



Universidade Federal do Rio Grande do Norte
Centro de Tecnologia
Departamento de Engenharia Química
Programa de Pós Graduação em Engenharia Química



DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**CONTROLE *FEEDBACK* DE NÍVEL BASEADO EM SENSOR
DE IMAGEM APLICADO AO EQUIPAMENTO
MISTURADOR-DECANTADOR A INVERSÃO DE FASES
(MDIF®)**

Lenita da Silva Lucio Fernandes

Orientador: Jackson Araújo de Oliveira

Coorientador: João Bosco de Araujo Paulo

Natal/RN
Setembro/2009

Lenita da Silva Lucio Fernandes

**CONTROLE *FEEDBACK* DE NÍVEL BASEADO EM SENSOR
DE IMAGEM APLICADO AO EQUIPAMENTO
MISTURADOR-DECANTADOR A INVERSÃO DE FASES
(MDIF®)**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química – PPGEQ da Universidade Federal do Rio Grande do Norte – UFRN, como parte dos requisitos para a obtenção do título de mestre, sob a orientação do Prof. Dr. Jackson Araújo de Oliveira e coorientação do Prof. Dr. João Bosco de Araujo Paulo.

Natal/RN
Setembro/2009

Divisão de Serviços Técnicos
Catalogação da Publicação na Fonte
UFRN / Biblioteca Setorial de Engenharia Química

Fernandes, Lenita da Silva Lucio.

Controle *feedback* de nível baseado em sensor de imagem aplicado ao equipamento misturador-decantador à inversão de fases (MDIF®) / Lenita da Silva Lucio Fernandes. – Natal, 2009.

100 f. : il.

Orientador: Jackson Araújo de Oliveira.

Coorientador: João Bosco de Araujo Paulo.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

1. Tratamento de águas residuais – Dissertação. 2. Contaminação por óleo – Dissertação. 3. Separação de líquidos – Dissertação. 4. Misturador-decantador à inversão de fases (MDIF®) – Dissertação. 5. Controle de processos – Dissertação. 6. Sensor baseado em imagem – Dissertação. I. Oliveira, Jackson Araújo de. II. Paulo, João Bosco de Araujo. III. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. IV. Título.

RN/BSPPGEQ

CDU 66.066(043.3)

FERNANDES, Lenita da Silva Lucio. Controle *feedback* de nível baseado em sensor de imagem aplicado ao equipamento Misturador-Decantador à Inversão de Fases (MDIF®). Dissertação de Mestrado, UFRN, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química. Área de concentração: Modelagem, simulação e controle de processos, Natal/RN, Brasil.

Orientador: Jackson Araújo de Oliveira

Coorientador: João Bosco de Araujo Paulo

RESUMO: O tratamento de águas residuais contaminadas com óleo é um assunto de grande interesse prático, principalmente no que se refere às questões ambientais. Um processo bastante relevante que vem sendo estudado no tratamento semi-contínuo de águas contaminadas com óleo é o Misturador-Decantador à Inversão de Fases (MDIF®). Uma variável importante na operação do sistema MDIF® é o nível da interface solvente orgânico/água na seção de separação. O controle deste nível é essencial tanto para evitar o arraste de solvente pela água como para melhorar a eficiência de remoção do óleo pelo solvente. Apesar disso, a medida (em linha) da interface de separação ainda constitui uma tarefa difícil e são poucos os sensores capazes de medir tal interface. No caso de sistemas em escala de bancada, não há sensores de interface com dimensões compatíveis. O presente trabalho teve como objetivo implementar um sistema de controle de nível para a interface de separação (solvente orgânico/água) no equipamento MDIF®. A medida de nível da interface é baseada na aquisição e tratamento de imagens obtidas dinamicamente por uma câmera (*webcam*). A estratégia de controle foi desenvolvida para operar em modo *feedback*, onde a medida de nível obtida pelo sensor de imagem é comparada ao nível desejado e a ação de controle é tomada sobre uma válvula, seguindo uma lei do tipo PID. Um programa de aquisição de dados e controle foi desenvolvido em Fortran para realizar as seguintes tarefas: aquisição de imagem, identificação da interface solvente orgânico/água, tomada de decisões, envio dos sinais de controle e registro de dados em arquivo. Alguns experimentos em malha aberta foram realizados, onde perturbações aleatórias tipo pulso foram aplicadas na variável de entrada (vazão de saída de água). As respostas do nível de interface permitiram a identificação do processo através de modelos de função de transferência. A partir destes modelos, os parâmetros para o controlador PID foram sintonizados por síntese direta e testes em malha fechada foram realizados. Os resultados preliminares da malha *feedback* demonstraram que o sensor e a estratégia de controle desenvolvidos neste trabalho foram satisfatórios para controlar o nível da interface solvente orgânico/água.


Palavras-chaves: MDIF®; Controle de processos; sensor baseado em imagem; nível de interface solvente orgânico/água.


Lenita da Silva Lucio Fernandes


Controle *feedback* de nível baseado em sensor de imagem aplicado ao equipamento Misturador-Decantador a Inversão de Fases (MDIF®)

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química – PPGEQ, da Universidade Federal do Rio Grande do Norte, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

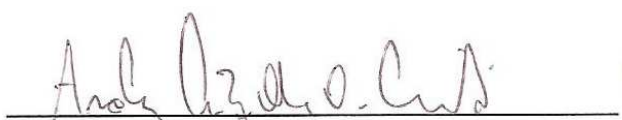
Aprovada em 03 de setembro de 2009.



Prof. Dr. Jackson Araújo de Oliveira
Orientador - UFRN


Prof. Dr. João Bosco de Araújo Paulo
Co-orientador - UFRN


Prof. Dr. Sebastião Ribeiro Ferreira
Membro Interno - UFRN


Prof. Dr. Wilaci Eutrópio Fernandes Júnior
Membro Interno - UFRN


Prof. Dr. Anderson Luiz de Oliveira Cavalcanti
Membro Interno - UFRN


Prof. Dr. Fabrício Machado Silva
Membro Externo - UnB

FERNANDES, Lenita da Silva Lucio. - Level feedback control using an image-based detector applied to a mixer-settler based on phase inversion equipment (MDIF®).

ABSTRACT

The treatment of wastewaters contaminated with oil is of great practical interest and it is fundamental in environmental issues. A relevant process, which has been studied on continuous treatment of contaminated water with oil, is the equipment denominated MDIF® (a mixer-settler based on phase inversion). An important variable during the operation of MDIF® is the water-solvent interface level in the separation section. The control of this level is essential both to avoid the dragging of the solvent during the water removal and improve the extraction efficiency of the oil by the solvent. The measurement of oil-water interface level (in line) is still a hard task. There are few sensors able to measure oil-water interface level in a reliable way. In the case of lab scale systems, there are no interface sensors with compatible dimensions. The objective of this work was to implement a level control system to the organic solvent/water interface level on the equipment MDIF®. The detection of the interface level is based on the acquisition and treatment of images obtained dynamically through a standard camera (webcam). The control strategy was developed to operate in feedback mode, where the level measure obtained by image detection is compared to the desired level and an action is taken on a control valve according to an implemented PID law. A control and data acquisition program was developed in Fortran to accomplish the following tasks: image acquisition; water-solvent interface identification; to perform decisions and send control signals; and to record data in files. Some experimental runs in open-loop were carried out using the MDIF® and random pulse disturbances were applied on the input variable (water outlet flow). The responses of interface level permitted the process identification by transfer models. From these models, the parameters for a PID controller were tuned by direct synthesis and tests in closed-loop were performed. Preliminary results for the feedback loop demonstrated that the sensor and the control strategy developed in this work were suitable for the control of organic solvent-water interface level.

Keywords: MDIF®; process control; image-based detector; organic solvent-water interface level.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho ao meu filho Vítor, ao meu companheiro Rafael, aos meus queridos pais, João Lúcio e Tereza, a todos meus irmãos, Nilton, Luciene, Lenir e Vera, e aos meus sogros Carlos Rafael e Aparecida Goreti. Pessoas especiais que sempre me deram muito apoio, amor e carinho.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus por fazer parte da minha vida e me motivar a enfrentar todos os desafios.

Agradeço profundamente aos meus pais, João Lucio Fernandes e Tereza da Silva Lucio Fernandes, que me trouxeram ao mundo, me educaram e fizeram o que tinham ao seu alcance para eu chegar até aqui e ser o que sou.

Agradeço especialmente o professor Jackson Araújo de Oliveira, orientador dessa dissertação, pela dedicação, atenção e disponibilidade em ajudar sempre quando solicitado e tornar possível a execução desse trabalho.

Ao professor João Bosco de Araujo Paulo por conceder conhecimento e atenção e disponibilizar o laboratório e o equipamento MDIF® para efetivação deste trabalho.

A toda minha família e amigos que me deram força. Em especial ao meu filho Vítor Fernandes Gonçalves e ao meu companheiro, Carlos Rafael da Silva Gonçalves, por me confortarem durante o período de realização do mestrado. Aos meus sogros, Carlos Rafael e Aparecida Goreti, por me apoiarem e me ajudarem em tudo que foi preciso para que eu pudesse estudar.

Aos Professores da UFRN que me capacitaram como Engenheira Química.

Pelos novos amigos feitos nesse período, em especial Gustavo de Souza Medeiros por ser o responsável por tudo isso acontecer, por ter sido o mediador entre as partes interessadas do projeto. A Euzamar Coelho de Lima, por nos recepcionar na pós-graduação e nos proporcionar atenção e amizade. Ao bolsista Francisco Canindé de Moraes Filho que muito me auxiliou durante o trabalho.

Aos amigos Ricardo, Iara, Bento, Dannielle, Luis, Gisele Araújo e a todos que estiveram ao meu lado me alegrando e apoiando.

Agradeço a CNPq, pela grande motivação à pesquisa e ajuda financeira concedida.

Ao PPGEQ, por me dar oportunidade de ingressar na carreira acadêmica e permitir o aprofundamento do meu conhecimento.

A Petrobras por toda a colaboração financeira e fornecimento de materiais, que foram fundamentais para a execução deste trabalho.

Agradeço aos professores que fizeram parte da minha banca: Sebastião Ribeiro Ferreira, por suas contribuições e acompanhamento desde a proposta; Wilaci Eutrópio Fernandes Júnior, por trazer sua experiência em indústria e conhecimento do MDIF®; Anderson Luiz de Oliveira Cavalcanti, por trazer seu conhecimento na área de controle de processos e grandes contribuições, tanto na qualificação quanto na defesa; e Fabricio Machado Silva, por ter aceitado de última hora o convite para ser o examinador externo e por suas contribuições na dissertação.

E por fim, agradeço a todos que de certa forma contribuíram para que o trabalho fosse concretizado.

ÍNDICE

1. Introdução	2
1.1. Objetivos.....	4
1.1.1. Geral	4
1.1.2. Específicos.....	4
2. Aspectos Teóricos	7
2.1. Misturador-decantador à inversão de fases – MDIF®	7
2.2. Controle de processos.....	12
2.2.1. Sistemas de controle de nível	15
2.2.2. Sistemas de controle supervísório	16
2.2.3. Tipos de configuração de controle.....	18
2.2.3.1. Controle <i>Feedback</i> (Realimentação negativa).....	18
2.2.3.2. Controle <i>Feedforward</i> (Antecipativo).....	20
2.2.3.3. Controle inferencial	21
2.2.4. Sinais utilizados em controle de processos	21
2.2.5. Lei de controle convencional - Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	22
2.3. Sensor de nível	25
2.3.1. Sensor de imagem.....	25
2.4. Identificação de processos – modelos matemáticos	29
2.5. Sintonia de controladores	34
2.6. Tratamento de imagens.....	36
2.6.1. A imagem	36
2.6.2. Processo de tratamento de imagens	37
3. Metodologia	40
3.1. Desenvolvimento do sensor de nível baseado em imagem	40
3.2. O equipamento MDIF® - princípio de funcionamento	44
3.2.1. Componentes e materiais.....	45
3.2.2. Operação do MDIF®.....	46
3.3. Implementação do sistema de aquisição de dados e controle.....	47
4. Resultados e Discussões	52
4.1. Validação do sensor de nível baseado em imagem	52
4.2. Identificação do processo	58

4.3. Sintonia do controlador <i>Feedback</i>	69
4.4. Testes em malha fechada.....	73
4.5. Critério de índice de desempenho de controle.....	85
5. Conclusões e Sugestões	88
5.1. Sugestões para trabalhos futuros	89
Referências Bibliográficas	91
ANEXO 1: Calibração das bombas	97
ANEXO 2: Calibração da válvula de controle.....	99

Lista de Figuras

Figura 2.1. Inversão de fases no prato perfurado	8
Figura 2.2. Princípio de funcionamento do MDIF®	10
Figura 2.3. Representação típica de resposta para (a) controle regulatório de processos e (b) servomecanismo.....	14
Figura 2.4. Malha de controle de nível.....	15
Figura 2.5. Níveis do MDIF® monitorados	16
Figura 2.6. Processo com controle supervisão digital	17
Figura 2.7. Sistema de controle elementar	19
Figura 2.8. Esquema de controle <i>Feedback</i>	19
Figura 2.9. Esquema de controle <i>FeedForward</i>	20
Figura 2.10. Estratégia de controle inferencial.....	21
Figura 2.11. Extrusora monitorada por sensor de imagem.....	27
Figura 2.12. Controle da combustão por PLIF	28
Figura 2.13. Uso da reconstrução tomográfica na análise das partículas.....	28
Figura 2.14. Análise dos grãos no moinho vertical via ECT.....	29
Figura 2.15. Função pulso retangular de magnitude A e duração b.	32
Figura 2.16. Função degrau magnitude A.	32
Figura 2.17. Função da resposta ao degrau	33
Figura 2.18. Curva de reação ao degrau de magnitude M.....	35
Figura 2.19. Representação de uma imagem de 100 pixels	36
Figura 2.20. Imagem transformada em distintas escalas de cinza.....	37
Figura 2.21. Matrizes para filtragem de uma imagem.....	38
Figura 3.1. Esquema geral do sensor de nível para interface solvente orgânico/água. .	41
Figura 3.2. Captura da imagem em tempo real (lado esquerdo) e da imagem estática (lado direito).	41
Figura 3.3. Aquisição da matriz de cores da janela de captura da imagem estática.....	42
Figura 3.4. Fluxograma esquemático das etapas do sensor desenvolvido	43
Figura 3.5. Sistema MDIF® objeto de estudo.....	45
Figura 3.6. Janela principal do programa implementado	48
Figura 3.7. Janela do arquivo de registro de dados gravado pelo programa	48
Figura 3.8. Janela de configuração dos parâmetros da lei de controle PID (à direita) acessada através do botão “Conf. Controle” na janela principal (à esquerda).	49

Figura 3.9. Fluxograma da estrutura do programa implementado	50
Figura 4.1. Espectro de cores em escala de cinza da janela de imagem com captura do nível de interface em aproximadamente 25%.....	53
Figura 4.2. Espectros de cores em escala de cinza da janela de imagem com captura do nível de interface em aproximadamente 50%.....	54
Figura 4.3. Espectros de cores em escala de cinza da janela de imagem com captura do nível de interface em aproximadamente 80%.....	54
Figura 4.4. Espectro médio de cores (preto), função de ajuste (vermelho) e derivada primeira da função (azul) – captura do nível de interface em aproximadamente 25%..	56
Figura 4.5. Espectro médio de cores (preto), função de ajuste (vermelho) e derivada primeira da função (azul) – captura do nível de interface em aproximadamente 50%..	57
Figura 4.6. Espectro médio de cores (preto), função de ajuste (vermelho) e derivada primeira da função (azul) – captura do nível de interface em aproximadamente 80%..	57
Figura 4.7. Diagrama de blocos do sistema em malha aberta.	59
Figura 4.8. Curva de perturbação aplicando pulsos retangulares.....	60
Figura 4.9. Fluxograma-algoritmo PSO (Fonte: Caraciolo, 2009).....	63
Figura 4.10. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação usando os modelos: 1 ^a ordem; 2 ^a ordem; 2 pólos e 1 zero.	64
Figura 4.11. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1 ^a ordem com ganhos diferenciados.....	65
Figura 4.12. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1 ^a ordem com ganhos diferenciados.....	66
Figura 4.13. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1 ^a ordem com ganhos diferenciados.....	67
Figura 4.14. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1 ^a ordem com ganhos diferenciados.....	68
Figura 4.15. Diagrama de blocos para o sistema de controle <i>feedback</i>	69
Figura 4.16. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 50L/h.....	74
Figura 4.17. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 72 L/h.....	75
Figura 4.18. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 102 L/h.....	76

Figura 4.19. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 43 L/h.....	77
Figura 4.20. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 71 L/h.....	78
Figura 4.21. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 99L/h.....	79
Figura 4.22. Resposta em malha fechada do nível da interface a mudanças no <i>set-point</i> . Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 48L/h.....	80
Figura 4.23. Resposta em malha fechada do nível da interface a mudanças no <i>set-point</i> . Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 72L/h.....	81
Figure 4.24. Resposta em malha fechada do nível da interface a mudanças no <i>set-point</i> . Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 102 L/h.....	82
Figura 4.25. Resposta em malha fechada do nível da interface a perturbações na entrada distúrbio. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando na vazão de 40 L/h..	83
Figura 4.26. Resposta em malha fechada do nível da interface a perturbações na entrada distúrbio. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando na vazão de 60 L/h..	84
Figure 4.27. Respostas a mudança degrau no distúrbio em malha fechada utilizando o controlador PI sintonizado por síntese direta com o sistema em vazão de 85 L/h.....	85
Figura A.1. Curva de calibração da bomba de transporte de água a ser tratada.....	98
Figura A.2. Curva de calibração da bomba de transporte de QAV.....	98
Figura A.3. Exemplos de atuação em modo PWM na válvula solenóide usada como elemento final de controle de nível.....	99
Figura A.4. Curva de calibração da válvula solenóide com atuação PWM.	100

Lista de Tabelas

Tabela 2.1. Composição das três ações do controlador PID	25
Tabela 2.2. Ajustes de Ziegler-Nichols para o método de curva de reação.....	35
Tabela 3.1. Propriedades físico-químicas do sistema estudado.....	46
Tabela 4.1. Critério da soma dos quadrados dos desvios	63
Tabela 4.2. Estimativa dos parâmetros para a identificação da Figura 4.11	65
Tabela 4.3. Estimativa dos parâmetros para a identificação da Figura 4.12.	66
Tabela 4.4. Estimativa dos parâmetros para a identificação da Figura 4.13.	67
Tabela 4.5. Estimativa dos parâmetros para a identificação da Figura 4.14.	68
Tabela 4.6. Índices de desempenho do controlador PI.....	86

NOMENCLATURA

LETRAS LATINAS

- d = Diâmetro das gotas encapsuladas (m); Distúrbio externo
- $e(t)$ = Desvio = diferença entre o valor de *set-point* $y_{sp}(t)$ e o valor medido
- g = Aceleração da gravidade (m/s^2);
- G_C = Função de transferência do controlador
- G_m = Função de transferência do sensor
- G_P = Função de transferência do processo
- G_V = Função de transferência da válvula
- K_c = Ganho proporcional
- n = Ruído do sensor.
- $p(t)$ = Sinal de comando do controlador
- p_s = Sinal de comando do controlador quando o desvio é zero
- P_u = Período de oscilação
- r = Referência ou comando de entrada (*set-point*);
- t = Tempo (s)
- u = Sinal do atuador, entrada da planta;
- v = Saída do sensor;
- V_a = Velocidade ascendente das gotas (m/s)
- y = Saída da planta e sinal medido;
- y_i^{Exp} = Representação os valores da resposta do nível adquiridos numa amostragem de 2 segundos durante o teste de identificação.
- y_i^{Cal} = Representação do nível calculado pela Equação (27).
- $y_m(t)$ = Valor medido
- $y_{sp}(t)$ = *Set-point*
- x_{k+1}^i = Posição de cada partícula i na iteração $k+1$

LETRAS GREGAS

- ξ = Coeficiente de amortecimento
 ρ = Massa específica da fase dispersa (Kg/m^3);
 μ_c = Viscosidade dinâmica da fase contínua (Kg/m.s).
 μ_d = Viscosidade dinâmica da fase dispersa (Kg/m.s).
 τ = Constante de tempo
 τ_I = Constante de tempo integral
 τ_D = Constante de tempo derivativo
 Δt = Espaço de tempo considerado
 v_{k+1}^i = Vetor de velocidade desta partícula

SIGLAS

- CLP - Controlador Lógico Programável
CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente
DEQ - Departamento de Engenharia Química
ECT - Electrical Capacitance Tomography
IAE - Integral do Erro Absoluto
ISE - Integral do Erro quadrático
LAMOS - Laboratório de Modelagem e Simulação de processos
LTM - Laboratório de Tecnologia de Materiais
MDIF® - Misturador Decantador à Inversão de Fases
NNARX - Neural Network AutoRegressive with eXogeneous variable
NNSSIF - Neural Network State Space Innovation Form
O/A - Relação orgânico/aquoso entre o extratante e a água de descarte
PETROBRAS - Petróleo Brasileiro S.A.
PID - Proporcional-Integral-Derivativo
PLIF - Planar Laser Induced Fluorescence Imaging
PSO - Particle Swarm Optimization
QAV - Querosene de Aviação
SP - *Set-point* – Valor Desejado da Variável a ser Controlada
TOG - Teor de Óleos e Graxas
UFRN - Universidade Federal do Rio Grande do Norte

~~~~~

**CAPÍTULO 1**

**INTRODUÇÃO**

~~~~~

1. Introdução

O controle de processos é uma área de grande importância para o desenvolvimento da engenharia e da ciência. Além de aplicações em sistemas de alta tecnologia, tais como: foguetes espaciais e aeronaves, mísseis teleguiados, robótica, automóveis etc., o controle automático tornou-se uma das partes mais relevantes dos processos industriais (Ogata, 1997). Controlar as variáveis operacionais (nível, pressão, temperatura, vazão, concentração etc.) significa ter um desempenho dinâmico estável e consistente na busca da melhoria de fatores fundamentais, tais como: qualidade dos produtos, taxas de produção e segurança na operação dos equipamentos. Para tanto, um estudo detalhado do comportamento do processo é necessário quando se deseja automatizá-lo. O sistema deve ser analisado para que as etapas de identificação de processos, sintonia de controle em malha fechada e validação do sistema de controle possam ser realizadas de modo eficaz.

O presente trabalho tem como idéia básica a implementação de um sistema de controle de nível para o processo de separação de óleo da água de produção chamado Misturador-Decantador à Inversão de Fases (MDIF®). O MDIF® é um dos equipamentos estudados no Laboratório de Tecnologia de Materiais (LTM) do Departamento de Engenharia Química (DEQ) da Universidade Federal do Rio Grande do Norte (UFRN). Tal equipamento foi introduzido inicialmente no LTM por Chiavenato (1999) que, durante o seu mestrado, montou um protótipo laboratorial. Embora este equipamento tenha sido originalmente desenvolvido para separação em sistemas hidrometalúrgicos, atualmente o MDIF® vem sendo estudado na separação do óleo e metais pesados presentes nas águas de produção de poços de petróleo, buscando-se uma melhor eficiência no tratamento destas águas para atingir a especificação estabelecida na resolução do CONAMA 357 de 17/03/05 Art. 21 e 34, que regulamenta que os efluentes descartados não devem conter mais de 20 mg/L de óleos e graxas.

Uma etapa crítica no sistema MDIF® que necessita de um controle apropriado, encontra-se na seção de separação. O controle de nível da interface solvente orgânico / água na câmara de separação é muito importante por duas razões: primeiro, no que se refere à segurança e qualidade – o nível da interface solvente orgânico/água não pode ficar próximo à saída da água tratada sob o risco de haver arraste de óleo e solvente orgânico na água já tratada, já que nesta interface ocorre uma certa turbulência devido à coalescência das gotas descendentes da coluna; segundo, no que se refere ao desempenho do processo – o nível da

interface não pode ascender em direção à coluna sob pena de reduzir o tempo de residência das gotas (pela redução da altura da coluna), prejudicando a eficiência do processo de separação. Além disso, um controle de nível no vaso da seção de mistura é necessário para evitar o transbordamento da mistura no topo da coluna. Por estes motivos houve interesse prático em implementar um sistema de controle no processo MDIF®, buscando-se uma operação mais segura e eficiente.

O MDIF® montado em escala laboratorial no LTM era controlado manualmente por um sistema de vasos comunicantes interligado à coluna. O vaso comunicante recebia a água tratada do fundo da coluna e enviava, por gravidade, para o tanque de água tratada. Com ações manuais ascendentes e descendentes do vaso comunicante se controlava o nível da interface solvente orgânico / água. Desta forma, a operação da unidade, mesmo em escala laboratorial, tornava-se uma tarefa cansativa ao operador para manter o sistema em estado estacionário e em condições seguras, pois era necessário um número significativo de repetitivas interferências do operador ao longo de uma corrida experimental.

Outro fato importante, que devido à coluna em questão ser em escala laboratorial, é a dificuldade de obtenção de um sensor de interface solvente orgânico/água para as dimensões usadas. Se por um lado os sensores convencionais de nível não se aplicam na detecção da interface solvente orgânico/água, por outro lado os sensores de interface encontrados comercialmente não se aplicam nas dimensões do processo aqui mencionado. Portanto, para controlar o nível da interface solvente orgânico/água na unidade laboratorial de MDIF®, foi imprescindível o desenvolvimento de um sensor que satisfizesse as condições deste equipamento.

Neste contexto, foi desenvolvido um sensor de interface solvente orgânico / água baseado na aquisição e tratamento de imagens, buscando-se atender o interesse prático do processo em questão. A partir do desenvolvimento deste sensor foi possível a implementação do sistema de controle automático na unidade laboratorial do MDIF®.

Toda a comunicação entre o sensor (responsável pela medida da variável de interesse), o controlador (responsável pela tomada de decisão da ação no processo) e o elemento final de controle (responsável pela introdução da mudança no processo) é gerenciada por um programa computacional desenvolvido no Laboratório de Modelagem e Simulação (LAMOS) do DEQ. Tal programa tem a função de buscar a imagem da interface solvente orgânico/água, tratar esta

imagem para identificar a medida de nível da interface (sensor de imagem), comparar a medida com o valor desejado (*set-point*), realizar os cálculos de decisão da lei de controle, enviar um sinal eletrônico para a implementação da ação de mudança no processo e registrar em arquivo todas as ocorrências, num *loop* repetitivo de execução destas tarefas. O programa possui recursos com ambiente de visualização e é de fácil uso.

O trabalho seguiu um planejamento experimental e computacional para o êxito de todas as etapas, finalizando com o controle automático do nível de interface solvente orgânico/água, que otimizou a operação da unidade laboratorial do MDIF®.

1.1. Objetivos

1.1.1. Geral

Na presente dissertação foi implementado um sistema de controle na unidade piloto MDIF®, instalada no LTM, buscando controlar automaticamente o nível da interface solvente orgânico/água para garantir uma maior eficiência e segurança na operação deste sistema.

1.1.2. Específicos

Para alcançar o objetivo principal de implementar um sistema de controle na unidade piloto MDIF®, as seguintes metas foram realizadas:

- Desenvolvimento de um sensor de nível para interface solvente orgânico/água baseado na aquisição e tratamento de imagens, adquiridas do sistema em modo *on-line*, a partir de uma câmera;
- Implementação de um programa de aquisição de dados e controle para a aquisição de dados (a partir do sensor desenvolvido) e para o controle de nível da interface solvente orgânico/água;
- Instalação da instrumentação necessária para o sistema de controle (sensor e elemento final de controle) e realizar a comunicação dos instrumentos com o programa;

- Realização de um estudo experimental do comportamento dinâmico do processo em malha aberta com a posterior utilização dos dados obtidos para identificar os modelos matemáticos capazes de descrever as respostas dinâmicas;
- Escolha da estratégia de controle *feedback* e implementação da lei de controle no programa;
- Fechamento da malha de controle, sintonizando os parâmetros da lei de controle proposta;
- Validação do sistema de controle, realizando testes em malha fechada para diferentes condições operacionais e com diferentes perturbações ao processo.

~~~~~

**CAPÍTULO 2**

**ASPECTOS TEÓRICOS**

~~~~~

2. Aspectos Teóricos

2.1. Misturador-Decantador à Inversão de Fases – MDIF®

Os misturadores-decantadores convencionais são utilizados em processos hidrometalúrgicos na recuperação de metais em soluções ácidas, na produção de produtos farmacêuticos e agrícolas, entre outras aplicações (Green & Perry, 2008). Tal processo consiste basicamente em promover o contato entre líquidos imiscíveis em uma intensidade suficiente para gerar gotas e facilitar uma boa transferência de massa, seguindo com uma posterior separação por decantação. Estes misturadores-decantadores possuem desvantagens em relação ao tempo de residência e ao tamanho dos equipamentos. Com base nisso, Hadjiev & Kuychoukov (1989) criaram um método de separação à inversão de fases que visa diminuir o tempo de residência e reduzir a distância entre uma gotícula da fase dispersa e a interface de separação solvente orgânico/aquoso, pois a própria gota funciona como um microdecantador. Hadjiev & Aurelle (1995) propuseram um modelo baseado na separação por gravidade de dispersões de líquido-líquido para analisar dois modos de operação: com e sem formação de leito.

