presença de estratégias *anti-windup*, amplamente utilizadas em controladores industriais, o sinal de controle tenderá a saturar em algum limiar. Quando alguma PV cruza o *setpoint* de restrição, o sinal de controle do respectivo controlador começará a se mover em direção ao valor do sinal de controle em atuação no momento (PV principal). Apenas quando o sinal de controle cruzar este valor é que o controlador irá entrar em atuação. Este atraso gerado pela saturação do controlador de restrição é indesejado e deve ser evitado.

Para compensar o problema de saturação dos controladores, pode-se utilizar a função *External Reset Feedback*, onde a saída do seletor será filtrada por uma função de transferência e então somada ao sinal de controle de cada controlador. Este arranjo é ilustrado na Figura 3.6.

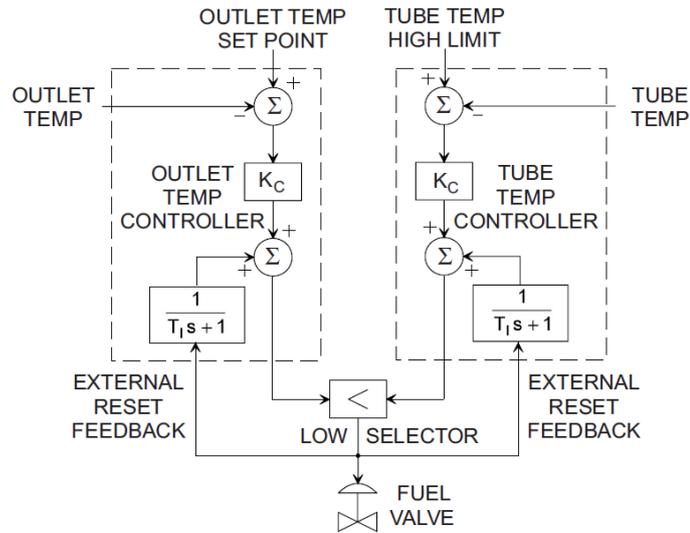


Figura 3.6: Aplicação de *External Reset Feedback* em uma válvula de combustível (WADE, 2004).

Nesta configuração, os controladores não atuantes em um determinado momento não terão a saída saturada, mesmo com a leitura de valores de erro não nulo, por um intervalo longo de tempo. Assim que uma PV atingir o seu limite, o controlador de restrição estará na iminência de sobrescrever o controlador e assumir o controle da MV. Com controladores comuns, o controlador de restrição estaria apenas na iminência de começar a inverter o sinal de controle e então ele deveria decrementar o seu sinal até que ocorresse algum efeito na saída.

### Exemplo: Circuito de Britagem

Na Figura 3.7 um circuito de britagem é ilustrado. Neste circuito, o minério proveniente de pilhas de homogeneização alimenta silos de armazenamento por meio do fluxo  $q_F$ . Em seguida, alimentadores retiram material dos silos e alimentam os britadores. Os britadores cominuem o material, descarregando o minério em uma correia transportadora, que envia o material para uma etapa de peneiramento, por meio do fluxo  $q_P$ . Duas variáveis de processo devem ser controladas: a primeira é o nível dos silos, que não devem esvaziar; a segunda é a vazão mássica sobre a correia transportadora, que determina produtividade desejada. Como variável manipulada, existe a velocidade do alimentador. Observe então que o grau de liberdade do sistema é reduzido, pois existem duas variáveis de processo e apenas uma manipulada.

A estratégia *override* torna-se adequada nesta situação. Como ilustrado na Figura 3.7, um seletor de mínimo pode ser utilizado. Este seletor receberá os sinais de controle da malha de nível mínimo, LIC, e da malha de vazão mássica desejada, WIC. Caso o nível do silo atinja o seu mínimo, a saída do controlador LIC será menor que a saída do controlador WIC, sendo escolhida pelo seletor, evitando que o silo esvazie. A malha *override* funciona como uma proteção contra esvaziamentos de silo, que durante condições normais de operação obedece

a malha WIC, que determina a produtividade do circuito.

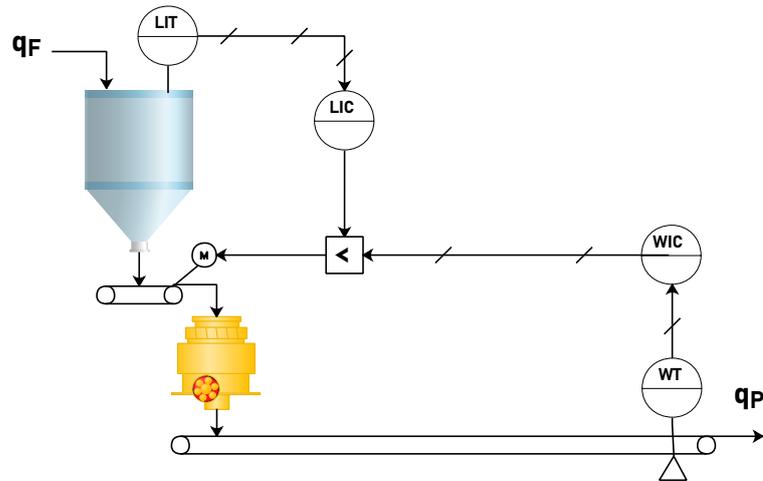


Figura 3.7: Malha *override* em Circuito de Britagem.

### Exemplo: Bateria de Hidrociclones

Um outro exemplo de aplicação de uma estratégia *override*, pode ser ilustrado por meio da Figura 3.8. Nesta figura, o mesmo circuito de bateria de hidrociclones, mostrado em um exemplo anterior por meio das Figuras 3.1 e 3.2, é apresentado.

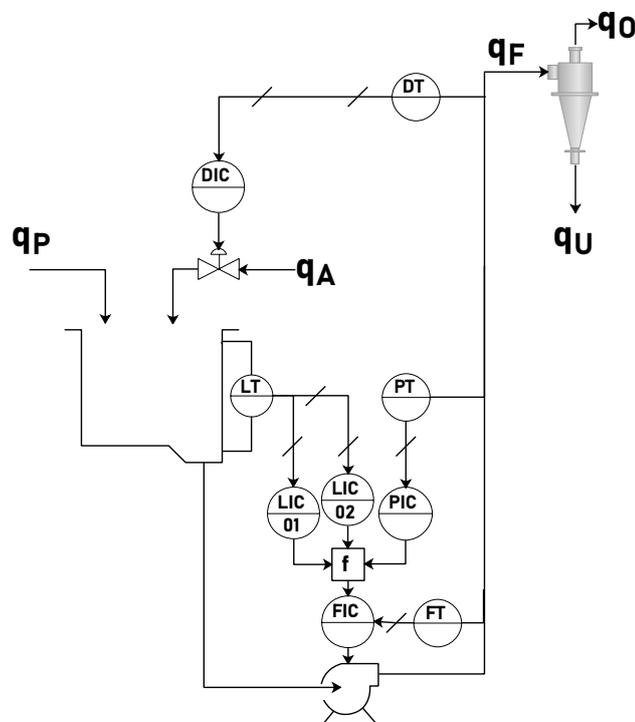


Figura 3.8: Malha *override* em Bateria de Ciclones.

Na estratégia ilustrada na Figura 3.2, apenas uma malha de nível, chamada LIC, coman-

dava o *setpoint* de uma malha escrava de vazão, FIC. A malha de nível regulava a vazão  $q_F$ , buscando manter o nível em seu valor de referência. Como uma abordagem alternativa, pode-se desejar que o nível da caixa apenas se mantenha dentro dos seus limites mínimo e máximo, dando mais liberdade para que a vazão  $q_F$  seja manipulada com o intuito de manter a pressão de entrada na bateria de ciclones em seu valor de referência. Para isto, pode-se adicionar dois controladores de restrição de nível: LIC01, sendo o controlador de nível mínimo e LIC02 o controlador de nível máximo. Junto a estes controladores, uma terceira malha de controle de pressão, de nome PIC, pode ser adicionada. As três malhas enviarão os seus sinais a um seletor *override* **f**, que possui um algoritmo que seleciona qual sinal será efetivamente aplicado como *setpoint* da malha FIC.

O algoritmo **f** será:

---

**Algoritmo 1:** Seletor *override* - Vazão de alimentação dos ciclones

---

```

if  $u_{LIC02} > u_{PIC}$  then
  |  $u_{seletor} = u_{LIC02};$ 
else if  $u_{LIC01} < u_{PIC}$  then
  |  $u_{seletor} = u_{LIC01};$ 
  | /* else if */
else
  |  $u_{seletor} = u_{PIC};$ 
  | /* else */
end

```

---

Em condições normais de operação, a malha PIC irá comandar a vazão  $q_F$ . Apenas em casos onde o nível atinja um de seus limites máximo ou mínimo, que as respectivas malhas LIC01 ou LIC02 entrarão em atuação.

### 3.4. Controle de razão

A estratégia de controle de razão, tipicamente aplicada em malhas de vazão, busca manter uma razão específica entre vazões de duas linhas diferentes. Wade (2004) chama a vazão medida de carga de *wild flow*, pois do ponto de vista da malha de controle de razão, a vazão de carga não é controlada.

Aplicações típicas de controle de razão são:

- Mistura entre dois ou mais componentes. Um ingrediente pode ser definido como guia para a taxa de produção. Outros ingredientes são então regulados em função deste ingrediente;
- Controle de razão de mistura de ar-combustível para um processo de combustão;

- Controle da vazão de um produto na forma de um controle de composição. Esta é uma estratégia de controle comum em colunas de destilação.

A configuração que traz mais flexibilidade no uso desta estratégia é ilustrada na Figura 3.9 a.

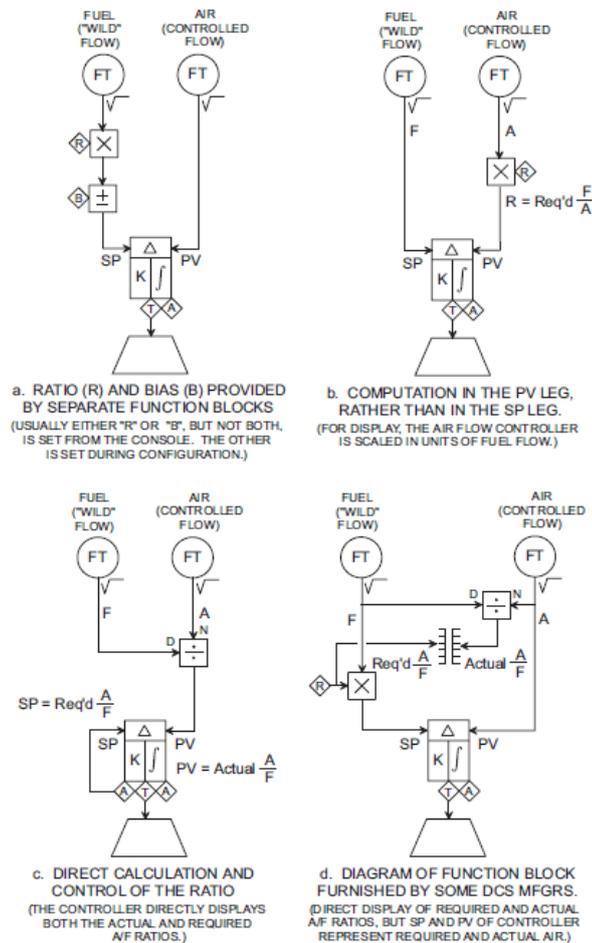


Figura 3.9: Opções de configuração do controlador de razão (WADE, 2004).

Nesta configuração é possível operar o controlador que atua na vazão controlada de três maneiras: manual (atuador controlado diretamente pela operação), automática (*setpoint* definido pela operação) e em cascata (o *setpoint* da malha é definido pela multiplicação entre a vazão de carga e a razão de referência). (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010, p. 106-107) ressaltam a importância de implementação da função de *tracking*, que compara a razão atual com a razão de referência quando o controlador não estiver em cascata.

Wade (2004) cita as seguintes modificações que podem ser feitas no controle de razão convencional:

- Um valor de *bias* pode ser somado (ou subtraído) à leitura da vazão de carga ou da vazão controlada, como mostrado na Figura 3.9 a. Neste caso, a relação entre as duas vazões possui um *offset* evitando que a saída do multiplicador assuma valores nulos.

- PV escalonada em unidades da vazão de carga: A vazão de carga pode ser usada como *setpoint* para o controlador de vazão. Então a variável de processo deste controlador será o resultado da multiplicação entre a razão requerida (que equivale ao inverso do razão utilizada no caso convencional) e a vazão controlada. Esta configuração é mostrada na Figura 3.9 b.

Em alguns casos, o controlador pode ser utilizado para controlar diretamente a razão, como ilustrado na Figura 3.9 c. Neste caso, razão passa a ser a PV do controlador, que tem como *setpoint* a razão requerida. Apesar desta configuração permitir uma análise mais “literal” das variáveis de interesse neste tipo de aplicação, ela introduz não linearidades indesejáveis (em função do ponto de operação da vazão de carga) e é mais suscetível a ruídos devido ao cálculo de divisão.

### **Exemplo: Controle de adição de floculantes em um espessador**

Em um processo de espessamento, deseja-se controlar razão de mistura (dosagem) de floculantes de forma que a sedimentação das partículas sólidas ocorra de forma adequada. Ajustes na velocidade da bomba de floculantes são feitos com o objetivo de alterar a dosagem na mistura floculantes x polpa e assim controlar o nível de interface de sólidos do espessador. Para que seja possível controlar a dosagem de forma automática, o projeto de um sistema de controle de razão faz-se necessário e é ilustrado na Figura 3.10.

Inicialmente, os floculantes são preparados em uma concentração volumétrica específica ( $g/m^3$ ) e armazenados em tanques. Em seguida, os floculantes são misturados à polpa na calha de alimentação do feedwell do espessador. O transporte de floculantes até a calha ocorre por meio de uma válvula dosadora, cuja vazão é controlada pelo controlador FIC 01.

O controlador de razão lê a vazão mássica de minério na alimentação ( $t/h$ ) e multiplica este valor pela dosagem alvo definida ( $g/t$ ), obtendo em sua saída um *setpoint* de vazão de floculantes ( $g/h$ ). Por sua vez, este *setpoint* comanda uma malha de controle de vazão de floculantes FIC 01, responsável por realizar a dosagem exata de floculantes a cada instante de tempo. Para isto, a concentração volumétrica do floculante previamente preparado é multiplicada pela vazão volumétrica dada pelo sensor FT 01, realimentando o controlador com a vazão mássica de floculantes ( $g/h$ ) atual.

A malha mestra em cascata, responsável por determinar o *setpoint* de dosagem de floculantes é ilustrada na Figura 3.10 como LIC 01. Esta malha tem como *setpoint* um valor de referência de nível da camada de sólidos no espessador. Caso o nível da interface de sólidos sofra variações, é necessário variar o *setpoint* de dosagem de floculantes de modo que o nível permaneça dentro dos limites operacionais.

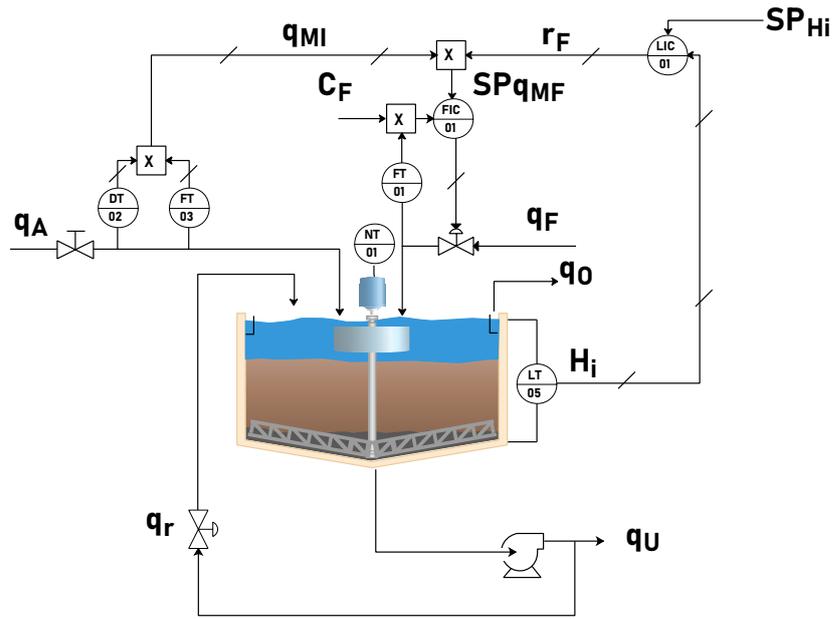


Figura 3.10: Estratégia Razão - Espessamento.

### 3.5. Controle em *Split-Range*

Em determinados processos que exigem uma alta “rangeabilidade”, dois ou mais atuadores são necessários para que se possa obter um nível de controlabilidade adequado ao processo. Este tipo de situação é comum em processos com duas ou mais condições de operação muito distintas. Nestes casos, o controle em *split-range* torna-se uma possível solução.

A estratégia em *split-range* consiste em dividir a saída (*range*) do controlador em faixas, onde, para cada faixa, um atuador diferente será manipulado. Na Figura 3.11, é ilustrado um exemplo onde duas válvulas de características distintas são utilizadas para controlar um mesmo processo.

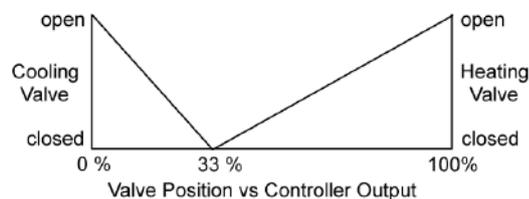


Figura 3.11: Estratégia Split Range em duas válvulas com características distintas (WADE, 2004).

Pode-se observar por meio da Figura 3.11, que a divisão da saída não é feita na metade do *range*. Isto ocorre pois a divisão da saída do controlador deve levar em conta as diferentes respostas estáticas que a variável de processo apresenta para cada um dos atuadores. Logo, o atuador que resultar na resposta de maior ganho estático deve atuar em uma faixa mais ampla,

deixando o outro atuador em uma faixa mais restrita e permitindo que ambos apresentem um bom desempenho. Neste caso em específico, o atuador de faixa mais ampla teve seu ganho reduzido em cerca de 25% e o outro atuador teve seu ganho aumentado em cerca de 50%.

No exemplo acima, caso a faixa fosse dividida em 50%, a sintonia do controlador deveria ser feita respeitando o processo de maior ganho. O atuador com menor ganho estático apresentaria uma resposta “relaxada”, ou de baixa performance.

Em alguns casos, pode ser vantajoso existir uma sobreposição entre os sinais dos dois atuadores. Segundo Wade (2004), as vantagens consistem em se garantir que não existirá uma banda morta entre a operação dos atuadores..

Em outros tipos de processo, onde existam atuadores com diferentes funções (e.g. válvula de resfriamento  $x$  válvula de aquecimento, válvula de pressurização  $x$  válvula de alívio) a estratégia em *split-range* também pode ser utilizada. No entanto, a utilização de dois controladores PID traz maior flexibilidade e desempenho, visto que pode-se alterar o modo de operação de cada atuador de forma individual, além de permitir sintonias distintas que se adéquem às características dinâmicas de cada atuador em relação à mesma variável de processo.

### 3.6. Averaging Level Control

Em Wade (2004), o algoritmo *error-squared algorithm* é descrito. Nesta estratégia, o ganho do controlador varia de forma quadrática em relação ao erro. A não linearização do sinal de erro pode ser implementada em apenas um termo do controlador (e.g. apenas no modo proporcional ou integral), com as demais parcelas atuando de forma linear. Na Figura 3.12 é ilustrado um exemplo deste controlador.

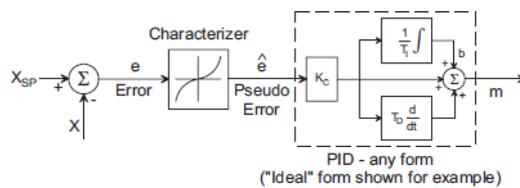


Figura 3.12: Controlador PID com caracterizador do erro (WADE, 2004).

Nesta função, o erro do controlador passa por uma função de caracterização, gerando um valor de erro modificado ( $\hat{e}$ ), que é aplicado nos termos do controlador PID. A função de caracterização pode ser representada por:

$$\hat{e} = \frac{e \cdot |e|}{100}. \quad (3.4)$$

Uma outra função de caracterização é:

$$\hat{e} = \theta e + (1 - \theta) \frac{e \cdot |e|}{100}, \quad (3.5)$$

onde  $\theta$  é um parâmetro de ajuste, podendo assumir valores entre 0 e 1

Por meio da Figura 3.13, é possível observar que a equação 3.5 faz com que o ganho cresça de maneira mais suave à medida que o erro aumenta.