O método de separação à inversão de fases pressupõe que uma fase que inicialmente é contínua (água oleosa) se torne fase dispersa (gotas de água) ao passar por um prato perfurado e adentrar a nova fase contínua (decantador preenchido por um solvente orgânico), como pode ser visto na Figura 2.1.

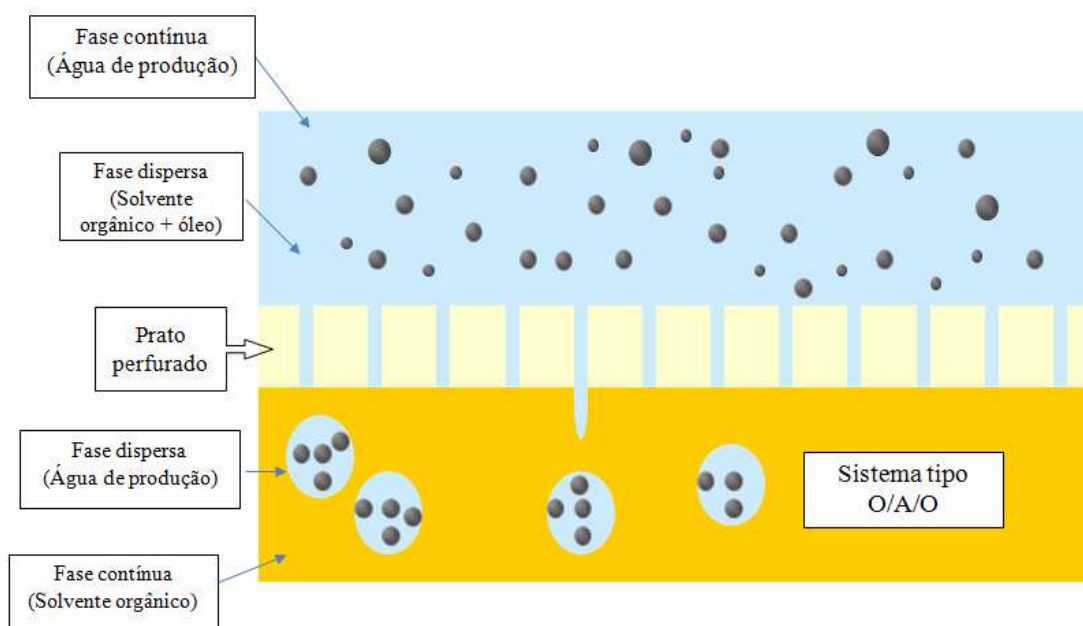


Figura 2.1. Inversão de fases no prato perfurado

Com o objetivo de colocar em prática esse método no tratamento de águas oleosas da indústria petrolífera, Chiavenato (1999), pela primeira vez no Brasil, utilizou um novo design de misturador-decantador baseado na inversão de fases, o Misturador-Decantador à Inversão de Fases (MDIF®). Este equipamento de separação é formado por quatro seções: seção de mistura, prato perfurado, seção de decantação e seção de separação. Na câmara de mistura, um solvente orgânico é disperso por agitação na água contaminada para realizar a extração do óleo presente nela (soluto). Nesta etapa ocorre a maior parte da transferência, porém é possível que ainda ocorra transferência durante o processo de decantação das grandes gotas. Esta mistura (extrato + solvente) atravessa um dispersor tipo prato perfurado por ação da gravidade, onde ocorre a formação de grandes gotas de água que carregam internamente gotículas de óleo. Na coluna de decantação, as gotas de água movem-se no sentido descendente em contato com o solvente orgânico, permitindo uma transferência das gotículas de óleo encapsuladas no interior das gotas (soluto), para a fase contínua. Na seção de separação, as gotas de água que chegam da seção de decantação coalescem formando uma fase mais densa que a fase do solvente, que é o refinado da extração. A fase orgânica (extrato) sai pelo alto do decantador enquanto a fase aquosa tratada (refinado) é retirada na base da seção de separação. É realizada uma remoção contínua de água nesta região de separação e a água resultante apresenta um teor de óleo com especificação aceitável pelos órgãos ambientais federais (Ministério do Meio Ambiente - Resolução CONAMA nº 357/5).

O MDIF® apresenta como grande vantagem em relação aos separadores convencionais a disposição vertical aliada à alta eficiência de separação de fases. Esses fatores fazem este equipamento ser mais compacto e capaz de tratar até duas vezes mais o volume processado por equipamentos três vezes maiores (Paulo *et al.*, 1994).

Um outro efeito que pode ser importante neste equipamento é a possibilidade de coalescência gota a gota no interior da gota encapsuladora, resultando em gotas relativamente maiores, que de acordo com a Lei de Stokes aplicada a sistema líquido/líquido, modificada por Hadamard dada pela Equação (1), aumentaria a velocidade ascendente V_a (m/s) das gotas encapsuladas de diâmetro d , reduzindo o tempo de coalescência destas gotas.

$$V_a = \frac{K(\rho g d^2)}{18\mu_c} \quad (1)$$

Onde:

$$K = \frac{3\mu_c + 3\mu_d}{2\mu_c + 3\mu_d} \quad (2)$$

g = Aceleração da gravidade (m/s^2);

ρ = Massa específica da fase dispersa (kg/m^3);

μ_c = Viscosidade dinâmica da fase contínua ($kg/m.s$).

μ_d = Viscosidade dinâmica da fase dispersa ($kg/m.s$).

O princípio de funcionamento do misturador-decantador à inversão de fases pode ser observado na Figura 2.2 (Paulo *et al.* 1994; Hadjiev e Kuychoukov, 1989). De acordo com esta figura, a dispersão primária (1), produzida na câmara de mistura, é forçada a passar através de um dispersor tipo prato perfurado (2) que separa o decantador do misturador. A fase originalmente contínua passa a ser a fase dispersa no interior do decantador sob a forma de gotas encapsuladoras (6), que contém pequenas gotas da fase preliminarmente dispersa. Durante o percurso descendente das gotas encapsuladoras em direção à interface (extrato/refinado) (4), as pequenas gotículas encapsuladas se deslocam no sentido ascendente

e coalescem no leito orgânico (3) de mesma natureza. As gotículas não liberadas durante o percurso através da fase orgânica podem ainda ser recuperadas próximo à interface (4). A fase orgânica sai pelo alto do decantador (ORG), enquanto a fase aquosa é retirada na base do decantador (5).

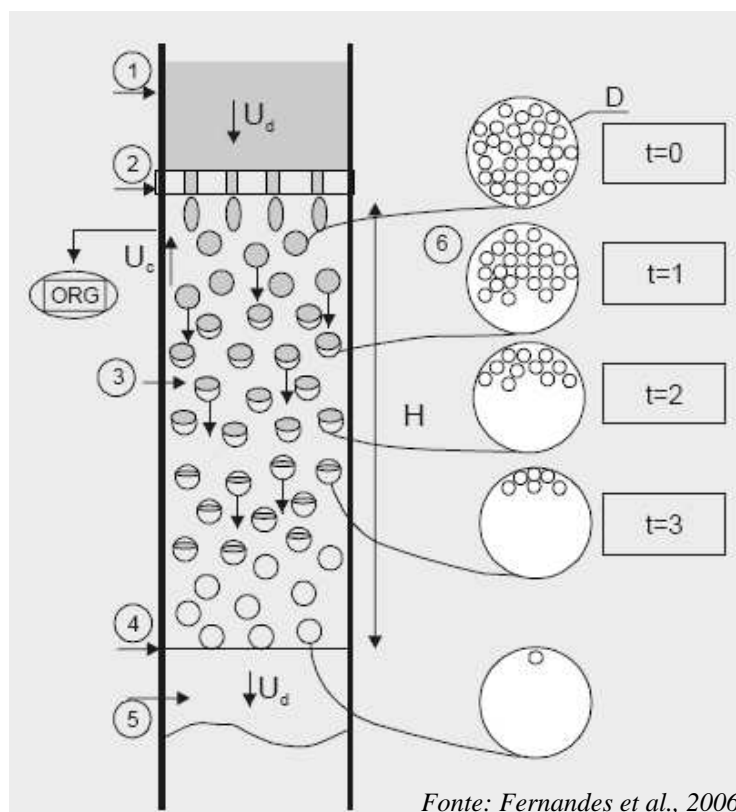


Figura 2.2. Princípio de funcionamento do Misturador-Decantador à Inversão de fases

Diversos estudos foram realizados no MDIF® no intuito de buscar a melhor eficiência de separação do equipamento. Fernandes Jr. (2002), utilizando um planejamento experimental do tipo central composto, tendo como porção fatorial o planejamento fatorial fracionário 2^{5-2} , com a ampliação do tipo estrela e cinco repetições no ponto central, obteve uma faixa de condições ótimas de operação com menores custos. Hadjiev, Limousy & Sabiri (2004) analisou a influência de alguns parâmetros na eficiência do equipamento como: tamanho do decantador e diâmetro das gotas encapsuladoras. Os autores observaram que a eficiência de separação melhora com o aumento do leito orgânico e com o aumento do diâmetro da gota encapsulada e cai quando aumenta o diâmetro das gotas que encapsulam o óleo. Campelo (2005) aplicou redes neurais ao sistema MDIF® com intuito de utilizar a predição e interpolação de dados referente à eficiência de separação, concluindo que a melhor eficiência

de separação obtida foi alcançada nas condições de baixa vazão e baixa concentração de óleo. Moraes (2005) estudou o MDIF® na condição hidrodinâmica de leite denso. Percebeu-se que essa nova condição hidrodinâmica permitiu o aumento do tempo de residência da gota encapsuladora de óleo e o tratamento de um maior volume de água contaminada de óleo, ressaltando que só se conseguiu alcançar essa condição com vazões acima de 58,6 m³/h.

Com posse dos melhores resultados obtidos dos diferentes estudos do MDIF®, Fernandes Jr. (2006) projetou e colocou em operação a Unidade de tratamento de águas produzidas, instalada em uma planta semi-industrial de tratamento de efluentes de petróleo. A unidade utiliza o método de inversão de fases. O equipamento trata águas produzidas contaminadas com petróleo em baixas concentrações, na ordem de 30 a 50 mg/L e vazões efetivas de 320 m³/d. O autor comprovou que o equipamento em escala semi-industrial consegue tratar a água, deixando em condições de descarte permissível pelo órgãos fiscalizadores.

Ainda buscando a melhoria do equipamento MDIF®, com o objetivo de uma posterior aplicação em escala industrial, Medeiros (2008) desenvolveu o projeto, construiu e operou um novo protótipo com a configuração de um possível misturador-decantador em escala industrial, utilizando um material de construção diferente e um misturador estático ao invés do agitador mecânico para diminuir os custos. O autor conseguiu com o novo equipamento, enquadrar o efluente nos padrões exigidos pela leis em vigor e mostrar que o equipamento é uma alternativa real para os atuais sistemas de tratamento de águas produzidas na indústria do petróleo.

No que se refere à extração de metais pesados da água de produção através do MDIF®, Santana (2008) utilizou para extrair esses metais da fase aquosa os extratantes: óleos vegetais in natura e derivados do óleo de coco, denominada MAC – Mistura de Ácidos Carboxílicos. O extratante MAC foi seletivo para o Pb > Cd > Ni na concentração de 8% do mesmo na fase orgânica. Nesta condição, a menor eficiência de extração obtida foi de 92% para o Pb, 69% para o Cd, na faixa de pH variando de 6 a 8. Já Oliveira (2009) realizou um estudo sistemático da extração de metais pesados e óleo, verificando o comportamento de complexação e separação tanto em ensaios de bancada, como fazendo uso do protótipo de Laboratório MDIF® para tratar as águas de produção. As melhores porcentagens de eficiência de extração obtidas foram 83,5% para Cd, 77,0% para Pb, 65,5% para Ni e 84,0% para petróleo, utilizando-se óleo de coco como extratante.

2.2. Controle de processos

O controle de processos vem se tornando cada vez mais importante nos processos industriais. Para atender um mercado extremamente competitivo e às exigências ambientais, além do grau de complexidade devido à grande integração dos processos numa planta industrial, o controle tem sido uma ferramenta de grande utilidade para garantir uma operação estável e segura. O controle das variáveis de processo permite propiciar à indústria uma maior produtividade, com melhor qualidade dos produtos e maior segurança, sendo este um dos itens mais enfatizado atualmente.

As condições de operação geralmente são modificadas com o tempo, e senão houver uma adaptação às mudanças, o sistema não trabalha de uma forma desejável. Sem o controle de processos não seria possível operar plantas modernas de maneira robusta, segura e lucrativa.

Segundo Smith & Corripio (1985), o controle automático de processo deve manter as variáveis de processo no valor de operação desejada (*set-point*), seguindo três operações básicas:

1. Medição – a medição da variável a ser controlada é feita geralmente pela combinação de sensores e transmissores (elementos primários e secundários). Em alguns sistemas o sinal do sensor pode alimentar diretamente o controlador (cérebro do sistema de controle), não necessitando do transmissor. A transmissão das medidas do processo pode ser realizada na forma de sinais pneumáticos, sinais elétricos e, a mais recente tecnologia, via ondas eletromagnéticas (*wireless*).
2. Decisão – com base na medição, o controlador decide o que fazer para manter a variável em seu valor desejado (*set-point*); esta decisão é realizada através de leis de controle ou algoritmos avançados de controle através de uma unidade de processamento de dados.
3. Ação – conforme a decisão do controlador, o sistema deve tomar uma ação, que geralmente é realizada com um elemento final de controle (válvulas, bombas, motores etc.). É através da manipulação no elemento final de controle que são implementadas as mudanças no processo para atingir o valor desejado da variável de controle.

As estruturas de controle podem ser em malha aberta ou em malha fechada (Kilian, 1996). No caso de malha aberta, o valor de uma variável para operação de um elemento é definido previamente, como por exemplo, a frequência de uma bomba, e espera-se que ela se

mantenha em seu valor, por mais que ocorram variações naturais do sistema. A forma mais simples de controle em malha aberta é a manual. No controle manual, o atuador de controle é o operador, que contra-age em um dispositivo de controle (uma válvula, por exemplo), na ocorrência de um desvio na variável de entrada, com objetivo de deixar o sistema estável. Quando as condições do processo são estáveis, o controle em malha aberta funciona adequadamente. No caso do nível, quando a vazão de entrada é constante (raramente é alterada), basta colocar uma válvula com ajuste manual na saída para se obter uma regulagem desejada. Neste caso, o operador raramente altera manualmente a regulagem da válvula para corrigir os desvios. Segundo Ribeiro (2003), o uso deste controle tem como vantagens a utilização de poucos equipamentos, tendo menos chance de se parar a planta; e o custo do sistema é baixo para comprar, instalar e operar. Por outro lado, quando as condições do processo não são estáveis, ou seja, o processo apresenta ocorrência de muitos desvios, o sistema de controle de malha aberta não manterá o parâmetro de saída regulado no valor desejado e o operador terá que intervir a todo tempo na busca de um ajuste.

Caso o atuador humano seja substituído por um controlador automático, o controle se torna automático, ou seja, um sistema de controle em malha fechada (Ogata, 1997). Neste sistema, a saída do processo (variável controlada) é monitorada constantemente por um sensor (dispositivo de medição) e controlado ajustando a variável manipulada através de um elemento final de controle, como uma válvula por exemplo.

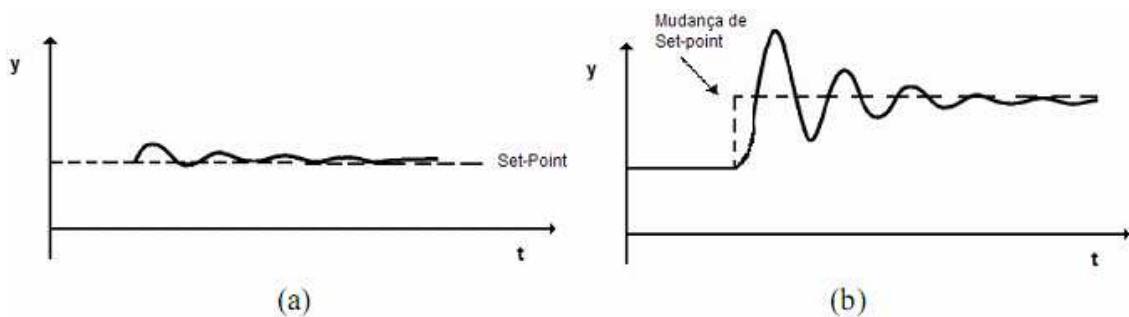
No controle automático em malha fechada, a variável é medida e comparada a um valor desejado (*set-point*). O erro ou desvio calculado alimenta um controlador que envia um sinal para manipular um elemento final com intuito de eliminar este desvio (Campos & Teixeira, 2006). Este é o sistema de controle automatizado.

A função principal de um sistema de controle é assegurar que um sistema em malha fechada apresente a dinâmica e características em estado estacionário desejadas (Ourique, 2005). De um modo geral:

- O sistema em malha fechada deve ser estável;
- Os efeitos de perturbações devem ser minimizados;
- As respostas a mudanças de *set-point* devem ser rápidas e suaves;
- O *offset* (diferença entre o valor do *set-point* e valor do estado estacionário da variável controlada) deve ser eliminado;

- Deve ser evitada ação de controle em excesso, devendo o sinal de controle obedecer às restrições do sistema;
- O sistema deve ser *robusto* (insensível a mudanças na condição de projeto e a erros oriundos da modelagem);

Os sistemas de controle podem ser classificados em dois tipos principais: servomecanismo e controle regulatório de processo. No servomecanismo, qualquer mudança de *set-point* que ocorrer, o sistema de controle terá a capacidade de fazer com que a variável de controle (saída) siga em direção ao novo valor de *set-point* (Figura 2.3. b). Já o sistema de controle regulatório de processos age a partir dos efeitos dos distúrbios, buscando manter a saída no *set-point* estabelecido (Figura 2.3. a) (Ogunnaike,1994).



Fonte: Oliveira, 2007

Figura 2.3. Representação típica de resposta para (a) controle regulatório de processos e (b) servomecanismo.

O sistema de controle de processos é um sistema automático em que a saída é uma variável como temperatura, nível de líquido, pressão ou fluxo. O controle de processo é extremamente necessário em diversas indústrias. O controle de temperatura de fornos, por exemplo, programa-se automaticamente que a temperatura deve alcançar um limite (*set-point*), que após um tempo determinado ou não, deverá ser diminuído para atingir a zona de segurança.

Os sistemas podem ser tanques, separadores, reatores, colunas de destilação etc. Enfim, equipamentos ou setores que foram selecionados para serem controlados. Assim, os sistemas podem ser constituídos por diferentes números de entradas e saídas, sendo classificados como:

- SISO – Single Input Single Output (Única Entrada Única Saída)

- SIMO – Single Input Multiple Output (Única Entrada Múltiplas Saídas)
- MISO – Multiple Input Single Output (Múltiplas Entradas Única Saída)
- MIMO – Multiple Input Multiple Output (Múltiplas Entradas Múltiplas Saídas)

2.2.1. Sistemas de controle de nível

O nível pode ser considerado a altura da coluna de líquido ou sólido no interior de um tanque ou vaso. A unidade de nível deveria ser a unidade de comprimento, pois o nível é a altura de uma coluna de líquido. Porém, é comum se referir ao nível em porcentagem (0% a 100%) em relação a uma faixa de altura de interesse ou de segurança dentro do equipamento.

O objetivo do sistema de controle de nível exemplificado na Figura 2.4 é manter o nível de líquido em uma altura ótima para evitar que o tanque fique totalmente cheio ou totalmente vazio (Campos & Teixeira, 2006). Um medidor de nível (sensor de nível) envia um sinal para o controlador, que o compara com o valor ótimo (*set-point*), e conforme a diferença dos dois valores, o controlador envia um sinal para acionar a válvula. A variável controlada, que é o nível, é mantida no *set-point*, através de mudanças na variável manipulada, que é o fluxo de entrada de líquido.

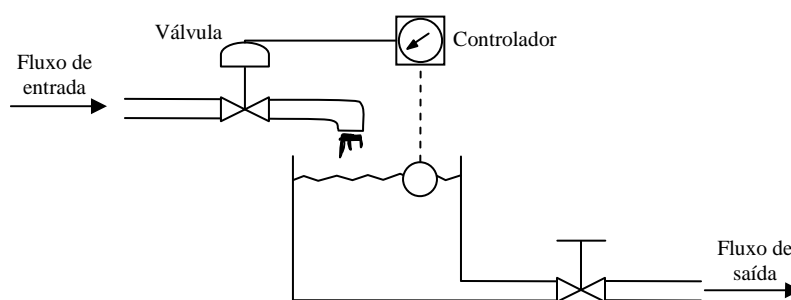


Figura 2.4. Malha de controle de nível

Os sistemas de controle de nível são sistemas mais encontrados nas indústrias. Por mais simples que sejam, é muito importante o seu controle, principalmente substâncias que podem prejudicar o meio ambiente. Um estudo muito útil para os futuros engenheiros foi implementado por Jung *et al* (2000). Eles desenvolveram um programa educacional

experimental e o aparato com programa computacional para controle de processos químicos, em que o sistema de controle escolhido foi o de nível de líquido de multi-estágio.

No MDIF® (Figura 2.5) existem dois níveis que devem ser monitorados: o nível no topo da câmara de mistura e o nível de interface na câmara de separação. Fernandes *et al* (2009) desenvolveram uma estratégia de controle automático somente para o nível de interface solvente orgânico/água. Os autores observaram que o nível na câmara de mistura se altera muito pouco em relação ao nível da interface, sendo possível controlá-lo manualmente através de vaso comunicante.

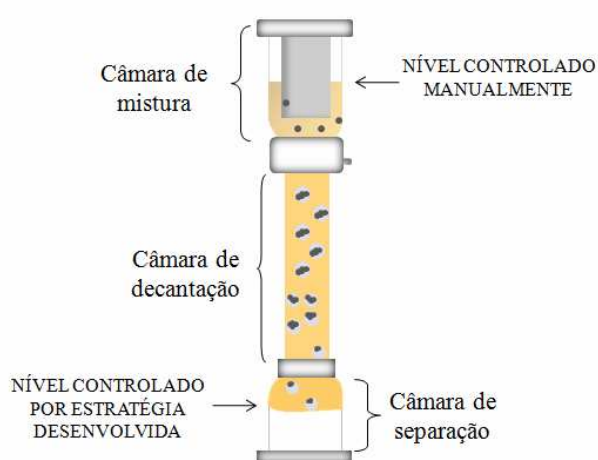


Figura 2.5. Níveis do MDIF® monitorados

2.2.2. Sistemas de controle supervisório

Os sistemas supervisórios são programas computacionais (*softwares*) utilizados para acompanhamento de processos através da comunicação com os dispositivos de controle e de aquisição de dados (CLP - Controlador Lógico Programável). Os CLP's são ligados a um equipamento, uma máquina ou até mesmo a um processo industrial completo. O sistema supervisório (*software*), em comunicação com o CLP (*hardware*), permite ao operador ter informações em tempo real (*on-line*) de um processo e modificá-lo conforme a necessidade (Silva Filho, 2007). As informações que geralmente podem ser obtidas do supervisório são: características dos equipamentos; valores de variáveis do processo; alarmes; relatórios; gráficos de tendência etc. Comercialmente há uma variedade de *softwares* para implementação de sistemas supervisório, entre os mais usados pode-se citar: o Elipse da Elipse Software, o iFix da GE, o InTouch da Wonderware, o Factory Link da UGS, o WinCC

da Siemens etc. Em um sistema de controle supervisório, como visto no exemplo da Figura 2.6, tem-se como informações básicas a instrumentação aplicada, os controladores utilizados e quais são as variáveis manipuladas e controladas. Os sinais de todos os transmissores são lidos pelo computador e enviados para os controladores. Nesta configuração, o computador estabelece o *set-point* (SP) de cada controlador. Dependendo do programa, o computador pode mostrar imagens dinâmicas dos estados atuais do processo e o histórico de cada variável. No caso de falha do computador, os sistemas de controle e aquisição de dados (CLPs) apresentam a autonomia de continuar a operação no último valor de *set-point* ou podem ser chaveado para operação manual.

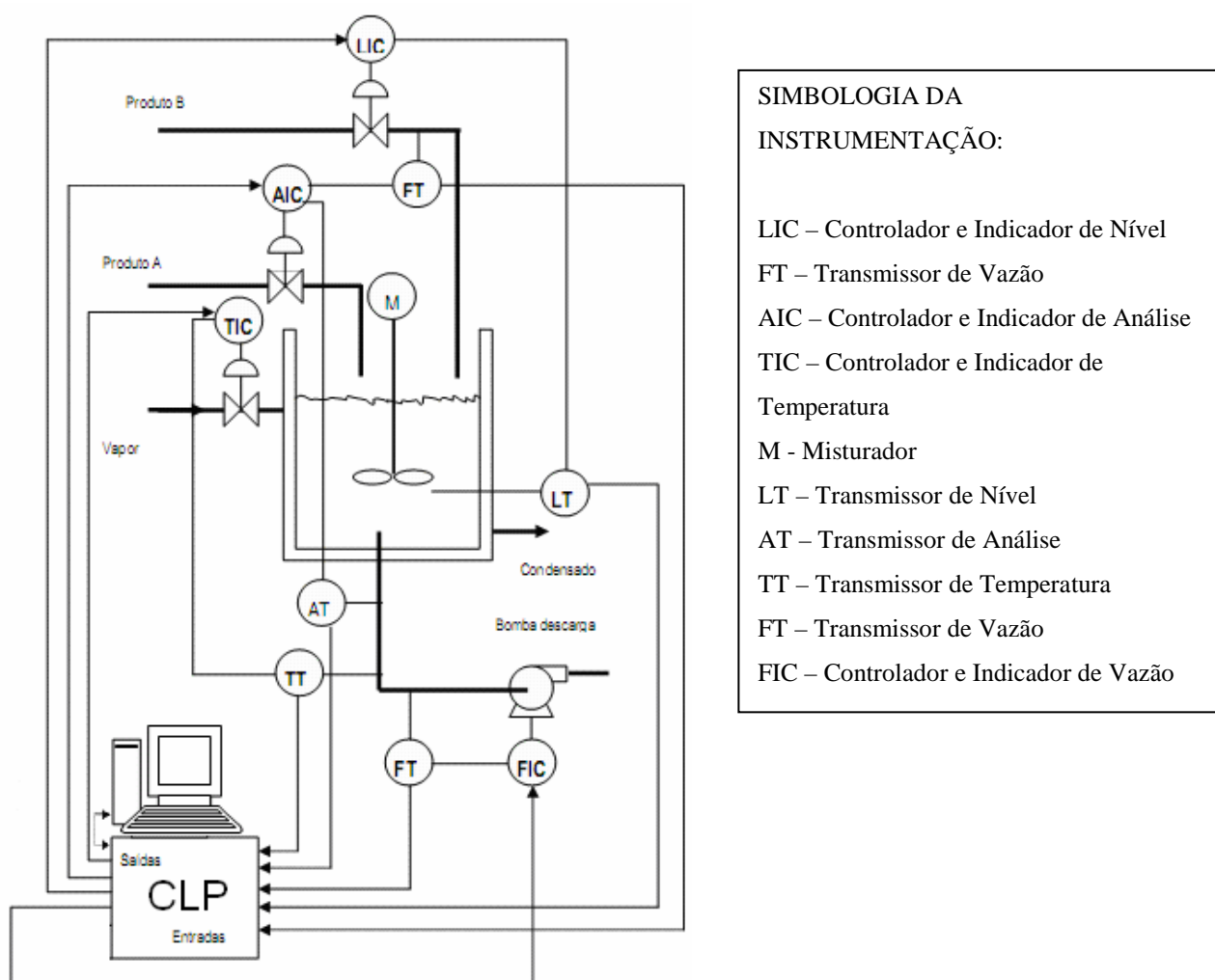


Figura 2.6. Processo com controle supervisório digital: computador monitora instrumentos convencionais (Ribeiro, 2003).

2.2.3. Tipos de configuração de controle

A configuração de controle é a estrutura de informação que é usada para conectar as medições disponíveis com as variáveis manipuladas disponíveis. Existem três tipos gerais de estruturas de controle: Configuração de Controle por Realimentação (ou “*Feedback*”), Configuração de Controle Antecipativo (ou “*Feedforward*”) e Configuração de Controle inferencial (ou com estimador de estados e propriedades). Um sistema de controle pode utilizar uma ou duas das três estruturas em conjunto.

2.2.3.1. Controle *Feedback* (Realimentação negativa)

O controle de realimentação negativa, *feedback*, é a estratégia de controle muito comum nas indústrias de processo. O sistema de controle *feedback* mais elementar possui três componentes: a planta (o objeto a ser controlado), um sensor para medir a variável de saída da planta e um controlador para gerar uma mudança intencional na variável de entrada da planta, como mostrado no diagrama de blocos da Figura 2.7. Cabe aqui mencionar que a variável de saída se refere à informação obtida do estado interno do processo, enquanto variável de entrada se refere à variável do processo capaz de modificar o estado interno do mesmo. Conforme pode ser visto na Figura 2.7, cada um dos três componentes (planta – $G_p(s)$, sensor - $G_m(s)$ e controlador - $G_c(s)$) tem duas entradas, uma interna ao sistema e uma vinda de fora, e uma saída. Esses sinais, segundo Doyle *et al.* (1990), apresentam as seguintes interpretações:

r – Referência ou comando de entrada (*set-point*);

e – erro ($r - v$);

v – Saída do sensor;

u – Sinal do atuador, entrada da planta;

d – Distúrbio externo;

y – Saída da planta e sinal medido;

n – Ruído do sensor.

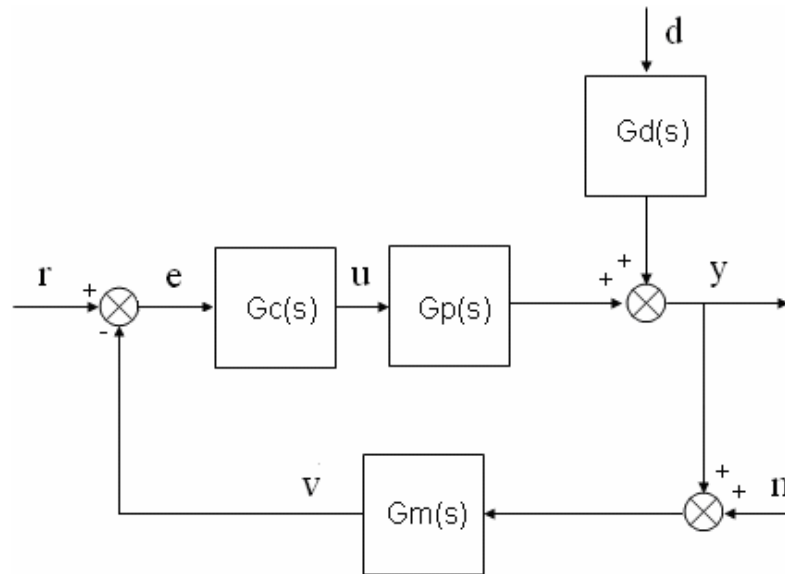
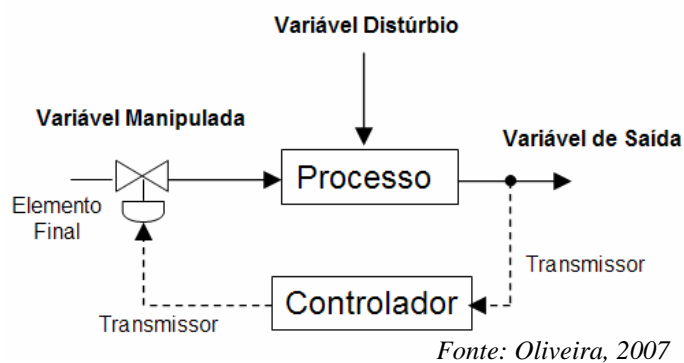


Figura 2.7. Sistema de controle elementar (Fonte: Doyle *et al.*, 1990).

Feedback é a propriedade de um sistema em malha fechada de permitir que a saída (ou alguma outra variável controlada) seja comparada com a entrada do sistema (ou uma entrada para algum componente situado internamente ou subsistema) de forma que a ação de controle seja tomada em função desta comparação (Distefano *et al.*, 1996).

O controle *feedback* opera de forma que a informação de saída do processo é sentida antes do controlador, conforme pode ser visto na Figura 2.8. É importante apontar a natureza intuitiva desta estrutura de controle. O sensor mede a mudança ocorrida no processo e, somente após ter ocorrido a mudança, o controlador toma a decisão de atuar na variável de entrada manipulada, buscando corrigir o processo para a condição desejada (*set-point*). As decisões do controlador são tomadas “após o fato ter acontecido”.



Fonte: Oliveira, 2007

Figura 2.8. Esquema de controle *Feedback*

Historicamente, o controlador *feedback* é o mais amplamente utilizado nos processos industriais, embora ele tenha a grande desvantagem de ter apenas a ação corretiva, uma vez que o controlador só “age” no processo caso a variável controlada seja diferente do seu valor referencial, ou seja, o controlador *feedback* age para corrigir um erro que já aconteceu, o que em alguns casos pode comprometer desde a qualidade do produto até a segurança do processo (Guerrieri, 2006). Porém, como será explicado mais adiante, a utilização da ação derivativa no controlador, pode se tornar o sistema mais estável, pois a ação é tomada conforme a tendência dos erros futuros e não somente nos erros mais atuais, como no caso da ação proporcional.

2.2.3.2. Controle *Feedforward* (Antecipativo)

Nesta configuração, como mostra a Figura 2.9, a informação da variável de entrada distúrbio é obtida e enviada para o controlador. Segundo Smith & Corripio (1985), a decisão do controlador é tomada com base na informação de entrada, antes do processo ser afetado pelo distúrbio. A principal característica desta configuração é a escolha de medir a variável de distúrbio em vez da variável de saída que se deseja controlar. Apesar das vantagens deste controlador em relação à ação antecipatória, um inconveniente nesta configuração é o fato de que o controlador não tem informação sobre as condições de saída do processo e, portanto, não é hábil para determinar a precisão da compensação aos distúrbios pelo processo.

O controle por antecipação mede a perturbação e atua no processo antes que este sinta os efeitos desta variação. Este controlador atua de acordo com um modelo do processo.

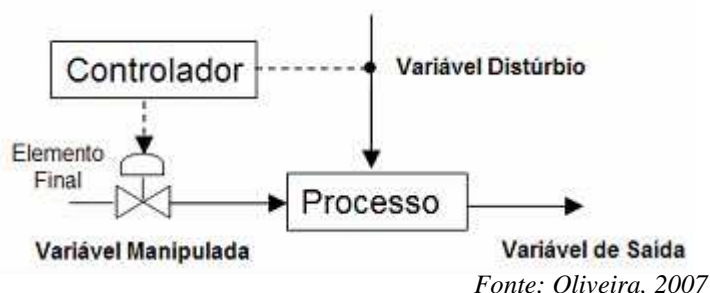


Figura 2.9. Esquema de controle *Feedforward*

Por mais que a estratégia de controle *feedforward* seja eficiente, deve-se ter bastante cuidado e critério na sua utilização. Além de sua implementação não ser trivial, uma vez que é condição necessária a existência de um modelo da perturbação, o uso exclusivo do

controlador antecipativo necessitaria da medição de todos os distúrbios da planta, o que é impossível. Assim, se alcança melhores resultados na combinação das estratégias *feedback* e *feedforward*.

2.2.3.3. Controle inferencial

A configuração de Controle Inferencial utiliza uma medição secundária, ou seja, uma variável auxiliar, quando a saída controlada do processo não pode ser medida por algum motivo. Caso as perturbações que geram o problema de controle puderem ser medidas e um modelo adequado do processo estiver disponível, é possível empregar controle *feedforward*. Caso contrário, o controle inferencial é a única solução (Stephanopoulos, 1984). A variável controlada não é medida diretamente e sim calculada a partir de outras variáveis de processo que podem ser medidas mais facilmente.

A Figura 2.10 apresenta a estratégia de controle inferencial. Nota-se que o inferidor apenas “substitui” o instrumento de medição da variável controlada, passando a gerar esse sinal a partir de um modelo matemático (empírico ou fenomenológico) utilizando variáveis medidas diretamente na planta.

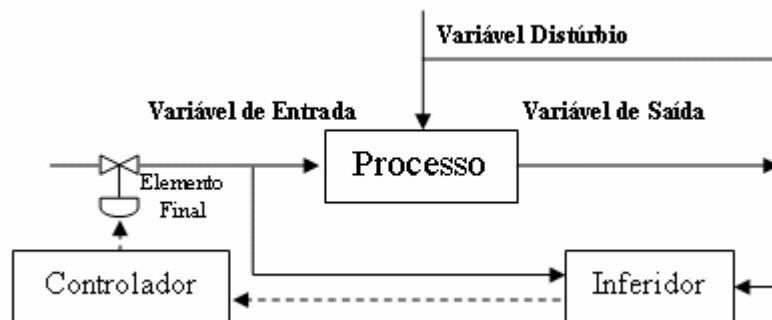


Figura 2.10. Estratégia de controle inferencial

2.2.4. Sinais utilizados em controle de processos

O sinal é uma variável criada para representar outra variável através de uma relação específica. Por exemplo, o nível de um líquido num tanque pode ser expresso através de uma tensão elétrica equivalente. Tipos de sinais:

⇒ **Sinal Binário** - é o tipo mais simples de sinal. As condições que ele assume são: Ligado ou Desligado, Verdadeiro ou Falso, Sim ou Não, simbolizados por 1 ou 0, respectivamente.

Os sinais binários são representados ou por Corrente Alternada: 0V (0 lógico) a 120, 240V (1 lógico) ou por Corrente Contínua: 0V (0 lógico) a 24V, 48V (1 lógico).

⇒ **Sinal Analógico** - representa uma grandeza contínua, ou seja, definida em todo instante. Um exemplo de uma grandeza definida a todo tempo é a temperatura. Os sinais analógicos podem aparecer como: Corrente Elétrica Contínua de 0 a 20mA, 4 a 20mA e 10 a 50mA; Tensão Elétrica Contínua de 0V a 10V, 1V a 5V; e Pneumáticos de 3 a 15psig (20 a 100 kPa) e 6 a 30psig (40 a 200kPa).

Um termo muito comum em controle de processos envolvendo variáveis analógicas é a modulação, definida como a alteração automática no valor de uma variável de saída quando ocorre uma alteração na variável de entrada.

⇒ **Sinais Digitalizados** - Um sinal digitalizado é composto basicamente por seqüências de pulsos cuja amplitude, freqüência ou forma é variada de forma a corresponder a maneira como uma variável muda de valor. Esse sinal em forma de pulsos pode conduzir informação binária ou analógica, numérica ou alfabética.

Nas aplicações industriais onde são utilizados computadores para controle de processo, são utilizados conversores de sinal analógico para digital (A/D) e digital para analógico (D/A) para permitir que os sinais vindos do campo possam ser adquiridos, processados e devolvidos aos instrumentos de atuação. O processo de conversão é chamado digitalização.

2.2.5. Lei de controle convencional - Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

Conforme já discutido, o controlador *feedback* é o componente da malha que envia comandos de controle para o processo através do elemento final de controle com base no desvio entre a medida do processo e o valor de *set-point* desejado. O que diferencia as leis de controle é a maneira como o controlador calcula qual sinal de comando deve enviar ao processo para um dado valor de desvio. As leis de controle clássicas, ainda são consideradas as mais utilizadas nos processos industriais, são os chamados controladores proporcional-integral-derivativo (PID). O controlador PID utiliza o erro de três formas de ações diferentes: o termo Proporcional (P), o Integral (I) e o Derivativo (D).

Os controladores encontrados mais comumente são:

- O controlador proporcional (P) – estabelece que o sinal de comando do controlador $p(t)$ é proporcional ao erro $e(t)$, sendo p_s o sinal de comando do controlador quando o desvio é zero, ou seja, o valor inicial da variável no momento em que o controlador foi colocado em automático. Logo, o controlador proporcional opera da seguinte forma:

$$p(t) = K_c \cdot e(t) + p_s \quad (3)$$

onde K_c é o parâmetro característico deste controlador (chamado ganho proporcional) e o desvio é dado como a diferença entre o valor de *set-point* $y_{sp}(t)$ e o valor medido $y_m(t)$:

$$e(t) = y_{sp}(t) - y_m(t) \quad (4)$$

- O controlador proporcional + integral (PI) – estabelece que o sinal de comando do controlador $p(t)$ é proporcional ao erro $e(t)$ e proporcional à integral dos erros no tempo. Neste controlador o sinal de comando é uma combinação do termo proporcional, que leva em conta o desvio presente, e do termo integral, que leva em conta a soma de todos os erros passados. A equação que define o controlador PI é dada por:

$$p(t) = K_c \cdot \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \cdot \int_0^t e(\tau) \cdot d\tau \right] + p_s \quad (5)$$

sendo K_c (ganho proporcional) e τ_I (constante de tempo integral) os parâmetros característicos deste controlador.

- O controlador proporcional + derivativo (PD) – estabelece que o sinal de comando do controlador $p(t)$ é proporcional ao desvio $e(t)$ e a derivada do desvio no tempo. Neste controlador, o sinal de comando é uma combinação do termo proporcional, que leva em conta o desvio presente, e do termo derivativo, que leva em conta a tendência dos erros futuros. A equação que define o controlador PD é dada por:

$$p(t) = K_c \cdot \left[e(t) + \tau_D \cdot \frac{de(t)}{dt} \right] + p_s \quad (6)$$

sendo K_c (ganho proporcional) e τ_D (constante de tempo derivativo) os parâmetros característicos deste controlador.

- O controlador proporcional + integral + derivativo (PID) – estabelece que o controlador PID é a combinação dos três modos de ação, na forma:

$$p(t) = K_c \cdot \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(\tau) \cdot d\tau + \tau_D \cdot \frac{de(t)}{dt} \right] + p_s \quad (7)$$

Ao unir as três ações no controlador (Tabela 2.1), consegue-se implementar um controle clássico geral, incluindo o termo proporcional (P), o termo integral (I) que permite eliminar o erro e o termo derivativo (D) que permite avançar para uma resposta mais rápida.

A ação PI é adequada para todos os processos onde a dinâmica é essencialmente de primeira ordem, ou que não exija um controle muito rígido, pois mesmo com uma dinâmica de maior ordem, o que é necessário é a ação integral que produz um erro de regime igual a zero e uma resposta transitória adequada para ação proporcional (Alves, 2005). A parte integral produz uma função de transferência do controlador com um pólo na origem, eliminando, portanto, erros estacionários (offsets). O erro estacionário deixa de existir, mas o sistema demora mais tempo para atingir o valor estacionário (Carvalho, 2000). A Equação (8) fazendo $\tau_D = 0$, é a função do controlador PI no domínio da transformada.

$$G_c(s) = K_c \cdot \left(1 + \frac{1}{\tau_I \cdot s} + \tau_D \cdot s \right) \quad (8)$$

O controle PID, representado pela função de transferência no domínio de Laplace (Equação 8), é suficiente para processos onde a dinâmica dominante é de segunda ordem, não sendo necessário utilizar um controlador mais complexo. A ação derivativa também é benéfica em controle de sistemas de ordem elevada mais rígido, pois melhora o amortecimento e o ganho proporcional pode ser aumentado para tornar a resposta mais rápida (Alves, 2005). O termo derivativo é o incremento de um zero na função de transferência do controlador. Esse zero pode afetar significativamente o perfil da resposta transitória, pois a medida que os pólos se tornam mais rápidos, o zero mudará significativamente a ultrapassagem e, reduzirá o tempo de pico máximo e o de assentamento (Carvalho, 2000) .

Para um bom desempenho do controlador é necessário ajustar cada termo, calculando os valores de K_c , τ_I e τ_D . Esta tarefa de busca dos melhores valores para os parâmetros do controlador é o que se chama de sintonia do controlador.

Tabela 2.1. Composição das três ações do controlador PID

P	Correção Proporcional ao Erro	A correção a ser aplicada ao processo deve crescer na proporção que cresce o erro entre o valor real e o desejado.
I	Correção Proporcional ao Produto Erro x Tempo	Erros pequenos, mas que existem há muito tempo requerem correção mais intensa.
D	Correção Proporcional à Taxa de Variação do Erro	Se o erro está variando muito rápido, esta taxa de variação deve ser reduzida para evitar oscilações.

Fonte: Novus produtos eletrônicos, 2003

2.3. Sensor de nível

Os sensores são elementos fundamentais no controle de processos, sendo eles os responsáveis pela alimentação das informações das variáveis de processo no sistema de controle. O nível é o valor da altura de um líquido ou sólido medido em um reservatório. Através da medição do nível, consegue-se avaliar o volume estocado de materiais em tanques de armazenamento, realizar o balanço de materiais de processos contínuos e alcançar a segurança e controle de alguns processos onde o nível do produto não pode ultrapassar determinados limites.

Os detectores de nível são classificados em:

1. Medição direta – consiste na medição realizada do plano superior da substância, através de réguas, visores de nível e bóias ou flutuadores;
2. Método inferencial – é a medição feita através de uma segunda variável como pressão diferencial, capacitância, pesagem, raio gama, ultra-sônico e imagem.

2.3.1. Sensor de imagem

Os processos industriais têm evoluído significativamente do ponto de vista tecnológico. O mesmo ocorre com a tecnologia de controle de processos, que também tem avançado bastante com a criação de uma grande variedade de sensores para diversos tipos de

aplicações. A tecnologia de sensores baseados em imagem, ainda é uma área em desenvolvimento.

Segundo Monteiro & Pereira (2005) os três campos de aplicação que há interesse em técnicas de detecção e análise de imagens digitais são principalmente do:

- (i) Setor de comunicações e entretenimento - fotografia, videoconferência, cinematografia, teledifusão (*webcam*, câmera para celular, câmera 'point-and-shoot', câmeras semi-pro e profissionais etc, '*face-tracking*', arte digital, composição);
- (ii) Setor médico, comercial e científico - endoscopia, radiografia, retinografia, sistemas de segurança e de monitoramento, biometria, astronomia (dispositivos e sistemas específicos ou semi-personalizados, contraste, cor, desvios);
- (iii) Setor industrial - sensoriamento automático em malhas de inspeção e controle, visão robótica (dispositivos e sistemas específicos ou semi-personalizados, detecção de padrões e estruturas).

Devido à exigência na demanda de qualidade de produtos produzidos por sistemas complexos, os sensores escalares (de medição direta) não podem mais prover todas as informações necessárias. Uma informação bidimensional, tridimensional ou tetradimensional (incluindo o tempo) é necessária para determinar, em alguns casos, o estado do processo. A tecnologia de imagem do processo fornece esta dimensionalidade de forma mais avançada. O termo “imagem do processo” refere-se ao uso de sensores baseados em imagem, aos conceitos de processamento de dados e aos métodos de exibição para obter informação sobre o estado interno de processos industriais.

As imagens podem ser obtidas diretamente (por uma câmera) ou indiretamente (via reconstrução tomográfica de um conjunto de dados de dimensões mais reduzidas). Este campo tem crescido fortemente devido ao desenvolvimento de sistemas de imagem de alta performance e o avanço da tecnologia computacional. No caso particular da indústria de processos químicos, a tecnologia de imagem pode ser encontrada em uma gama significativa de aplicações, tal como: fluxo multifásico em três dimensões; no desenvolvimento e controle de sistemas de combustão; na detecção e medição do tamanho e forma de partículas, uniformidade de mistura, taxa de fluidização, eficiência do processo e vários fatores relacionados à qualidade do produto; na separação de partículas por colunas e células de

flotação; na imagem térmica para monitorar perfis de fluxo e entre outros (Scott e Mccann, 2005).

Um exemplo real provém da indústria DuPont, que utiliza a tomografia para visualizar mudanças e variação espacial das propriedades dos materiais no processo de extrusão do nylon, como pode ser visto na Figura 2.11 (Scott e Mccann, 2005). Uma câmera monitora o polímero na extrusora que soa um alarme caso haja rompimento. O tamanho e a forma dos *pellets* do produto são medidos por um outro sistema de imagem, que fornece o tamanho de forma contínua ao controlador do processo.

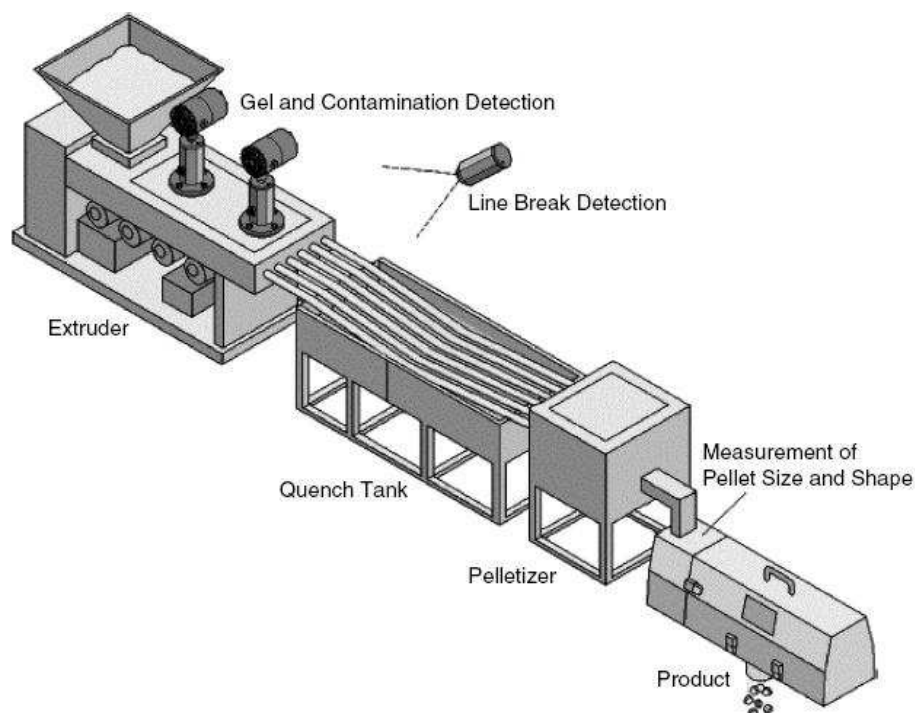


Figura 2.11. Extrusora monitorada por sensor de imagem

Outra aplicação de sensor baseado em imagem é a obtenção de diagnósticos das imagens para controle da combustão usando o método *PLIF - Planar Laser induced fluorescence imaging*, mostrado na Figura 2.12 (Scott e Mccann, 2005).

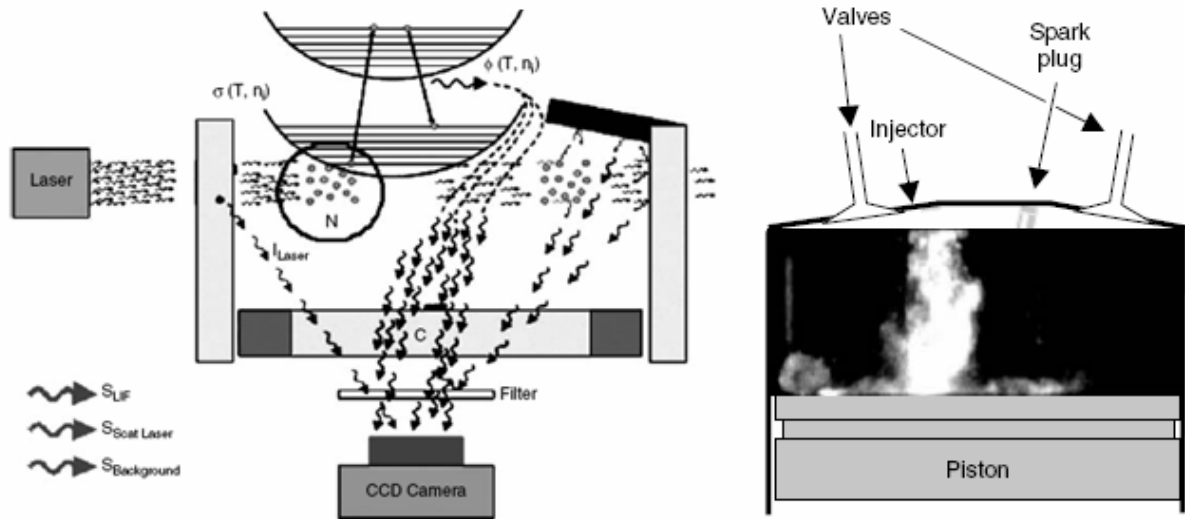


Figura 2.12. Controle da combustão por PLIF

O uso da reconstrução tomográfica já está bastante difundido, um exemplo deste método é a identificação do regime do fluxo e o grau de arrastamento da partícula do transporte pneumático, observado na Figura 2.13 (Scott e Mccann, 2005).

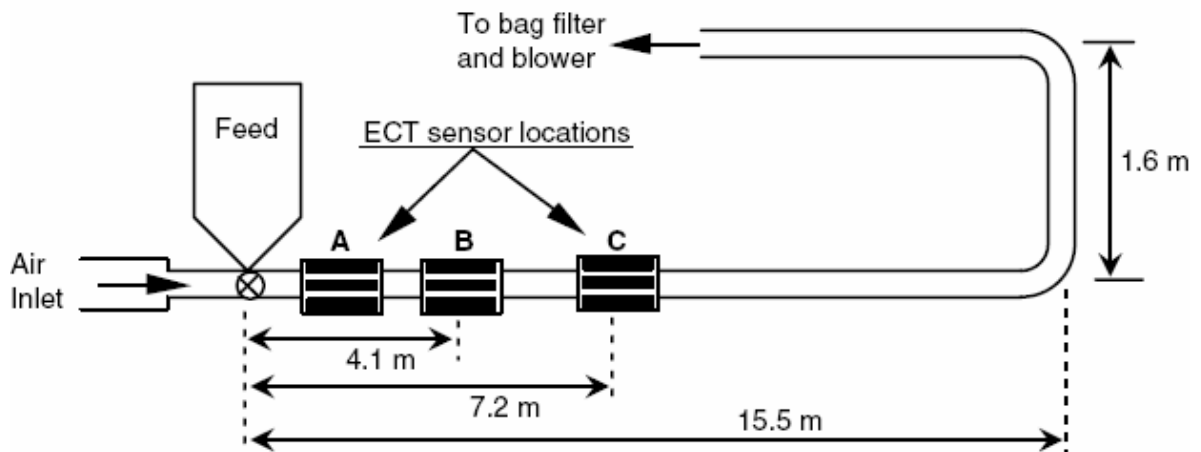


Figura 2.13. Uso da reconstrução tomográfica na análise das partículas no transporte pneumático

Um outro estudo de imagem é realizado via electrical capacitance tomography (ECT) technique. Este método foi utilizado na medição das distribuições axiais e radiais do grão e na fluidificação total do grânulo nos moinhos verticais, visto na Figura 2.14 (Scott e Mccann, 2005).

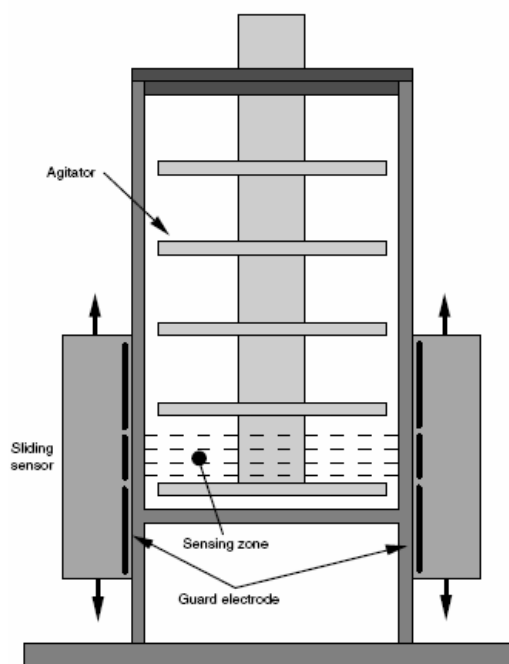


Figura 2.14. Análise dos grãos no moinho vertical via ECT

2.4. Identificação de processos – modelos matemáticos

A modelagem matemática de sistemas reais é desenvolvida e implementada utilizando um dos métodos de:

- Modelagem caixa branca – modelagem baseada na física ou natureza fenomenológica do processo; modelagem fenomenológica ou modelagem conceitual.
- Identificação de sistemas – modelagem empírica.

Na descrição teórica dos processos, o desenvolvimento dos modelos matemáticos é realizado a partir das equações fenomenológicas derivadas dos princípios fundamentais da Física e da Engenharia Química (princípios de conservação de massa, energia e quantidade de movimento) e a partir de equações constitutivas que estão associadas principalmente aos termos de taxas (transferência de calor, transferência de massa, cinética das reações etc.). Do ponto de vista prático para controle de processos, as equações fenomenológicas para muitos processos são complexas e, na maioria das vezes, necessitam de abordagens numéricas para serem resolvidas, já que a solução analítica ou é impraticável ou é impossível de ser obtida. Desta forma, a abordagem de modelos fenomenológicos, principalmente nestes casos de maiores complexidades, é inviável para efeito de proposição em sistemas de controle.

O desenvolvimento do modelo teórico do processo deve seguir alguns passos básicos:

1. Definição do problema – buscar os aspectos do processo físico mais relevantes, que possam ser aplicados a modelos fenomenológicos;
2. Formulação do modelo – aplicação das equações fenomenológicas tais como princípio da conservação e equações constitutivas baseadas nas leis da física e da química;
3. Estimação de parâmetros – especificação de parâmetros que aparecem nos modelos em que não podem ser calculados de forma direta. Existem diversos métodos de estimação de parâmetros dos modelos, inclusive estão disponíveis comercialmente softwares que aplicam diferentes métodos matemáticos, dentre eles mínimos quadrados e PSO (Particle Swarm Optimization);
4. Validação do modelo – realização de testes utilizando o modelo encontrado para avaliar se o modelo permite representar o comportamento dinâmico do sistema.

Uma outra abordagem bastante empregada na área de controle de processos é a identificação de processos. A identificação de processos nada mais é que a obtenção de modelos empíricos capazes de descrever o processo numa dada faixa de operação. Através de testes experimentais, onde o processo é perturbado intencionalmente, é possível obter a natureza dinâmica das respostas do processo em relação às mudanças realizadas. Portanto, a partir dos resultados experimentais, um modelo empírico do processo pode ser desenvolvido de modo a satisfazer o projeto de sistemas de controle. É importante varrer o máximo de condições de operações possíveis para o modelo não ficar limitado a uma faixa de operação usada para sua determinação. A determinação experimental do comportamento dinâmico de um processo é chamada de *identificação de processos* (Coughanowr, 1991). Segundo Aguirre (2004) a identificação de sistemas é um procedimento alternativo que propõe obter um modelo matemático que explique a relação de causa e efeito presente nos dados.