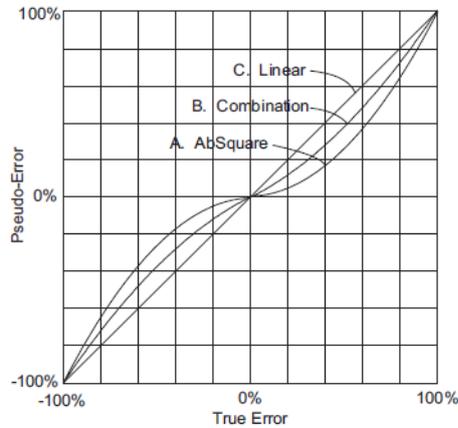


Figura 3.13: Curvas de caracterização do erro (WADE, 2004).

Em Techmation (2004), o seguinte algoritmo de um controlador PI é proposto para o problema de *averaging level control*:

$$u = K_c \frac{|e|}{100} \left( e + \frac{|e|}{100 \cdot T_I} \int e dt \right), \quad (3.6)$$

onde o ganho proporcional é:

$$\hat{K}_c = K_c \frac{|e|}{100}, \quad (3.7)$$

e o tempo integral é:

$$\hat{T}_I = T_I \frac{100}{|e|}. \quad (3.8)$$

Neste algoritmo, tanto o ganho proporcional  $\hat{K}_c$ , quanto o tempo integral  $\hat{T}_I$  variam em função do valor absoluto do erro. Além disso, o produto entre estes termos é igual a uma constante, o que garante que mesmo com a variação no erro, o coeficiente de amortecimento do sistema se mantenha constante, mantendo a estabilidade do controlador.

Uma representação do problema de controle de nível em um tanque pode ser ilustrado conforme as Figuras 3.14 e 3.15. Neste caso, considera-se que um controlador PI de nível comanda uma malha escrava de vazão  $F(s)$ . Deste modo, considerando um tanque com seção transversal constante, a dinâmica do nível pode ser modelada como um sistema integrador com uma constante de tempo  $T_L$ , que representa o tempo de residência do tanque para a máxima vazão suportada no sistema. Este tempo pode ser calculado como:

$$T_L = \frac{Vol}{q_{max}}, \quad (3.9)$$

onde  $Vol$  representa o volume útil do tanque e  $q_{max}$  representa a máxima vazão de saída no tanque.

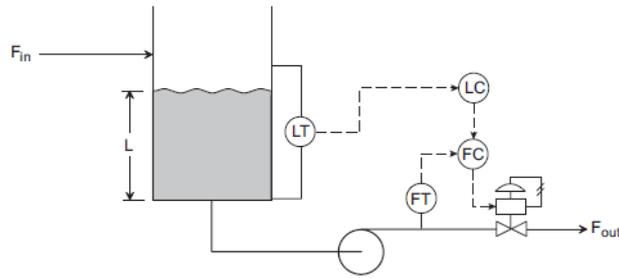


Figura 3.14: Problema de controle de nível em um caso ideal (WADE, 2004).

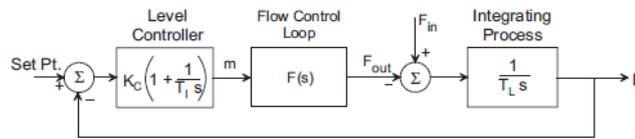


Figura 3.15: Diagrama de blocos do problema (WADE, 2004).

Considerando que a dinâmica da malha de vazão seja muito mais rápida do que a malha de nível, pode-se aproximar a dinâmica  $F(s)$ , que relaciona manipulações na abertura da válvula,  $m$ , com a vazão e saída do tanque,  $F_{out}$ , para um ganho estático igual a 1. Além disso, para os casos onde o tanque irá operar sempre em um *setpoint* fixo, é interessante verificar apenas a resposta dinâmica do nível em função de perturbações na vazão de entrada,  $F_{in}$ , bem como a resposta dinâmica da vazão de saída,  $F_{out}$ , que é o que deseja-se atenuar.

A resposta dinâmica do nível do tanque pode ser representada como:

$$\frac{L(s)}{F_{in}(s)} = \frac{\frac{s}{T_L}}{s^2 + \frac{K_c}{T_L}s + \frac{K_c}{T_I T_L}} \quad (3.10)$$

Já a resposta dinâmica da vazão pode ser representada como:

$$\frac{F_{out}(s)}{F_{in}(s)} = \frac{\frac{K_c}{T_L}s + \frac{K_c}{T_I T_L}}{s^2 + \frac{K_c}{T_L}s + \frac{K_c}{T_I T_L}} \quad (3.11)$$

Estas equações representam sistemas de segunda ordem, comumente representados da seguinte maneira:

$$\frac{L(s)}{F_{in}(s)} = \frac{\frac{s}{T_L}}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (3.12)$$

$$\frac{F_{out}(s)}{F_{in}(s)} = \frac{2\zeta\omega_n s + \omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (3.13)$$

Onde  $\zeta$  é o fator de amortecimento, representado por um número adimensional. O valor de  $\zeta$  é importante para inferirmos quanto a estabilidade do sistema, bem como quanto ao seu tipo de resposta e pode ser calculado como:

$$\zeta = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{K_c T_I}{T_L}}. \quad (3.14)$$

Já  $\omega_n$  representa a frequência natural não amortecida e é calculado como:

$$\omega_n = \sqrt{\frac{K_c}{T_I T_L}}. \quad (3.15)$$

Marlin (2012) propõe uma estratégia de *gain scheduling* para o problema de *averaging level control*. O algoritmo é descrito pela seguinte equação:

$$F_{out} = -K_c(e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt). \quad (3.16)$$

onde:

$$K_c = \begin{cases} K_{cS}, & \text{se } |e(t)| < e_{max}; \\ K_{cL}, & \text{se } |e(t)| > e_{max}; \end{cases} \quad r_K = \frac{K_{PL}}{K_{PS}}$$

Além dos parâmetros já convencionais ( $K_{cL}$  e  $T_I$ ), o controlador possui dois parâmetros adicionais: o limite de transição entre os ganhos ( $e_{max}$ ) e a razão entre os ganhos  $K_{cL}$  e  $K_{cS}$ , chamada de  $r_K$ . O valor de  $e_{max}$  é selecionado para ser menor que o máximo erro de nível permitido mas maior que a maioria das variações de nível experimentadas em condições normais de operação. Se esta razão for igual a 1, temos um controlador linear. Caso a razão tenda a infinito, o controlador linear terá ações de controle nulas para valores de erro dentro do limite  $\pm e_{max}$ . Ou seja, o controlador apresentará um comportamento de banda morta para esta faixa.

O fator entre o maior e menor ganho usualmente parte de um valor de 20. Para simplificar os cálculos das estimativas iniciais, o ganho proporcional é calculado de modo que o termo proporcional sozinho seja capaz de compensar o máximo distúrbio de vazão esperado.

O ganho proporcional é calculado da seguinte maneira:

$$K_{cL} = \frac{-\Delta F_{max}}{\frac{e_{max}}{r_K} + \Delta e_{max} - e_{max}}. \quad (3.17)$$

O tempo integral ( $T_I$ ) é calculado de modo que o fator de amortecimento seja igual a 1 para a região menor ganho, o que garante que o coeficiente seja maior que 1 para a região de ganho maior.

$$T_I = \frac{4\zeta^2 A}{-K_{PL}/r_K}, \quad (3.18)$$

onde A é a área da seção transversal do tanque.

Marlin (2012) compara o controlador descrito anteriormente com um controlador PI simples. Ambos os controladores apresentaram boas atenuações para perturbações de vazão na entrada, no entanto, o algoritmo de *gain scheduling* apresentou menor variabilidade na vazão

de saída para uma mesma perturbação de vazão na entrada.

Friedman (1994), propõe um método para sintonia de controladores de nível. Neste método, a sintonia permite que o nível varie dentro de uma faixa desejada, de modo que a variável manipulada seja manipulada de forma suave. Além disso, o autor propõe que o controlador PI seja sempre utilizado. Os ganhos devem ser calculados da seguinte maneira:

$$K_p = \frac{\Delta q_d}{e_{max}}. \quad (3.19)$$

onde  $\Delta q_d$  consiste na máxima perturbação esperada para a vazão de saída dos tanques pulmão; e  $e_{max}$  corresponde ao máximo desvio de nível permitido pelo controlador. Considerando este máximo desvio de nível, deve-se estimar o tempo de residência no tanque ( $T_R$ ), considerando a máxima perturbação de vazão. O tempo integral será calculado com base em  $T_R$  da seguinte maneira:

$$T_i = 4 \cdot T_R. \quad (3.20)$$

Friedman (1994) conclui que em tanques de grande volume, o uso de bandas mortas pode trazer maiores vantagens se comparado a controladores PI lineares. Em tanques de grande volume, os controladores de banda morta podem ajudar a minimizar variações de vazão no processo.

## 3.7. PID *Fuzzy*

### 3.7.1. Fundamentos

Controladores *Fuzzy* são controladores, na maioria dos casos, não lineares, que se utilizam de sentenças, na forma de regras, para controlar processos. O controlador pode trabalhar com múltiplas entradas, e sua vantagem consiste na possibilidade de embutir o conhecimento de especialistas em sua base de regras. A interface com o controlador possui uma linguagem natural, e é isso que o distingue de outras estratégias de controle (JANTZEN, 2013).

A lógica *fuzzy*, ou lógica nebulosa, é baseada na teoria de conjuntos nebulosos, que é uma generalização da teoria de conjuntos clássica. Em lógica nebulosa, uma proposição pode ser verdadeira, falsa, ou parcialmente verdadeira. Logo, a construção de conclusões a partir de preposições nebulosas usando regras do tipo se-então e regras de inferência é base da lógica *fuzzy*.

Cada objeto possui um grau de pertinência dentro cada conjunto nebuloso. Este grau sempre será um valor entre 0 e 1. Os limites de cada conjunto nebuloso possuem também limites nebulosos, que permitem uma transição gradual entre a pertinência e a não pertinência (ZADEH, 1965). A diferença entre um conjunto nebuloso e um conjunto clássico é ilustrada na Figura 3.16.

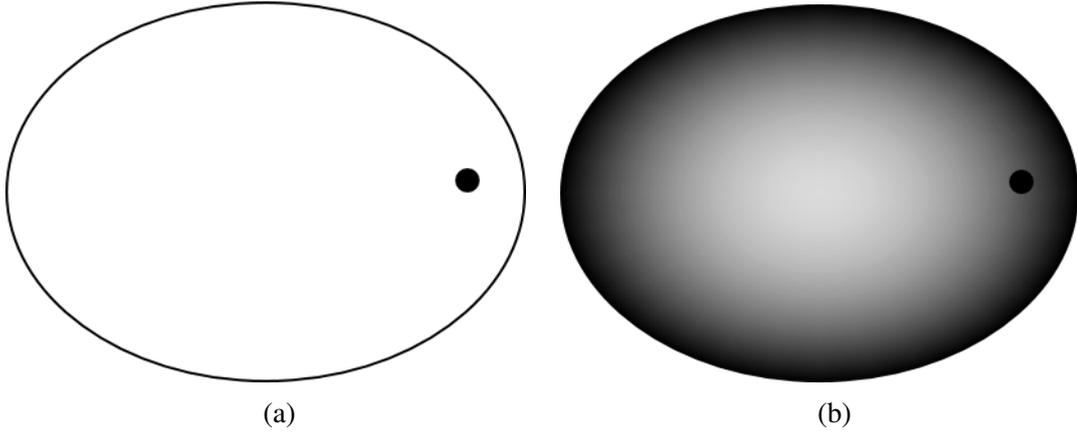


Figura 3.16: Conjunto clássico (a) e conjunto nebuloso (b). Adaptado de Jantzen (2013).

Uma função de pertinência  $\mu_A(x)$ , definida em um universo de discurso  $U$ , associa a cada objeto  $x$  deste universo, um grau no qual  $x$  é membro de um determinado conjunto  $A$ . O grau de pertinência de todos os membros define o conjunto nebuloso:

$$A \equiv \{ \langle x, \mu_A(x) \rangle \mid x \in U \}. \quad (3.21)$$

A definição de conjuntos nebulosos estende a definição de um conjunto clássico, pois valores de pertinência  $\mu$  são permitidos em um intervalo  $0 \leq \mu \leq 1$ , e quanto maior o valor, maior a sua pertinência. Um conjunto clássico é, então, um caso especial de um conjunto nebuloso, com valores de pertinência restritos aos pontos de limite, ou seja,  $\mu \in \{0,1\}$ .

Um único par  $\langle x_i, \mu_A(x_i) \rangle$  é uma validação da função de pertinência em um ponto discreto  $x_i$ , pertencente ao universo  $U$ . A estes pares dá-se o nome de *singleton*; logo, o conjunto completo é uma coleção, geralmente finita, de pares  $\langle x, \mu_A(x) \rangle$ .

Membros de um conjunto nebuloso são retirados de um universo de discurso. O universo consiste em todos os objetos que podem ser levados em consideração.

Existem duas formas de se representar uma função de pertinência: contínua ou discreta. Um conjunto nebuloso contínuo  $A$  é definido por uma função de pertinência contínua,  $\mu_A(x)$ . Uma função de pertinência trapezoidal é uma função contínua, parcialmente linear, definida por quatro parâmetros  $(a,b,c,d)$  (Jang et al. 1997).

$$\mu_{Trapezoidal}(x; a, b, c, d) = \left. \begin{array}{ll} 0, & x \leq a \\ \frac{x-a}{b-a}, & a \leq x \leq b \\ 1, & b \leq x \leq c \\ \frac{d-x}{d-c}, & c \leq x \leq d \\ 0, & d \leq x \end{array} \right\} \quad (3.22)$$

Uma função de pertinência triangular pode ser derivada da trapezoidal por meio da união dos pontos  $b$  e  $c$ , ou seja, se  $b = c$ , a função se torna triangular, como mostrado na Figura 3.17b.

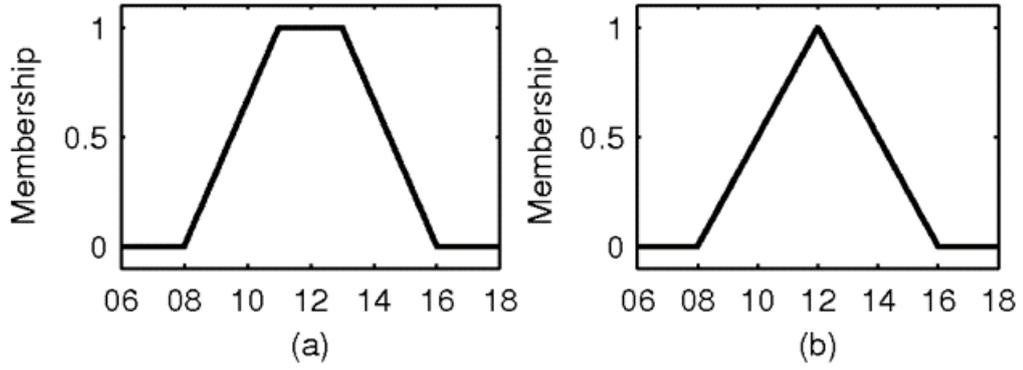


Figura 3.17: Função de pertinência trapezoidal (a) e triangular (b). Adaptado de Jantzen (2013).

As operações de conjuntos também são definidas para conjuntos nebulosos. Caso se queira comparar dois conjuntos as operações de igualdade e inclusão pode ser definidas por meio de (3.23) e (3.24):

$$A = B \equiv \mu_A(x) = \mu_B(x), \forall x, \quad (3.23)$$

onde  $A$  e  $B$  são dois conjuntos nebulosos definidos em um mesmo universo de discurso  $U$ . Os dois conjuntos serão iguais, se e somente se, eles possuírem funções de pertinência iguais, para todo  $x$ , ou seja,

$$A \subseteq B \equiv \mu_A(x) \leq \mu_B(x), \forall x. \quad (3.24)$$

Um conjunto nebuloso  $A$ , será subconjunto de  $B$ , se e somente se, a pertinência de  $A$  for menor ou igual que  $B$ , para todo  $x$ .

As operações de união, interseção e negação podem ser representadas, respectivamente, por (3.25), (3.26) e (3.27):

$$\mu_{A \cup B}(x) \equiv A \vee B \equiv \max(\mu_A(x), \mu_B(x)), \quad (3.25)$$

$$\mu_{A \cap B}(x) \equiv A \wedge B \equiv \min(\mu_A(x), \mu_B(x)), \quad (3.26)$$

$$\mu_{\neg A}(x) \equiv 1 - \mu_A(x). \quad (3.27)$$

Existem também uma gama de outras representações que podem ser utilizadas para representar as operações de união e interseção. Como exemplo, a operação de união é também comumente representada pela soma probabilística, como mostrado na Equação 3.28. A operação de interseção pode ser representada pelo produto, como descrito pela Equação 3.29:

$$\mu_{A \cup B}(x) \equiv A \vee B \equiv \mu_A(x) + \mu_B(x) - \mu_A(x) \cdot \mu_B(x), \quad (3.28)$$

$$\mu_{A \cap B}(x) \equiv A \wedge B \equiv \mu_A(x) \cdot \mu_B(x). \quad (3.29)$$

Cabe ao projetista do controlador selecionar a melhor configuração para uma dada aplicação.

As definições aqui apresentadas também se aplicam a conjuntos clássicos, descritos por valores funções de pertinência discretas.

Variáveis linguísticas são valores representados como palavras ou sentenças. O conjunto de valores que uma variável linguística pode assumir é chamado de conjunto de termos. Cada valor no conjunto de termos é chamado de valor linguístico, que é por sua vez, representado por um conjunto nebuloso definido no universo de discurso.

Como exemplo, seja “Erro” uma variável linguística. O conjunto de termos que representa esta variável pode ser chamado de  $T$  e definido como

$$T(\text{erro}) = \{\text{negativo}, \text{muito negativo}, \text{nulo}, \text{positivo}, \text{muito positivo}\},$$

cada termo é definido no universo, neste caso, valores entre 0 e 100%.

Controladores *fuzzy* são construídos a partir de um conjunto de regras lógicas, presentes no mecanismo de inferência. Cada regra é baseada em relacionamentos condicionais (PRECUP e HELLENDORRN, 2011). O sinal de controle é determinado por meio de regras do tipo se-então:

Se (Premissa) Então (Consequência).

Neste caso, os elementos que compõem a premissa e consequência são formados por conjuntos nebulosos, definidos em universos de discurso.

Os controladores *fuzzy* executam um conjunto de regras em paralelo para um mesmo instante de tempo. Um exemplo é mostrado a seguir:

1. se  $x$  é Neg então  $y$  é Neg;
2. se  $x$  é Pos então  $y$  é Pos.

A base de regras é uma relação nebulosa do produto cartesiano de todas as entradas e saídas. No caso mostrado acima, a base de regras associa valores negativos de  $x$  a valores negativos de  $y$  e valores positivos de  $x$  a valores positivos de  $y$ . Esta é uma aproximação da função  $y = x$ . Cada regra constitui um grânulo da função e a base de regras completa é a união destes grânulos (ZADEH, 1996).

A partir da base regras, o controlador *fuzzy* infere ações de controle para uma dada entrada medida  $x_0$ . Inferir significa decidir que algo é verdadeiro baseando-se em informações já disponíveis. O mecanismo de inferência é similar a encontrar instâncias específicas  $y_0 = f(x_0)$  dada a função  $f(x)$  e a instância  $x = x_0$  (JANTZEN, 2013).

### 3.7.2. Controle *Fuzzy*

Controladores *Fuzzy* possuem uma base de regras intuitiva ao usuário final e ao projetista. A estratégia de controle funciona por meio destas regras, que tornam a estratégia compreensível para operadores. Controladores *fuzzy* modernos utilizam a base de regras Sugeno, na qual o lado consequente de uma regra é uma função das entradas (JANTZEN, 2013). As regras interpolam as partes consequentes. De forma prática, pode ser conveniente discretizar a base de regras, de modo que o controlador seja reduzido a uma tabela.

Um controlador *Fuzzy* contém regras no formato se-então, por exemplo:

1. Se erro é Neg E variação do erro é Neg então controle é NB;
2. Se erro é Neg E variação do erro é Zero então controle é NM;
3. Se erro é Neg E variação do erro é Pos então controle é ZE;
4. Se erro é Zero E variação do erro é Neg então controle é NM;
5. Se erro é Zero E variação do erro é Zero então controle é ZE; (3.30)
6. Se erro é Zero E variação do erro é Pos então controle é PM;
7. Se erro é Pos E variação do erro é Neg então controle é ZE;
8. Se erro é Pos E variação do erro é Zero então controle é PM;
9. Se erro é Pos E variação do erro é Pos então controle é PB.

Neste exemplo, a base de regras 3.30 possui duas entradas: o erro e sua derivada. As duas entradas são combinadas por meio do conectivo “E”. Onde o termo linguístico *Neg* refere-se a “negativo”, o termo *Pos* refere-se a “positivo” e o termo *Zero* refere-se a “nulo”. O lado de conclusão de cada regra define um valor para a saída do controlador. Neste caso, existem 5 *singletons* de conclusão: muito negativo (NB), pouco negativo (NM), nulo (ZE), pouco positivo (PM), muito positivo (PB), genericamente representados por  $s_1, s_2, s_3, s_4, s_5$ . Este conjunto forma uma base de regras. A ação de controle depende dos valores medidos no erro e na sua derivada.