As principais etapas de identificação são:

1. Testes dinâmicos e coleta de dados;
2. Escolha da representação matemática a ser usada;
3. Determinação da estrutura do modelo;
4. Validação do modelo.

Na maioria dos processos químicos, os modelos abaixo descritos são fortes candidatos a modelos de processo (representado na forma de funções de transferência no domínio da transformada):

1. Modelo de primeira ordem:

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (9)$$

2. Modelo de primeira ordem com atraso:

$$G(s) = \frac{K e^{-\alpha s}}{\tau s + 1} \quad (10)$$

3. Modelo de segunda ordem com atraso de tempo:

$$G(s) = \frac{K e^{-\alpha s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (11)$$

4. Modelo de um zero, dois pólos com atraso de tempo

$$G(s) = \frac{K(\xi s + 1)e^{-\alpha s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (12)$$

A perturbação do processo, nada mais é do que desviar naturalmente ou propositalmente o sistema do estado estacionário, isto é, aumentando ou diminuindo o valor que se encontra. Por exemplo, se a vazão se encontrar em 60 L/h e houver uma mudança para 80 L/h, ocorreu um distúrbio de 20 L/h. Os distúrbios geralmente ocorrem naturalmente e o controlador deverá ser capaz de levar o sistema ao valor desejado. Na identificação de processo as perturbações são realizadas na carga (entrada) ou no *set-point*. As perturbações mais utilizadas são:

- Perturbação em pulso retangular - a função pulso retangular ideal de magnitude A e duração b é ilustrada na Figura 2.15. É uma função cujo valor permanece em zero até uma mudança repentina para o valor A no tempo inicial $t = 0$, permanecendo neste valor por um tempo b e retornando em seguida para o seu valor inicial.

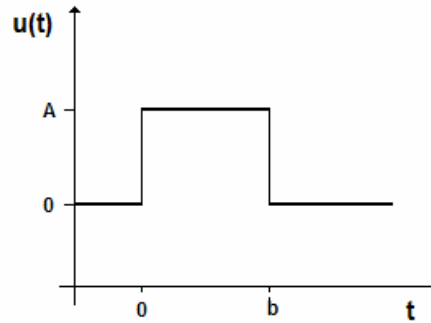


Figura 2.15. Função pulso retangular de magnitude A e duração b.

- Perturbação em degrau – alteração de magnitude A, correspondendo a uma perturbação de intensidade A na variável de entrada (Figura 2.16).

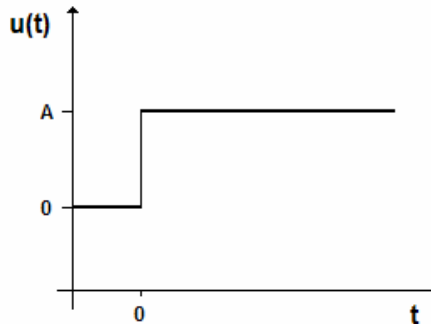


Figura 2.16. Função degrau magnitude A.

A identificação por resposta ao degrau é uma estratégia muito utilizada na prática, que consiste em ajustar as funções teóricas de resposta ao degrau aos dados experimentais de resposta ao degrau. A resposta experimental é obtida implementando uma mudança degrau na variável de entrada do processo físico e gravando a mudança observada na variável de saída. Um sistema de primeira ordem com atraso dado pela Equação (10), tem-se que:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\alpha s}}{\tau s + 1}$$

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = G(s) \quad (13)$$

$$X(s) = \frac{A}{s} \rightarrow \text{distúrbio de grau}, \quad (14)$$

onde A = amplitude do distúrbio.

$$Y(s) = G(s) \frac{A}{s} \quad (15)$$

$$Y(s) = \frac{Ke^{-\alpha s}}{\tau s + 1} \frac{A}{s} \quad (16)$$

A saída do sistema no domínio do tempo será:

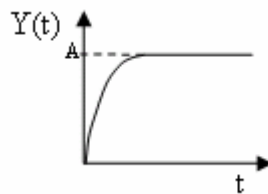


Figura 2.17. Função da resposta ao degrau

$$Y(t) = \begin{cases} 0; & t < \alpha \\ AK(1 - e^{-(t-\alpha)/\tau}) & t > \alpha \end{cases} \quad (17)$$

Na identificação clássica de processo, a estimação de parâmetros é a tarefa principal, semelhante a modelagem teórica. O melhor ajuste será alcançado se os valores dos parâmetros de um modelo pré-determinado forem encontrados. A estimação de parâmetros desconhecidos de um modelo de processo empírico pode ser feita no domínio do tempo ou no domínio da frequência (Ogunnaike, 1994).

Muitos são os métodos de estimação de parâmetros. Baur & Isermann (1977) desenvolveram um programa de identificação e estimação de parâmetros para processos industriais, utilizando três métodos de identificação: mínimos quadrados recursivos, variáveis de instrumental recursivo e análise de correlação recursiva com mínimos quadrados. Kennedy & Eberhart (1995) apresentaram um método para otimização de funções não-lineares contínuas, baseado no comportamento de modelos sociais, como pássaros ou peixes, chamado método Particle swarm optimization (PSO). Assis (2001) apresentou as várias possibilidades de identificação de sistemas dinâmicos utilizando modelos empíricos paramétricos, com

ênfase nos métodos baseados em redes neurais, como NNARX – Neural Network AutoRegressive with eXogeneous variable e NNSSIF – Neural Network State Space Innovation Form. E Vasquez et al. (2008) obtiveram um modelo matemático através da estrutura linear ARMAX.

2.5. Sintonia de controladores

Sintonizar significa ajustar os parâmetros do controlador para obter uma resposta em malha fechada específica. Em um controlador PID, por exemplo, para se ter um bom desempenho é necessário ajustar cada termo da Equação (8), encontrando os parâmetros K_c , τ_I e τ_D . Segundo Smith & Corripio (1985), centenas de métodos de sintonia foram criados para facilitar as estimações destes parâmetros, entre eles tem-se:

- Métodos por tentativa e erro;
- Métodos baseados na dinâmica;
- Métodos analíticos;

O método de tentativa e erro é uma maneira fácil de ajustar um controlador, porém não há garantia de se obter um desempenho satisfatório, além disso, pode consumir muito tempo se forem necessárias muitas tentativas. Consiste em modificar as ações de controle e observar os efeitos na variável de processo. A modificação das ações continua até a obtenção de uma resposta ótima. Em função da sua simplicidade é um dos métodos mais utilizados, mas seu uso fica impraticável em processos com grandes inércias. É necessário um conhecimento profundo do processo e do algoritmo do controlador. Frequentemente, a resposta y à onda quadrática ou ao degrau indica a qualidade do controlador. *Overshoot*, *undershoot* e tempo de subida podem ser tomados como critérios de desempenho. A sintonia então chamada zona de base é utilizada, o que significa que partes da baixa e alta frequência do controlador podem ser sintonizadas separadamente, começando com a parte de alta frequência. Para um controlador PID, isto significa que primeiro a ação P-e-D são sintonizadas e, em seguida, a ação I (Zalm, 2004).

Um dos métodos baseado na dinâmica do processo foi apresentado por Ziegler, Nichols & Rochester (1942), conhecido como método de curva de reação. O método alternativo baseia-se na curva de resposta a uma perturbação degrau de magnitude M (Figura

2.18). Os parâmetros podem ser calculados aplicando os valores obtidos a partir da curva nas equações propostas pelos autores contida na Tabela 2.2. O método é considerado razoável por ser um ajuste impreciso.

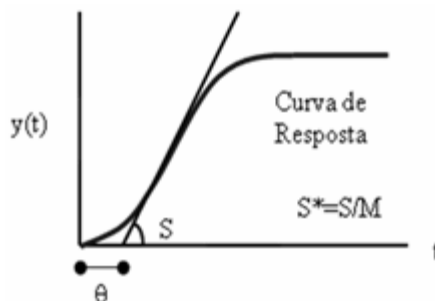


Figura 2.18. Curva de reação ao degrau de magnitude M.

Tabela 2.2 Ajustes de Ziegler-Nichols para o método de curva de reação

Controlador	K_c	τ_I	τ_D
P	1 / (θ S*)	—	—
PI	0,9 / (θ S*)	3,33 θ	—
PID	1,2 / (θ S*)	2 θ	0,5 θ

Um sistema de controle *feedback* pode também ser projetado tendo por base o modelo do processo e a especificação da resposta desejada. Um método com essa característica é o método de síntese direta. Luyben & Luyben (1997) afirmam que a síntese direta permite escolher previamente a resposta desejada em malha fechada para uma dada entrada. O modelo do processo conhecido (G_p) é aplicado na Equação (18), juntamente com a trajetória da resposta desejada (q). Geralmente escolhe-se uma função de transferência de 1ª ordem para facilitar os cálculos. O resultado desta operação comparado à equação do controlador PID (Equação 7) permite estimar os parâmetros presentes na função de transferência do controlador.

$$G_c = \frac{1}{G_p} \times \frac{q}{(1-q)} \quad (18)$$

$$p(t) = K_c \cdot \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \cdot \int_0^t e(t) \cdot dt + \tau_D \cdot \frac{de(t)}{dt} \right] + p_s \quad (7)$$

2.6. Tratamento de imagens

Há muitos anos as imagens são utilizadas para se obter informações pertinentes de diversos sistemas. O uso de imagens na medicina, por exemplo, consegue diagnosticar doenças através de imagens radiográficas em raios-X, por imagens da ultra sonografia, que busca o eco do som para formar a imagem, entre outras (Scott e Mccann, 2005). Já o uso de imagens no controle de processos, se encontra em crescimento, porém cada vez mais difundido nos dias atuais.

2.6.1. A imagem

Os pequenos quadrados, que são a menor parte de uma imagem, levam o nome de pixels. A organização de uma imagem é feita sob a forma de uma matriz de pixels, como pode ser visto na Figura 2.19. Quanto maior o número de pixels, maior a resolução da imagem.

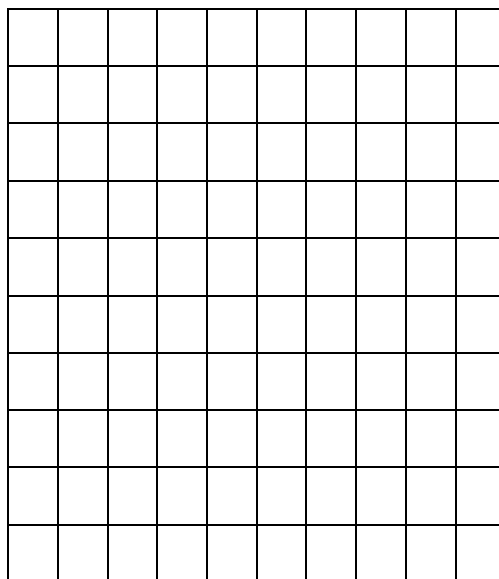


Figura 2.19. Representação de uma imagem de 100 pixels

A leitura de pixels permite saber qual o valor do nível de cor de um determinado pixel e seus vizinhos. O nível de cor do pixel da imagem é representado mais usualmente pelo modelo de cores RGB, proveniente da língua inglesa Red (vermelho), Green (verde) and Blue (azul). Uma cor no modelo de cores RGB pode ser descrita pela indicação da quantidade de vermelho, verde e azul que contém. Utilizando a escala de 0 a 255, cada cor pode variar entre o mínimo (completamente escuro) e o máximo (completamente intenso). Quando todas as cores estão no mínimo (0, 0, 0), o resultado é preto; se todas estão no máximo (255, 255, 255), o resultado é branco.

O sistema de cores também pode ser representado pelo sistema binário, em que a cada 255, usamos o número 1, e para zero o seu próprio valor. Sua partição é de oito bits para cada uma das cores (vermelho, verde e azul), dando um alcance de 256 possíveis valores, ou intensidades, para cada tom.

A imagem também pode ser representada em escala de cinza, onde vários tons de cinza são formados pela combinação das cores preta e branca. Na Figura 2.20 pode-se observar a mesma imagem transformada em distintas escalas de cinza. Para tal, existem diversos softwares que realizam a conversão de imagem em escala de cinza. Além disso, há uma gama de transformações que pode ser realizada na imagem, compondo o tratamento de imagens, como por exemplo os filtros (filtro médio, filtro passa-alta, filtro de detecção variações bruscas etc.)



Figura 2.20. Imagem transformada em distintas escalas de cinza (fonte: Microsoft Word)

2.6.2. Processo de tratamento de imagens

Segundo Albuquerque (2002), todas as operações realizadas sobre uma imagem consistem em gerar uma nova imagem onde cada ponto desta imagem corresponde a uma soma dos produtos termo a termo da matriz com a imagem original. Por exemplo, a aplicação do filtro Médio (passa-baixa) resulta em um efeito, que pode ser visto na Figura 2.21 b, onde os contornos perdem ligeiramente a nitidez. Considere agora o efeito do filtro passa-alta da Figura 2.21c. Todas as variações fortes horizontais, que correspondem as bordas horizontais do objeto, ficaram na imagem final filtrada.



$$\left| \begin{array}{ccc} 1 & 1 & 1 \\ 1 & 1 & 1 \\ 1 & 1 & 1 \end{array} \right| \quad \left| \begin{array}{ccc} -1 & -1 & -1 \\ 1 & 1 & 1 \\ +1 & +1 & +1 \end{array} \right| \quad \left| \begin{array}{ccc} 0 & -1 & 0 \\ -1 & +5 & -1 \\ 0 & -1 & 0 \end{array} \right|$$

(a) (b) (c) (d)

Figura 2.21. Matrizes para filtragem de uma imagem. (a) Imagem original. (b) Filtro Médio (passa-baixas). (c) Filtro de detecção de variações bruscas no sentido horizontal (Passa-Alta). (d) Filtro Passa-Alta (Fonte: Albuquerque, 2002)

O tratamento de imagem é importante para obter informações da imagem que servirão de base para uma outra finalidade. A imagem geralmente é capturada através de uma câmera de vídeo, que atua como sensor de aquisição de imagem. Com a imagem digitalizada, busca-se modificar as imagens ou utilizá-las para fins de controle de processos, ou seja, realiza o tratamento da imagem. No tratamento da imagem um programa computacional é adotado conforme a necessidade do sistema. Atualmente existe uma variedade enorme de softwares que tratam imagens, pois a imagem já faz parte do estudo minucioso de muitos sistemas. Em sistemas industriais complexos, o uso do tratamento de imagem avança a cada dia.

A imagem é uma ferramenta capaz de solucionar muitos problemas industriais anteriormente não encontrados, por se tratar de sistemas em que a visão humana não alcança. O computador, com capacidade de memória superior a do homem, auxilia nessa tarefa de tratar as imagens e solucionar problemas. Portanto a análise e a interpretação de imagens representam atualmente um ponto de apoio importante em diversas áreas científicas. A diversidade de aplicações do tratamento de imagens depende das informações que se deseja analisar.

~~~~~

**CAPÍTULO 3**

**METODOLOGIA**

~~~~~

3. Metodologia

Neste capítulo, é feita uma descrição das principais metodologias referentes aos seguintes tópicos deste estudo: desenvolvimento do sensor de nível de interface (solvente orgânico/água) baseado em imagem; operação do equipamento MDIF®; e implementação do sistema de controle. Todos os equipamentos e materiais envolvidos neste estudo encontram-se alocados no Laboratório de Tecnologia de Materiais (LTM) e no Laboratório de Modelagem e Simulação (LAMOS) do Departamento de Engenharia Química (DEQ) da UFRN.

3.1. Desenvolvimento do sensor de nível baseado em imagem

O sensor baseado em imagem foi desenvolvido com o objetivo de detectar o nível da interface (solvente orgânico/água) na seção de separação do MDIF®. Conforme mencionado anteriormente, o controle de nível desta interface é importante para o MDIF® por questões de segurança, desempenho e qualidade. A primeira consideração está no fato de que o nível da interface deve ser mantido distante da saída de fundo do equipamento para evitar arraste do orgânico para a água tratada. Por outro lado, o nível não deve elevar-se em direção a câmara de decantação sob pena de reduzir o tempo de residência das gotas e, conseqüentemente, prejudicar a eficiência de separação. Adicionalmente, como o MDIF® em questão apresenta-se em escala laboratorial, é difícil encontrar sensores de interface com dimensões satisfatórias para este sistema.

Neste estudo, o desenvolvimento do sensor de interface (solvente orgânico/água) está baseado na captura da imagem na seção de separação do MDIF®, sendo realizada por uma simples *webcam* (câmera de vídeo) acoplada a um computador. Uma rotina computacional foi implementada em linguagem Fortran para estabelecer a comunicação entre o computador e a câmera, além de realizar um tratamento da imagem para detecção da interface. Na Figura 3.1, é possível observar um esquema de como ocorre o procedimento geral do sensor desenvolvido.

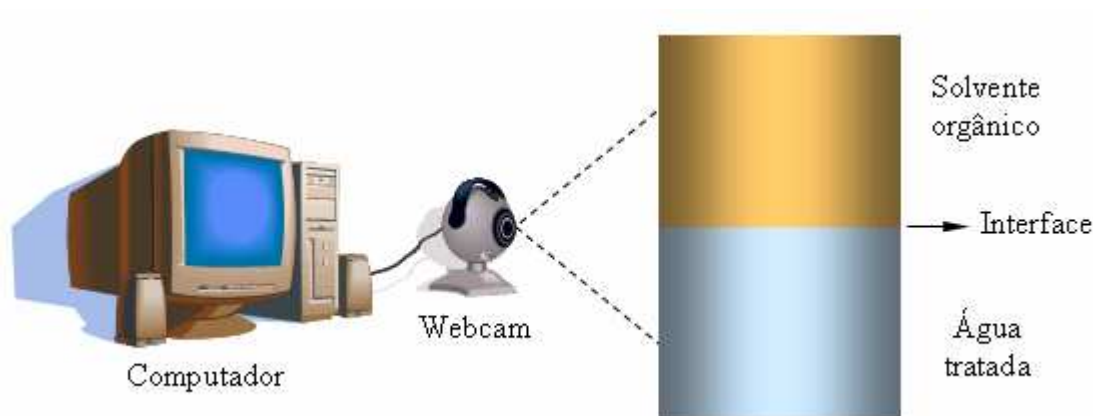


Figura 3.1. Esquema geral do sensor de nível para interface solvente orgânico/água.

Abaixo, estão descritas as etapas de procedimento realizadas pelo sensor:

i) A rotina computacional, quando iniciada, ativa a câmera para buscar uma imagem da janela de captura em tempo real e, num intervalo de amostragem de 2 s, realiza a aquisição de uma imagem estática da janela em escala de cinza, como pode ser visto na Figura 3.2.

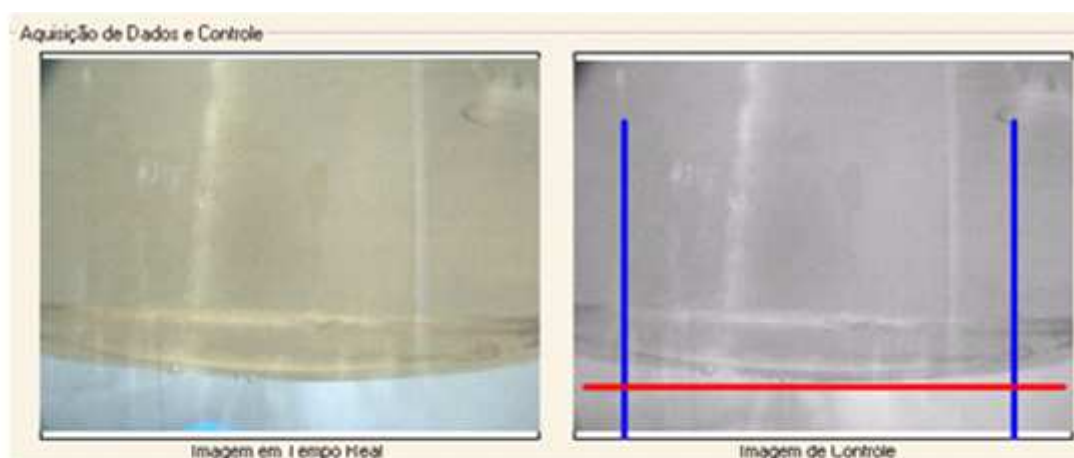


Figura 3.2. Captura da imagem em tempo real (lado esquerdo) e da imagem estática (lado direito).

ii) Na imagem em escala de cinza, capturada num ciclo de amostragem de 2 s, a rotina computacional busca o valor das componentes RGB (*red, green, blue*) de cor para determinados *pixels* (menor elemento num dispositivo de imagem, na qual é possível ter uma cor definida) da janela de captura. Uma matriz \underline{C} (com dimensão 200×4) é preenchida com as componentes de cores em escala de cinza (valores inteiros entre 0 e 255) para 200 pontos

buscados na direção vertical e em 4 posições horizontais da imagem, conforme pode ser visto na Figura 3.3.

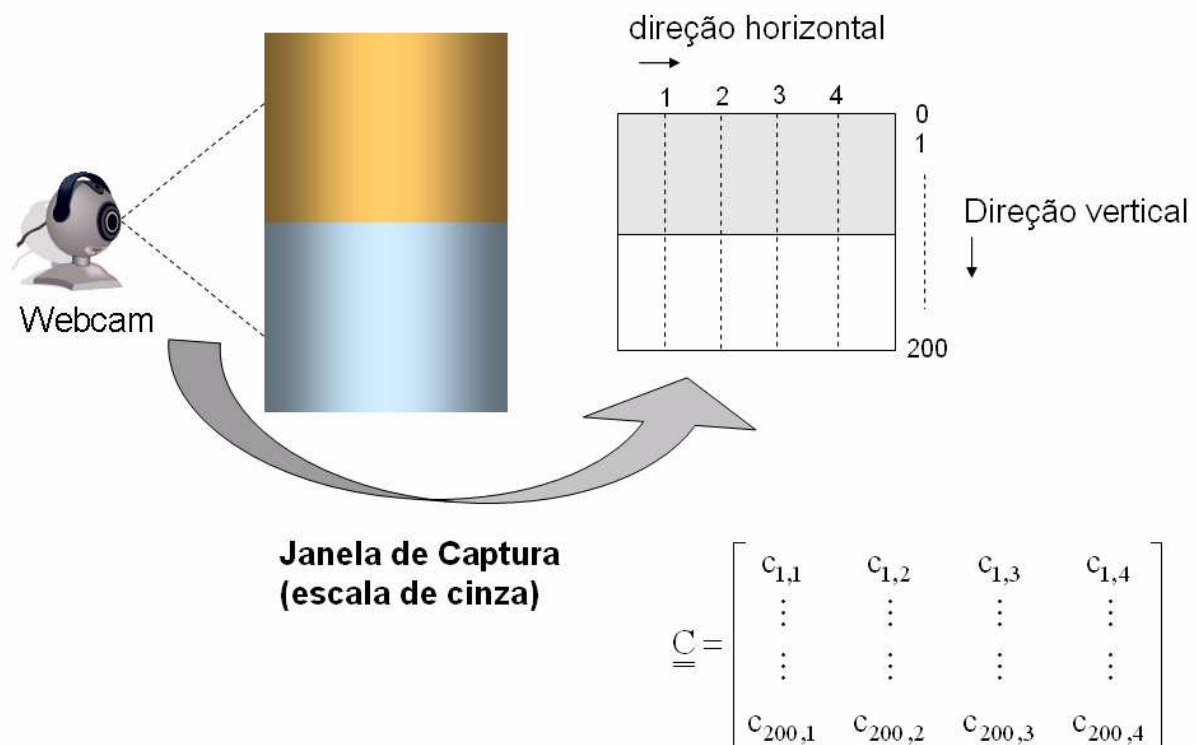


Figura 3.3. Aquisição da matriz de cores da janela de captura da imagem estática.

iii) Em seguida, é feita uma média aritmética dos valores de cor obtidos com os 04 espectros de cores das posições horizontais, tendo-se o vetor da média de cores \underline{C}^* , na forma:

$$C_i^* = \frac{\sum_{j=1}^4 C_{i,j}}{4} \quad i = 1 \dots 200. \quad (19)$$

iv) Com o vetor \underline{C}^* , é feita uma regressão não linear utilizando a função sigmoïdal, representada pela Equação (20), para ajustar o perfil de cores da imagem ao longo da direção vertical.

$$f(x) = \left[a - (a - b) \cdot e^{(-p1 \cdot e^{(-p2 \cdot x)})} \right] \quad (20)$$

sendo: a, b, p1 e p2 os parâmetros da função sigmoïdal; x a coordenada vertical da imagem; e f(x) a cor resultante em escala de cinza com valores inteiros de 0 a 255.

A curva é ajustada dinamicamente através do método de estimação de parâmetros estocástico – Particle Swarm Optimization (PSO) (Kennedy & Eberhart, 1995), com minimização da função objetivo dos mínimos quadrados, dado por:

$$FO = \sum_{i=1}^{n_{exp}} [y_{exp} - y_{calc}]^2 \quad \Leftrightarrow \quad FO = \sum_{i=1}^{200} [C_i^* - f(x_i)]^2 \quad (21)$$

v) Em seguida, é feito o cálculo da primeira derivada analítica da curva ajustada com o objetivo de identificar o nível da interface através do ponto máximo da variação de cores. Esta aproximação permite sinalizar a transição de cores entre a fase do solvente orgânico e a fase aquosa.

Na Figura 3.4, é possível observar um fluxograma que sintetiza o esquema desenvolvido para o sensor de nível da interface (solvente orgânico/água). Todo o algoritmo foi implementado computacionalmente utilizando-se a linguagem Fortran. É importante ressaltar que o *loop* de sensoriamento é realizado num tempo de amostragem de 2 s, o que implica na necessidade de um código eficiente e de desempenho adequado.

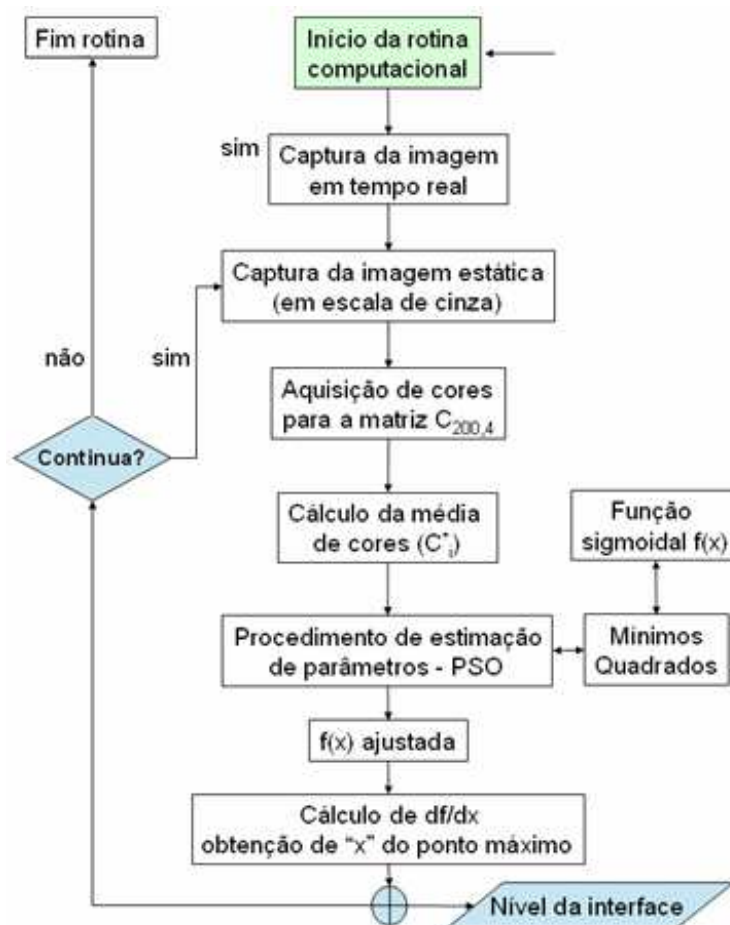


Figura 3.4. Fluxograma esquemático das etapas do sensor desenvolvido para a detecção de nível da interface (solvente orgânico/água).

3.2. O equipamento MDIF® - princípio de funcionamento

Na Figura 3.5, é possível observar um esquema da unidade experimental MDIF® utilizada, incluindo as partes propostas neste estudo relativas ao monitoramento e ao controle do nível da interface (solvente orgânico/água oleosa). Como pode ser visto na Figura 3.5, a seção de mistura (1) recebe água contaminada com óleo, bombeada de um tanque (2) com capacidade de 200 L, e entra em contato por agitação com o solvente orgânico – querosene de aviação (QAV), bombeado de um reservatório (3), com o objetivo de extrair o óleo da água. Tal mistura atravessa o prato perfurado (4) e, em seguida, gotas de água (5) são formadas, carregando internamente pequenas gotículas de solvente e óleo (6). A água, que é originalmente a fase contínua, torna-se a fase dispersa (como gotas); enquanto que o solvente orgânico, que é adicionado para extrair o óleo, torna-se a fase contínua do sistema. As gotas de água descendem pela coluna de decantação (7) preenchida com o solvente orgânico. Nesta seção, ocorre uma transferência das gotículas (que estão dentro das gotas de água) para a fase contínua (solvente orgânico). Na seção de separação (8), as gotas de água coalescem e formam uma fase densa (água tratada) contendo uma quantidade de óleo aceitável pela legislação ambiental em vigor, que no Brasil estabelece um teor de óleo e graxa (TOG) de 20 mg/L. Para medir o nível da interface solvente orgânico/água (9) na seção de separação, foi desenvolvido neste trabalho um sensor baseado na detecção de imagem por uma câmera de vídeo (*webcam*) (10), com tratamento da imagem por uma estratégia computacional (11). Para controlar o nível da interface, foi implementada neste estudo uma malha de controle *feedback*, cuja decisão e ação de controle foram admitidas via rotina computacional (11), conforme será apresentado no tópico posterior. A ação de controle é enviada para manipular a vazão de saída de água tratada através de uma válvula de controle (12), que drena o líquido para o tanque de água tratada (13).