O uso de *singletons* traz a seguinte vantagem em comparação a funções de pertinência no termo de consequência: o esforço computacional é menor, é possível levar o sinal de controle para os extremos do universo de discurso e é mais fácil para o operador pensar em termos de magnitude do sinal.

Na Figura 3.18, o mecanismo de inferência em um controlador *Fuzzy* do tipo *Takagi-Sugeno* é exemplificado (TAKAGI e SUGENO, 1985). Cada uma das quatro primeiras linhas representa uma regra. Neste caso as regras representadas são respectivamente as regras 1,3,7 e 9 base de regras 3.30, que possuem os *singletons* de conclusão  $s_1, s_3, s_3, s_5$ . O controlador possui como variáveis de entrada o erro e sua derivada; logo, ele pode ser considerado um controlador

PD não linear. O motivo do controlador ser considerado não linear tem relação, dentre outros motivos, com a forma das funções de pertinência. Isto será explicado mais adiante.

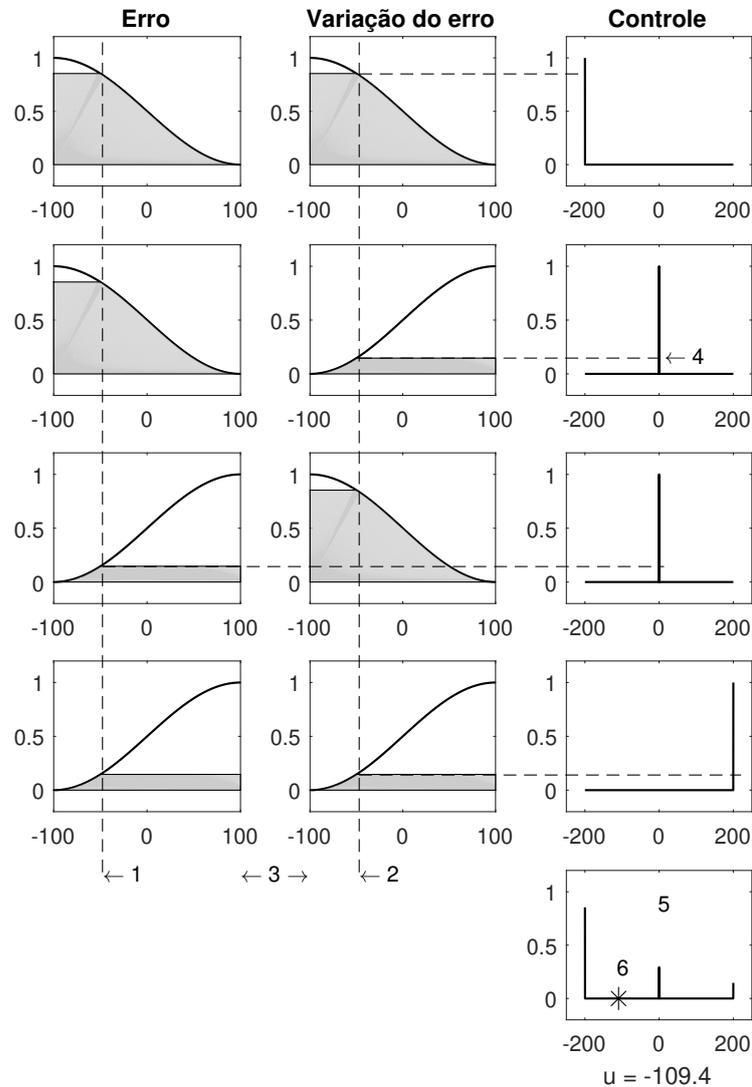


Figura 3.18: Processo de inferência em um controlador *Fuzzy* do tipo *Sugeno*. Adaptado de Jantzen (2013).

O mecanismo de inferência segue um conjunto de passos. Cada passo possui uma nomenclatura específica (IEC, 1997). Estes passos são descritos a seguir:

1. *Fuzzyficação*: As instâncias medidas do erro e sua derivada são indicadas por linhas verticais tracejadas através da primeira e segunda colunas do gráfico, começando nos pontos (1) e (2) na Figura 3.18. Para cada termo antecedente de uma regra, o mecanismo de inferência calcula o valor de pertinência nebuloso, que é representado pelo ponto de interseção da linha vertical com cada função de pertinência. Isto é chamado de *fuzzyficação*, visto que associa um valor de pertinência nebuloso a um valor de entrada puro.

2. Agregação: O peso de uma regra  $k$ , chamado de  $\alpha_k$ , representa o grau de satisfação das premissas desta regra. A regra  $k$  é composta por valores nebulosos de pertinência, sendo neste exemplo,  $\mu_{A,k}(\text{erro})$  o valor de pertinência do erro no conjunto  $A$ , e  $\mu_{B,k}(\text{variacao do erro})$  o valor de pertinência da derivada do erro no conjunto  $B$ . A etapa de agregação, indicada pelo ponto (3) da Figura 3.18, consiste na combinação dos valores de pertinência das premissas,

$$\alpha_k = \mu_{A,k}(\text{erro}) \wedge \mu_{B,k}(\text{variacao do erro}). \quad (3.31)$$

De modo geral, a operação de agregação pode ser composta por múltiplas premissas, que por sua vez, podem ser agregadas por meio de conectivos  $\wedge$  ou  $\vee$ .

3. Implicação. A implicação (ou ativação) de uma regra é uma derivação de uma conclusão local que depende do peso da mesma ( $\alpha_k$ ), como indicado pelo ponto (4) na Figura 3.18. Apenas uma parcela de cada *singleton* ( $s_j$ ) é ativada. Dois operadores podem ser utilizados nesta etapa: o operador *min* ou o produto ( $\cdot$ ). Quando as conclusões são *singletons*, o resultado é o mesmo, independente do operador. No entanto, em um caso genérico, a operação de produto, multiplica uma curva de pertinência por uma constante, preservando o seu formato, enquanto que o operador *min* corta esta curva. No caso da Figura 3.18, o operador de produto é utilizado, relacionando  $\alpha_k$  ao *singleton* ( $s_j$ ).
4. Acumulação. O gráfico final, indicado pelo ponto (5) na Figura 3.18, é a acumulação de todas as conclusões ativadas. A figura utiliza acumulação por soma, mas de forma alternativa, o operador *max* poderia ser utilizado. Na Figura 3.18, a ativação por produto seguida da acumulação por soma resulta na seguinte função de pertinência de saída:

$$\mu_c(s_k) = \langle \langle s_1, \alpha_1 \rangle, \langle s_3, \alpha_3 + \alpha_7 \rangle, \langle s_5, \alpha_9 \rangle \rangle. \quad (3.32)$$

5. Defuzzyficação. O conjunto apresentado previamente é então defuzzyficado, ou seja, as múltiplas *singletons* são convertidas em um único valor, que será o sinal de controle efetivamente aplicado. Esta etapa está destacada por um asterisco no ponto (6) da Figura 3.18. O sinal de controle é uma média ponderada:

$$u = (\alpha_1 \cdot s_1 + \alpha_3 \cdot s_3 + \alpha_7 \cdot s_3 + \alpha_9 \cdot s_5) / (\alpha_1 + \alpha_3 + \alpha_7 + \alpha_9). \quad (3.33)$$

### 3.7.3. O Controlador *Fuzzy* PID Linear

Com a correta escolha das definições, a base de regras pode representar uma combinação linear das entradas, então o controlador *fuzzy* torna-se equivalente a um controlador PID convencional como caso especial. Existem, de forma geral, muitas escolhas de projeto possíveis,

mas se o objetivo é projetar um controlador linear, a maioria das escolhas são feitas de forma prévia.

É possível construir uma base de regras com uma superfície de controle linear que possua uma ação de controle equivalente a uma soma entre o erro ( $E$ ) e sua derivada ( $CE$ ) do tipo  $u = E + CE$  (MIZUMOTO, 1995; QIAO e MIZUMOTO, 1996; SILER e YING, 1989). Para isto, algumas condições de projeto devem ser seguidas:

1. Utilizar um conjunto de premissas triangulares que se interceptam no ponto  $\mu = 0,5$ .
2. Construir uma base de regras com todas combinações de premissas, utilizando conectivos de agregação do tipo AND ( $\wedge$ ).
3. Utilizar o operador de produto ( $\cdot$ ) para o conectivos  $\wedge$ , como mostrado na Equação 3.29.
4. Utilizar *singletons* de conclusão, posicionados nos picos das somas dos conjuntos de premissas.
5. Utilizar a média ponderada para a etapa de *defuzzyficação*.

Por meio da Figura 3.19, pode-se observar que a superfície de controle será um plano diagonal e o universo de saídas será equivalente à soma dos universos de entrada. Este controlador é, ao mesmo tempo, projetado como um controlador nebuloso e é equivalente a uma soma. Logo, ele possui uma função de transferência e os métodos usuais para sintonia e estudo de estabilidade se aplicam (JANTZEN, 2013).

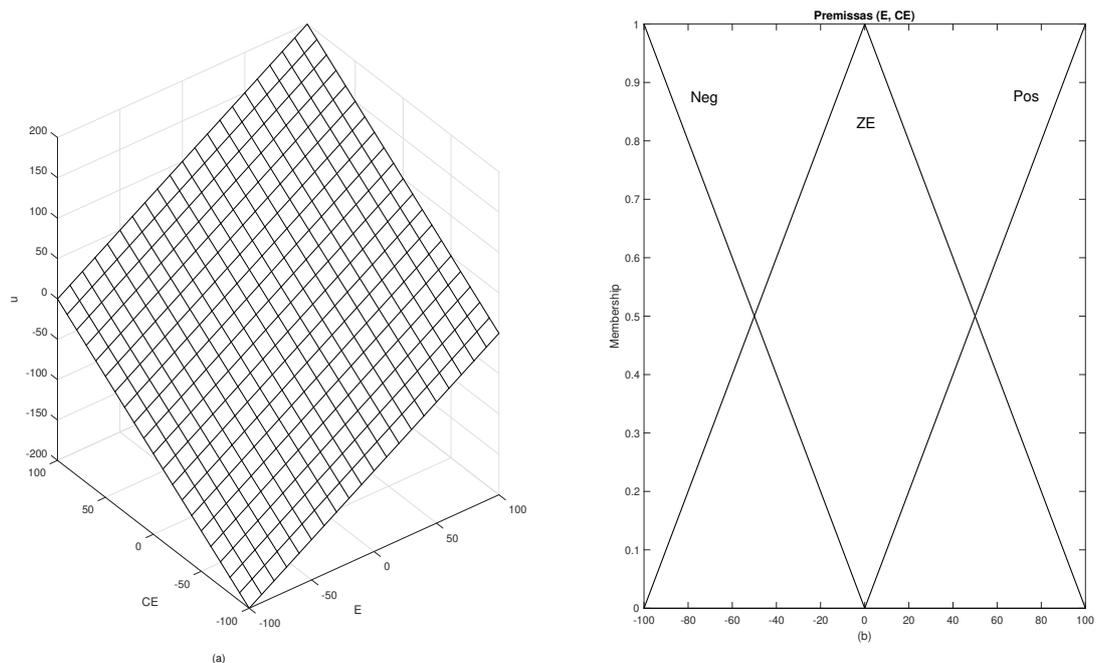


Figura 3.19: (a) superfície de controle linear (b) funções de pertinência. Adaptado de Jantzen (2013).

Após a obtenção de um sinal de controle equivalente a soma do erro e sua derivada, um controlador PID *Fuzzy* Linear pode ser obtido como ilustrado na Figura 3.20.

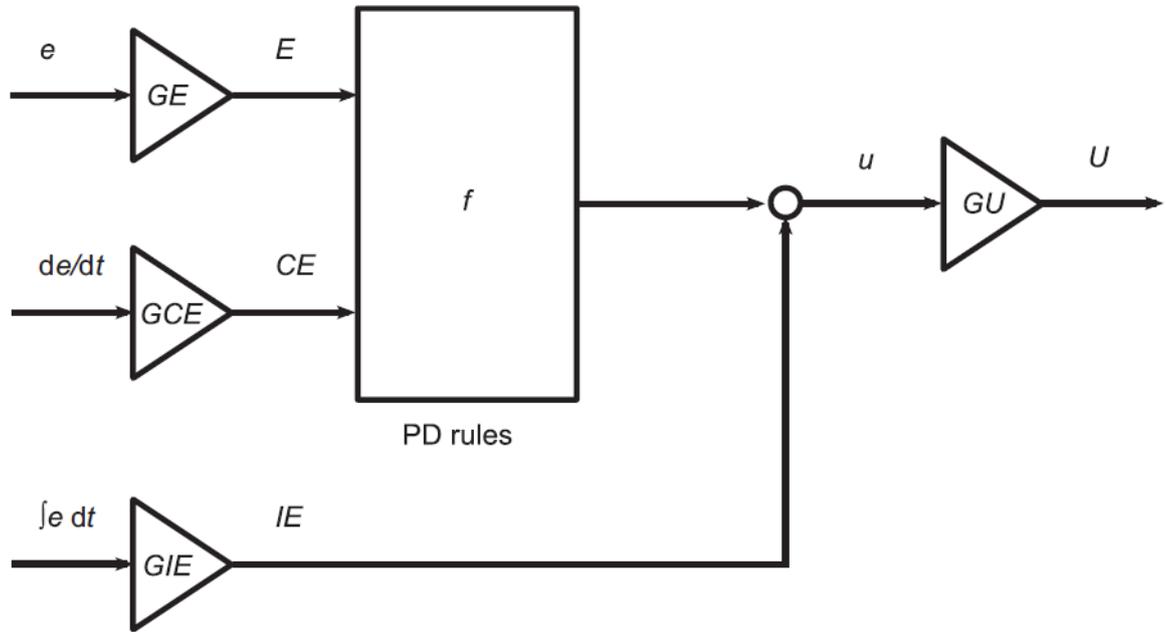


Figura 3.20: Controlador *Fuzzy* PD + I (JANTZEN, 2013).

Por meio da Figura 3.20, pode-se observar que a ação integral é separada das ações proporcional e derivativa, gerando um controlador *fuzzy* PD+I. Caso a ação integral do controlador PID fosse utilizada como uma entrada do controlador *Fuzzy*, o número de regras aumentaria para 27, tornando o custo computacional por controlador mais elevado. Além disso, os limites do universo de discurso da ação integral seriam de difícil modelagem. Logo, é usual separar a ação integral das ações proporcional e derivativa (JANTZEN, 1998).

Como trata-se de um controlador digital, o termo integral é calculado como

$$\int e dt \cong \sum_{j=1}^n e(j)T_s. \quad (3.34)$$

O sinal de controle U, pode ser definido como:

$$U(n) = \left[ f(GE \cdot e(n), GCE \cdot \dot{e}(n)) + GIE \sum_{j=1}^n e(j)T_s \right] \cdot GU. \quad (3.35)$$

A função  $f$ , que define a saída do controlador *Fuzzy*, pode se tornar linear, desde de que seguidas as condições previamente discutidas. Considerando estas condições, pode-se obter a seguinte equação,

$$U(n) = \left[ GE \cdot e(n) + GCE \cdot \dot{e}(n) + GIE \sum_{j=1}^n e(j)T_s \right] \cdot GU. \quad (3.36)$$

$$U(n) = GE \cdot GU \cdot \left[ e(n) + \frac{GCE}{GE} \cdot \dot{e}(n) + \frac{GIE}{GE} \sum_{j=1}^n e(j)T_s \right]. \quad (3.37)$$

Assumindo  $GE$  como um ganho não nulo, pode-se observar que as relações entre os ganhos  $GE$ ,  $GIE$ ,  $GCE$  e  $GU$  com os termos do controlador PID ficam como:

$$GE \cdot GU = K_p, \quad (3.38)$$

$$\frac{GCE}{GE} = T_d, \quad (3.39)$$

$$\frac{GIE}{GE} = \frac{1}{T_i}. \quad (3.40)$$

### 3.7.4. O Controlador *Fuzzy* PID Não Linear

Os controladores *Fuzzy* lineares possuem desempenho equivalente aos controladores PID convencionais. No entanto, os controladores *Fuzzy* possuem um maior número de graus de liberdade, possibilitando introduzir não linearidades desejáveis ao controlador. A superfície de controle é o único componente responsável por governar a não linearidade do controlador. Deste modo, pode-se criar estratégias de controle assimétricas, limitar a compensação de ruídos no erro, além de gerar comportamentos não lineares que alteram os ganhos dinamicamente.

Como exemplo, considere um controlador do tipo Sugeno, com as seguintes regras,

1. Se erro é Neg então controle é NB
  2. Se erro é Neg então controle é ZE
  3. Se erro é Pos então controle é PB
- (3.41)

onde as conclusões locais são *singletons*,  $PB = 100$ ,  $NB = -100$ ,  $ZE = 0$ .

O sinal de saída do controlador será a média ponderada das conclusões locais,

$$u = \frac{\mu_{Pos}(e) \cdot PB + \mu_{Zero}(e) \cdot ZE + \mu_{Neg}(e) \cdot NB}{\mu_{Pos}(e) + \mu_{Zero}(e) + \mu_{Neg}(e)}. \quad (3.42)$$

Observe por meio da Figura 3.21 b e d, que o denominador será sempre igual a 1, pois em todos os pontos a soma dos valores de pertinência é igual a 1, resultando em

$$u = \mu_{Pos}(e) \cdot PB + \mu_{Zero}(e) \cdot ZE + \mu_{Neg}(e) \cdot NB. \quad (3.43)$$

considerando agora  $ZE = 0$ , obtemos,

$$u = \begin{cases} \mu_{Pos}(e) \cdot PB, \forall e \geq 0 \\ \mu_{Neg}(e) \cdot NB, \forall e < 0 \end{cases} \quad (3.44)$$

Logo, pode-se concluir que o sinal de controle será uma função linear do erro, se e somente se  $\mu_{Pos}(e)$ ,  $\mu_{Zero}(e)$  e  $\mu_{Neg}(e)$  forem funções lineares do erro, ou seja, funções triangulares. Caso contrário, obteremos um controlador de superfície não linear (JANTZEN, 2013).

Manipulando as funções de pertinência de entrada, é possível criar diversas superfícies não lineares distintas. Como exemplo, na Figura 3.21b, pode-se observar funções de pertinência que geram uma curva não linear do tipo banda morta. O sinal de controle obtido é ilustrado na Figura 3.21a. Nas Figuras 3.21c e d, as curvas de um controlador linear são mostradas.

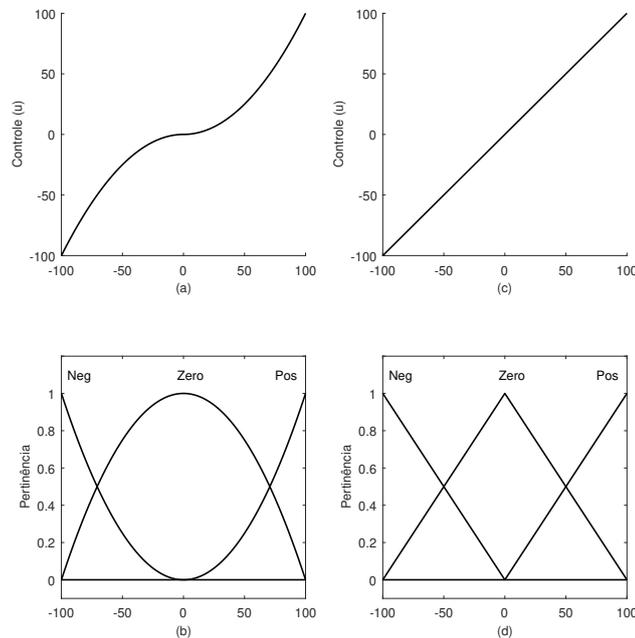


Figura 3.21: Controladores Fuzzy: Não Linear do tipo zona morta ((a) e (b)) Linear ((c) e (d)).

Utilizando as funções de pertinência não lineares mostradas acima e aplicando-as na base de regras 3.30 para um controlador *Fuzzy* do tipo PD+I da Figura 3.20, obtemos a seguinte superfície de controle:

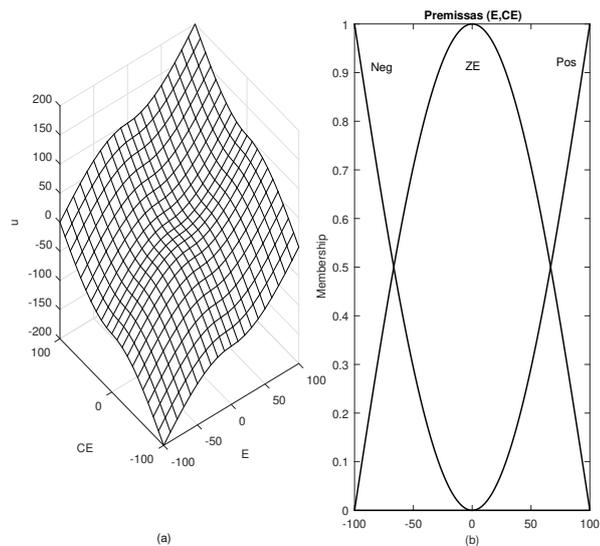


Figura 3.22: (a)Superfície de controle não linear do tipo Zona Morta (b) Funções de pertinência. Adaptado de Jantzen (2013).