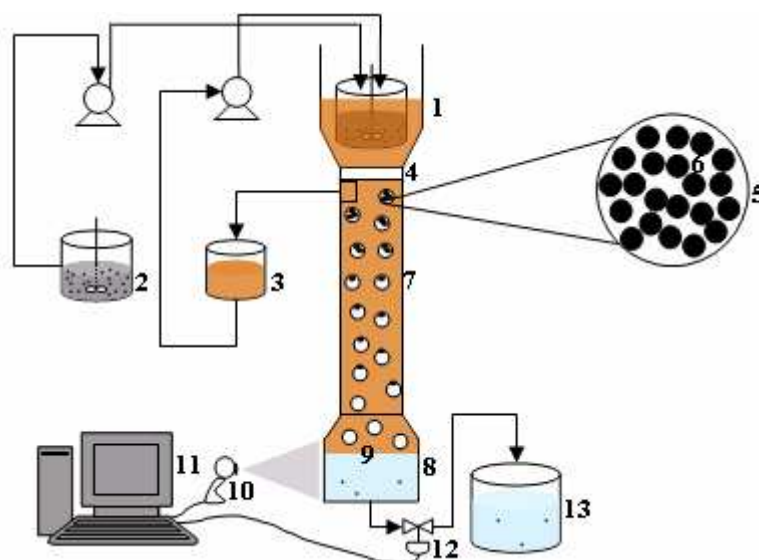


Figura 3.5. Sistema MDIF® objeto de estudo.

3.2.1. Componentes e materiais

Os itens listados abaixo dizem respeito aos equipamentos e materiais utilizados na operação do MDIF® e no desenvolvimento do presente trabalho:

- Uma unidade MDIF® montada em escala laboratorial, composta por câmara de mistura, decantação e separação;
- Um tanque de armazenamento de água contaminada com capacidade de 200L;
- Um agitador mecânico usado para homogeneizar a água contaminada do tanque de armazenamento;
- Duas bombas (marca Netzsch), do tipo cavidade progressiva, utilizadas para bombeamento de solvente orgânico e de água contaminada;
- Dois inversores de frequência utilizados para variar a velocidade de operação das bombas.
- Dois tambores de armazenamento de água tratada de 50L;
- Um frasco Mariotte, com saída em vidro, para armazenamento de solvente orgânico;
- Uma câmera de vídeo (*webcam*) para detecção da imagem do nível da interface (solvente orgânico/água);
- Uma placa eletrônica com canais analógicos e digitais de entrada e saída usada para comando de sinal ao processo;

- Uma válvula solenóide de 1/2”, normal fechada e com tensão de alimentação de 220 VAC, utilizada como elemento final de controle de nível pelo método Pulse Width Modulation - PWM (Anexo 2);
- Um relé de estado sólido que permite o acionamento da válvula a partir do sinal de comando da placa eletrônica;
- Um computador para aquisição de dados, análise e controle do processo;
- Um programa computacional desenvolvido para aquisição de dados e controle do processo;
- Água de produção contaminada com óleo (propriedades na Tabela 3.1);
- Querosene de aviação (QAV) utilizado como solvente orgânico para extração (propriedades na Tabela 3.1).

Tabela 3.1. Propriedades físico-químicas do sistema estudado. (Fonte: Medeiros, 2008).

Fluidos	Massa específica (ρ) 10^3 kg/m^3	Viscosidade (μ) 10^{-3} Pa.s	Tensão superficial (γ) 10^{-3} N/m	Tensão interfacial (γ) 10^{-3} N/m
Água produzida	1,0022	0,851	70,48	32,67
QAV	0,7841	0,910	27,14	-----
Método de medida	Picnometria	Viscosímetro tipo Ubbelohde	Método do Anel de Du Noüy	Método do Anel de Du Noüy

3.2.2. Operação do MDIF®

Na operação do equipamento MDIF®, os seguintes passos são seguidos:

- Abre-se a válvula de saída de água oleosa no tanque de armazenamento e preenche-se a bomba com água para a mesma não trabalhar a seco e evitar cavitação na partida; o mesmo procedimento é adotado para a bomba de orgânico;
- Conectam-se as tomadas dos inversores de frequência e ajusta-se a frequência para cada bomba, de acordo com as vazões de operação para a água oleosa e para o solvente orgânico;
- Liga-se a bomba de água até que ocorra o preenchimento da seção de separação; a conexão com o prato perfurado deve estar aberta para a água descender livremente;

- Liga-se a bomba de solvente orgânico para que ocorra o preenchimento da coluna de separação até o prato perfurado;
- Quando a coluna estiver preenchida, movimenta-se o vaso comunicante do solvente orgânico com o propósito de retirar ar da região do prato perfurado e das mangueiras;
- Inicia-se o programa de aquisição e controle do processo, nomeia-se um arquivo para gravação dos dados, e configura o controle para modo manual;
- Religa a bomba de água na frequência pré-determinada, tendo a certeza de que a válvula solenóide encontra-se estabelecida na % de abertura escolhido para a operação, conforme a calibração dada pela Equação (A.3) ou Figura A.4, em anexo. Este valor permite determinar o *bias* de entrada para o controlador, quando o processo entrar em regime de estado estacionário;
- Religa-se a bomba de solvente orgânico na frequência pré-determinada;

3.3. Implementação do sistema de aquisição de dados e controle

A implementação do sistema de aquisição de dados e controle do nível da interface foi realizada em nível de rotina computacional, implementando-se um programa em linguagem Fortran (Figura 3.6) capaz de executar as seguintes tarefas em *loop* pré-definido:

- ✓ Captura da janela de imagem e tratamento para detecção do nível da interface;
- ✓ Decisão da ação de controle com base na lei PID e implementação dos sinais de controle para manipulação do percentual de abertura da válvula solenóide pela estratégia PWM (Anexo 2);
- ✓ Gravação dos dados em arquivo, conforme apresentado na Figura 3.7;

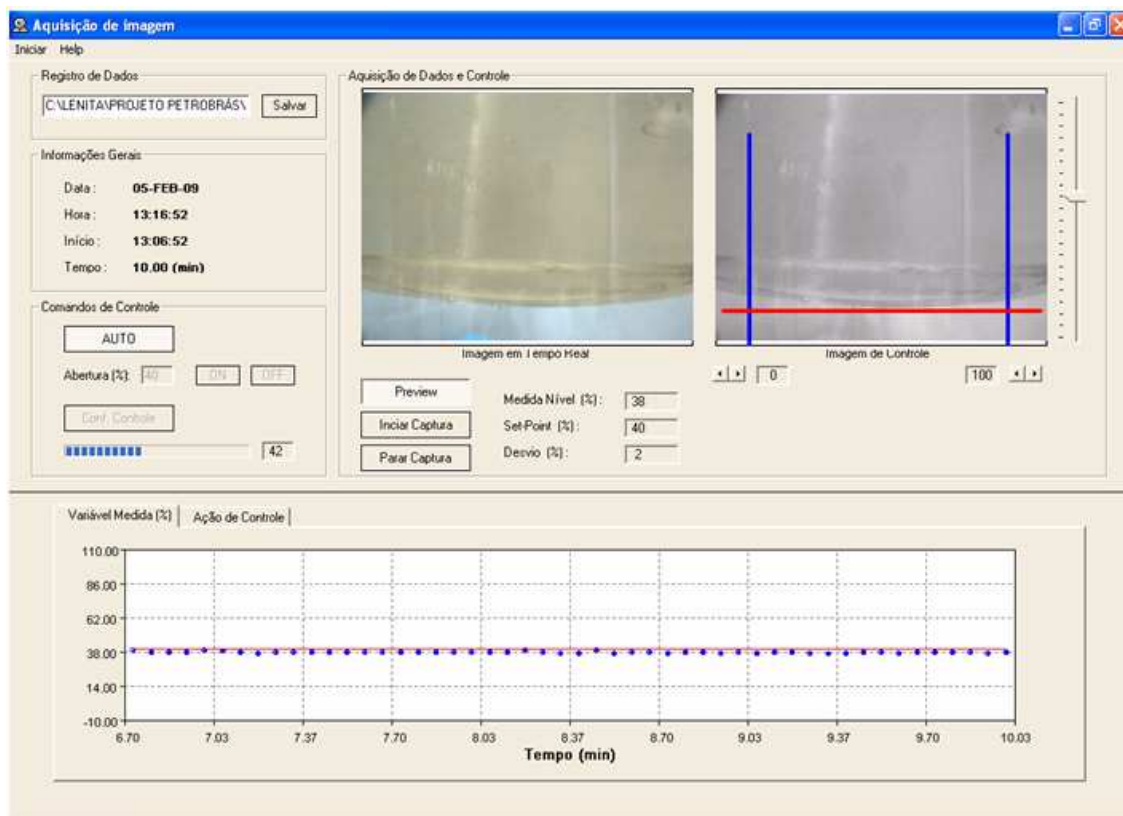


Figura 3.6. Janela principal do programa implementado para monitorar e controlar o processo MDIF®

temp (min)	nivel (%)	SP (%)	abert (%)
0.067	45	45	30
0.133	41	45	30
0.200	39	45	30
0.267	34	45	30
0.333	36	45	30
0.400	33	45	30
0.467	34	45	40
0.533	32	45	40
0.600	32	45	40
0.667	32	45	40
0.733	33	45	53
0.800	31	45	43
0.867	31	45	47
0.933	31	45	47
1.000	31	45	46
1.067	31	45	47
1.133	32	45	46
1.200	33	45	46
1.267	34	45	47

Figura 3.7. Janela do arquivo de registro de dados gravado pelo programa de aquisição de dados e controle do sistema MDIF®.

De acordo com a janela do programa implementado (Figura 3.6), é possível notar que o programa foi implementado com recursos visuais objetivando uma maior facilidade de uso. Os usuários podem visualizar graficamente o nível da interface capturado em intervalo de amostragem de 2 segundos, bem como visualizar a janela de captura em tempo-real, o que permite uma maior segurança para intervenções em modo manual, caso o nível da interface evolua para fora da janela de captura. Outro fator importante é que, do ponto de vista de controle, além de poder operar o processo em modo de controle manual, se necessário, o usuário pode modificar os parâmetros do controlador PID, através da janela de configuração de controle (Figura 3.8). Neste estudo, somente o controlador PID foi implementado no programa. No entanto, outros esquemas de controle podem ser adaptados como rotinas adicionais e, portanto, estudos futuros poderão ser desenvolvidos no sentido da otimização da malha de controle. Na janela onde aparece a imagem estática em escala de cinza, capturada a cada 2 s, existem duas barras em azul que delimitam, internamente, a região onde os dados de cores serão buscados. Estas duas barras podem ser movimentadas pelos botões de setas que ficam abaixo da janela da imagem. Este recurso é importante porque em algumas situações a interface do solvente orgânico/água não se apresenta de forma clara, em razão da formação de espuma ou da formação de manchas de óleo aderidas à parede da seção de separação. Quando isto ocorre, o usuário pode mover as barras delimitadoras em busca de uma região mais nítida para o nível da interface solvente orgânico/água. Adicionalmente, na janela da imagem capturada, o programa traça uma linha em vermelho mostrando para o usuário a posição da interface detectada pelo sensor, o que confere uma maior confiabilidade durante a operação.



Figura 3.8. Janela de configuração dos parâmetros da lei de controle PID (à direita) acessada através do botão “Conf. Controle” na janela principal (à esquerda).

Um fluxograma geral da estrutura de programação implementada para a aquisição de dados e controle do processo está apresentado na Figura 3.9. É possível observar que existe uma rotina “Principal” responsável pelo gerenciamento global do programa. Com o acesso pelo ícone, a rotina principal carrega inicialmente todas as configurações gerais para o programa através do “Arquivo de configurações”. Estas configurações são estabelecidas no ambiente visual da “Janela do Programa”. A aquisição de dados e o controle do processo pode ser iniciado a partir das “Entradas pelo usuário”, nos diversos botões e comandos em tela. Ao ser iniciado, dois *timers* são disparados para realizar um *loop* em intervalo de tempo estabelecido. Estes *loops* ficam em operação contínua até interrupção pelo usuário da aquisição de dados ou do controle do processo. O *loop* de controle (Timer 01) só pode ser ligado se o *loop* de aquisição (Timer 02) estiver iniciado. A informação de saída do *loop* de controle é retornada para a rotina principal que estabelece uma ação para a válvula através de uma rotina de comunicação (*driver*) com a placa de entrada/saída de sinal analógico/digital. A informação de saída do *loop* de aquisição representa o valor do nível da interface (solvente orgânico/água) detectado pela rotina de tratamento da imagem. O acesso aos dados da imagem capturada é feito através de uma rotina de comunicação (*driver*) com a *webcam*. Todos os valores dos *loops* são disponibilizados na rotina principal que grava as informações num “arquivo de saída” e também atualiza as informações da janela do programa, disponibilizando-as para visualização na tela em forma de dados e de gráfico.

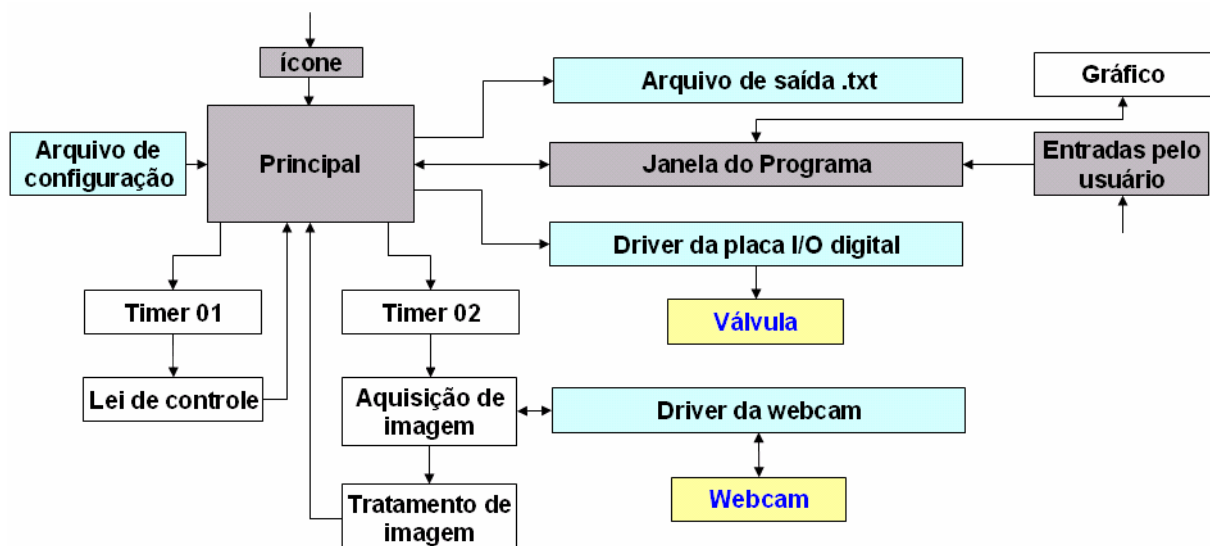


Figura 3.9. Fluxograma da estrutura do programa implementado para aquisição de dados e controle da unidade MDIF®.

~~~~~

**CAPÍTULO 4**

**RESULTADOS E DISCUSSÕES**

~~~~~

4. Resultados e Discussões

No presente capítulo, são apresentados resultados relativos as seguintes etapas de desenvolvimento neste estudo: (i) validação do sensor de nível de interface (solvente orgânico/água); (ii) identificação do processo MDIF® em malha aberta; (iii) implementação e sintonia de um controlador *feedback* convencional (PID); (iv) testes de validação do sistema operando em malha fechada.

4.1. Validação do sensor de nível baseado em imagem

Conforme apresentado no capítulo anterior, o sensor de nível baseado em imagem proposto neste estudo foi desenvolvido aplicando-se a captura de imagem por uma simples câmera de vídeo (*webcam*), de modo que o nível da interface é detectado a partir de uma rotina computacional que realiza o tratamento da imagem por meio de uma abordagem dinâmica de regressão não-linear dos dados de cores obtidos da janela de captura. Quatro vetores de cores são preenchidos com valores em escala de cinza para 200 pontos de discretização na direção vertical. Tais vetores correspondem aos espectros de cores obtidos em quatro posições horizontais da imagem capturada. A partir de tais espectros (vetores), é feita uma média dos valores para ser usada posteriormente no tratamento da imagem e detecção do nível da interface.

Na Figura 4.1, pode-se observar uma aquisição típica dos espectros ao longo da coordenada vertical para quatro posições horizontais da janela (vetor 1 a 4). Tais espectros foram obtidos para uma situação na qual o nível da interface estava em aproximadamente 25% da janela de captura. É possível notar ainda (Figura 4.1) que os espectros de cores (em escala de cinza) apresentam comportamento similar, com uma mudança de patamar verificada por uma inclinação na região de 25% da janela. Na região próxima a 0% da janela (parte superior da imagem capturada) o valor de cor é o mais baixo, o que significa que é a região mais escurecida da imagem e onde há a presença do solvente orgânico. Na região acima de 40% da janela (parte inferior da imagem capturada), o valor de cor é mais alto, significando uma região de cores mais claras da imagem onde a água se encontra. Entre 20 e 40% da janela, existe uma tendência de aumento nos valores de cor, o que pode ser interpretado como uma região de transição ou de interface. Desta forma, o nível da interface (solvente orgânico/água) pode ser sinalizado pelo ponto de inflexão em ocorrência nesta região. Pode ser visto também na figura uma tendência ao declínio, que é devido ao fato da câmera ser

simples e a iluminação não ser precisa, ocorrendo um possível sombreamento na parte inferior da imagem, onde o programa detectou como uma região mais escura. Porém, a medição dos pontos máximo e mínimo das curvas médias, que são levadas em conta para obter as curvas teóricas, mostradas mais a frente, é realizada, não prejudicando a sinalização da interface.

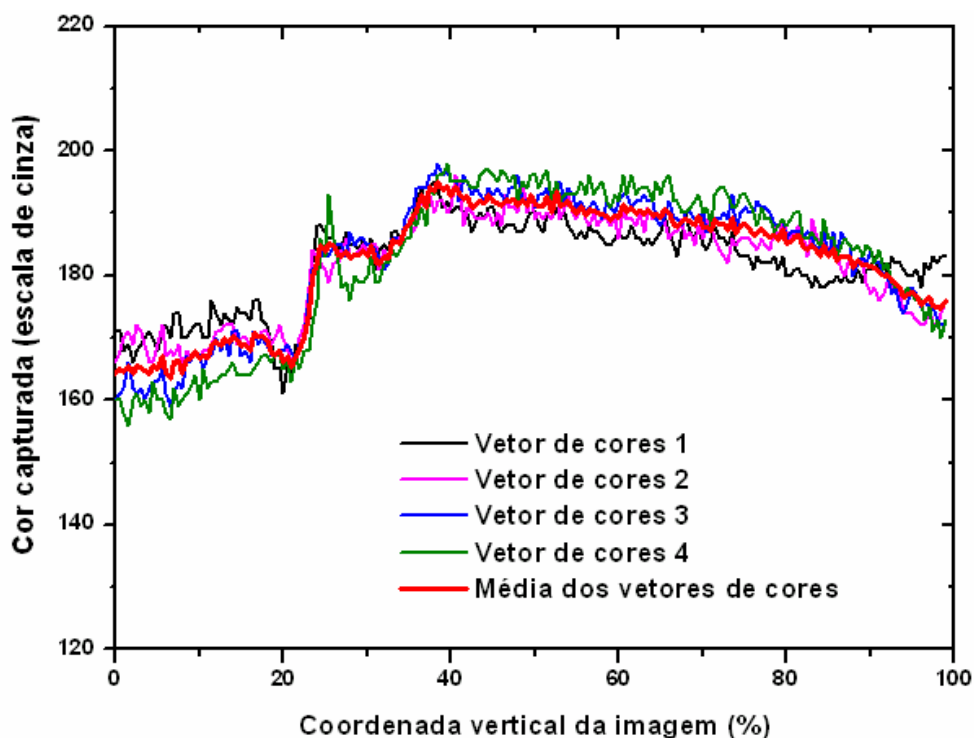


Figura 4.1. Espectro de cores em escala de cinza da janela de imagem com captura do nível de interface em aproximadamente 25%.

Nas Figuras 4.2 a 4.3, são apresentados os espectros obtidos para as situações com o nível da interface em 50% e 80% da janela de captura, respectivamente. Mais uma vez, pode-se observar uma mudança de patamar, interpretada como uma região de transição ou de interface próximo ao ponto de inflexão em ocorrência, o que permite sinalizar o nível de interesse.

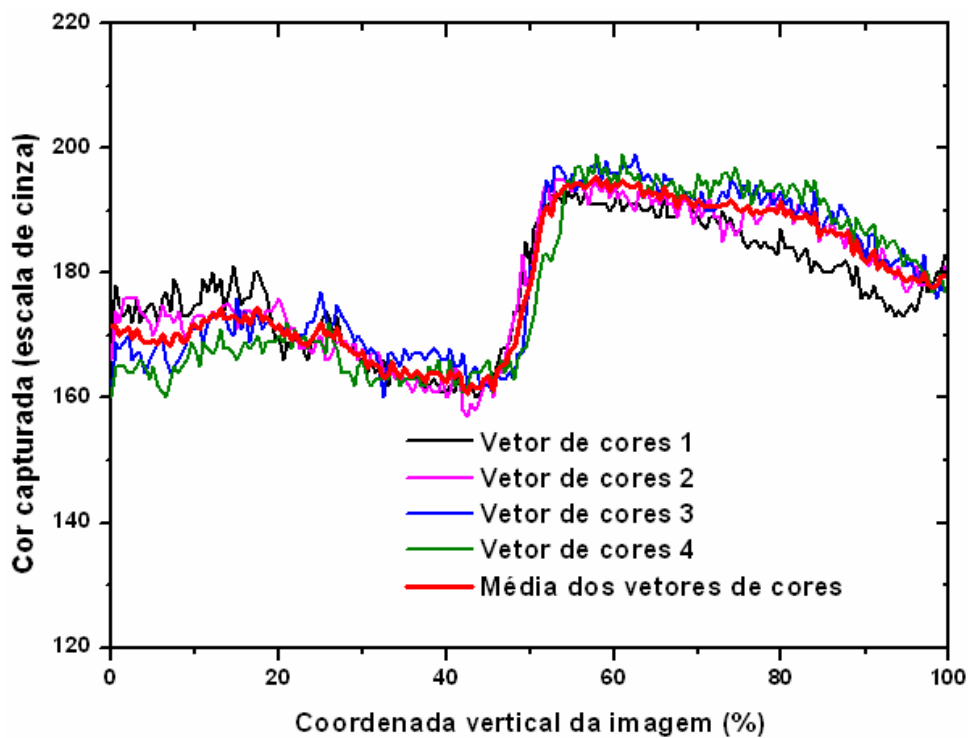


Figura 4.2. Espectros de cores em escala de cinza da janela de imagem com captura do nível de interface em aproximadamente 50%.

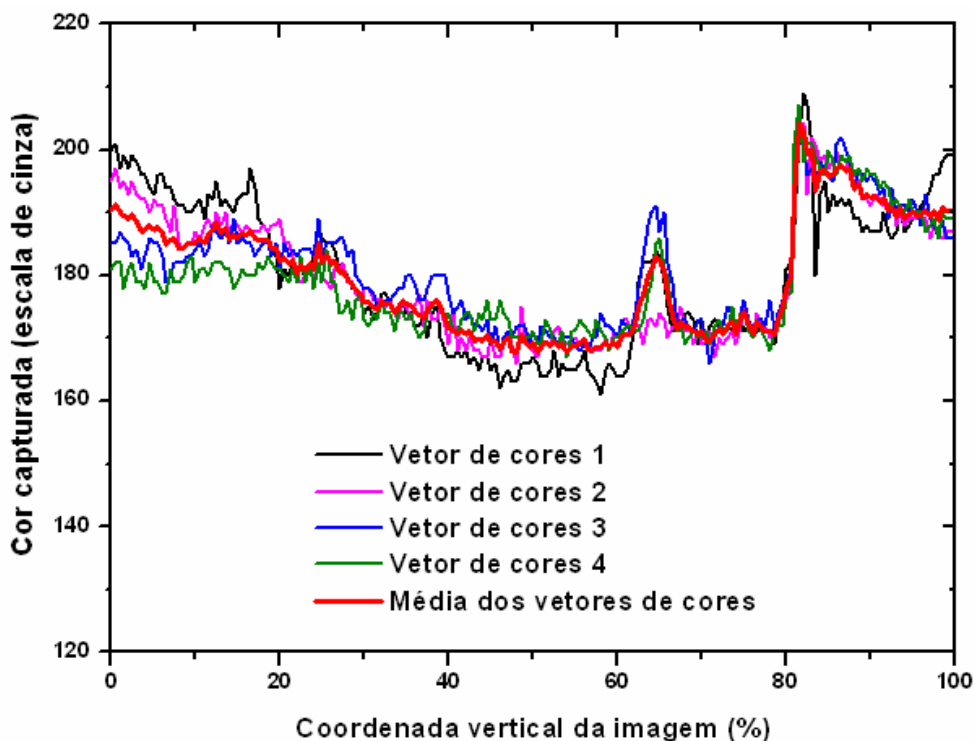


Figura 4.3. Espectros de cores em escala de cinza da janela de imagem com captura do nível de interface em aproximadamente 80%.

Conforme descrito no capítulo anterior, com a aquisição dos espectros (ou vetores) de cores (em escala de cinza) e obtenção da média destes vetores (Equação 19), um procedimento foi proposto para realizar a identificação da interface (solvente orgânico/água). O procedimento consiste em ajustar, através de uma regressão não-linear, o perfil médio de cores a uma função sigmoïdal (Equação 20). Tal ajuste é realizado dinamicamente usando-se a função objetivo de mínimos quadrados (Equação 21) e a rotina de otimização Particle Swarm Optimization (Enxame de Partículas). Após o ajuste da função sigmoïdal, é feita uma derivada analítica desta função, onde se determina um ponto máximo que é coincidente com o ponto de inflexão da curva. A posição da coordenada vertical da imagem que é correspondente a tal ponto de inflexão é o nível da interface tomado como medida pelo sensor desenvolvido neste trabalho.

Nas Figuras 4.4 a 4.6, são apresentados resultados típicos do ajuste realizado com o procedimento proposto para a sinalização do nível da interface. Em cada figura, é possível notar o espectro (ou vetor) médio das cores obtido a partir da imagem capturada. Também, é possível observar a função sigmoïdal ajustada e sua derivada analítica. É importante mencionar que a função escolhida para o ajuste não consegue descrever todo o perfil de cores, mas é capaz de descrever de forma adequada a região de transição de cores, o que para efeito de sinalização da interface demonstrou ser eficaz. A função sigmoïdal (Equação 20) apresenta quatro parâmetros: a , b , p_1 e p_2 . Os parâmetros a e b estão direcionados para serem estimados como os valores máximos e mínimos dos dados. Isto explica o fato de que, nas Figuras 4.4 a 4.6, a curva sigmoïdal encontra-se ajustada entre o maior e o menor valor de cores. Já os parâmetros p_1 e p_2 , dizem respeito ao efeito da sinuosidade da sigmoïdal na região de transição do espectro de cores. Tais parâmetros são estimados conforme o procedimento de regressão mencionado anteriormente e são encontrados para satisfazer a otimização dos mínimos quadrados. Nos três casos apresentados (Figura 4.4 a 4.6), a derivada analítica da função ajustada é capaz de sinalizar o nível da interface, encontrando o valor da coordenada vertical da imagem que corresponde ao valor máximo da derivada.

Os valores de nível da interface medidos pelo sensor proposto neste estudo foram validados por comparação com medidas realizadas visualmente, através da imagem capturada continuamente. Os testes realizados com o sensor permitiram concluir que o mesmo é robusto para avaliar o nível da interface, não apresentando ruídos de medida nem *outliers* (medidas com comportamento muito distinto da série de dados). Cabe também salientar que, embora a estratégia deste sensor esteja baseada num tratamento de imagem que inclui o uso de métodos

computacionais, o desempenho da medida é inferior a 2 segundos, o que confirma a sua capacidade de aplicação em sistemas de controle de processos.

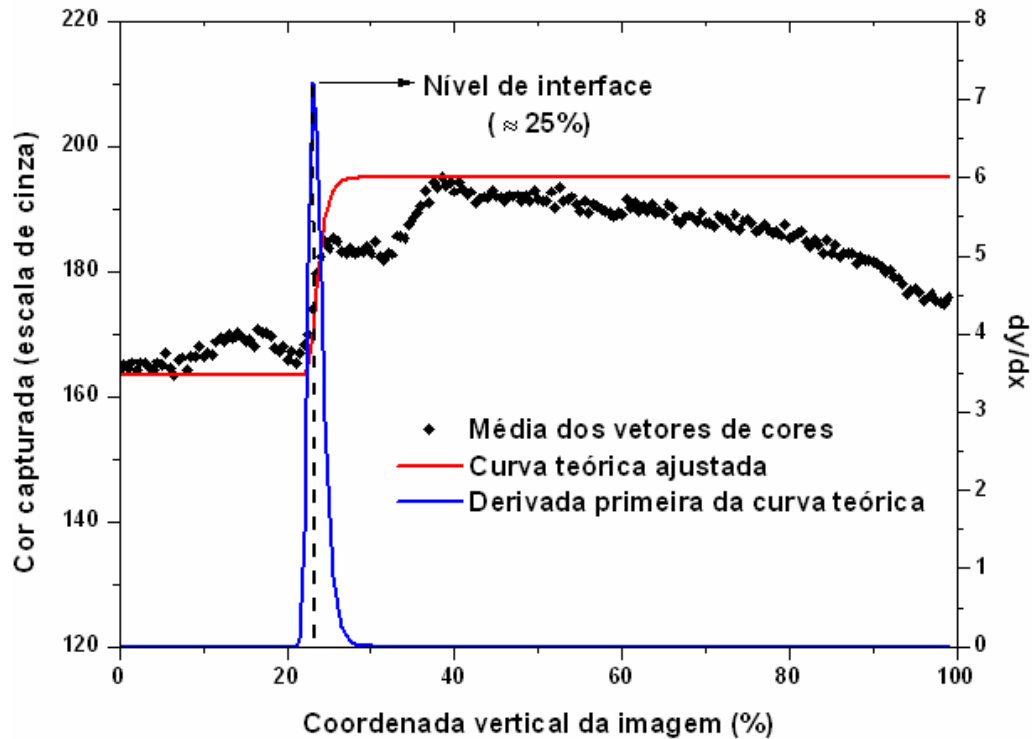


Figura 4.4. Espectro médio de cores (preto), função de ajuste (vermelho) e derivada primeira da função (azul) – captura do nível de interface em aproximadamente 25%.

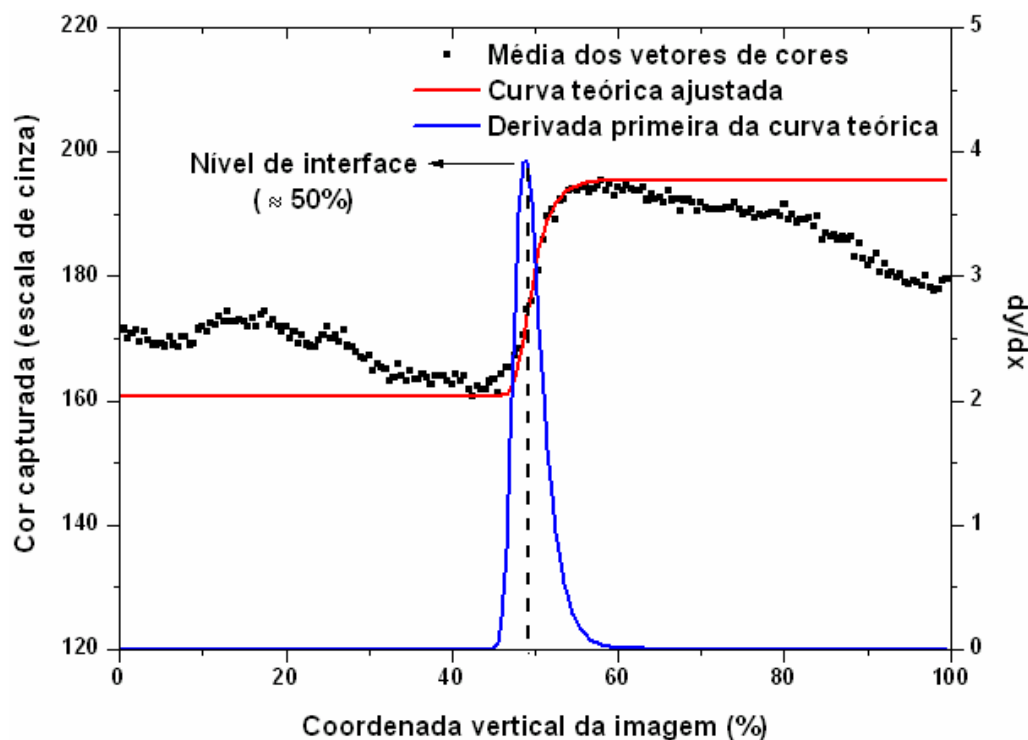


Figura 4.5. Espectro médio de cores (preto), função de ajuste (vermelho) e derivada primeira da função (azul) – captura do nível de interface em aproximadamente 50%.

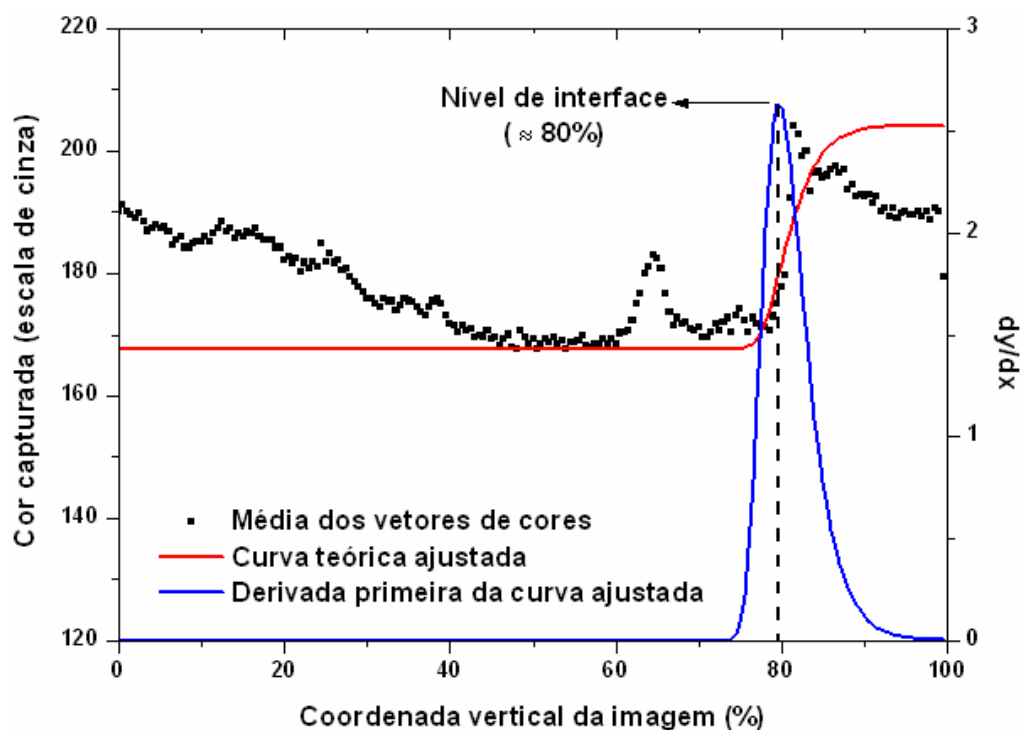


Figura 4.6. Espectro médio de cores (preto), função de ajuste (vermelho) e derivada primeira da função (azul) – captura do nível de interface em aproximadamente 80%.

4.2. Identificação do processo

Como já mencionado, o objetivo principal deste estudo é controlar o nível da interface (solvente orgânico/água) na seção de separação da unidade MDIF®. No entanto, para desenvolver um sistema de controle, é fundamental dispor de um modelo matemático hábil para descrever o comportamento dinâmico do processo. É a partir deste modelo matemático e do comportamento dinâmico que a malha de controle é elaborada para contra-agir os efeitos de mudanças nas variáveis de entrada do processo, mantendo-se a variável que se deseja controlar (variável de saída) num valor de interesse (*set-point*) durante a operação.

A análise do comportamento dinâmico do processo pode ser realizada basicamente de duas maneiras: teoricamente ou experimentalmente. É possível fazer uma análise dinâmica teórica a partir de um modelo matemático fenomenológico do processo cuja fundamentação seja balizada em equações descritivas, tais como as leis de conservação de massa, de energia e de quantidade de movimento. A partir do modelo matemático, funções de perturbação (degrau, pulso, impulso, senoidal etc.) são aplicadas nas variáveis de entrada do modelo, de modo que o mesmo possa ser resolvido (analiticamente, quando possível, ou numericamente) para encontrar a solução de resposta do processo após a perturbação. Com o modelo teórico aplicado, a validação é feita com dados experimentais.

Quando não se dispõem de um modelo matemático do processo, é possível aplicar, de modo experimental, perturbações no processo e registrar dinamicamente a resposta a tal perturbação. Tais dados experimentais da análise dinâmica são muito importantes para obtenção de modelos empíricos do tipo entrada-saída com representação em funções de transferência. O procedimento de obtenção destes modelos empíricos a partir de dados adquiridos por análise dinâmica experimental é o que se chama de “Identificação de Processo”.

Neste trabalho, foi feito um estudo do comportamento dinâmico, buscando-se identificar o modelo empírico do processo (representação de função de transferência) para posterior aplicação no desenvolvimento da malha de controle. Como não há ainda um modelo matemático fenomenológico para o MDIF®, em razão da complexidade de vários aspectos do sistema, tais como: coalescência gota a gota, tamanho e movimento das gotas, regime de fluxo etc., optou-se seguir neste estudo pela abordagem de identificação do processo.

A partir de diferentes condições operacionais, vários experimentos foram realizados no MDIF® com o objetivo de analisar o comportamento dinâmico do processo. Para tal, foram levantadas as respostas de nível do MDIF® quando perturbações do tipo pulsos retangulares foram aplicadas no percentual de abertura da válvula por onde escoa a água tratada do MDIF®. O tempo de amostragem da resposta do nível estabelecido foi a cada 2 segundos.

Após a obtenção dos dados dinâmicos, tais pontos experimentais foram usados para identificar o modelo empírico (tipo entrada-saída) do processo, aplicando-se a representação por função de transferência. A estratégia para a escolha do modelo foi iniciada admitindo-se um modelo contendo dois pólos e um zero (Equação 22), onde: K representa o parâmetro de ganho do sistema, τ_1 e τ_2 são os parâmetros de constante de tempo, $G'(s)$ é o modelo de transferência a ser identificado. Com este modelo mais generalizado, é possível avaliar a capacidade de descrição de três outros modelos: (i) admitindo-se $\xi = 0$ e $\tau_2 = 0$, chega-se ao modelo de sistema simples de 1ª ordem; (ii) admitindo-se apenas $\xi = 0$, chega-se a um modelo de sistema de 2ª ordem; (iii) admitindo-se $\tau_2 = 0$, chega-se ao modelo de sistema chamado *lead/lag* (avanço/atraso).

$$G'(s) = \frac{K \cdot (\xi \cdot s + 1)}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)} \quad (22)$$

O diagrama de blocos para o sistema em malha aberta encontra-se representado na Figura 4.7, sendo $u(s)$ a função de perturbação que é aplicada a válvula e $y(s)$ a resposta do processo em termos do nível da interface, que é lido pelo sensor de imagem com função de transferência $G_m(s)$ e registrado como sinal de medida $y_m(s)$.

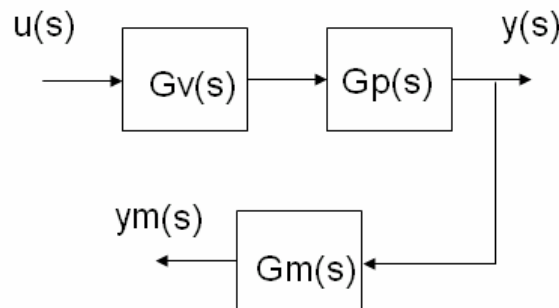


Figura 4.7. Diagrama de blocos do sistema em malha aberta.

A relação entre a saída (y) e a entrada (u), de acordo com o diagrama de blocos, é dada pela multiplicação das funções de transferência da dinâmica da válvula $G_v(s)$ e do processo $G_p(s)$, constituindo o modelo a ser identificado para o processo. Desta forma:

$$y(s) = G_v(s) \cdot G_p(s) \cdot u(s) \quad \Leftrightarrow \quad y(s) = \frac{K \cdot (\xi \cdot s + 1)}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)} \cdot u(s). \quad (23)$$

A função (u) utilizada para perturbação experimental do processo foi do tipo pulsos retangulares aplicados com diferentes amplitudes (A) e com diferentes larguras ou bandas (b). Na Figura 4.8, tem-se um exemplo típico dos pulsos aplicados neste estudo.

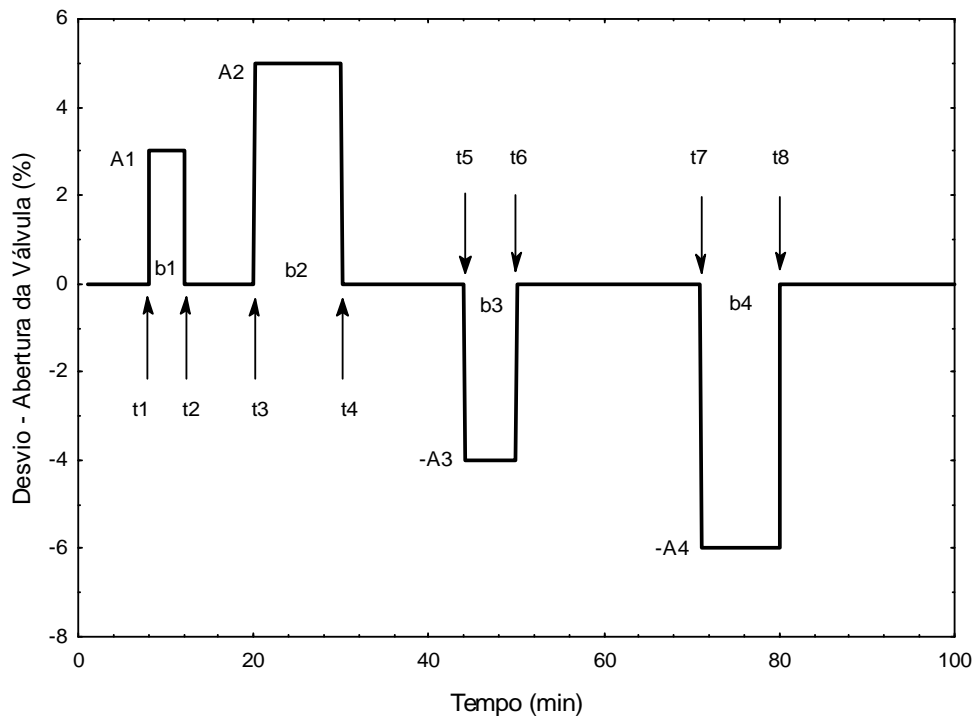


Figura 4.8. Curva de perturbação aplicando pulsos retangulares.

No domínio do tempo, a função pulso mostrada na Figura 4.8 pode ser representada de uma forma geral, como:

$$u(t) = \sum_{i=1}^{np} \{A_i \cdot [H(t - t_{2,i-1}) - H(t - t_{2,i})]\} \quad (24)$$

onde: np representa o número de pulsos retangulares; A_i é a amplitude de cada pulso; t_{2i-1} e t_{2i} indicam o tempo inicial e final de cada pulso, respectivamente; $H(t)$ é a função Heaviside, dada por:

$$H(t-a) = \begin{cases} 0, & t < a \\ 1, & t \geq a \end{cases} \quad (25)$$

Aplicando-se a Transformada de Laplace na função $u(t)$, tem-se que:

$$u(s) = \sum_{i=1}^{np} \left\{ \frac{A_i}{s} \cdot \left[e^{-(t_{2i-1})s} - e^{-(t_{2i})s} \right] \right\} \quad (26)$$

A substituição da Equação (26) na Equação (23) resulta em:

$$y(s) = \frac{K \cdot (\xi \cdot s + 1)}{(\tau_1 \cdot s + 1) \cdot (\tau_2 \cdot s + 1)} \cdot \sum_{i=1}^{np} \left\{ \frac{A_i}{s} \cdot \left[e^{-(t_{2i-1})s} - e^{-(t_{2i})s} \right] \right\}. \quad (27)$$

Para se obter a resposta do processo no tempo e, portanto, chegar ao modelo matemático, é preciso voltar as variáveis para o domínio do tempo, aplicando-se a Transformada Inversa de Laplace na Equação (27). Assim, o modelo inicial escolhido para teste de identificação foi encontrado para ser a seguinte equação algébrica não-linear:

$$\begin{aligned} L^{-1}\{y(s)\} &= y(t) \\ y(t) &= K \cdot \sum_{i=1}^{np} A_i \cdot \left\{ \left[\left(\frac{\tau_1 - \xi}{\tau_2 - \tau_1} \right) \cdot e^{-\left(\frac{t-t_{2i-1}}{\tau_1}\right)} - \left(\frac{\tau_2 - \xi}{\tau_2 - \tau_1} \right) \cdot e^{-\left(\frac{t-t_{2i-1}}{\tau_2}\right)} + 1 \right] \cdot H(t-t_{2i-1}) \right. \\ &\quad \left. - \left[\left(\frac{\tau_1 - \xi}{\tau_2 - \tau_1} \right) \cdot e^{-\left(\frac{t-t_{2i}}{\tau_1}\right)} - \left(\frac{\tau_2 - \xi}{\tau_2 - \tau_1} \right) \cdot e^{-\left(\frac{t-t_{2i}}{\tau_2}\right)} + 1 \right] \cdot H(t-t_{2i}) \right\} \end{aligned} \quad (28)$$

É possível observar na Equação (28) que, a partir do perfil de perturbação na forma de pulsos retangulares determinados pelos valores de amplitude (A_i) e os tempos iniciais (t_{2i-1}) e os tempos finais (t_{2i}) de todos os pulsos aplicados, é possível determinar o conjunto de parâmetros

(K , τ_1 , τ_2 e ξ) que resulte em resposta para o modelo o mais aproximado possível aos dados experimentais. Neste trabalho, o processo de estimação de parâmetros do modelo foi realizado executando-se uma rotina computacional, implementada em Fortran, baseada no método de otimização por enxame de partículas (Particle Swarm Optimization), para minimizar a função objetivo de mínimos quadrados, dada por:

$$FO = \sum_{i=1}^n \left(y_i^{\text{Exp}} - y_i^{\text{Cal}} \right)^2 \quad (29)$$

onde y_i^{Exp} representa os valores da resposta do nível adquiridos numa amostragem de 2 segundos durante o teste de identificação e y_i^{Cal} representa o nível calculado pela Equação (28).

O método de otimização por enxame de partículas (Particle Swarm Optimization), conforme descrito no algoritmo da Figura 4.9, foi apresentado por Kennedy & Elberhart (1995). Esse método foi descoberto através da simulação de simples algoritmos que modelam o “comportamento social” observado nas espécies de pássaros e peixes. Cada indivíduo é chamado de partícula e, ao buscar alimento, os parceiros usam de suas experiências e das experiências dos outros indivíduos. O PSO é um algoritmo que possui um vetor de velocidade e outro de posição. A posição de cada partícula é atualizada de acordo com a velocidade atual, o conhecimento da partícula e o conhecimento do bando. A posição das partículas é calculada segundo a equação:

$$x_{k+1}^i = x_k^i + v_{k+1}^i \Delta t \quad (30)$$

Onde:

x_{k+1}^i é a posição de cada partícula i na iteração $k+1$

v_{k+1}^i é o vetor de velocidade desta partícula

Δt : equivale ao espaço de tempo considerado.

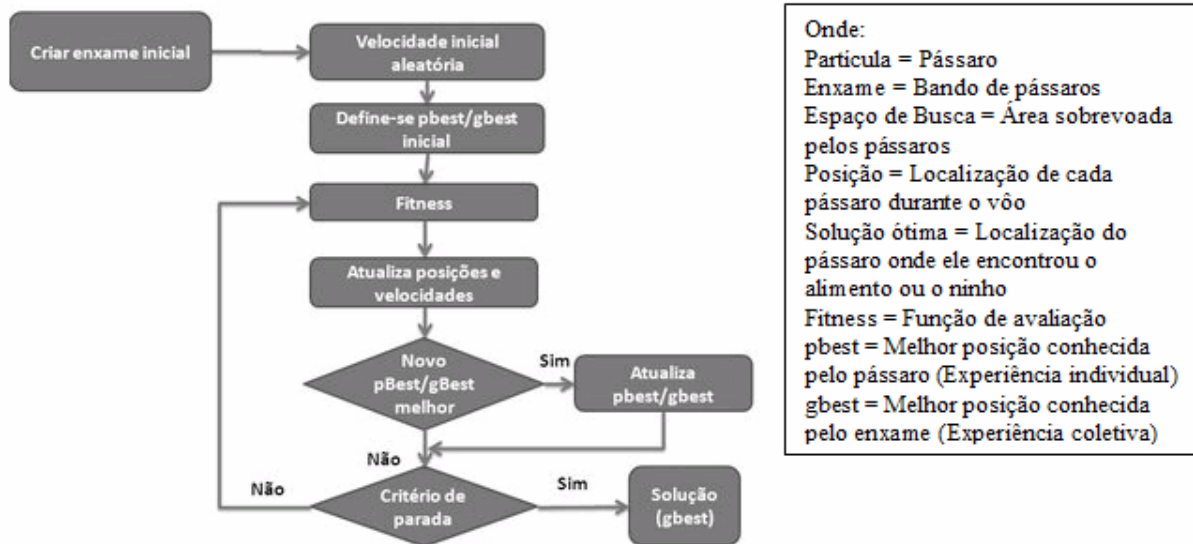


Figura 4.9. Fluxograma-algoritmo PSO (Fonte: Caraciolo, 2009)

Na análise do melhor modelo que se ajusta a curva experimental utilizou-se a soma dos quadrados dos desvios (SSQ), dada pela equação:

$$SSQ = \sum_{i=1}^n (y_i^{Exp} - y_i^{Cal})^2 \tag{31}$$

O valor obtido com a Equação (31) representa a soma quadrática dos desvios entre os dados experimentais e os valores calculados pelo modelo. Então, quanto menor é o resultado desta soma, melhor é o modelo identificado. Conforme já mencionado, os modelos analisados foram de primeira e segunda ordem, e 2 pólos e um zero. Os valores obtidos para cada modelo estão apresentados na tabela 4.1. É possível observar que o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais foi o modelo de 2 pólos e 1 zero. Comparando-se os outros modelos, a diferença não foi tão significativa entre o modelo de 1ª ordem e o de 2ª ordem.

Tabela 4.1. Critério da soma dos quadrados dos desvios

Modelo	SSQ
1ª ordem	18735.88
2ª ordem	14677.80
2 pólos e 1 zero	6475.33

Conforme pode ser observado na Figura 4.10, os ganhos das respostas obtidas experimentalmente foram diferentes, mesmo quando aplicadas perturbações de pulso

retangular com amplitudes iguais. Este comportamento dinâmico, na qual o sistema responde de forma diferente para mudanças iguais, é típico dos sistemas não-lineares. Isto explica o fato de que nos testes de identificação realizados, tanto o modelo de sistema de 2ª ordem (admitindo $\xi = 0$ na Equação 22) quanto o modelo de sistema com dois pólos e um zero (Equação 22) não apresentaram melhoria significativa nas respostas, quando comparados às respostas obtidas pelo modelo de sistema de 1ª ordem (admitindo $\xi = 0$ e $\tau_2 = 0$ na Equação 22) no que diz respeito ao acompanhamento deste comportamento de ganhos diferentes. Conforme pode ser visto na Figura 4.10, para os testes de identificação com os três modelos, as respostas obtidas foram bastante similares em relação aos ganhos, permitindo verificar que, mesmo os modelos contendo mais parâmetros, não resultaram em melhores respostas para descreverem os diferentes ganhos.

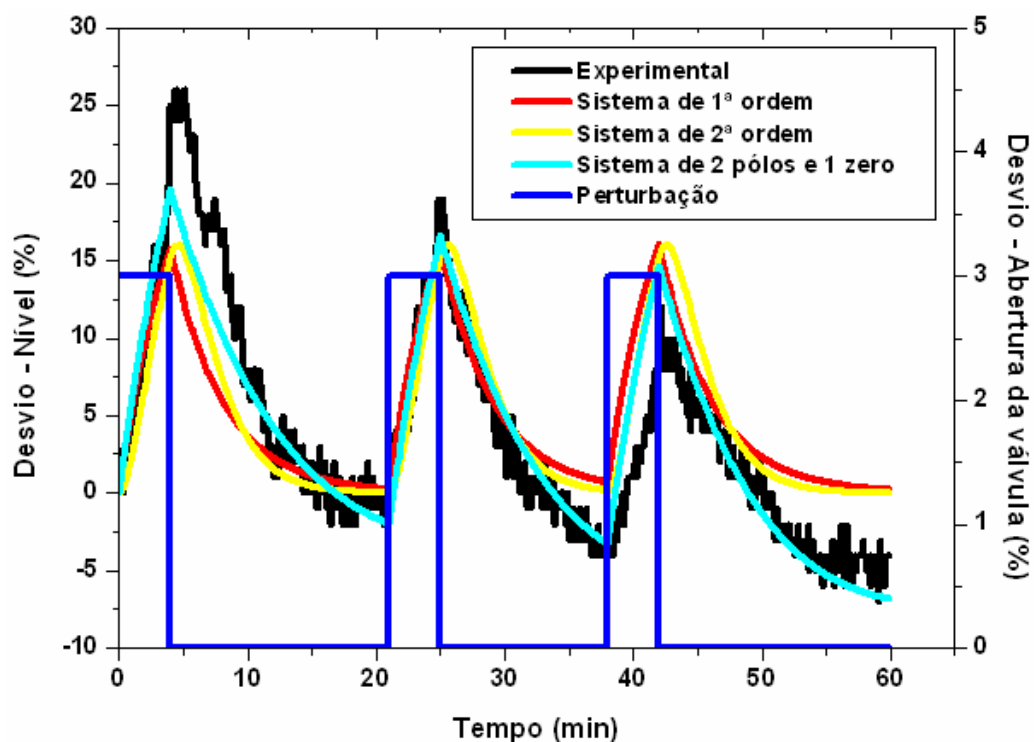


Figura 4.10. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação usando os modelos: 1ª ordem; 2ª ordem; 2 pólos e 1 zero.

Como os modelos não foram capazes de descrever satisfatoriamente a dinâmica do processo em razão deste apresentar comportamento tipicamente não-linear, decidiu-se por identificar o modelo de 1ª ordem estimando um parâmetro de ganho (K) para cada mudança realizada durante a perturbação. Esta consideração foi feita com base na idéia de que o sistema pode responder com ganhos diferentes durante a resposta dinâmica.

Na Figura 4.11, é possível observar a resposta dinâmica do nível da interface do processo frente à perturbação no percentual de abertura da válvula, ambas representadas em termos da variável desvio. Pode-se observar também a resposta do modelo ajustado de 1ª ordem, admitindo-se ganhos diferenciados para cada mudança na perturbação. Percebe-se que o modelo ajustado com tal consideração é capaz de descrever adequadamente o comportamento do processo. Na Tabela 4.2, encontram-se os valores estimados para o parâmetro de constante de tempo (τ_1) e para os ganhos (K). Neste caso particular, onde foram aplicados dois pulsos retangulares, existem quatro estimativas de ganho correspondentes às mudanças realizadas.

Tabela 4.2. Estimativa dos parâmetros para a identificação do processo da Figura 4.11

Parâmetro	τ_1	K1	K2	K3	K4	$K_{\text{médio}}$
Valor	8,88	28,3	30,7	22,9	22,6	26,1

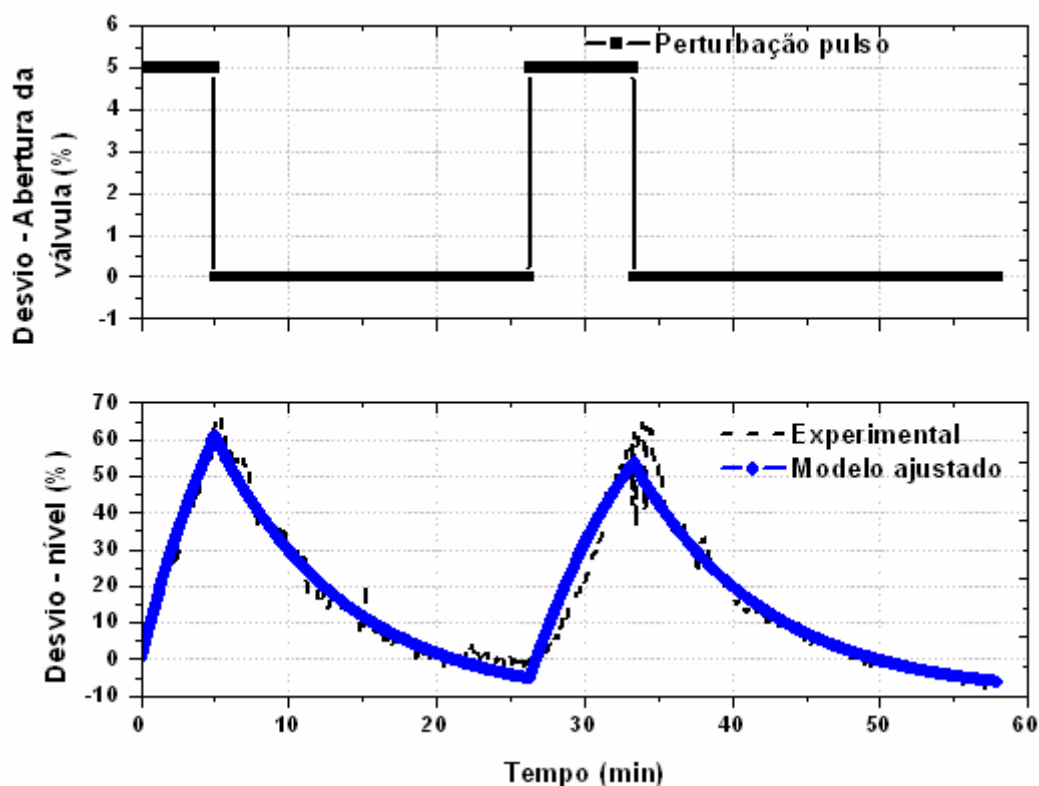


Figura 4.11. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1ª ordem com ganhos diferenciados.