Neste exemplo, foi possível obter um controlador *Fuzzy* do tipo PD+I do tipo banda morta. Outras não linearidades bidimensionais também podem ser obtidas (e.g. quantização, saturação) (JANTZEN, 1998). Comparando as Figuras 3.22 e 3.19, observe que as superfícies possuem nas extremidades os mesmos valores que a superfície linear. Isto significa que o ganho estático é o mesmo para estes pontos, sendo que o ganho dinâmico ao longo da superfície muda.

## 4. Modelagem Computacional do Processo e Projeto dos Controladores

Este Capítulo apresenta: 1. o modelo do processo de desaguamento e sua simulação dinâmica; 2. as estratégias de controle propostas para solucionar o problema.

### 4.1. Modelagem e Simulação Dinâmica do Processo de Desaguamento

Com o intuito de validar e testar a estratégia de controle proposta, um modelo completo do processo de desaguamento foi desenvolvido em um ambiente de simulação dinâmica para validar e testar a estratégia de controle proposta. Toda a etapa de modelagem e configuração do ambiente de simulação do processo foi desenvolvida no simulador IDEAS, distribuído pela Andritz Automation Solutions.

O IDEAS (*Integrated Design Engineering with Advanced Simulation*) é um ambiente gráfico, que permite ao usuário construir modelos estáticos ou dinâmicos por meio da manipulação de objetos parametrizáveis. Cada objeto corresponde a um equipamento, como por exemplo: bombas, válvulas, tubulações, tanques, espessadores, moinhos, ciclones, controladores, transmissores etc. Por meio da conexão entre os diversos objetos, pode-se construir modelos de um processo por completo. As características individuais de cada equipamento, tais como: dimensão de tubulações, curvas de desempenho de bombas, além de características da alimentação, como composição, distribuição granulométrica, devem ser especificados durante a parametrização dos objetos.

Todas as operações unitárias são modeladas no IDEAS por meio dos princípios de conservação de massa e energia e do balanço populacional. Além destes princípios aplicados a todos objetos, os modelos de operações unitárias de processamento mineral usam equações semi-empíricas e correlações específicas a algumas operações (e.g. modelos de hidrociclones, peneiras). Todas as operações unitárias são baseadas em modelos publicados na literatura (FLINTOFF *et al.*, 1987; KING, 2012; MORRELL, 2004; NAPIER-MUNN *et al.*, 1996; PLITT *et al.*, 1980; WILLS e FINCH, 2015).

Dentre os diversos equipamentos do circuito de desaguamento que foram modelados, são apresentados, como exemplo, dois equipamentos nas Figuras 4.1 e 4.2. Na Figura 4.1, é ilustrado o processo de modelagem da bomba de *underflow*. Este processo consiste na inclusão de curvas de desempenho da bomba, máxima vazão, NPSH, além de parâmetros dimensionais de tubulações e dados do motor de acionamento. Na Figura 4.2, a modelagem do espessador é ilustrada. Para modelar o espessador, é necessário incluir funções empíricas que determinam a velocidade de sedimentação da polpa em função da dosagem de floculantes e densidade de polpa. Todos os parâmetros dimensionais do espessador são também necessários.

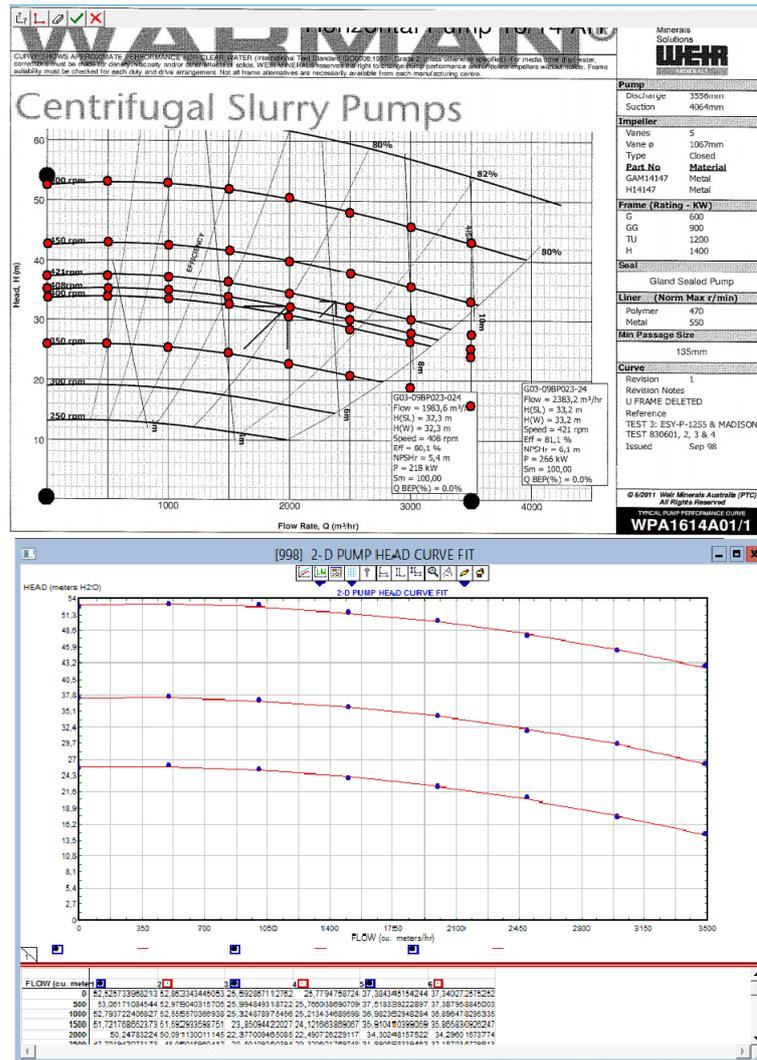


Figura 4.1: Modelagem do Processo - Bomba Centrífuga de Polpa.

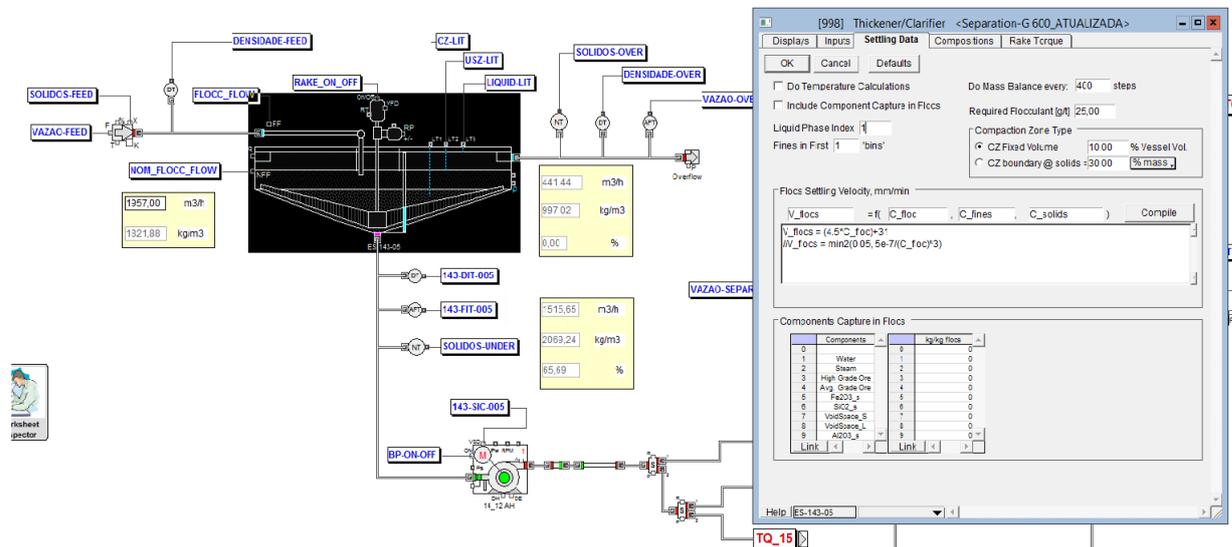
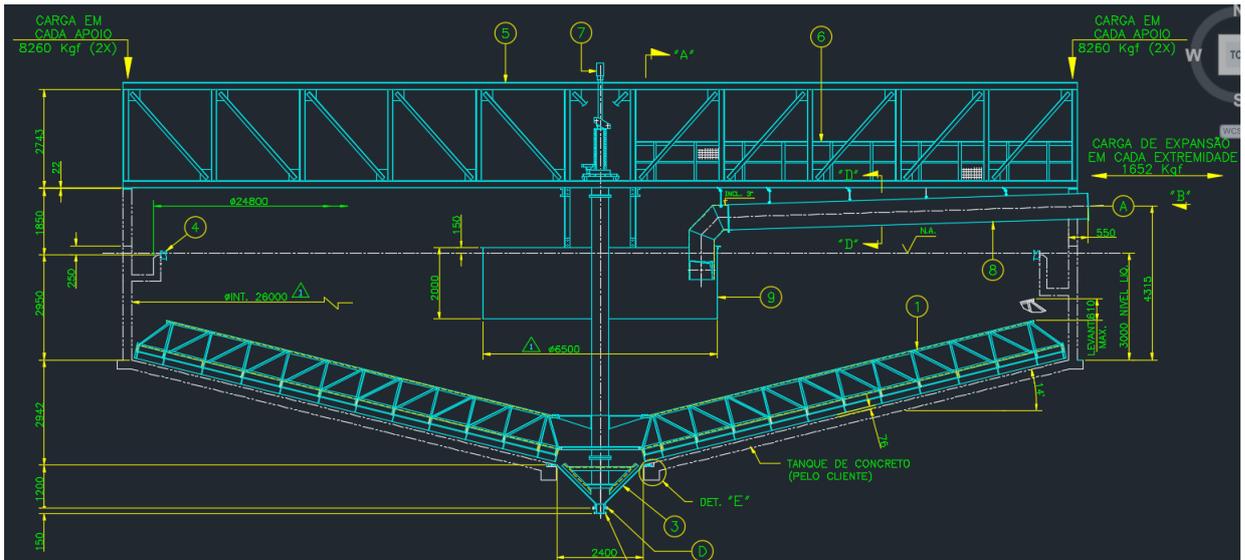


Figura 4.2: Modelagem do Processo - Espessador de Concentrado.

Após a modelagem de todos os equipamentos do circuito, o modelo completo do circuito foi obtido. Este modelo é ilustrado na Figura 4.3.

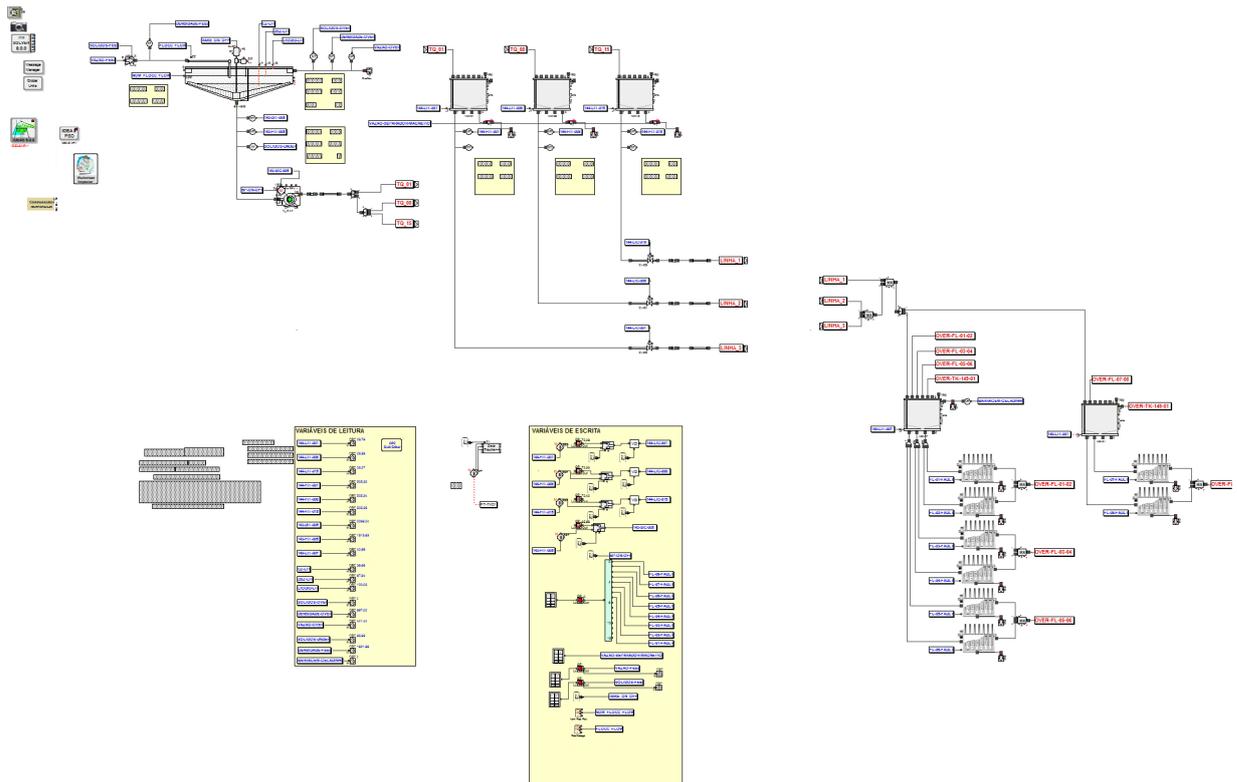


Figura 4.3: Modelo do Processo de Desaguamento.

## 4.2. Estratégias de controle

Na Figura 4.4 é apresentado um diagrama simplificado do processo de desaguamento. Nesta simplificação as linhas de tanques pulmão em paralelo foram omitidas, deixando apenas uma linha, suficiente para esta explicação.

Por meio do circuito simplificado, pode-se observar que existem três variáveis de processo que devem ser controladas: a densidade de *underflow* do espessador,  $\rho_U$ , o nível de cada tanque pulmão,  $H_{TPN}$ , e o nível do tanque de armazenamento,  $H_{TA}$ . Como candidatas à variáveis manipuladas existem: a vazão *underflow* do espessador,  $q_U$ , controlada pela bomba BP-001, a abertura de cada válvula de controle, CV-00N, e a velocidade da bomba de exportação, BP-00K. A seguir, cada uma destas variáveis candidatas será analisada.

**Vazão de *underflow*:** Pode-se observar por meio da Figura 4.4 que esta variável está acoplada à dinâmica de densidade de *underflow*,  $\rho_U$ , e também ao nível dos três tanques pulmão, aqui representados pelo seu nível médio,  $\bar{H}_{TP}$ .

**Válvulas de controle:** Cada uma das válvulas de controle possuem acoplamento com o nível do tanque pulmão no qual elas estão conectadas,  $H_{TPN}$ , além de também estarem acopladas ao nível do tanque de armazenamento,  $H_{TA}$ .

**Bombas de exportação:** As bombas de exportação, BP-00K, não são capazes de entregar

uma boa controlabilidade. Explica-se: caso o nível do tanque de alimentação,  $H_{TA}$ , suba e seja necessário aumentar a vazão de exportação,  $q_{FDK}$ , mais polpa seria bombeada ao filtro. O filtro, por sua vez, possui capacidade limitada de desaguamento, o que significa que uma sobrealimentação de polpa resultaria em um transbordo do filtro; todo material transbordado retornaria por meio de linhas de transbordo,  $q_T$ , ilustradas na Figura 4.4. Logo, a velocidade das bombas de exportação não será considerada como uma variável manipulada, sendo vista como uma perturbação ao sistema. Por motivo semelhante, as bombas de exportação de filtros prensa, BP-00N, também não podem ser manipuladas e serão vistas pelo sistema como perturbações.

Ao fim desta breve análise, pode-se concluir que o grau de liberdade do sistema é reduzido: existem 2 variáveis manipuladas para se controlar 3 variáveis de processo. Deste modo, uma correta atribuição de MV's e PV's torna-se essencial para uma operação adequada do processo. As correlações entre variáveis manipuladas e variáveis de processo são especialmente importantes em processos onde o grau de liberdade é reduzido.

Com o grau de liberdade reduzido, o uso de estratégias de controle por restrição tornam-se parte das duas soluções propostas. A primeira, ARC 1, é composta por controladores PI organizados em um conjunto de estratégias *override* e cascata. A segunda, ARC2, possui os mesmos controladores que ARC1, sendo que apenas o controlador de nível médio dos tanques pulmão foi substituído por um controlador *Fuzzy PD+I* não linear. Em todos os casos, foi assumido que válvulas de controle são instaladas nas saídas dos tanques pulmão. O diagrama da Figura 4.5, ilustra a organização dos controladores, na etapa de transporte e armazenamento, para as duas estratégias.

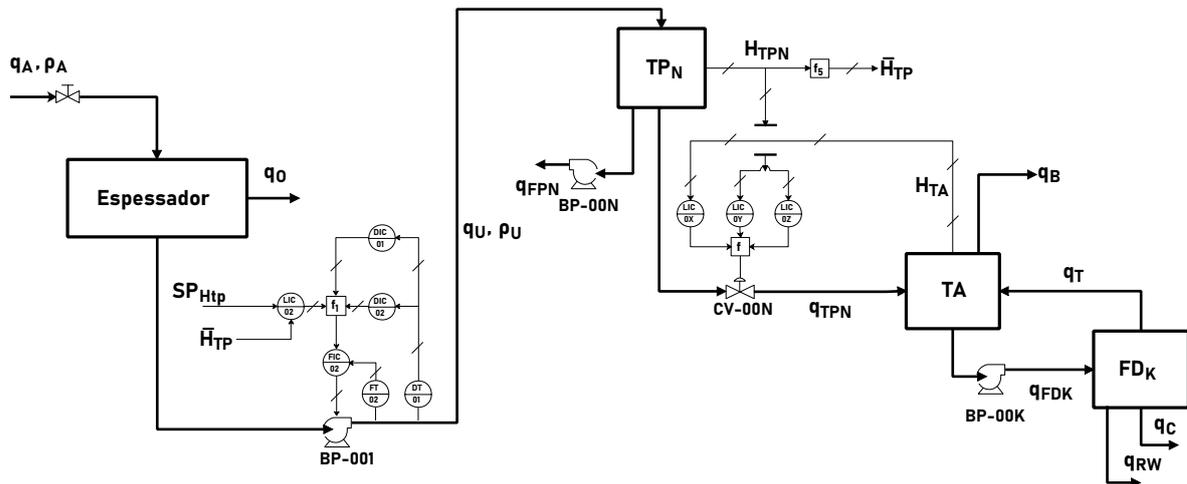


Figura 4.4: Diagrama simplificado do circuito de desaguamento.

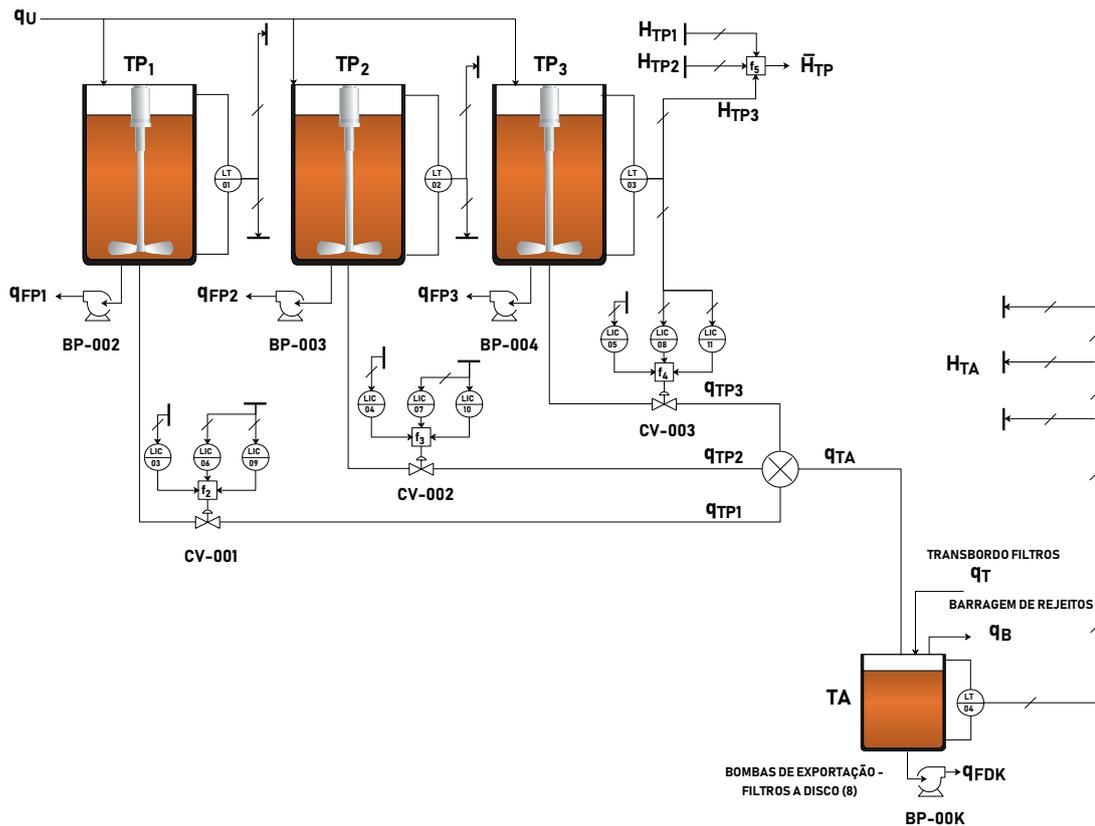


Figura 4.5: Estratégia de Controle Proposta - Armazenamento e Transporte de Polpa.