De forma análoga, as Figuras 4.12 a 4.14 correspondem ao estudo de dinâmica do nível da interface do processo frente à perturbação no percentual de abertura da válvula. É possível notar que também para estes casos o modelo ajustado de 1ª ordem descreveu satisfatoriamente o comportamento do processo. Nas Tabelas 4.3 a 4.5, encontram-se os valores estimados para o parâmetro de constante de tempo (τ_1) e para os ganhos (K) relacionados a cada caso particular relativo às Figuras 4.12 a 4.14.

Tabela 4.3. Estimativa dos parâmetros para a identificação do processo da Figura 4.12.

Parâmetro	τ_1	K1	K2	K3	K4	K5	K6	$K_{\text{médio}}$
Valor	8,32	20,7	32,6	16,7	18,2	14,1	13,1	17,6

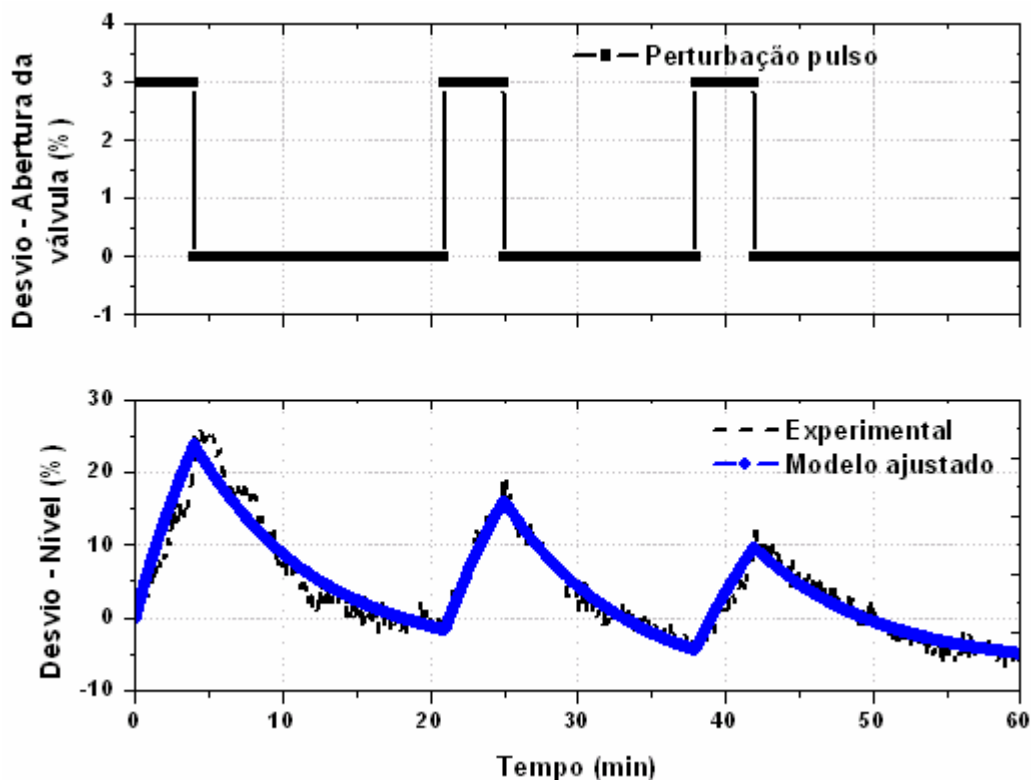


Figura 4.12. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1ª ordem com ganhos diferenciados.

Tabela 4.4. Estimativa dos parâmetros para a identificação do processo da Figura 4.13.

Parâmetro	τ_1	K1	K2	K3	K4	K5	K6	K7	K8	K9	K10	$K_{\text{médio}}$
Valor	8,86	17,1	20,3	34,6	33,5	34,6	32,9	23,3	26,3	35,7	35,6	29,4

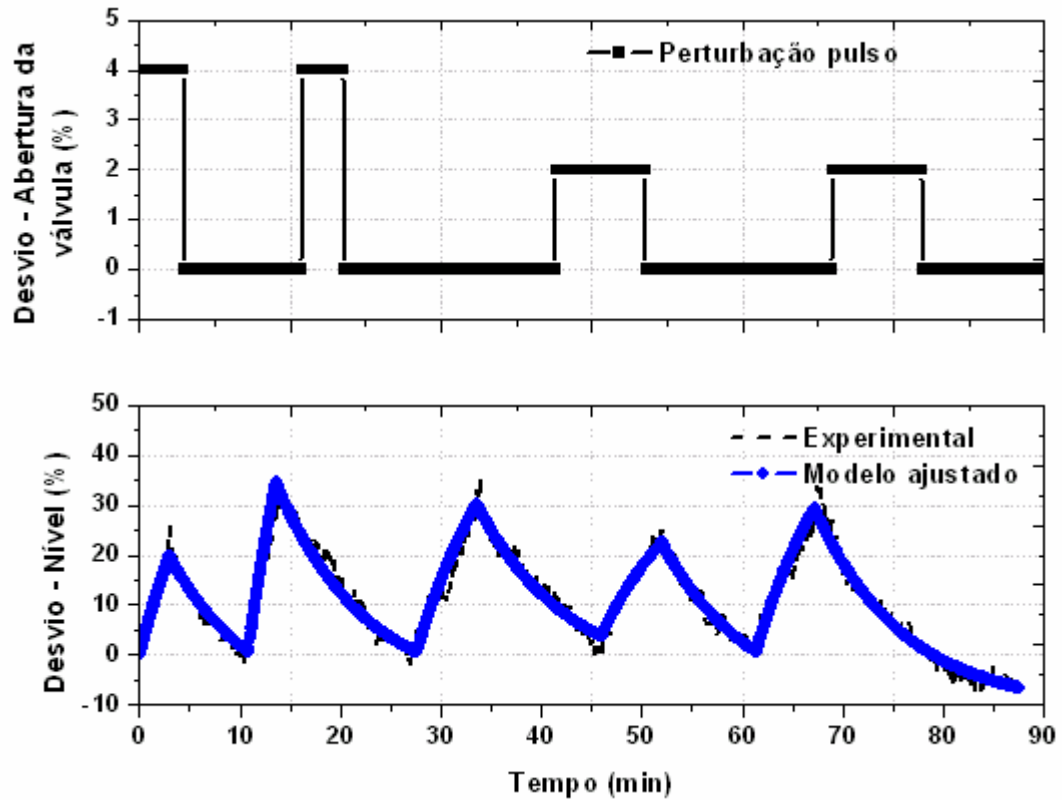


Figura 4.13. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1ª ordem com ganhos diferenciados.

Tabela 4.5. Estimativa dos parâmetros para a identificação do processo da Figura 4.14.

Parâmetro	τ_1	K1	K2	K3	K4	K5	K6	$K_{\text{médio}}$
Valor	6,25	24,5	18,8	29,8	19,9	30,0	22,7	24,3

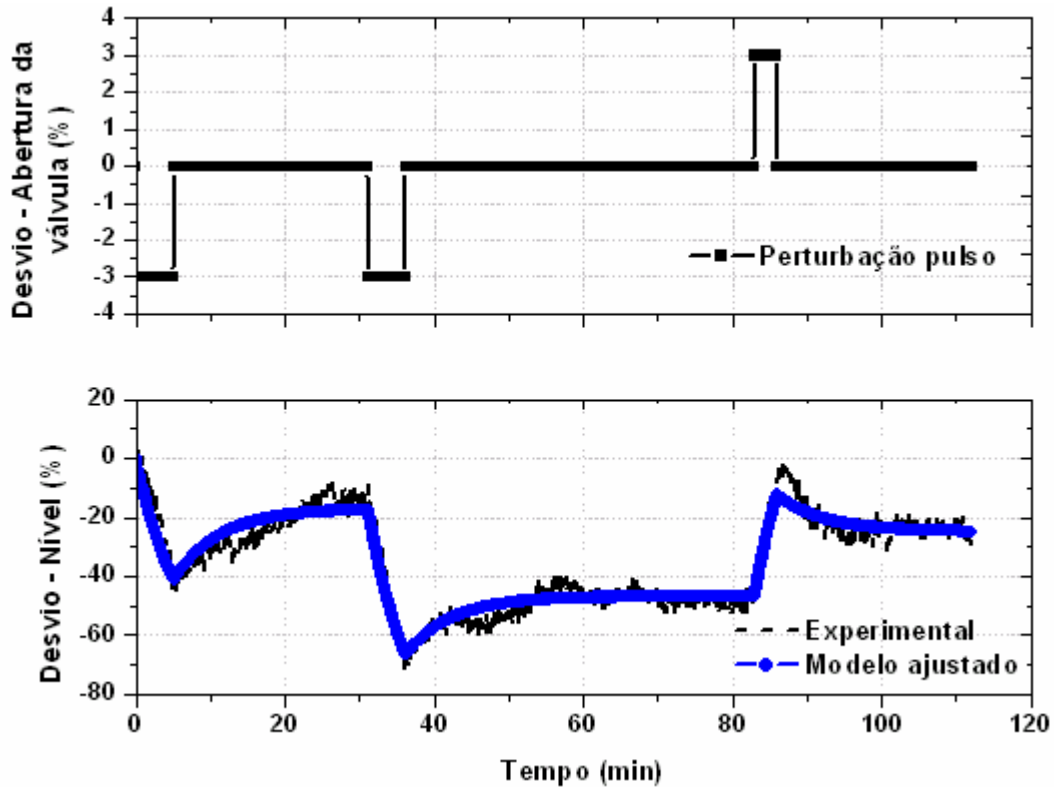


Figura 4.14. Resposta do processo às mudanças por pulsos retangulares – Identificação do Processo usando o modelo de 1ª ordem com ganhos diferenciados.

Nos casos de identificação apresentados, observa-se que as estimativas do parâmetro relacionado à constante de tempo (τ_1) apresentaram valores semelhantes (8,88; 8,32; 8,86; e 6,25). Já os parâmetros de ganho apresentaram estimativas na faixa de 13,0 a 36,0.

Neste trabalho, a identificação do modelo para o processo levará em conta a média dos parâmetros (τ_1 e K) obtidos nos diversos experimentos. Tal modelo será uma primeira tentativa de aproximação com o propósito principal de fechar a malha de controle do nível de interface, conforme já discutido. Fica evidente, a necessidade de um estudo posterior mais detalhado objetivando uma identificação do processo mais precisa.

A partir das médias dos parâmetros estimados com os testes de dinâmica do processo, o seguinte modelo aproximado foi obtido:

$$Gv(s).Gp(s) = \frac{\bar{K}}{(\bar{\tau}_1.s + 1)} \Leftrightarrow Gv(s).Gp(s) = \frac{24,35}{(8,08.s + 1)} \quad (32)$$

4.3. Sintonia do controlador *Feedback*

No presente trabalho, a estrutura escolhida para o controle do nível da interface (solvente orgânico/água) foi a *feedback*. Nesta estrutura, o valor medido pelo sensor é comparado com o valor desejado (*set-point*) e a diferença é considerada como a variável erro ou desvio. É com base no erro que a lei de controle calcula o valor a ser estabelecido na abertura da válvula para contrapor os efeitos de mudança do processo, corrigindo tal desvio. Na Figura 4.15, apresenta-se um diagrama de blocos da malha de controle implementada no sistema MDIF®. Na malha apresentada, existem duas entradas: o *set-point* (Y_{sp}) e o distúrbio do processo (D), que provoca mudanças devido a interferências externas. Quando o controlador tem a capacidade de estabilizar a variável de interesse frente a mudanças no *set-point* e no distúrbio, tal controlador é dito servo-regulador. A equação em malha fechada para tal sistema, conforme o diagrama apresentado (Figura 4.15), é dada por:

$$y(s) = \frac{Gc(s) \cdot Gv(s) \cdot Gp(s)}{1 + Gc(s) \cdot Gv(s) \cdot Gp(s) \cdot Gm(s)} \cdot Y_{sp}(s) + \frac{Gd(s)}{1 + Gc(s) \cdot Gv(s) \cdot Gp(s) \cdot Gm(s)} \cdot D(s) \quad (33)$$

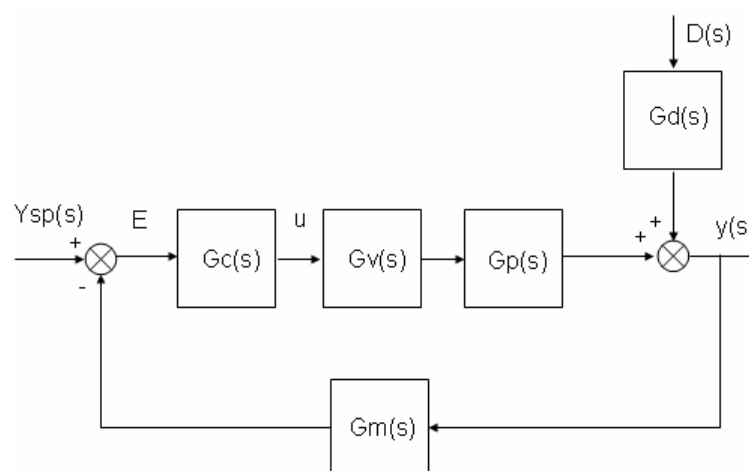


Figura 4.15. Diagrama de blocos para o sistema de controle *feedback*.

Para a malha fechada em questão, são feitas as seguintes considerações no que diz respeito às funções de transferência:

- $G_v(s) \cdot G_p(s)$ foi o modelo obtido previamente por Identificação de Processo;
- Para $G_m(s)$, admite-se que o sensor apresenta dinâmica instantânea. Tal consideração é feita pelo fato de que a medida do nível da interface é feita diretamente a partir da imagem usando-se uma rotina computacional que executa a medida num tempo inferior a 2 segundos. Portanto, $G_m(s) = 1$.
- $G_d(s)$ é a função de transferência que relaciona a vazão de alimentação (L/h) no MDIF® com o nível da interface. Diversas tentativas foram feitas para identificar esta função de transferência e analisar a rejeição à perturbação. No entanto, devido a pequena faixa de medida do nível da interface (janela de captura de 9 cm de altura na horizontal), as perturbações realizadas nos testes para identificação sempre levaram o nível para fora da janela de captura, mesmo usando-se perturbações de pequena magnitude. Desta forma, optou-se por considerar a função de transferência $G_d(s)$ como sendo de dinâmica instantânea. É importante salientar que poderia ter sido considerada a tendência da dinâmica verificada nos testes realizados. Porém, por ser um sistema não linear, a dinâmica da elevação do nível foi diferente da dinâmica da descida e, portanto, a obtenção de uma tendência capaz de descrever o comportamento das duas situações não foi analisada. Este comportamento na dinâmica pode ser atribuído a considerável interferência da vazão na alimentação, de modo que, mesmo fazendo-se perturbações programadas na vazão de alimentação, tal variável sofre alterações que impõem um efeito cumulativo na perturbação, levando a uma situação não-linear.
- $G_c(s)$ é a lei de controle implementada. Neste estudo, escolheu-se a lei de controle convencional do tipo proporcional + integral + derivativo (PID), na forma:

$$G_c(s) = K_c \cdot \left(1 + \frac{1}{\tau_I \cdot s} + \tau_D \cdot s \right) \quad (34)$$

$$p(t) = K_c \left(\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_I} \int \varepsilon(t) \cdot dt + \tau_D \cdot \frac{d\varepsilon}{dt} \right) + p'' \quad (35)$$

onde: K_c , τ_I e τ_D são os parâmetros do controlador que devem ser sintonizados (ajustados) com o propósito de implementar uma malha eficiente. E ε é o erro, que consiste na diferença de valor medido pelo *set-point* e p'' é o valor do *bias*.

A equação do controlador implementada no programa em linguagem Fortran é dada pela Equação (36), onde a integral dos erros é calculada pela aproximação do método dos trapézios e a derivada dos erros é calculada por diferenças finitas (para trás).

$$p_k = K_c \left(\varepsilon_k + \frac{1}{\tau_I} \frac{(\varepsilon_k + \varepsilon_{k-1}) \Delta t}{2} + \tau_D \cdot \frac{(\varepsilon_k - \varepsilon_{k-1})}{\Delta t} \right) + p \quad (36)$$

Neste estudo, a sintonia dos parâmetros do controlador foi realizada com base na abordagem de síntese direta. Com esta abordagem é possível encontrar a lei de controle que permite alcançar uma trajetória de resposta previamente estabelecida. Admitindo-se que $G_m(s) = 1$, a equação em malha fechada para mudanças no *set-point* pode ser escrita na forma:

$$y(s) = \frac{G_c(s) \cdot G_v(s) \cdot G_p(s)}{1 + G_c(s) \cdot G_v(s) \cdot G_p(s)} \cdot Y_{sp}(s) \quad (37)$$

Para mudanças realizadas no *set-point*, a trajetória de resposta $q(s)$ é dada por:

$$y(s) = q(s) \cdot Y_{sp}(s) \Leftrightarrow q(s) = \frac{G_c(s) \cdot G_v(s) \cdot G_p(s)}{1 + G_c(s) \cdot G_v(s) \cdot G_p(s)} \quad (38)$$

Estabelecendo-se previamente uma trajetória de resposta $q(s)$ e conhecendo-se $G_v(s) \cdot G_p(s)$, é possível deduzir a lei de controle para alcançar tal trajetória, sendo:

$$G_c(s) = \frac{1}{G_v(s) \cdot G_p(s)} \cdot \left(\frac{q(s)}{1 - q(s)} \right) \quad (39)$$

Neste trabalho, escolheu-se uma trajetória de 1ª ordem com constante de tempo de 1 minuto, dada por:

$$q(s) = \frac{1}{s+1} \quad (40)$$

A substituição da trajetória escolhida (Equação 40) e do modelo identificado para o processo (Equação 32) na equação de síntese direta (Equação 39), resulta em:

$$G_c(s) = \frac{8,08 \cdot s + 1}{24,35} \cdot \left(\frac{1}{s+1} \right) \Leftrightarrow G_c(s) = \frac{8,08 \cdot s + 1}{24,35} \cdot \left(\frac{1}{s} \right) \quad (41)$$

Comparando-se a equação obtida por síntese direta para o controlador (Equação 41) com a lei de PID (Equação 34), tem-se:

$$G_c(s) = \frac{8,08 \cdot s + 1}{24,35} \cdot \left(\frac{1}{s} \right) = K_c \cdot \left(\frac{\tau_I \cdot \tau_D \cdot s^2 + \tau_I \cdot s + 1}{\tau_I \cdot s} \right) \quad (42)$$

A comparação do lado direito com o lado esquerdo na Equação (42), resulta nos seguintes parâmetros para o controlador convencional PID:

$$K_c = 0,33$$

$$\tau_I = 8,08$$

$$\tau_D = 0$$

Tendo em vista que o parâmetro τ_D resultante foi nulo, então a lei de controle obtida pela síntese direta corresponde ao seguinte controlador PI:

$$G_c(s) = 0,33 \cdot \left(1 + \frac{1}{8,08 \cdot s} \right) \quad (43)$$

É importante ressaltar que outras sintonias de controle poderiam ser obtidas com esta abordagem, sendo necessário apenas modificar a trajetória de resposta $q(s)$ escolhida previamente na Equação (40).

O controlador poderia ser sintonizado de forma adaptativa com ganho programado (*Gain Scheduling*), ou seja, uma sintonia de controle de acordo com a condição operacional do equipamento, já que na identificação do processo foram observados ganhos distintos nas diversas condições estudadas. Porém, por questões de simplificação neste estudo, optou-se por uma sintonização média para o controlador.

4.4. Testes em malha fechada

A investigação da resposta do sistema em malha fechada consiste em avaliar a capacidade do controlador desenvolvido em satisfazer os objetivos de controle quando mudanças no *set-point* e no distúrbio são introduzidas.

Após a sintonia do controlador por síntese direta, conforme descrito na seção anterior, os parâmetros do controlador PI foram implementados no programa computacional desenvolvido para aquisição de dados e controle do nível da interface.

Para passar o sistema do modo manual para o modo automático (em malha fechada), inicialmente é necessário manter o processo operando em modo manual, por um curto período de tempo, até atingir um estado aproximadamente estacionário. O percentual de abertura da válvula para manter o sistema nesta condição é tomado para ser o estado estacionário inicial da válvula (ou *Bias*), sendo este um valor próximo ao reportado pela curva de calibração da válvula (Anexo 2) correspondente à vazão estabelecida para a operação.

Na Figura 4.16, tem-se um teste de partida do processo MDIF® em malha fechada utilizando-se o controlador proporcional PI implementado. Pode-se observar na Figura 4.16 que o *set-point* foi estabelecido em 50% (nível da interface na janela de captura da imagem) e o sistema foi colocado em modo automático quase que imediatamente após sua partida (aproximadamente 12 segundos após a partida), com um *bias* inicial de abertura da válvula em 31%. Nota-se que quando o sistema entrou em modo automático, a válvula abriu rapidamente para aproximadamente 45% e ocorreu uma evolução do nível em direção ao *set-point*. Em seguida, o percentual de abertura da válvula foi reduzindo, até permanecer próximo ao estado inicial (*bias* = 31%). É possível observar ainda que o nível se estabiliza próximo ao *set-point*, em aproximadamente 8 minutos depois da partida, sem deixar *off-set* aparente.

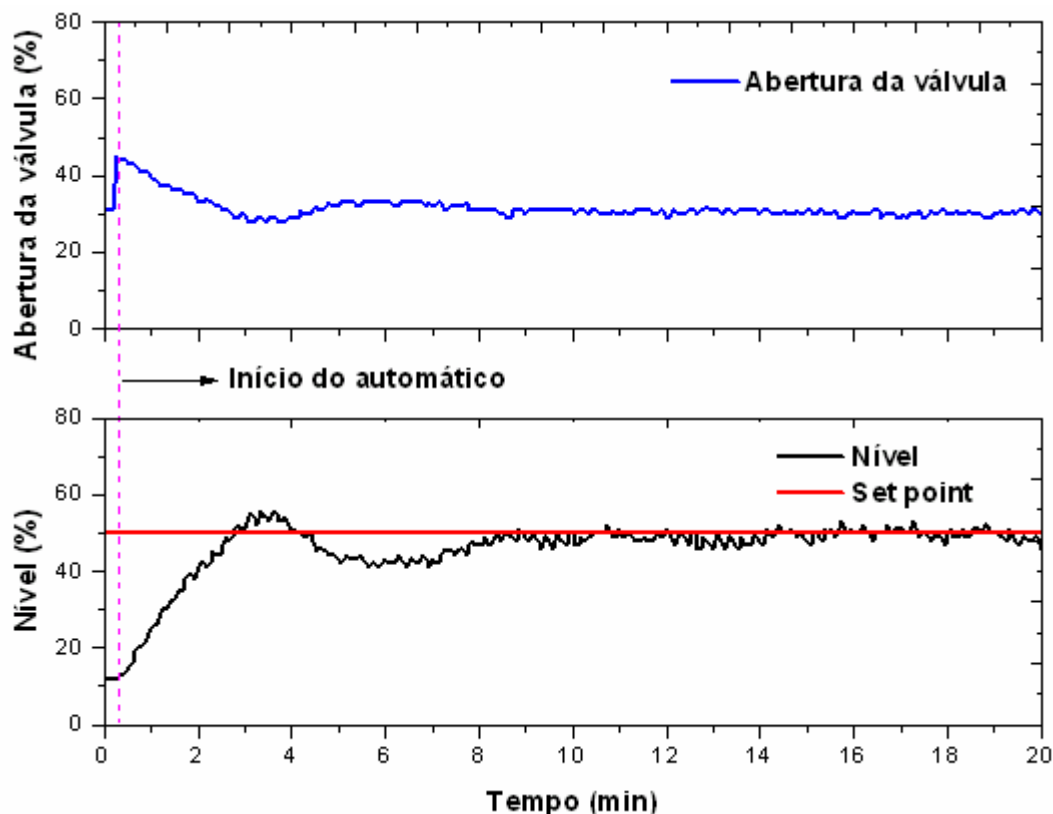


Figura 4.16. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 50 L/h.

Outro teste em malha fechada também foi realizado com o controlador aqui sintonizado, para uma operação do processo em vazão total média de 72 L/h. Como pode ser visto na Figura 4.17, inicialmente foi dada a partida do sistema em modo manual, regulando-se a válvula com o propósito de aproximar o nível ao *set-point* de 65%. Em aproximadamente 2 minutos após a partida, o sistema foi colocado em modo automático, tendo-se um *bias* para a abertura da válvula em 49%. Observa-se pela curva de abertura da válvula (Figura 4.17), que o controlador agiu para alcançar o *set-point* em 65% e estabilizar o nível, sendo o mesmo atingido 2 minutos após ter sido colocado em modo automático. Estes resultados demonstram a excelente capacidade de controle do sistema durante a partida do processo.

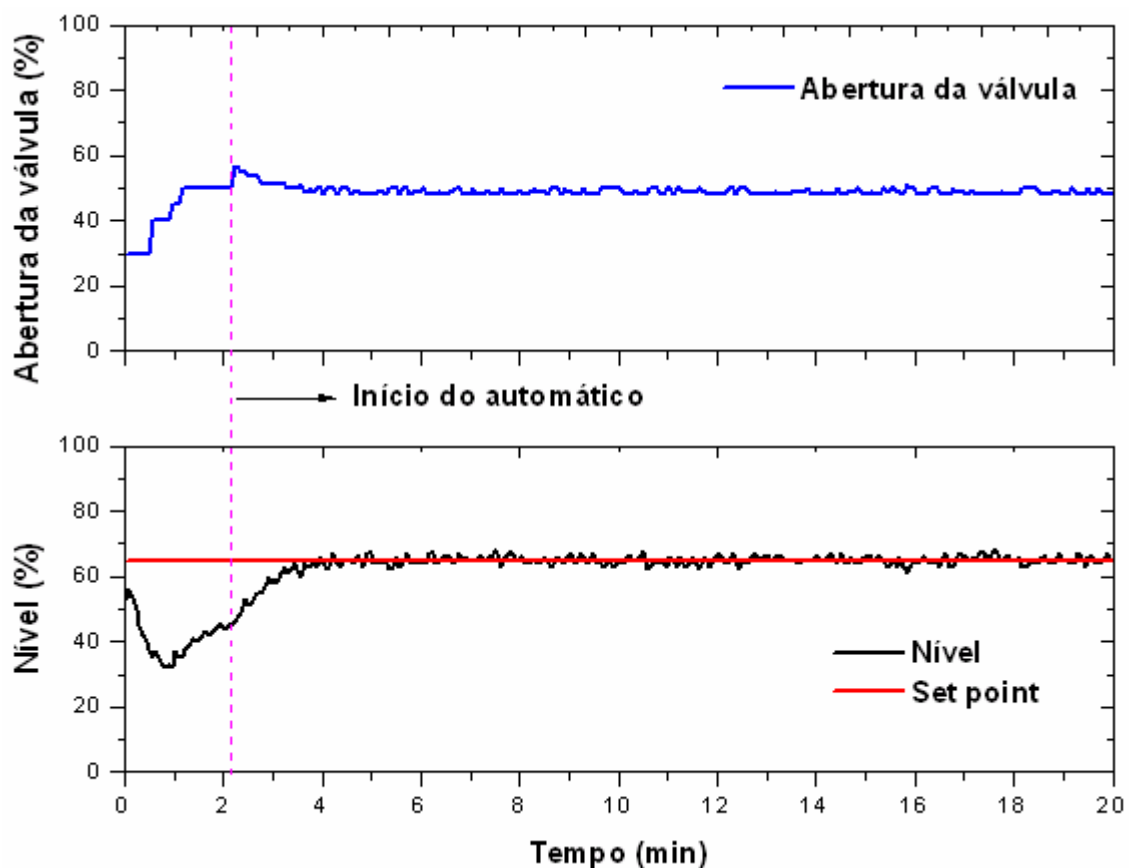


Figura 4.17. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 72 L/h.