#### 4.2.1. Estratégia de Controle Regulatório Avançado 1 - ARC1

O nível do tanque de armazenamento é normalmente controlado por meio da manipulação da abertura das três válvulas de controle, CV-001/2/3, ilustradas na Figura 4.5. Em condições anormais de operação, como o desligamento de uma das oito bombas de exportação, BP-00K, ocorrerá um desbalanceamento entre as vazões  $q_{FDK}$  e  $q_{TA}$ . Naturalmente, as válvulas de controle de nível irão restringir a vazão  $q_{TA}$ , mantendo  $H_{TA}$  em seu *setpoint*. Deste modo, com as válvulas restringidas, o desbalanceamento entre vazões passará a existir entre  $q_{TA}$  e  $q_U$ , fazendo os níveis  $H_{TP1,2,3}$  subirem. Neste caso, controladores de restrição, de nível máximo e mínimo, podem ser utilizados, de modo a prevenir que os limites operacionais sejam ultrapassados em cada um dos tanques pulmão. Para cada válvula CV-001/2/3, existirão três controladores, cujas saídas serão conectadas por meio de seletores,  $f_{2,3,4}$ , mostrados na Figura 4.5.

O Algoritmo 2 descreve o funcionamento dos seletores  $f_{2,3,4}$ . Como exemplo, considere o controle da válvula CV-001: Em condições normais, o sinal que comandará a válvula será  $u_5$ , saída do controlador LIC03, que controla o nível  $H_{TA}$ . Caso o nível do tanque pulmão 1,  $H_{TP1}$ , atingir um limiar de nível máximo ou mínimo, a válvula CV-001 deixará de controlar  $H_{TA}$  e passará a ser manipulada por  $u_6$  ou  $u_7$ , visando controlar o nível  $H_{TP1}$  em seu valor máximo ou mínimo. O mesmo raciocínio se estende aos controladores das válvulas CV-002 e CV-003.

Vale ressaltar que esta configuração traz modularidade ao sistema, pois apenas as válvulas conectadas a tanques pulmão em situação de restrição deixam de controlar o tanque de alimentação.

---

**Algoritmo 2:** Seletor *override* - Válvulas de Controle CV001/2/3

---

```
if  $u_{7/10/13} > u_{5/8/11}$  then  
  |  $u_{seletor} = u_{7/10/13}$ ;  
else if  $u_{6/9/12} < u_{5/8/11}$  then                                /* else if */  
  |  $u_{seletor} = u_{6/9/12}$ ;  
else  
  |  $u_{seletor} = u_{5/8/11}$ ;  
end                                /* else */
```

---

Para cada válvula, foram utilizados três controladores PI, como mostrado na Figura 4.5:

- LICs 03, 04 e 05: Controladores responsáveis por regular o nível do tanque de alimentação ( $MVs = u_5, u_8, u_{11}$ ,  $PV = y_7$ );
- LICs 06, 07 e 08: Controladores de restrição de nível mínimo de cada tanque pulmão ( $MVs = u_6, u_9, u_{12}$ ,  $PVs = y_4, y_5, y_6$ );
- LICs 09, 10 e 11: Controladores de restrição de nível máximo de cada tanque pulmão ( $MVs = u_7, u_{10}, u_{13}$ ,  $PVs = y_4, y_5, y_6$ );

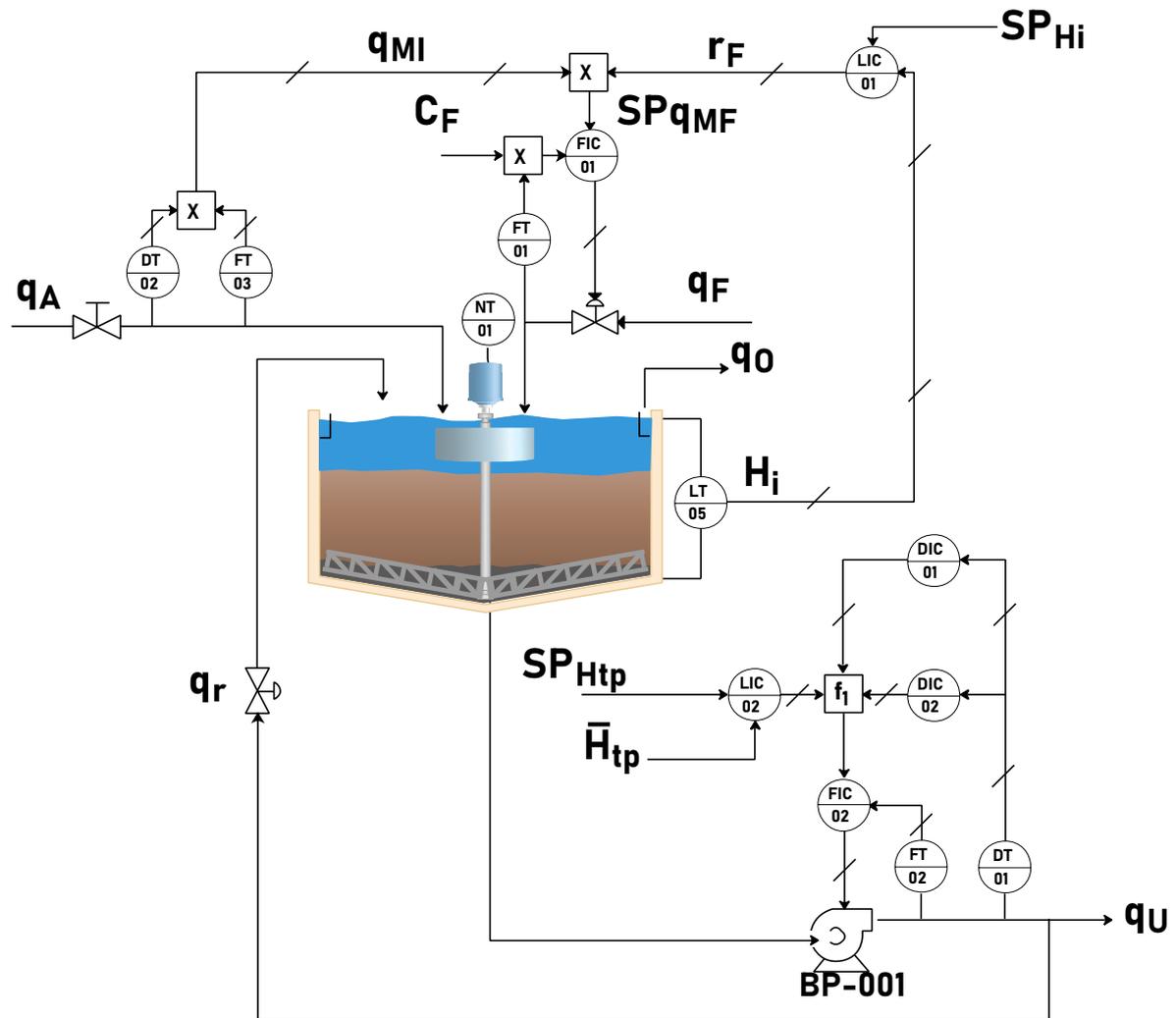


Figura 4.6: Estratégia de Controle Proposta - Espessamento.

Como discutido, os controladores que manipulam as válvulas CV-001/2/3 e visam controlar os níveis  $H_{TP1,2 e 3}$ , entrarão em operação apenas quando os limites operacionais dos tanques pulmão são atingidos. Deste modo, para que os níveis dos tanques pulmão sejam controlados em torno de um *setpoint*, deve-se recorrer ao uso de outra variável manipulada. Neste caso, a vazão de *underflow* torna-se a única candidata disponível. Este estratégia é ilustrada na Figura 4.6, onde o controlador LIC02 é responsável por controlar o nível médio do conjunto de tanques pulmão,  $\bar{H}_{TP}$ .

Ao mesmo tempo, controladores de restrição de densidade máxima, DIC02, e mínima, DIC01, devem ser utilizados, de modo que a bomba passe a controlar uma destas restrições em casos especiais. Observe que os três controladores estão em cascata com o controlador de vazão FIC02, por motivos já discutidos na Seção 3.1.

O seletor deverá verificar a cada instante se uma das restrições foi ultrapassada, como descrito pelo algoritmo 3:

---

**Algoritmo 3:** Seletor *override* - Bomba BP-001

---

```
if  $u_4 > u_2$  then  
  |  $u_{seletor} = u_4;$   
else if  $u_3 < u_2$  then /* else if */  
  |  $u_{seletor} = u_3;$   
else /* else */  
  |  $u_{seletor} = u_2;$   
end
```

---

Onde  $u_4$  e  $u_3$  são os sinais dos controladores de restrição de densidade máxima, DIC02, e mínima, DIC01, respectivamente. Estes controladores possuem ação direta, sendo que o  $u_4$  tenderá a saturar em seu valor mínimo e  $u_3$  tenderá a saturar em seu valor máximo. O sinal do controlador de nível médio dos tanques pulmão  $u_2$ , possui ação reversa e será o sinal predominante enquanto todas as restrições forem atendidas.

Em condições normais de operação, o valor da densidade de *underflow* estará dentro dos limites operacionais, portanto, o sinal  $u_4$  estará saturado em um valor mínimo e  $u_3$  estará saturado em um valor máximo. Ao mesmo tempo, o sinal  $u_2$  estará dentro destes limites, efetivamente atuando sobre a vazão da bomba centrífuga. Caso, por exemplo, o limite de densidade máxima seja atingido, o sinal de controle  $u_4$  começará a aumentar e quando se tornar maior que o sinal  $u_2$ , ele passará a ser o sinal efetivamente aplicado na malha de vazão da bomba centrífuga. Os três controladores serão gerenciados pelo algoritmo de *override* e estarão em cascata com um controlador de vazão, da seguinte maneira:

- LIC 02: Controlador responsável por regular o nível médio dos tanques pulmão (MV =  $u_2$ , PV =  $y_3$ );
- DIC 01: Controlador de restrição de densidade mínima (MV =  $u_3$ , PV =  $y_2$ );
- DIC 02: Controlador de restrição de densidade máxima (MV =  $u_4$ , PV =  $y_2$ );
- FIC 02: Controlador de vazão de *underflow* (escravo) (MV =  $u_1$ , PV =  $y_1$ ).

Os tanques pulmão, apesar de desacoplados entre si, são mantidos em um nível muito próximo uns dos outros, pois a malha LIC 02 é responsável pelo controle de nível médio destes tanques.

### Modelagem e Sintonia dos Controladores

Para a identificação dos modelos, testes em degrau em torno dos pontos de operação de cada processo foram realizados. Em seguida os dados obtidos foram processados por um algoritmo de identificação de sistemas pelo método de mínimos quadrados não recursivo (LS), proposto por Isermann e Münchhof (2010) e implementado neste trabalho.

A Tabela 4.1 a seguir resume todos os modelos encontrados.

Tabela 4.1: Modelos Estimados pelo Método de Mínimos Quadrados Não Recursivo.

MV	PV						
	y1	y2	y3	y4	y5	y6	y7
u1	$\frac{16,81}{1,31s+1}e^{-1,88s}$	a	a	a	a	a	a
u2,3,4	1	$\frac{-0,70}{1372,60s+1}e^{-19,50s}$	$\frac{0,00003}{s}e^{-6,50s}$	a	a	a	a
u5,6,7	-	-	a	$\frac{-6,10}{9008,2s+1}e^{-11,50s}$	-	-	$\frac{0,0025}{s}e^{-6,50s}$
u8,9,10	-	-	a	-	$\frac{-6,10}{9008,2s+1}e^{-11,50s}$	-	$\frac{0,0025}{s}e^{-6,50s}$
u11,12,13	-	-	a	-	-	$\frac{-6,10}{9008,2s+1}e^{-11,50s}$	$\frac{0,0025}{s}e^{-6,50s}$

Legenda:

y1 - Vazão de *Underflow* y2 - Densidade de *Underflow* y3 - Nível Médio TP's ( $y_3 = \frac{y_4+y_5+y_6}{3}$ ) y4 - Nível TP1

y5 - Nível TP2 y6 - Nível TP3 y7 - Nível TA

u1 - FIC02 u2 - LIC02 u3 - DIC01 u4 - DIC02 u5 - LIC03 u6 - LIC06 u7 - LIC09

u8 - LIC04 u9 - LIC07 u10 - LIC10 u11 - LIC05 u12 - LIC08 u13 - LIC11

a - Existe um acoplamento entre o par ( $u_i, y_j$ ), mas o modelo não foi estimado por não ter sido projetada uma malha de controle para o par.

Os controladores para os processos modelados como dinâmicas de primeira ordem foram sintonizados pelo método IMC, proposto por Rivera *et al.* (1986) e aprimorado por Rivera (1999). Os ganhos são calculados da seguinte maneira para um controlador PI:

$$K_p = \frac{2\tau + \theta}{K \cdot 2\lambda}, \quad (4.1)$$

$$T_i = \tau + \frac{\theta}{2}. \quad (4.2)$$

onde  $\lambda$  seja compatível com a restrição dinâmica do sistema, ou seja,  $\lambda > 1,7\theta$ .

Estes parâmetros se aplicam a sistemas de primeira ordem com atraso, onde  $\tau$  é a constante de tempo, K é o ganho estático e  $\theta$  é o atraso. O parâmetro de ajuste é chamado de  $\lambda$  e indica o desempenho desejado para a constante de tempo do sistema em malha fechada.

Já os processos modelados como dinâmicas integradoras com atraso foram sintonizados pelo método SIMC, proposto por Skogestad (2003).

$$K_p = \frac{1}{K'(\tau_c + \theta)}, \quad (4.3)$$

$$T_i = 4(\tau_c + \theta). \quad (4.4)$$

onde  $K'$  é o ganho estático do sistema integrador e  $\tau_c$  equivale a  $\lambda$ .

Na tabela 4.2, os ganhos de todos os controladores são apresentados.

Tabela 4.2: Ganhos dos Controladores - ARC1.

Controlador	Parâmetros			
	$K_p$	$T_i$	$\lambda$	$\tau_c$
FIC02	0,07	2,25	1,88	-
DIC01,02	-65,83	1382,30	30,00	-
LIC02	1372,60	86,00	-	15,00
LIC06...11	-29,55	9014,00	50,00	-
LIC03,04,05	24,24	66,00	-	10

Controladores PID digitais na forma de equações à diferenças são amplamente utilizados na indústria. Segundo Seborg *et al.* (2010), para pequenos tempos de amostragem,  $\Delta t$  (em relação à constante de tempo dominante do sistema,  $\tau$ ), as aproximações de integrais e derivadas por diferenças finitas apresentam aproximações razoavelmente precisas em relação a um controlador PID contínuo. Logo, ganhos obtidos para um controlador contínuo podem usualmente ser utilizados em versões digitais de controladores PID. Como discutido por Isermann (1989), os controladores PID contínuos e discretos terão essencialmente o mesmo comportamento desde que  $\Delta t/T_i \leq 0,1$ . Astrom e Witenmark (1997) discutiram o efeito do tempo de amostragem para o projeto de uma ampla gama de controladores digitais. O tempo de amostragem utilizado nos controladores propostos foi  $\Delta t = 0,1s$ , logo, pode-se observar por meio da tabela 4.2, que todos os ganhos obtidos podem ser diretamente utilizados nos controladores digitais.

#### 4.2.2. Estratégia de Controle Regulatório Avançado 2 - ARC2

O controlador LIC02, projetado na estratégia ARC1, busca manter o nível médio dos tanques pulmão em seu *setpoint*. O controlador foi projetado e sintonizado de modo que desvios no erro de nível sejam rapidamente corrigidos, resultando em ações rápidas e agressivas na vazão de *underflow*. Esta abordagem traz um problema: manipulações agressivas na vazão podem causar grandes flutuações no nível da camada mais espessa,  $H_i$ . Como discutido nas seções 1.3 e 2.1, variações frequentes na bomba de *underflow* podem causar vertência de sólidos em vazões muito baixas ou operação em curto-circuito em vazões muito altas. Buscando compensar estas desvantagens, uma outra maneira de controlar o nível médio dos tanques pulmão, consiste em projetar o controlador LIC02 com base no conceito de *averaging level control*, já discutido no Capítulo 3. A vantagem de se utilizar tal estratégia é que as manipulações na vazão ocorrerão de forma mais suave, reduzindo a variabilidade do nível na camada mais espessa. Além disso, a densidade de *underflow* não sofrerá grandes variações, se mantendo próxima ao seu valor limiar máximo para o processo.

Conforme discutido por Betancourt *et al.* (2013), uma condição para a operação de es-



nível médio dos tanques pulmão foi de 25% com um máximo desvio  $e_{max} = 65\%$ , podendo então atingir o máximo nível de 90%. Os ganhos obtidos foram  $K_p = 5,83$  e  $T_i = 18534 s$ .

Para que os universos de discurso fossem facilmente ajustados, os ganhos de entrada e saída foram calculados pelo método proposto por Fileti *et al.* (2007) e adaptado por Zhao *et al.* (2014):

$$GE = \frac{4}{e_{max}}, \quad (4.5)$$

$$GCE = 0, \quad (4.6)$$

$$GU = \frac{GU^*}{8}, \quad (4.7)$$

deste modo, o universo de discurso da variável de entrada será normalizado em função do máximo erro ( $e_{max}$ ).

Em seguida, as equações 3.38 e 3.40 foram utilizadas para o cálculo de GU e GIE.

Como a maior parte das perturbações do circuito exigem que se restrinja a vazão enviada ao tanque de armazenamento, o *setpoint* de 25% foi escolhido de modo que o tanque possua um maior volume disponível para acumular polpa durante perturbações. No entanto, pode-se perceber que caso o controlador apresente um comportamento de banda morta em toda a sua faixa de atuação, a sintonia para um desvio máximo de 65% tornaria o tanque suscetível a esvaziamentos. Com o intuito de evitar tais esvaziamentos, o controlador foi projetado para apresentar um comportamento de banda morta apenas para erros negativos, onde o nível é maior que o *setpoint* e pode encher até 90%. Para erros positivos, o controlador deve apresentar um comportamento linear e mais agressivo, evitando esvaziamentos. Para atingir tais objetivos, as funções de pertinência foram modeladas como ilustrado na Figura 4.8a e foram utilizadas 5 *singletons* de conclusão, como mostrado na Figura 4.8b.

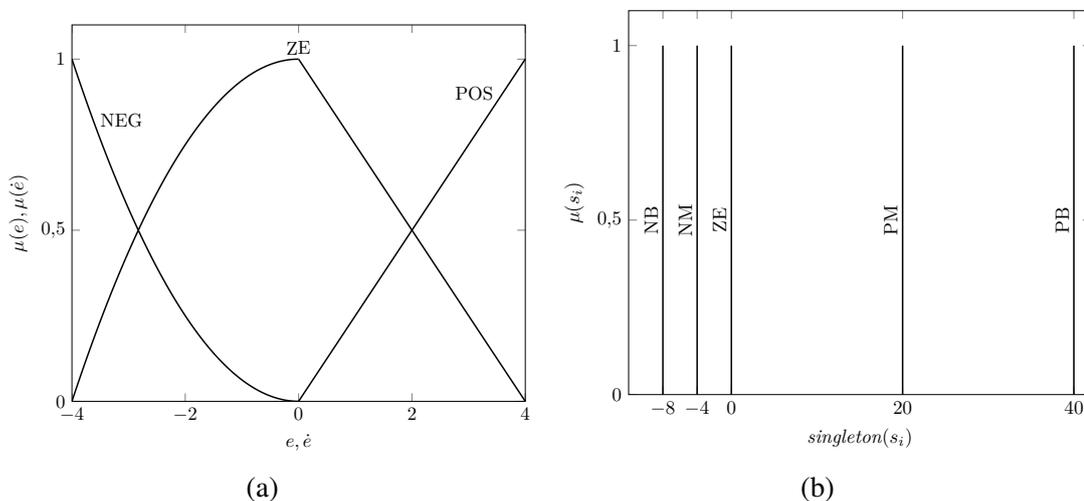


Figura 4.8: Funções de Pertinência - Controlador Proposto.

Devido as características dinâmicas do processo, optou-se por utilizar um controlador P+I não linear, definindo um ganho derivativo igual a zero. Assim, o universo de saídas do controlador *Fuzzy* deixa de ser uma superfície e torna-se uma curva unidimensional (Figura 4.9). Pode-se observar que neste caso, a saída do controlador *fuzzy* funcionará como uma estrutura que gera um valor de saída  $e^*$ . Analisando a Figura 4.9, pode-se perceber que para erros negativos, o sinal de saída apresenta um comportamento de banda morta. Para erros positivos, o controlador apresenta comportamento linear e pode-se observar que o ganho estático, apresenta uma magnitude 5 vezes maior do que para erros negativos. Isto ocorre pois as *singletons* de conclusão PM e PB foram projetadas com amplitude 5 vezes maior que NM e NB, de modo que o controlador seja mais agressivo nesta região.

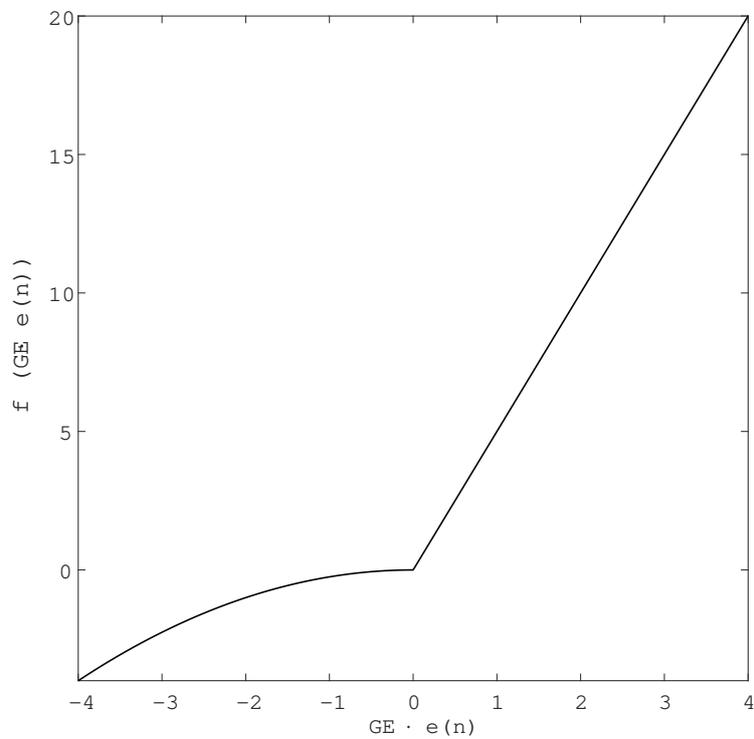


Figura 4.9: Controlador Fuzzy - Universo de Saídas.

## 5. Resultados e Discussões

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos por meio de simulações dinâmicas em 4 cenários diferentes. As duas estratégias de controle propostas, ARC1 e ARC2, foram implementadas no software Simulink da desenvolvedora MathWorks. Em seguida, um servidor OPC foi utilizado para realizar a comunicação entre as variáveis do sistema de controle e da plataforma de simulação dinâmica.

### 5.1. Cenário 1

Por meio da análise estatística feita na seção 1.3 e pela Figura 5.1, é possível concluir que ocorrência de falhas em até 2 filtros de forma simultânea corresponde a 92% dos casos. Dada a sua representatividade, este cenário foi escolhido para validar as estratégias propostas.

No instante de tempo  $t = 0h$ , a queda de duas bombas de alimentação de filtros a disco foram simuladas e mantidas indefinidamente. Objetivo é observar por quanto tempo a planta poderia ser operada sem que uma parada geral fosse necessária, devido ao nível alto nos tanques.

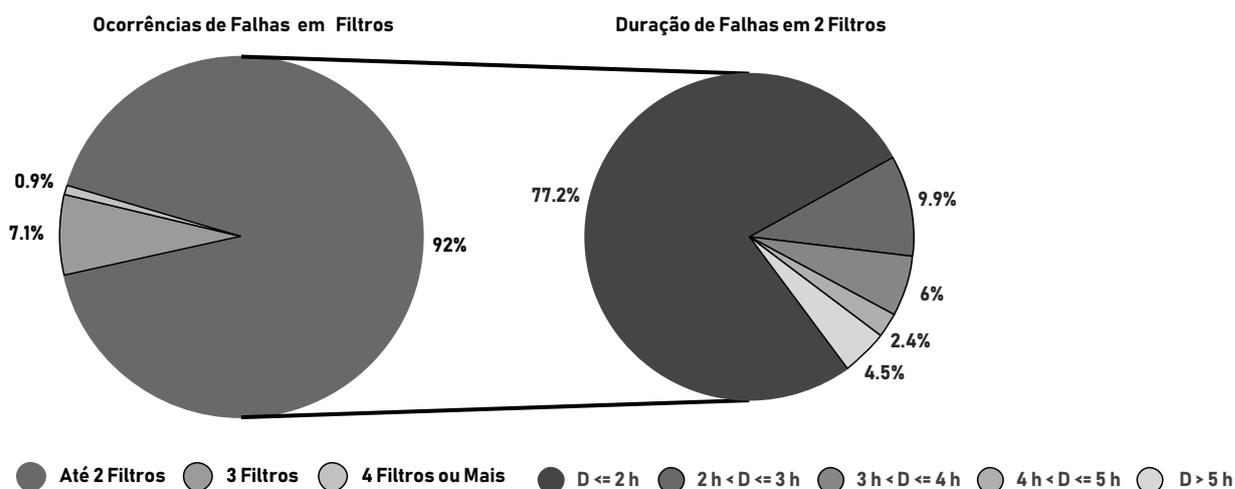


Figura 5.1: Detalhamento de Falhas em 2 Filtros.

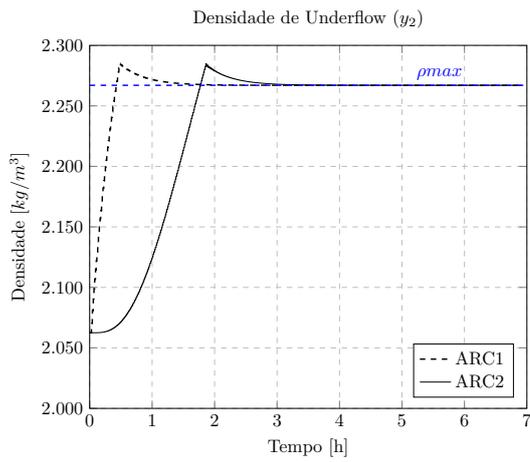
Na Figura 5.2, são apresentados os comportamentos das principais variáveis de processo quando controladas pela estratégias ARC1 e ARC2. As variáveis manipuladas são ilustradas por meio da Figura 5.3. Como as saídas dos controladores estavam sujeitas a um seletor *override*, a variável  $u_s$  foi utilizada para destacar o sinal efetivamente selecionado e aplicado nos atuadores. As malhas das válvulas para os tanques TP2 ( $u_{8,9,10}$ ) e TP3 ( $u_{11,12,13}$ ) foram omitidas em todos os casos por motivos de simplicidade, já que apresentam comportamento similar as malhas do tanque TP1.

No instante  $t = 0h$ , onde ocorre a falha, os controladores LIC 03, 04 e 05 rapidamente restringem a abertura das válvulas, tanto para ARC1 quanto para ARC2, Figura 5.3c, de modo

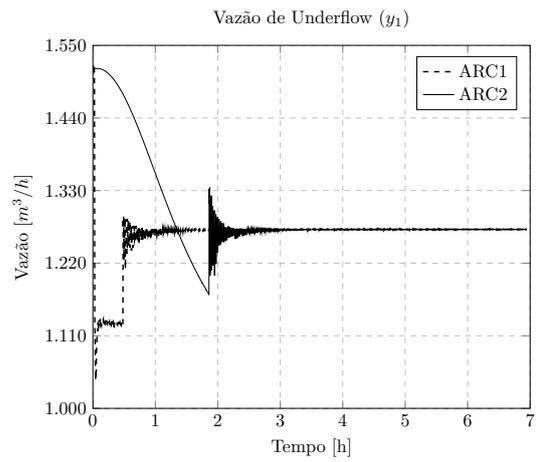
a manter o nível do tanque de alimentação em seu *setpoint*. Como estas válvulas também estão acopladas aos tanques pulmão, no momento em que elas são restringidas, o nível dos tanques pulmão tende a subir, Figura 5.2d.

No caso da ARC1, o controlador LIC 02 foi sintonizado de forma a manter a média de nível dos tanques pulmão em seu *setpoint*, logo, rapidamente a vazão de *underflow* do espessador é reduzida, Figura 5.2b. Com a redução da vazão  $q_U$ , a densidade de *underflow* começa a subir em direção ao limite superior de restrição, Figura 5.2a. Quando este limite é atingido no instante  $t = 0,4h$ , a malha de restrição de densidade máxima, DIC 02, passa a assumir o controle da vazão de *underflow*, Figura 5.3a, fazendo com que o nível dos tanques pulmão comece a subir. Quando o nível dos tanques pulmão atinge uma restrição, no instante  $t = 4,7h$ , as malhas de restrição de nível máximo, LIC 09, 10 e 11, assumem o controle sobre as válvulas, Figura 5.3c. Neste momento, pode-se observar que o sistema encontra-se em um cenário em que as restrições de densidade e nível foram atingidas e não há nenhuma variável manipulada para controlar o nível do tanque de alimentação, fazendo com que o seu nível suba até ocorrer o transbordo no instante  $t = 5,1h$ , Figura 5.2c.

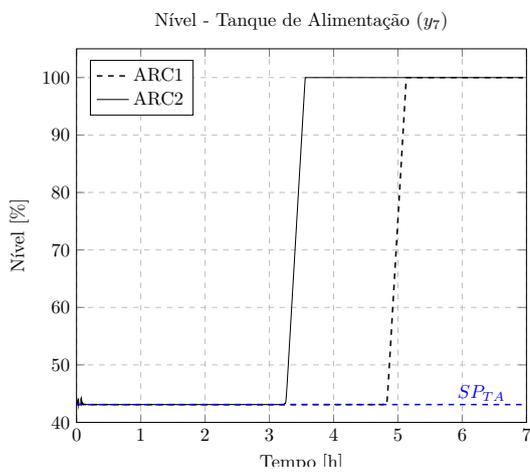
Na estratégia ARC2, o controlador LIC 02 apresenta um comportamento não linear de banda morta, de modo que a atuação na vazão de *underflow* ocorre de forma mais suave, Figura 5.2b, resultando assim, em uma subida no nível dos tanques pulmão, Figura 5.2d. Como consequência, a densidade de *underflow* também sobe de forma mais suave, atingindo sua restrição superior no instante  $t = 1,8h$ , Figura 5.2a. Neste instante, a malha DIC 02 assume o controle da vazão de *underflow*, Figura 5.3b, e faz com que o nível dos tanques pulmão continue a subir. Da maneira análoga à estratégia ARC1, quando o nível dos tanques pulmão atinge o seu limiar no instante  $t = 3,2h$ , as malhas LIC 09, 10 e 11 assumem o controle sobre as válvulas, Figura 5.3d. No instante  $t = 3,6h$ , o tanque de alimentação transborda, Figura 5.2c.



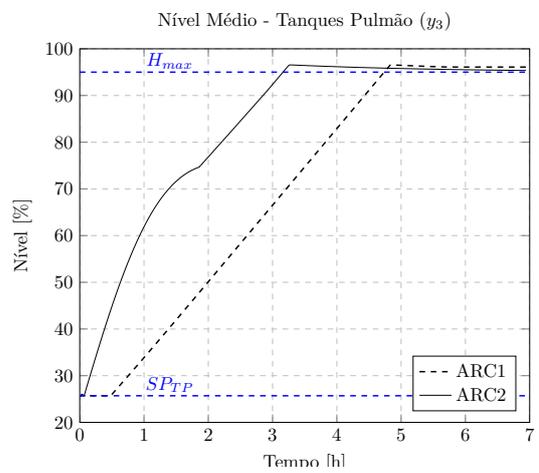
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 5.2: Variáveis de Processo - Cenário 1.

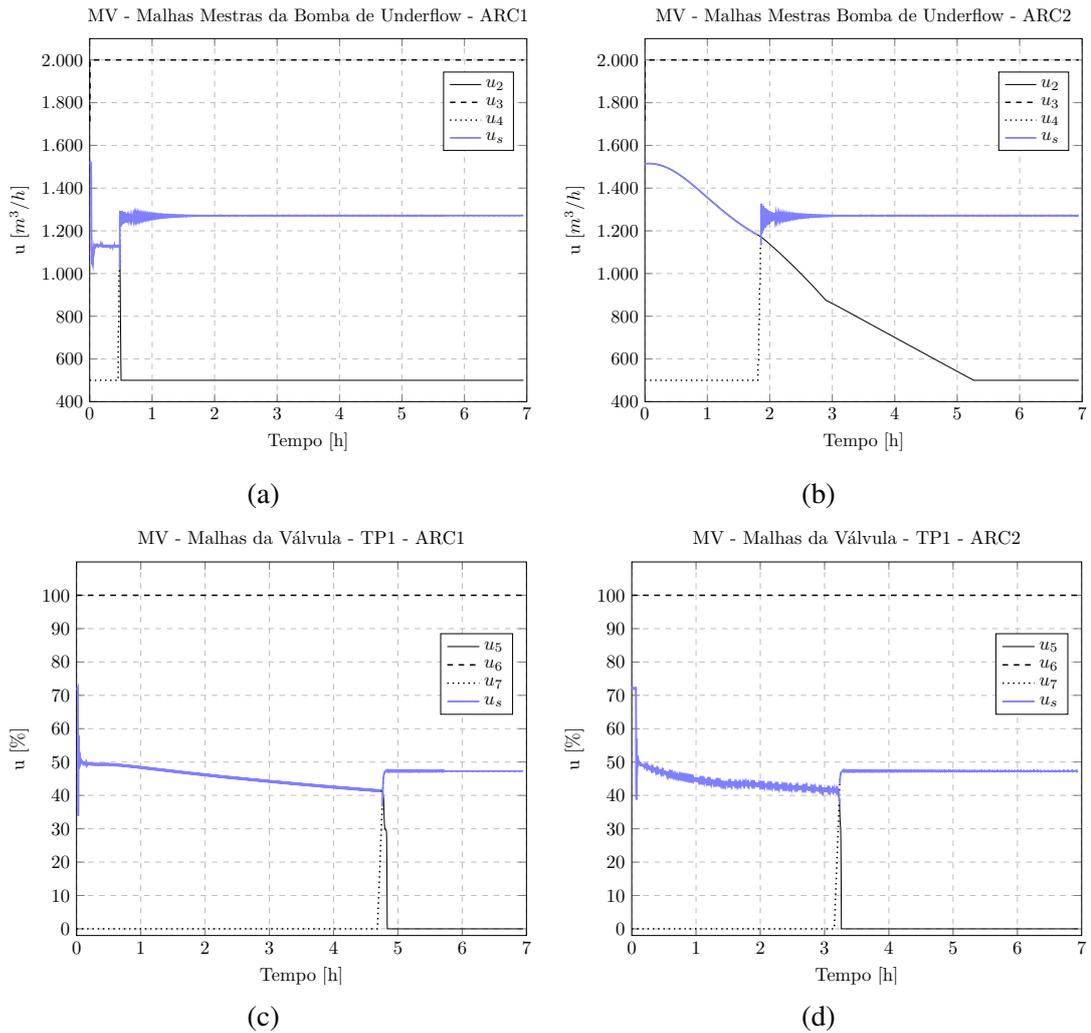


Figura 5.3: Variáveis Manipuladas - Cenário 1.

Por meio da Figura 5.1, observa-se que em casos onde falhas ocorreram em dois filtros de forma simultânea, 87,1% das paradas possui duração inferior a três horas e 95,5% das paradas duraram menos que 5 horas. Deste modo, ambos os controladores seriam capazes de garantir a continuidade de operação na maioria das ocorrências de falha. A diferença de 1,5 h de produção total entre as duas estratégias se dá pelo fato de que, na estratégia ARC2, a vazão de *underflow* é manipulada de forma mais suave pelo controlador LIC 02. Esta manipulação mais suave permite manter a densidade de *underflow* mais próxima de seu *setpoint* durante um maior intervalo de tempo, sob a penalidade de variar menos a vazão  $q_U$ , levando o sistema a atingir a restrição de nível alto mais rapidamente.

## 5.2. Cenário 2

Com o intuito de analisar o comportamento das variáveis do processo para casos onde o sistema retorna após uma falha, o cenário 2 foi testado. Neste cenário, no instante  $t = 0,1h$ , dois filtros falham simultaneamente, assim como no cenário 1. No entanto, a duração da falha

é agora de apenas 1 h para os dois filtros.

Na Figura 5.4, são apresentados os comportamentos das principais variáveis de processo quando controladas pela estratégias ARC1 e ARC2. As variáveis manipuladas são ilustradas por meio da Figura 5.5. A variável  $u_s$  foi novamente utilizada para destacar o sinal efetivamente selecionado e aplicado nos atuadores e as malhas das válvulas para os tanques TP2 ( $u_{8,9,10}$ ) e TP3 ( $u_{11,12,13}$ ) foram novamente omitidas pelos mesmos motivos já discutidos.

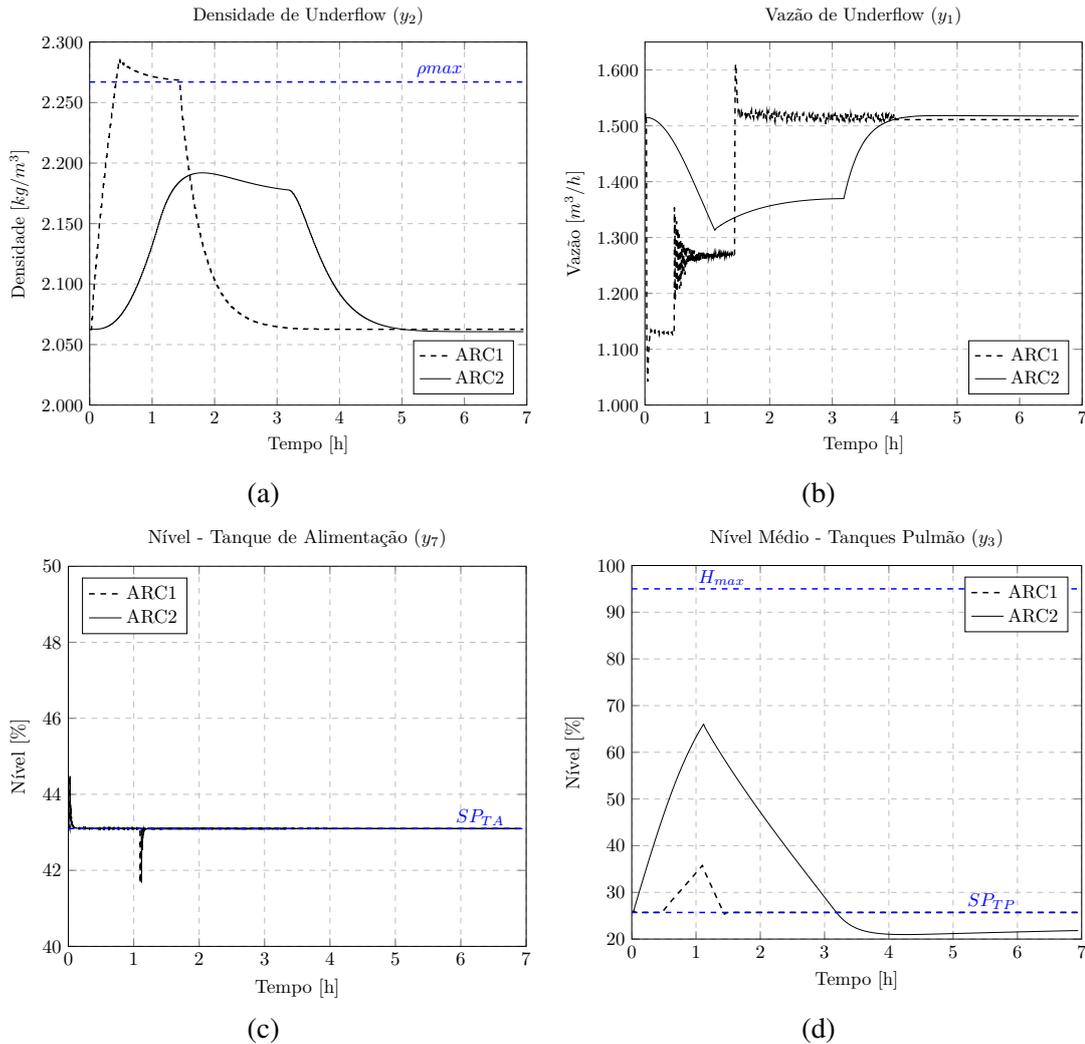


Figura 5.4: Variáveis de Processo - Cenário 2.

Neste cenário, os tanques não sofrem transbordo e todas as variáveis de processo retornam aos valores de equilíbrio. Observe que a densidade e vazão retornam aos seus valores iniciais, pois quando as duas bombas voltam da situação de falha, a capacidade do circuito se restaura, permitindo que a vazão do espessador retorne ao seu valor nominal, e por consequência, a densidade retorna ao seu valor inicial. Como o controlador LIC 02 da estratégia ARC1 atua de forma mais agressiva, a densidade de *underflow* cresce de forma mais abrupta, atingindo o valor de restrição no instante  $t = 0,5h$ , Figura 5.4a. Neste instante, a malha DIC 02 assume o controle sob  $q_U$ , Figura 5.5a, e o nível dos tanques pulmão começa a subir, Figura 5.4d. No

instante  $t = 1,1h$ , as bombas que alimentam os filtros voltam a operar. As malhas LIC 03, 04 e 05 passam a atuar nas válvulas em uma abertura maior, Figura 5.5c, permitindo que o nível dos tanques pulmão volte a cair, se aproximando do *setpoint*. No instante  $t = 1,4h$ , o sinal do controle do controlador LIC 02 volta a ficar maior que o sinal do controlador DIC 02, Figura 5.5a, voltando a controlar o nível médio dos tanques pulmão.

Para a estratégia ARC2, a densidade de *underflow* varia de forma mais suave, não tendo atingido restrições em nenhum instante. Isto se deve ao fato de o controlador LIC 02 atuar de forma mais suave na vazão de *underflow*, permitindo um grande desvio no nível médio dos tanques pulmão, que retorna ao *setpoint* com o passar do tempo.

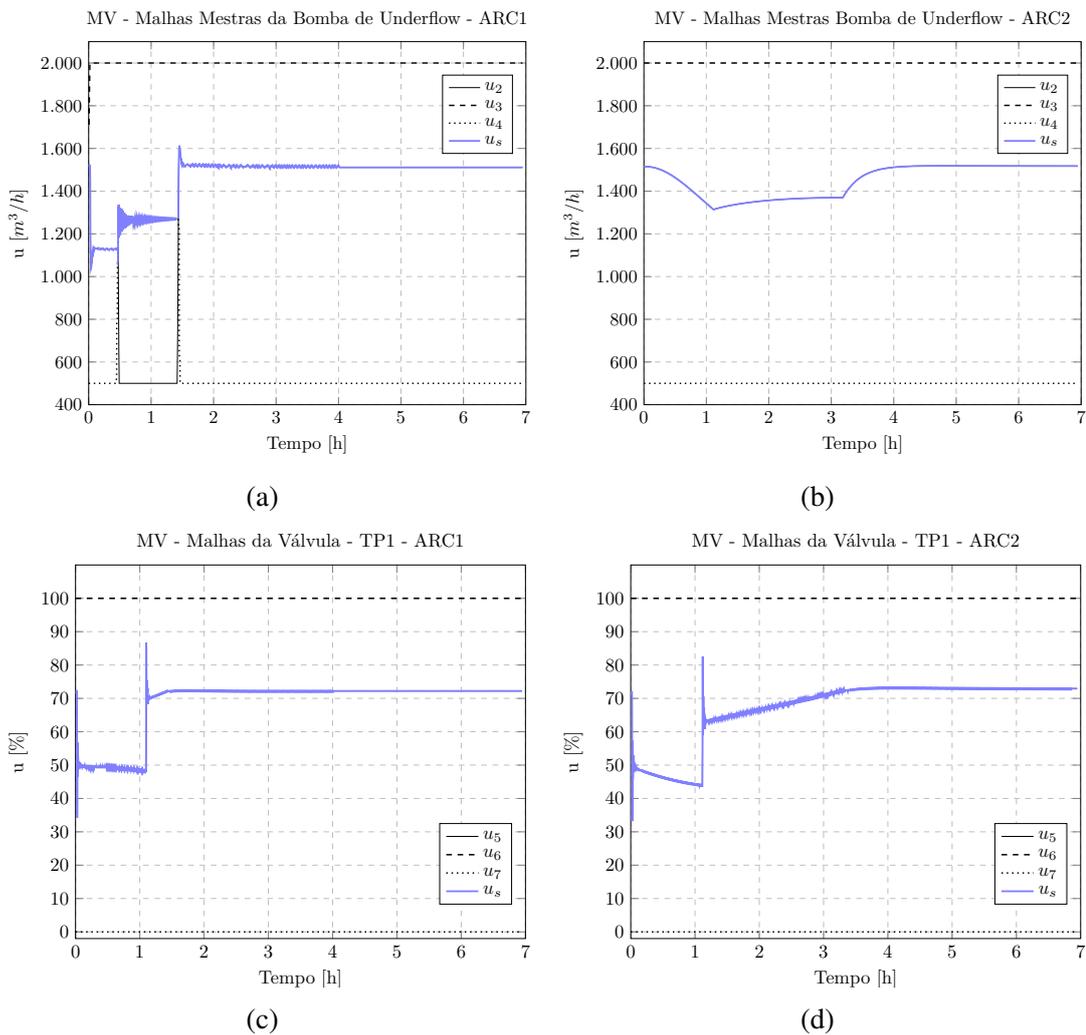


Figura 5.5: Variáveis Manipuladas - Cenário 2.

### 5.3. Cenário 3

Os cenários 3 e 4 foram destinados a testar outras perturbações que podem afetar o sistema. Neste cenário, um conjunto de perturbações na vazão de alimentação dos filtros prensa ( $q_{FP}$ ) são simulados. Estas variações são ilustradas na Figura 5.6. Variações na vazão  $q_{FP}$  repercutem diretamente sobre o nível dos tanques pulmão.

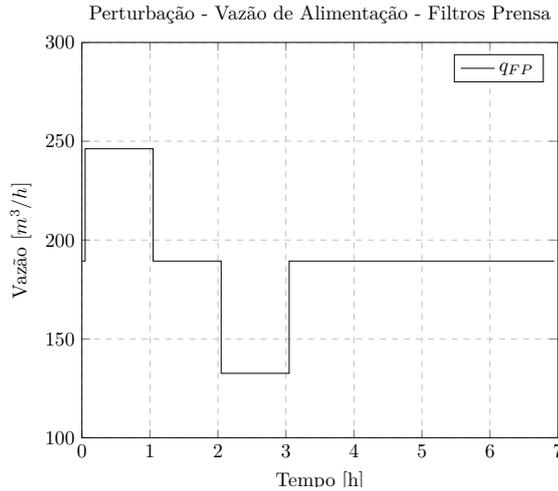


Figura 5.6: Perturbações - Vazão Filtros Prensa.

Na Figura 5.7, são apresentados os comportamentos das principais variáveis de processo quando controladas pela estratégias ARC1 e ARC2. As variáveis manipuladas são ilustradas por meio da Figura 5.8. Observe mais uma vez o uso de  $u_s$  e a omissão dos sinais  $u_{8,9,10}$  e  $u_{11,12,13}$ .

Pode-se observar por meio da Figura 5.7d, que o nível dos tanques pulmão não sofreu variações no caso da ARC1 para nenhuma das perturbações na vazão  $q_{FP}$ .

No caso da ARC2, variações significativas ocorreram no nível do tanque pulmão. No instante  $t = 0,1h$ , a vazão que alimenta os filtros prensa aumenta em 30% e permanece neste valor por uma hora, até se estabilizar no instante  $t = 1,1h$ . No instante  $t = 2,1h$ ,  $q_{FP}$  sofre uma queda de mesma amplitude, permanecendo neste valor durante uma hora e estabilizando no instante  $t = 3,1h$ . Na ARC2, observa-se que para a primeira perturbação, que causa uma queda no nível dos tanques pulmão, a ação do controlador LIC 02 é mais agressiva, permitindo um desvio máximo de 5,56% no nível. Já para o caso onde a perturbação causou um aumento no nível dos tanques pulmão, o controlador LIC 02 apresentou uma resposta muito mais suave, permitindo um desvio consideravelmente maior no nível, igual a 21,6%. Isto ocorre pois o controlador LIC 02 foi projetado com uma dinâmica não linear, que torna possível manter o tanque pulmão em um *setpoint* de nível diferente de 50%, garantindo que ele atue com um máximo desvio de nível superior diferente do máximo desvio para o nível inferior. Neste caso, o *setpoint* de 25% foi escolhido para dar mais margem ao tanque encher sob situações de perturbações na planta, como a falha em filtros a disco. No caso da estratégia ARC1 o controlador é linear e mais agressivo.

Esta afirmação fica mais clara ao se comparar as curvas na Figura 5.8. Observa-se que para a ARC1, Figura 5.8a, a ação do controlador possui mesma amplitude nos instantes  $t=0,1$  h,  $t=1,1$  h,  $t=2,1$  h e  $t=3,1$  h. Já para a ARC2, Figura 5.8b, a amplitude para erros negativos é muito menor.

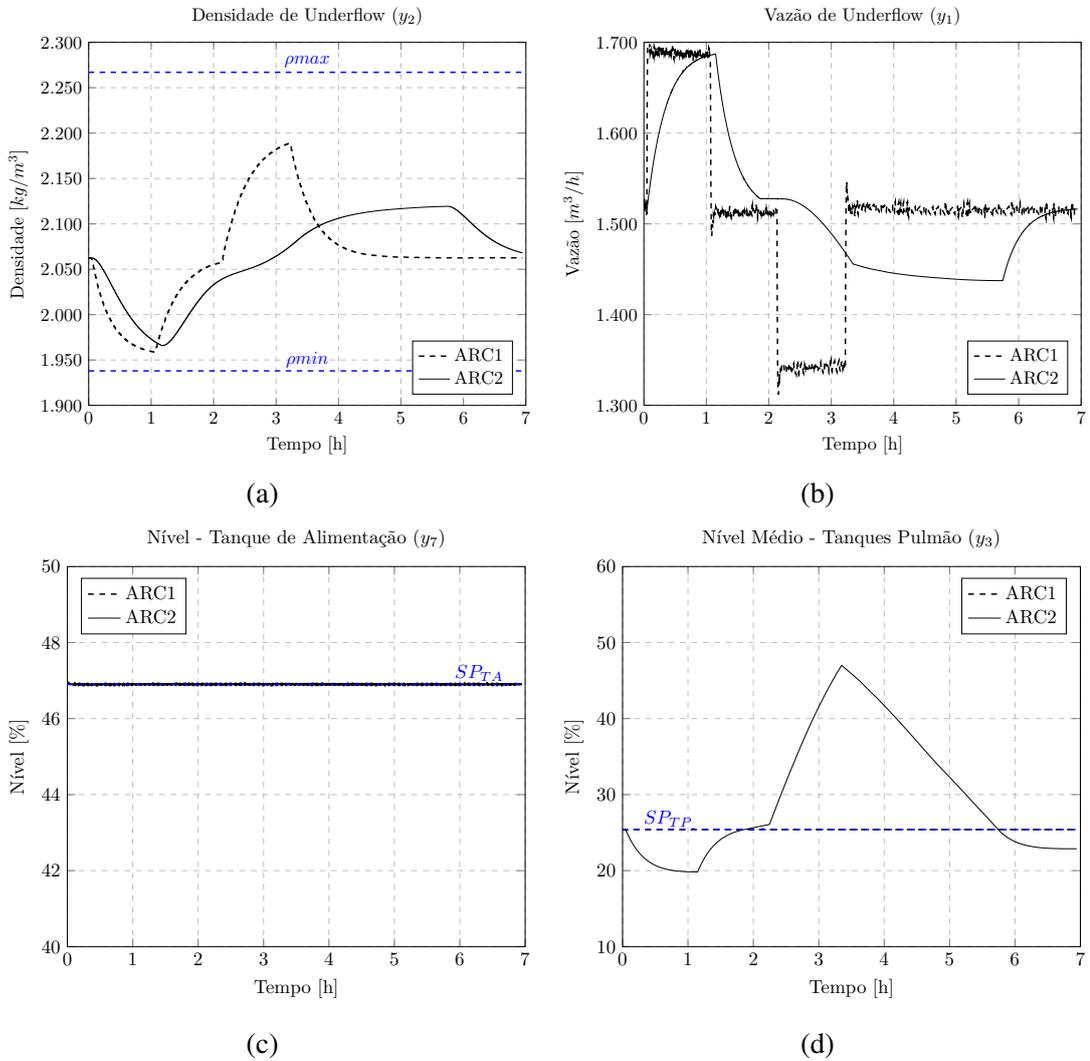


Figura 5.7: Variáveis de Processo - Cenário 3.

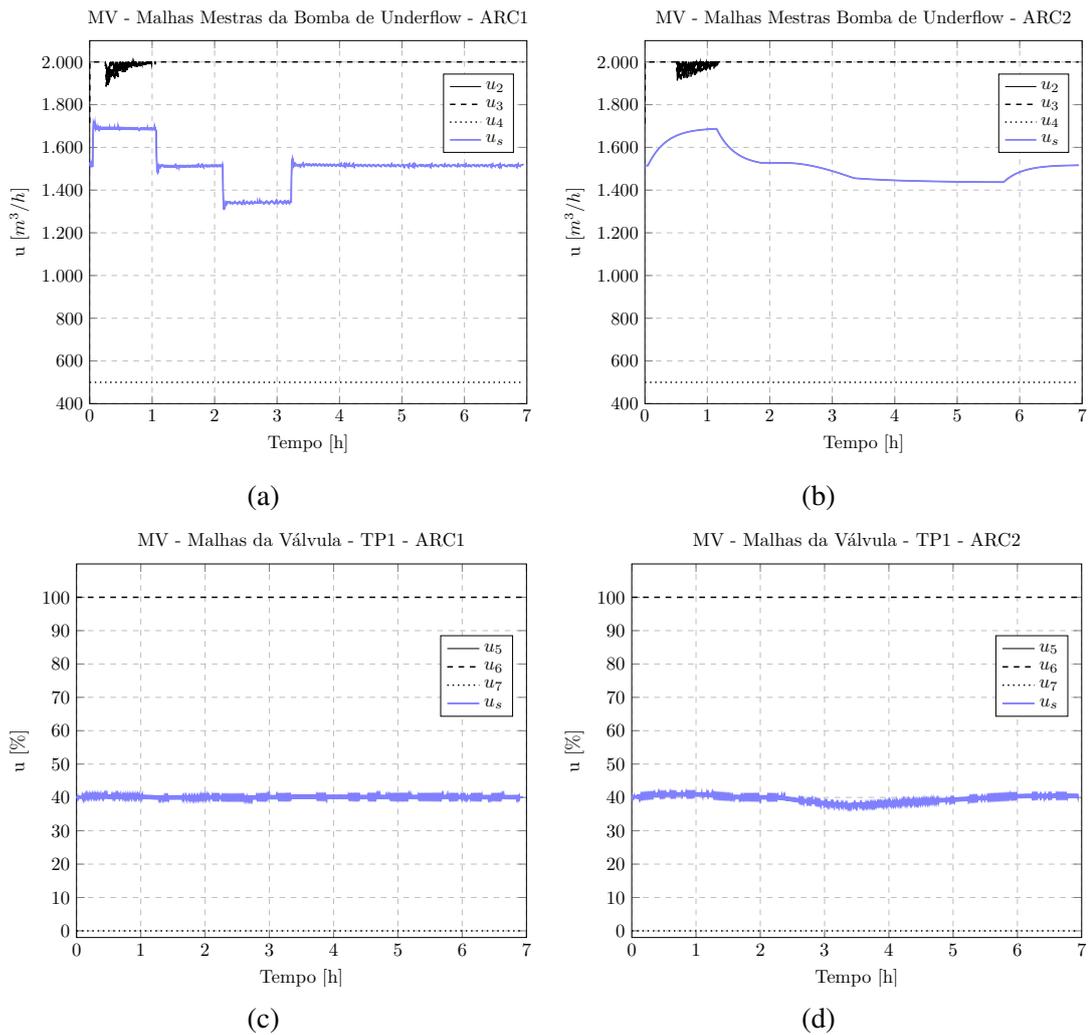


Figura 5.8: Variáveis Manipuladas - Cenário 3.

## 5.4. Cenário 4

Outra fonte de perturbações para o sistema consiste em variações na vazão e densidade de alimentação do espessador. Um conjunto de perturbações nestas duas variáveis foram testados no cenário 4. As perturbações são ilustradas por meio da Figura 5.9.

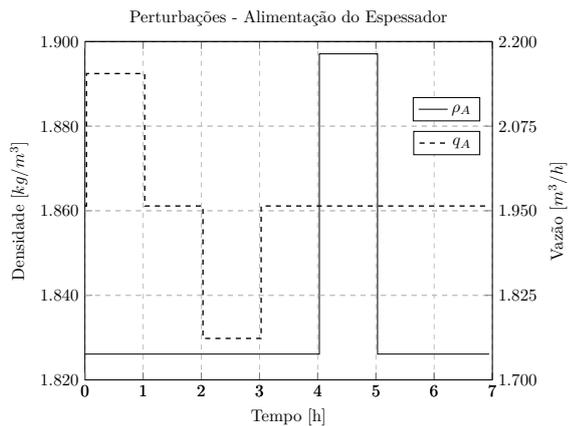
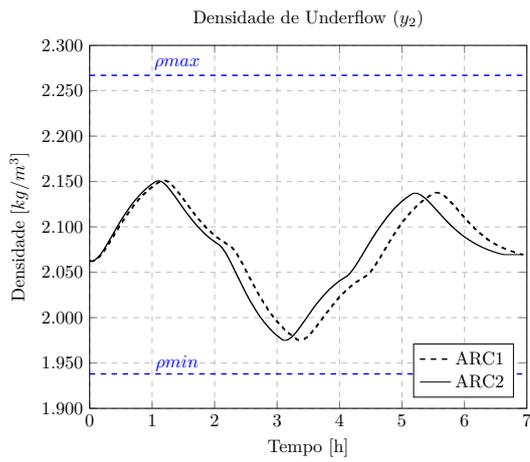


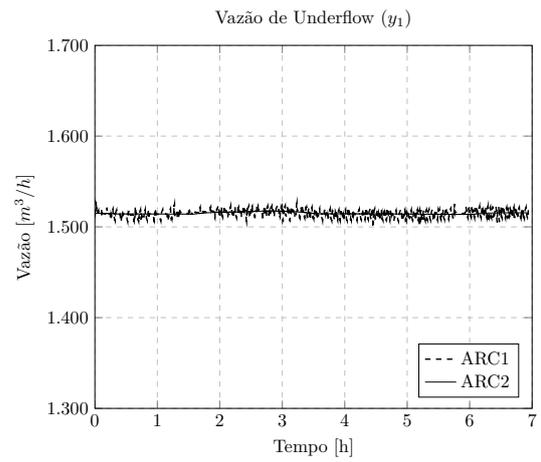
Figura 5.9: Perturbações - Alimentação Espessador.

No instante  $t = 0h$ , uma aumento de 10% na vazão de alimentação do espessador ( $q_A$ ) foi introduzido no sistema. No instante  $t = 1h$ , a vazão de alimentação voltou ao valor de equilíbrio, sofrendo uma redução no instante  $t = 2h$ . No instante  $t = 3h$ , a vazão de alimentação voltou ao valor de equilíbrio e permaneceu assim até o final do experimento. No instante  $t = 4h$ , a densidade de alimentação ( $\rho_A$ ) sofreu um aumento de 4%, voltando ao valor de equilíbrio no instante  $t = 5h$ .

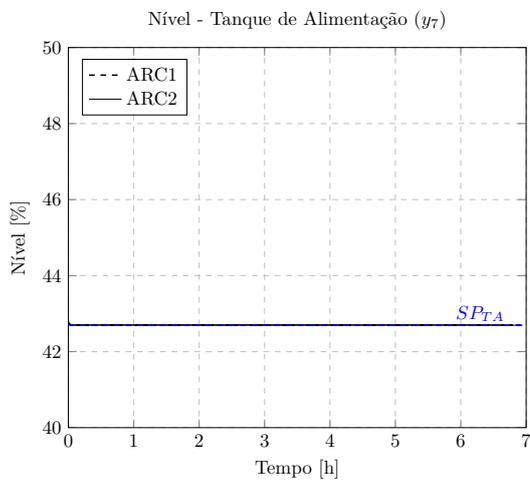
Variações na vazão e densidade de alimentação do espessador causam perturbações na densidade de *underflow*. Como a densidade de *underflow* é uma variável de restrição para as duas estratégias, os controladores DIC 01 e DIC 02 não entraram em ação em nenhum instante, pois as restrições de densidade máxima e mínima não foram atingidas, Figura 5.10a. A vazão de *underflow* para a estratégia ARC1 apresentou um comportamento mais oscilatório devido a sintonia mais agressiva do controlador LIC 02, pois mudanças na densidade de *underflow* causam mudanças no comportamento dinâmico da bomba, onde para uma mesma velocidade, diferentes valores de vazão são obtidos para cada valor de densidade.



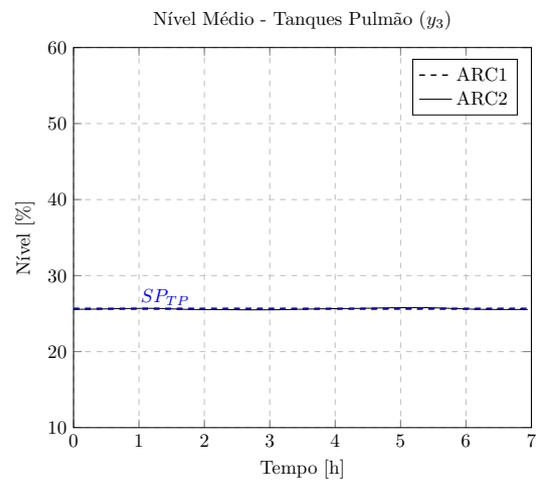
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 5.10: Variáveis de Processo - Cenário 4.

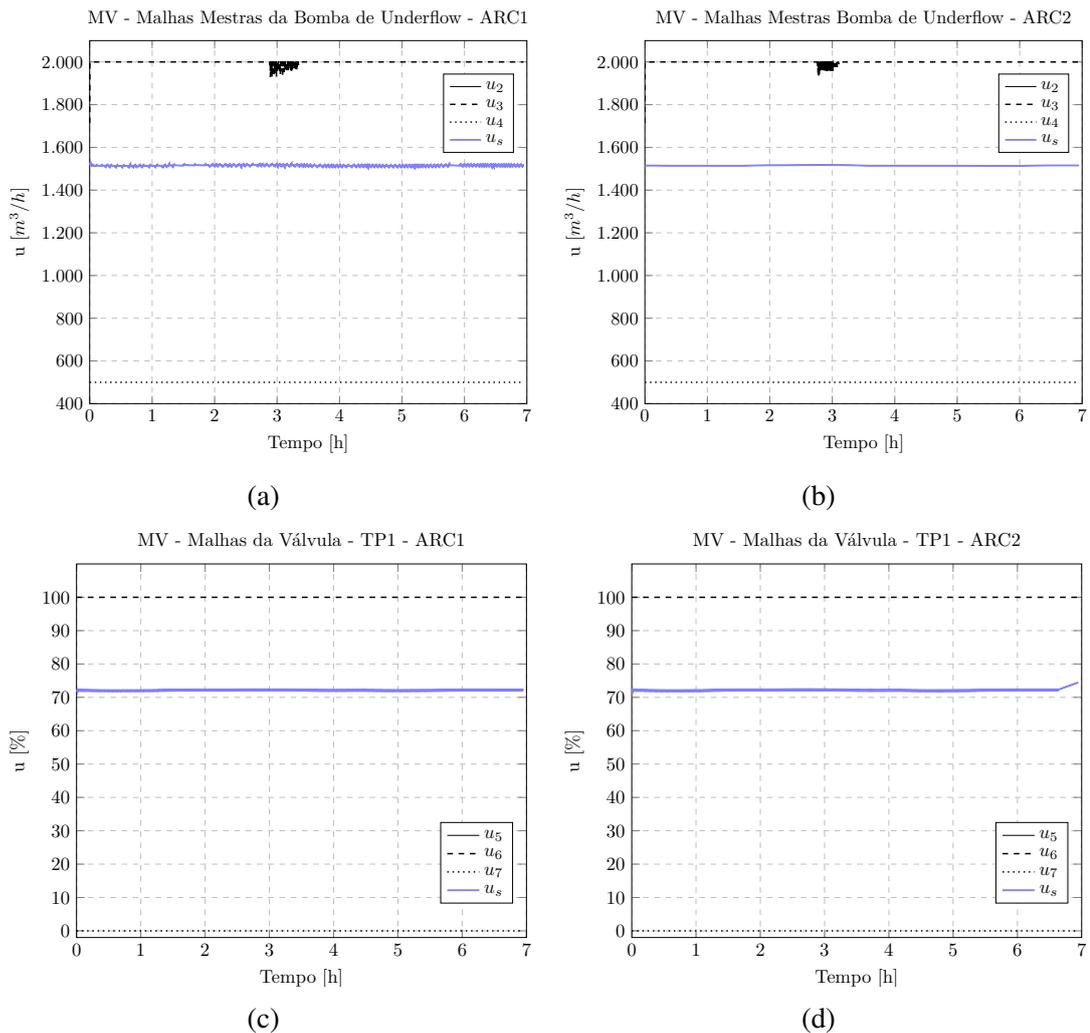


Figura 5.11: Variáveis Manipuladas - Cenário 4.

## 5.5. Discussão

Ambas as estratégias de controle propostas, ARC1 e ARC2, foram capazes de estender o período de operação da planta de desaguamento sob situação de falhas nos filtros a disco. Estas falhas causam a queda (desligamento) das bombas de alimentação dos filtros; e caso não sejam rapidamente compensadas, podem levar a planta a uma parada geral devido ao nível alto no tanque de alimentação. Na situação atual da planta, estas compensações dependem da ação de operadores, que devem enviar comandos para as válvulas.

Ambas as estratégias também foram capazes de compensar perturbações na vazão de alimentação de filtros prensa, vazão de alimentação do espessador e densidade de alimentação do espessador.

Comparando as duas estratégias propostas, pode-se concluir que o controlador PID Fuzzy não-linear, LIC 02, utilizado na estratégia ARC2, foi capaz de controlar o nível médio dos tanques pulmão realizando manipulações mais suaves na vazão de *underflow* do espessador,

se comparado a estratégia ARC1. Podemos observar que em todos os cenários a manipulação da vazão ocorreu de forma mais suave, Figuras 5.2b ,5.4b ,5.7b e 5.10b. O controlador ARC2 atua com um comportamento não linear de banda morta, compensando de forma suave pequenos valores de erro e de forma mais agressiva maiores desvios. Atuações mais suaves na vazão de *underflow* permitem uma operação mais estável do espessador, reduzindo a chance de ocorrerem baixos níveis da camada mais espessa e menores variações na dosagem de floculantes. Além disso, variações abruptas de densidade podem prejudicar o desempenho dos filtros a disco que têm uma relação direta com a densidade da polpa que os alimenta.

Além do comportamento não linear de banda morta, o controlador ARC2 possui um comportamento mais agressivo para erros positivos (nível abaixo do *setpoint*) quando comparado a erros negativos (nível acima do *setpoint*); esta assimetria permite que o controlador atue com o comportamento de banda morta e tenha um *setpoint* diferente de 50%. Esta costuma ser uma limitação de outras estratégias de *averaging level control*, que usualmente criam um controlador com dinâmica mais relaxada, mas exigem que o máximo desvio desejado seja igual tanto para erros negativos quanto positivos.

## 6. Conclusão

Ao início deste trabalho, algumas questões foram levantadas. Nesta seção as respostas para estes questionamentos são apresentadas a seguir:

1. Quais as vantagens de se utilizar um simulador dinâmico para testar técnicas de controle?

R: Ao final deste trabalho, como descrito no Capítulo 4, foi entregue uma plataforma de simulação de alta fidedignidade ao processo de desaguamento de Serra Norte de Carajás. Esta plataforma viabilizou o projeto e validação das estratégias propostas, além de poder auxiliar em futuros projetos. Com um simulador dinâmico é possível simular cenários que não seriam possíveis em uma planta em operação. Tais cenários em uma planta real poderiam comprometer a operação segura do processo, além de poderem impactar na vida útil de equipamentos como bombas e válvulas. O uso de simuladores pode agilizar as etapas de comissionamento e *start-up* de novas estratégias, pois os controladores já são exaustivamente testados em diversos cenários na plataforma de simulação. O uso de simuladores também auxilia na sintonia dos controladores, que no mínimo já apresentarão um bom ponto de partida para a sintonia na planta real, e em alguns casos podem nem requerer mudanças.

2. A estratégia de controle proposta é capaz de atender restrições de processo sob cenários de falha e outras perturbações?

R: Como mostrado e discutido na seções 5.1 a 5.4, as duas estratégias de controle foram capazes de atender a todas as restrições mesmo quando submetidas a uma variedade de perturbações. Vale ressaltar, que caso a perturbação se mantenha indefinidamente, como na seção 5.1, a planta deverá sofrer uma parada em algum momento, devido a limitações físicas dos tanques.

3. Quais as vantagens da abordagem proposta diante de abordagens de controle avançado, como estratégias MPC, e sistemas especialistas?

R: As duas estratégias ARC propostas não necessitam do uso de modelos complexos do processo e não requerem a compra de novos ativos, como software de controle avançado, pois estas estratégias são facilmente implementadas em hardware como PLC's ou DCS's, usualmente encontrados na indústria. Estas vantagens aumentam as chances de tal estratégia ser aplicada de forma efetiva na planta estudada. Comparando com estratégias MPC, a falta de necessidade de modelos do processo nas estratégias ARC torna mais fácil a sua manutenção. Por fim, pode-se perceber que a estratégia é robusta e consegue suportar múltiplas perturbações sem comprometer a operação segura do processo, onde todas as variáveis se mantiveram dentro de seus limites operacionais.

Após os resultados e discussões apresentados no Capítulo 5, pode-se concluir que a estratégia ARC2 é a mais adequada de se utilizar do ponto de vista de estabilidade do processo.

Como discutido na seção 5.5, a estratégia ARC2 introduz menores perturbações na vazão de *underflow* do espessador, que por sua vez permite uma operação mais estável do equipamento. Por outro lado, caso se queira priorizar o aumento do tempo em operação da planta sob cenários de falhas, a estratégia ARC1 torna-se mais adequada. Conforme discutido na seções 1.3, 2.1 e 5.1, este aumento no tempo se dá sob o custo de manipulações mais agressivas na vazão de *underflow*, aumentando a variabilidade da densidade de *underflow* e podendo causar instabilidade no controle de nível da camada mais espessa.

Neste trabalho, o efeito da dosagem de flocculantes sobre o nível da camada mais espessa e a própria variação da camada mais espessa não puderam ser simulados por limitações do *software* de simulação utilizado. Este problema parece ser comum aos modelos de espessadores descritos na literatura, onde poucos trabalhos abordam o efeito da dosagem de flocculantes. Deste modo, sugere-se como trabalho futuro que estas variáveis de grande importância para o processo sejam consideradas.

Como etapa seguinte, a estratégia de controle proposta será aplicada em campo. No momento do comissionamento, as restrições de torque e nível de camada mais espessa serão adicionadas. Uma forma elegante de se respeitar a restrição de torque foi discutida anteriormente e proposta por Tan *et al.* (2017), onde utiliza-se a relação monotônica entre a concentração de sólidos do *underflow* e o torque para se linearizar o modelo do controlador MPC proposto naquele caso. Baseando-se nesta constatação, pode-se definir os limites de restrição de densidade a partir da mesma relação observada. Deste modo, basta que se realize um estudo entre a relação torque  $\times$  densidade para o espessador em estudo. Em seguida, os *setpoints* dos controladores DIC01 e 02 podem ser definidos com base nestes experimentos. Isto já garantiria que duas restrições fossem atendidas ao mesmo tempo.

## Referências Bibliográficas

- ASTROM, K. J. B., WITENMARK. “Computer Controlled System-Theory and Design”, *Saddle River, NJ: Prentice Hall*, 1997.
- ASTROM, K., HAGGLUND, T. “PID controllers: Theory, Design, and Tuning 2nd Ed.. Instr”, *Society of America*, 1995.
- BERGH, L., OJEDA, P., TORRES, L. “Expert Control Tuning of an Industrial Thickener”, *IFAC-PapersOnLine*, v. 48, n. 17, pp. 86–91, 2015.
- BETANCOURT, F., CONCHA, F., SBÁRBARO, D. “Simple mass balance controllers for continuous sedimentation”, *Computers & Chemical Engineering*, v. 54, pp. 34–43, 2013.
- BRANN, D. B., THURMAN, D. A., MITCHELL, C. M. “Human interaction with lights-out automation: A field study”. Em: *Proceedings Third Annual Symposium on Human Interaction with Complex Systems. HICS’96*, pp. 276–283. IEEE, 1996.
- CAMPO, P. J., MORARI, M. “Model predictive optimal averaging level control”, *AICHE Journal*, v. 35, n. 4, pp. 579–591, 1989.
- CAMPOS, M. C. M. M., TEIXEIRA, H. C. *Controles típicos de equipamentos e processos industriais*. Edgard Blücher, 2010. ISBN: 9788521205524.
- CHAI, T., LI, H., WANG, H. “An intelligent switching control for the intervals of concentration and flow-rate of underflow slurry in a mixed separation thickener”, *IFAC Proceedings Volumes*, v. 47, n. 3, pp. 338–345, 2014.
- DIEHL, S. “A regulator for continuous sedimentation in ideal clarifier–thickener units”, *Journal of Engineering Mathematics*, v. 60, n. 3-4, pp. 265–291, 2008.
- FILETI, A., ANTUNES, A., SILVA, F., et al.. “Experimental investigations on fuzzy logic for process control”, *Control Engineering Practice*, v. 15, n. 9, pp. 1149–1160, 2007.
- FLINTOFF, B., PLITT, L., TURAK, A. “Cyclone modeling—a review of present technology”, *CIM[Canadian Institute of Mining and Metallurgy] Bulletin*, v. 80, n. 905, pp. 39–50, 1987.

- FRIEDMAN, Y. Z. “Turning averaging level controllers”, *Hydrocarbon Processing*, v. 73, pp. 101–101, 1994.
- GUPTA, A., YAN, D. S. *Mineral processing design and operations: an introduction*. Elsevier, 2016.
- GUZMÁN, J. L., HÄGGLUND, T. “Simple tuning rules for feedforward compensators”, *Journal of Process Control*, v. 21, n. 1, pp. 92–102, 2011.
- HARRIOTT, P. *Process control*. Tata McGraw-Hill Education, 1964.
- IEC, T. C. N. I. E. C. *IEC 1131 - Programmable Controllers*. Relatório técnico, 1997.
- ISERMANN, R. “State controller and state observer”. Em: *Digital control systems*, Springer, pp. 180–227, 1989.
- ISERMANN, R., MÜNCHHOF, M. *Identification of dynamic systems: an introduction with applications*. Springer Science & Business Media, 2010.
- JANTZEN, J. “Tuning of fuzzy PID controllers”, *Technical University of Denmark, report*, 1998.
- JANTZEN, J. *Foundations of fuzzy control: a practical approach*. John Wiley & Sons, 2013.
- KING, R. P. *Modeling and simulation of mineral processing systems*. Elsevier, 2012.
- LOPES, E., FERREIRA, A. E., MOREIRA, V. S., et al.. “Fuzzy Fault Tolerant Controller Applied in an Iron Ore Concentrate Dewatering Plant.” Em: *Proceedings of the 6th Congress on Automation in Mining*, Santiago, 2018a. Congress on Automation in Mining, GECAMIN.
- LOPES, E., FERREIRA, A. E., MOREIRA, V. S., et al.. “Projeto de um Controlador Fuzzy Multivariável para uma Planta de Desaguamento de Minério de Ferro.” Em: *Anais do XXII Congresso Brasileiro de Automatica*, João Pessoa, 2018b. Congresso Brasileiro de Automatica.
- MARLIN, T. E. *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*, v. 2. McGraw-Hill, 2012.
- MCDONALD, K. A., MCAVOY, T., TITS, A. “Optimal averaging level control”, *AIChE Journal*, v. 32, n. 1, pp. 75–86, 1986.
- MIZUMOTO, M. “Realization of PID controls by fuzzy control methods”, *Fuzzy sets and systems*, v. 70, n. 2-3, pp. 171–182, 1995.

- MORRELL, S. “A new autogenous and semi-autogenous mill model for scale-up, design and optimisation”, *Minerals Engineering*, v. 17, n. 3, pp. 437–445, 2004.
- MULLER, C. J., CRAIG, I. K. “Energy reduction for a dual circuit cooling water system using advanced regulatory control”, *Applied energy*, v. 171, pp. 287–295, 2016.
- NAPIER-MUNN, T. J., MORRELL, S., MORRISON, R. D., et al.. “Mineral comminution circuits: their operation and optimisation”, 1996.
- OLIVIER, L. E., CRAIG, I. K. “A survey on the degree of automation in the mineral processing industry”. Em: *2017 IEEE AFRICON*, pp. 404–409. IEEE, 2017.
- PLITT, L., FINCH, J., FLINTOFF, B. “Modeling the hydrocyclone classifier”. Em: *Euro Symp. Particle Tech, Amsterdam*, pp. 790–804, 1980.
- PRECUP, R.-E., HELLENDORRN, H. “A survey on industrial applications of fuzzy control”, *Computers in Industry*, v. 62, n. 3, pp. 213–226, 2011.
- QIAO, W. Z., MIZUMOTO, M. “PID type fuzzy controller and parameters adaptive method”, *Fuzzy sets and systems*, v. 78, n. 1, pp. 23–35, 1996.
- REYES-LÚA, A., BACKI, C. J., SKOGESTAD, S. “Improved PI control for a surge tank satisfying level constraints”, *IFAC-PapersOnLine*, v. 51, n. 4, pp. 835–840, 2018.
- RIVERA, D. E. “Internal model control: a comprehensive view”, *Arizona State University*, 1999.
- RIVERA, D. E., MORARI, M., SKOGESTAD, S. “Internal model control: PID controller design”, *Industrial & engineering chemistry process design and development*, v. 25, n. 1, pp. 252–265, 1986.
- SBARBARO, D., ORTEGA, R. “Averaging level control of multiple tanks: A passivity based approach”. Em: *Proceedings of the 44th IEEE Conference on Decision and Control*, pp. 7384–7389. IEEE, 2005.
- SBARBARO, D., ORTEGA, R. “Averaging level control: An approach based on mass balance”, *Journal of Process Control*, v. 17, n. 7, pp. 621–629, 2007.
- SEBORG, D. E., MELLICHAMP, D. A., EDGAR, T. F., et al.. *Process dynamics and control*. John Wiley & Sons, 2010.
- SEGOVIA, J. P., CONCHA, F., SBARBARO, D. “On the control of sludge level and underflow concentration in industrial thickeners”, *IFAC Proceedings Volumes*, v. 44, n. 1, pp. 8571–8576, 2011.

- SHINSKEY, F. “Process control systems: application, design, and tuning. McGraw-Hill Co”, *Inc., New York, NY*, 1996.
- SHUNTA, J., FEHERVARI, W. “Nonlinear control of liquid level”, *Instrument Technology*, pp. 43–48, 1976.
- SILER, W., YING, H. “Fuzzy control theory: The linear case”, *Fuzzy sets and systems*, v. 33, n. 3, pp. 275–290, 1989.
- SKOGESTAD, S. “Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning”, *Journal of process control*, v. 13, n. 4, pp. 291–309, 2003.
- SVAROVSKY, L. “Introduction to solid-liquid separation”. Em: *Solid-Liquid Separation (Fourth Edition)*, Elsevier, pp. 1–29, 2001.
- TAKAGI, T., SUGENO, M. “Fuzzy identification of systems and its applications to modeling and control”, *IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics*, , n. 1, pp. 116–132, 1985.
- TAN, C. K., SETIAWAN, R., BAO, J., et al.. “Studies on parameter estimation and model predictive control of paste thickeners”, *Journal of Process control*, v. 28, pp. 1–8, 2015.
- TAN, C. K., BAO, J., BICKERT, G. “A study on model predictive control in paste thickeners with rake torque constraint”, *Minerals Engineering*, v. 105, pp. 52–62, 2017.
- TECHMATION, I. *Product Application Manual*. Tempe, AZ, 2004.
- WADE, H. L. *Basic and advanced regulatory control: system design and application*. ISA, 2004.
- WILLS, B. A., FINCH, J. *Wills’ mineral processing technology: an introduction to the practical aspects of ore treatment and mineral recovery*. Butterworth-Heinemann, 2015.
- XU, N., WANG, X., ZHOU, J., et al.. “An intelligent control strategy for thickening process”, *International Journal of Mineral Processing*, v. 142, pp. 56–62, 2015.
- ZADEH, L. A. “Fuzzy sets”, *Information and control*, v. 8, n. 3, pp. 338–353, 1965.
- ZADEH, L. A. “Soft computing and fuzzy logic”. Em: *Fuzzy Sets, Fuzzy Logic, and Fuzzy Systems: Selected Papers by Lotfi a Zadeh*, World Scientific, pp. 796–804, 1996.
- ZHANG, J., YIN, X., LIU, J. “Economic MPC of deep cone thickeners in coal beneficiation”, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v. 94, n. 3, pp. 498–505, 2016.
- ZHAO, D., CHAI, T., WANG, H., et al.. “Hybrid intelligent control for regrinding process in hematite beneficiation”, *Control Engineering Practice*, v. 22, pp. 217–230, 2014.