Na Figura 4.18, pode ser observado o sistema sendo posto em modo automático a uma vazão total de 102 L/h. Como a vazão foi muito elevada, necessitou-se de um tempo maior (cerca de 20 minutos) para conseguir encontrar o valor do *bias* aproximado e ligar o sistema em modo automático. Para esta condição, o *bias* da abertura da válvula foi de 85%, valor este considerado alto. É importante mencionar que a dificuldade encontrada nesta condição foi de conduzir o sistema em modo manual até um valor próximo ao *set-point*. Após ligar em modo automático (em 20 minutos após a partida), o sistema foi capaz de estabilizar o nível no *set-point* de 50% em aproximadamente 6 minutos.

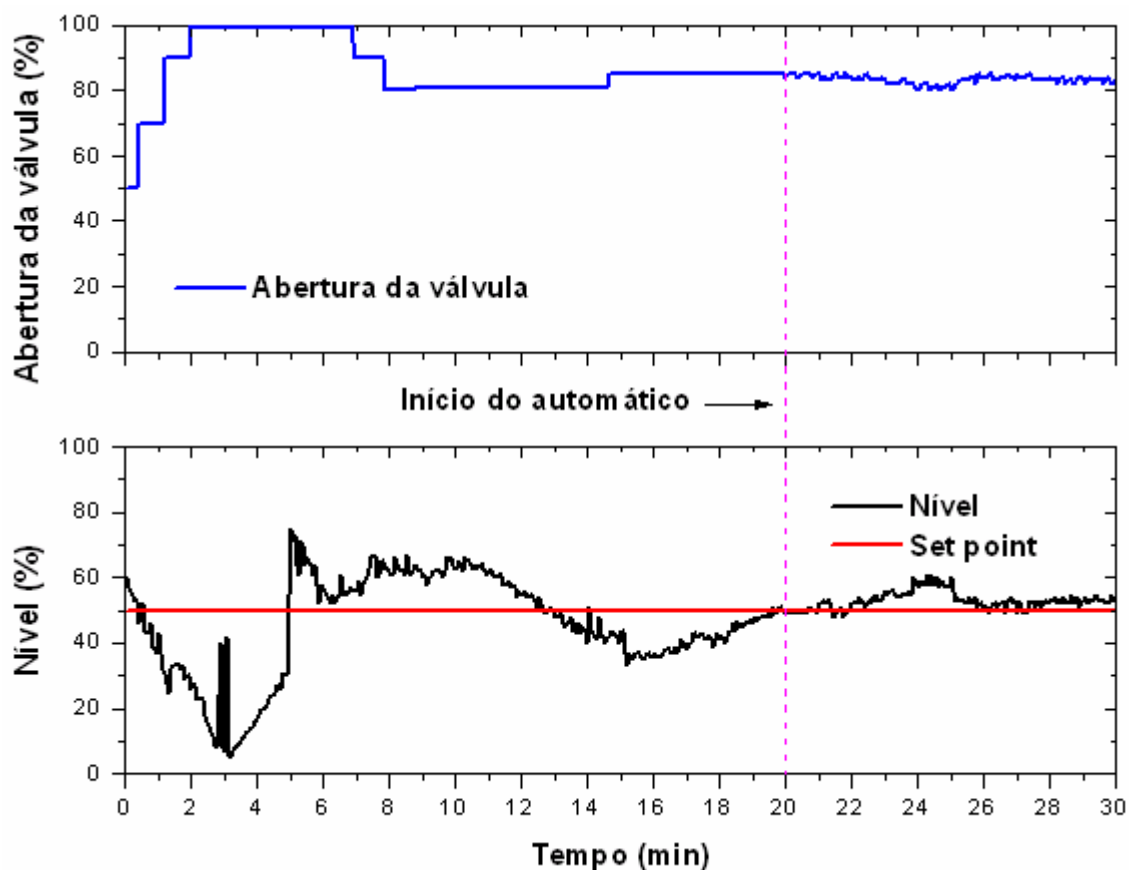


Figura 4.18. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 102 L/h.

Outro teste em malha fechada foi também realizado com o processo operando na vazão de 43 L/h, vazão esta considerada como o limite inferior permitido para este processo. De maneira análoga aos testes anteriores, foi dada a partida do sistema em modo manual e, em aproximadamente 2,5 minutos (Figura 4.19), o sistema foi colocado em modo automático, com um *bias* para abertura da válvula de 15%. O sistema foi capaz de conduzir o nível da interface para o *set-point* (45%) em cerca de 5 minutos após ter sido iniciado o modo automático. No processo em estudo, verifica-se a ocorrência de pequenas oscilações nas medições do nível que são causadas pela turbulência das gotas de água que chegam à interface de separação. Mesmo assim, o sistema de controle é robusto e imune a tais interferências.

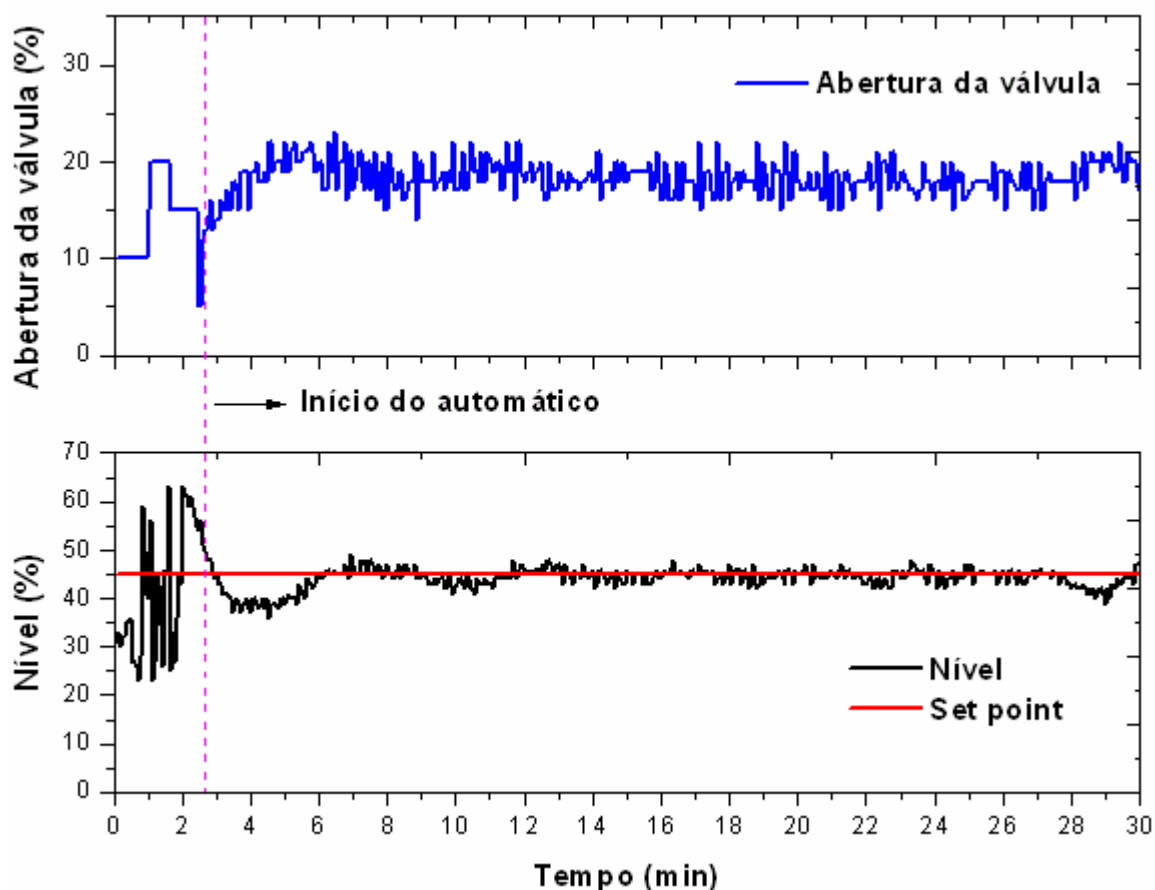


Figura 4.19. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 43 L/h.

Na Figura 4.20, tem-se o teste em malha fechada para a partida do processo numa vazão total de 71 L/h. Observa-se que o sistema foi posto em modo automático em aproximadamente 2 minutos, com um *bias* na abertura da válvula de 40%. Verifica-se que o sistema de controle conduziu o nível para o *set-point* (45%) em aproximadamente 5 minutos após ter sido ligado o modo automático. Porém, no instante de 15 minutos após a partida, houve algum distúrbio significativo no processo que o retirou do *set-point*. Em seguida, o controlador contra agiu a tal mudança, conduzindo o nível para o *set-point* novamente.

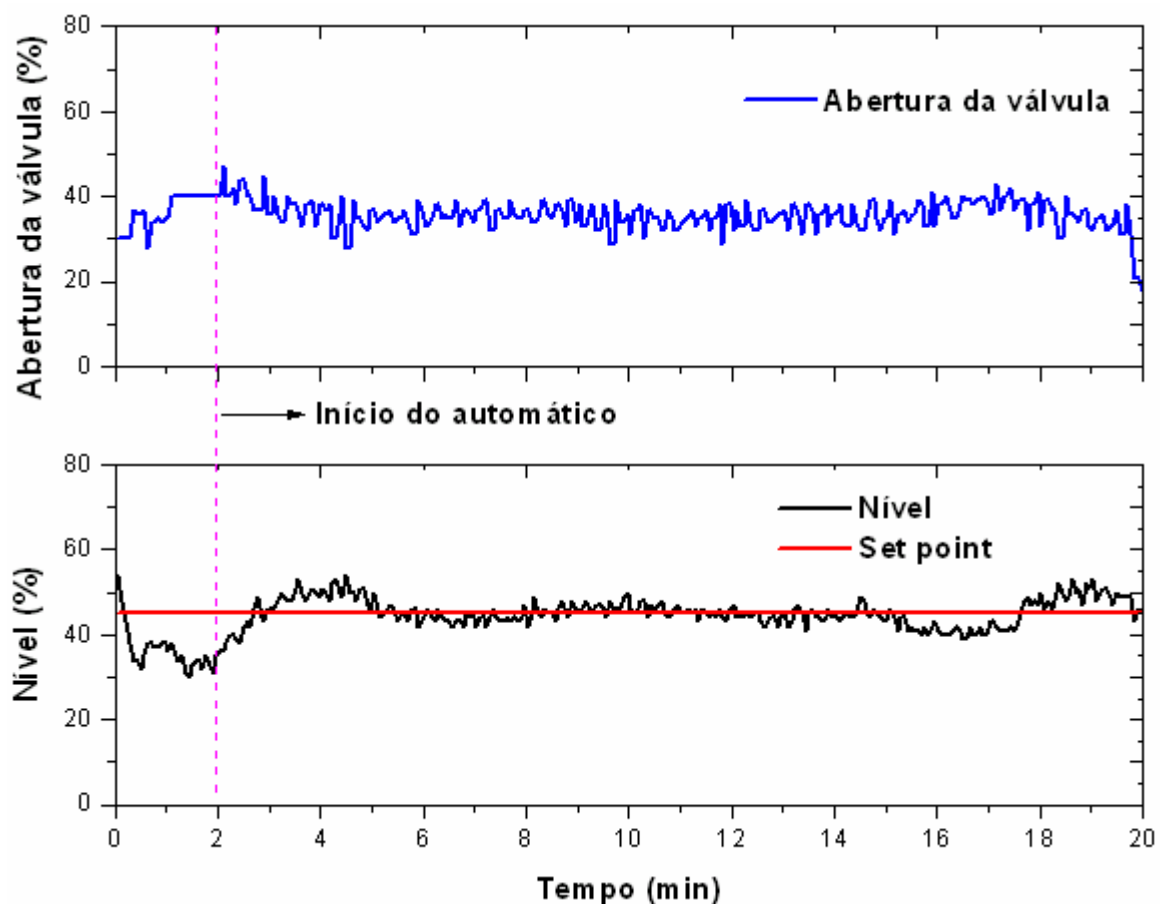


Figura 4.20. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 71 L/h.

Outro teste de partida do processo, seguindo com a malha fechada, foi realizado novamente para a condição de vazão alta (99 L/h). Na Figura 4.21, é possível observar que o sistema foi colocado em modo automático em aproximadamente 1 minuto após a partida, com *bias* na abertura da válvula de 70%. Nota-se que o sistema é capaz de estabilizar o nível no *set-point* (45%) em aproximadamente 7 minutos.

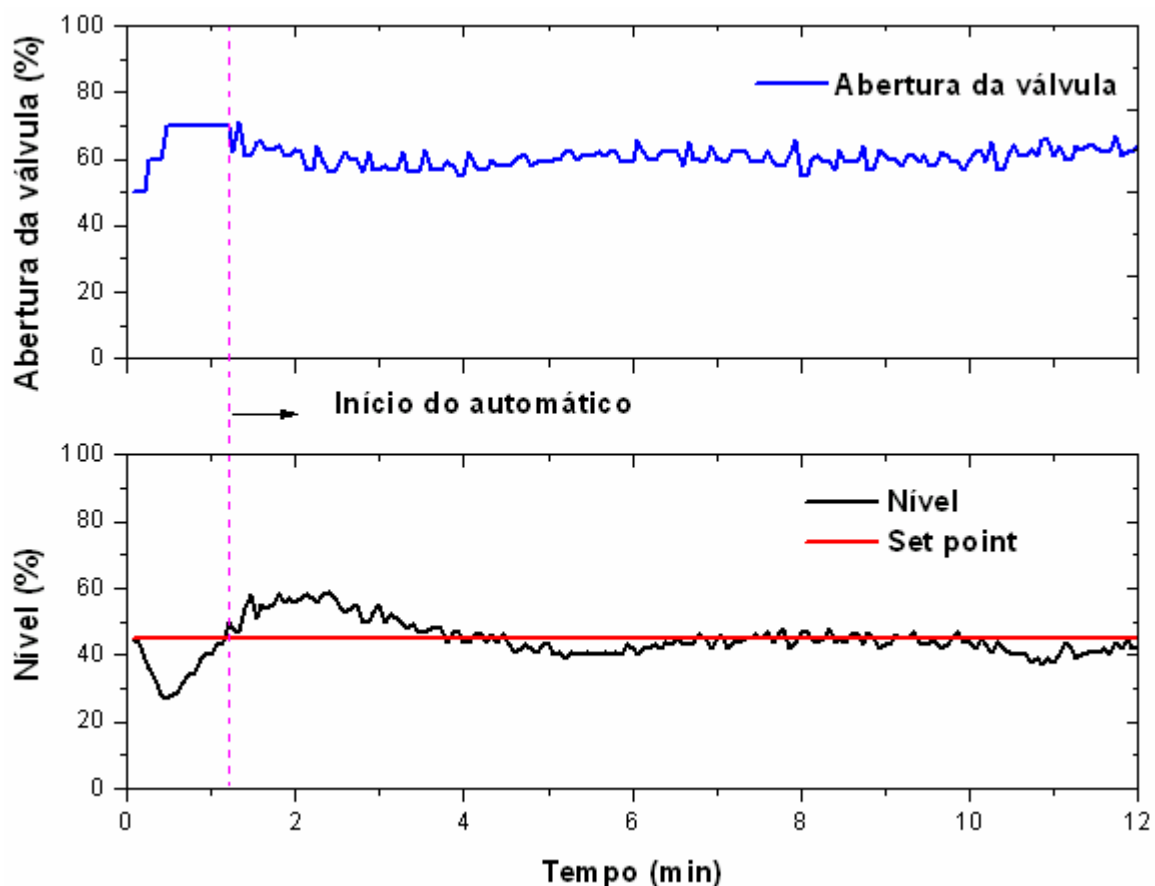


Figura 4.21. Teste em malha fechada com o controlador sintonizado. Processo operando numa vazão total de 99 L/h.

Na Figura 4.22, tem-se a resposta em malha fechada do nível da interface frente a perturbações no *set-point* com o processo operando numa vazão de 48 L/h. Como pode ser visto na Figura 4.22, o controlador é capaz de contra agir rapidamente as perturbações realizadas no *set-point* sem provocar *offset*. Apesar das mudanças no *set-point* resultarem em *overshoot* (sobressalto) de aproximadamente 10% (para as mudanças no *set-point* de 30%) e de 20% (para a mudança no *set-point* de 60%), o sistema de controle foi capaz de conduzir o nível para o *set-point* em aproximadamente 7 minutos após as perturbações de 30% e 14 minutos após a perturbação de 60%. Aproximadamente em 27 minutos ocorreu a presença de um sinal com comportamento muito distinto da série de dados, o que pode ser caracterizado por um *outlier* devido a alguma interferência na medida. É importante observar que em mais de 120 minutos de operação, apenas houve esta ocorrência de sinal indevido. As respostas verificadas foram tipicamente com oscilações subamortecidas, no entanto, o sistema apresentou um desempenho satisfatório de resposta.

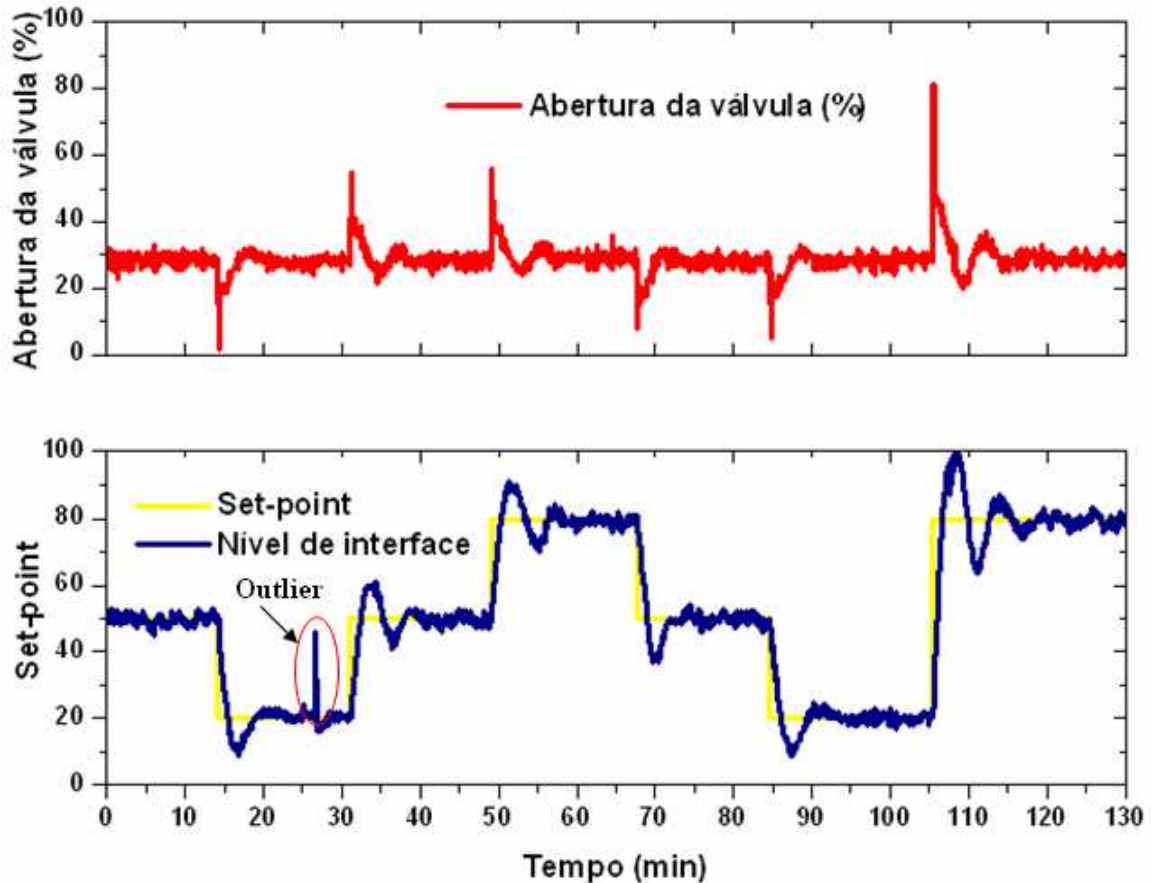


Figura 4.22. Resposta em malha fechada do nível da interface a mudanças no *set-point*. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 48 L/h.

Com o processo operando na vazão média de 72 L/h, foi realizado um teste em malha fechada, introduzindo-se perturbações no *set-point*. Na Figura 4.23, é possível verificar que quanto maior a perturbação, maior é o valor do *overshoot* e maior é o risco do sistema desestabilizar e sair do nível desejado. Porém, com uma mudança pequena no *set-point*, a ocorrência de *overshoot* é mínima ou não há. No tempo de 73 minutos, foi feita uma mudança no *set-point* em 60% (negativamente), o que resultou em oscilações significativas e saturação no controlador, mas que não foram hábeis para desequilibrar o sistema. Também ocorreu saturação do controlador na perturbação positiva de 60%. Para uma perturbação pequena (10%) aplicada no *set-point* no tempo de 165 minutos, constata-se um mínimo de oscilações. Do ponto de vista prático, as mudanças de *set-point* para o processo MDIF® não são relevantes, já que é de interesse operar em aproximadamente 50% da janela de captura. No entanto, tais testes em malha fechada são importantes para verificar o desempenho da sintonia do sistema de controle.

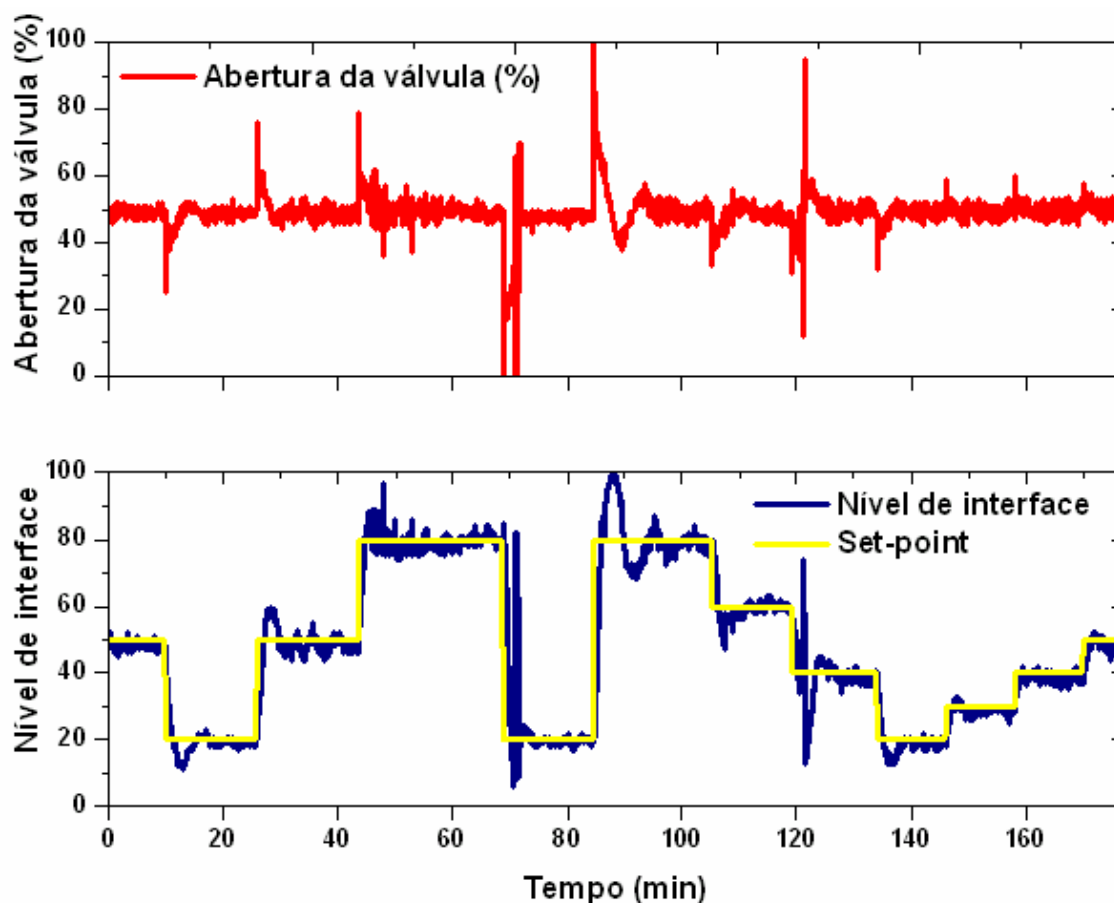


Figura 4.23. Resposta em malha fechada do nível da interface a mudanças no *set-point*. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 72 L/h.

Na Figura 4.24, tem-se um teste em malha fechada para o processo operando em alta vazão. Como pode ser visto na Figura 4.24, o processo é mais sensível a mudanças no *set-point*, já que há uma maior dificuldade para estabilizar a variável de controle. Verificou-se que no tempo de 98 minutos, foi introduzida uma perturbação de 20% no *set-point*, porém um distúrbio significativo do processo causou uma elevação do nível, ocorrendo saturação do controlador, sendo necessária uma intervenção de mudança do *set-point* para evitar que a medida de nível saísse da janela de captura. Essa situação demonstra que nenhum sistema automatizado está livre de possíveis intervenções dos operadores. Também neste caso, foi possível observar que quanto menor a mudança do *set-point*, menor é o *overshoot* e menos oscilações ocorrem.

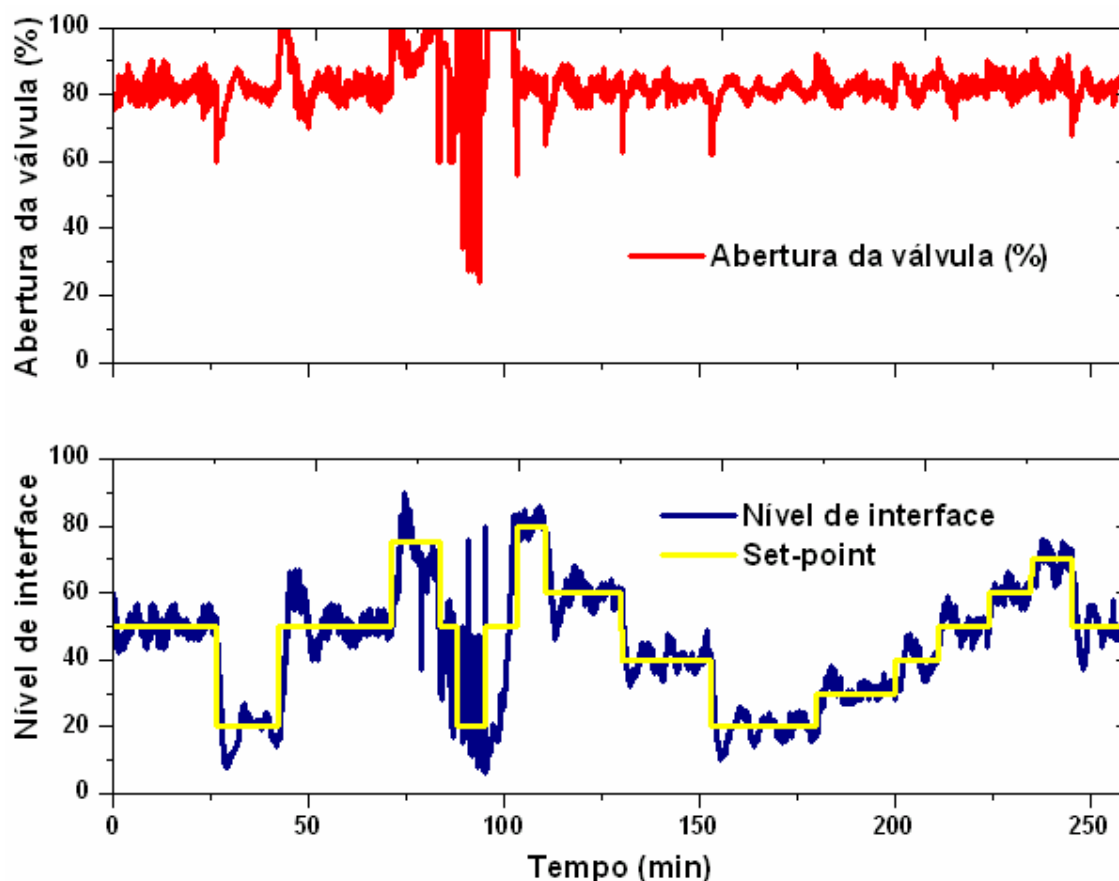


Figure 4.24. Resposta em malha fechada do nível da interface a mudanças no *set-point*. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 102 L/h.

Testes para a análise da resposta em malha fechada, quando perturbações são introduzidas na variável distúrbio, foram conduzidos aplicando-se perturbações degrau na vazão de alimentação do processo através da manipulação do inversor de frequência que estabelece a vazão da bomba de água. De acordo com a Figura 4.25, as perturbações do tipo pulso foram implementadas nos instantes e magnitudes mostradas no primeiro gráfico da figura. Neste caso de teste, o processo foi operado em vazão baixa de aproximadamente de 40 L/h na saída de água. Pode-se observar que a resposta tendeu a apresentar *overshoots* nos instantes em que as mudanças foram implementadas. Quanto maior a perturbação, mais intenso é o *overshoot*. Apesar disso, o controlador foi capaz de levar o sistema ao *set-point* desejado sem causar *offset*. Para as perturbações (degrau) de 10%, não foi possível perceber mudanças significativas na ação da válvula. Entretanto, a partir do tempo de aproximadamente de 70 minutos, as perturbações (degrau) foram elevadas para 20% e claramente pode ser observado um número maior de acionamento do elemento final. Com este teste, foi possível verificar que o controlador apresentou desempenho satisfatório para a condição de controle regulatório com o processo operando a baixa vazão.

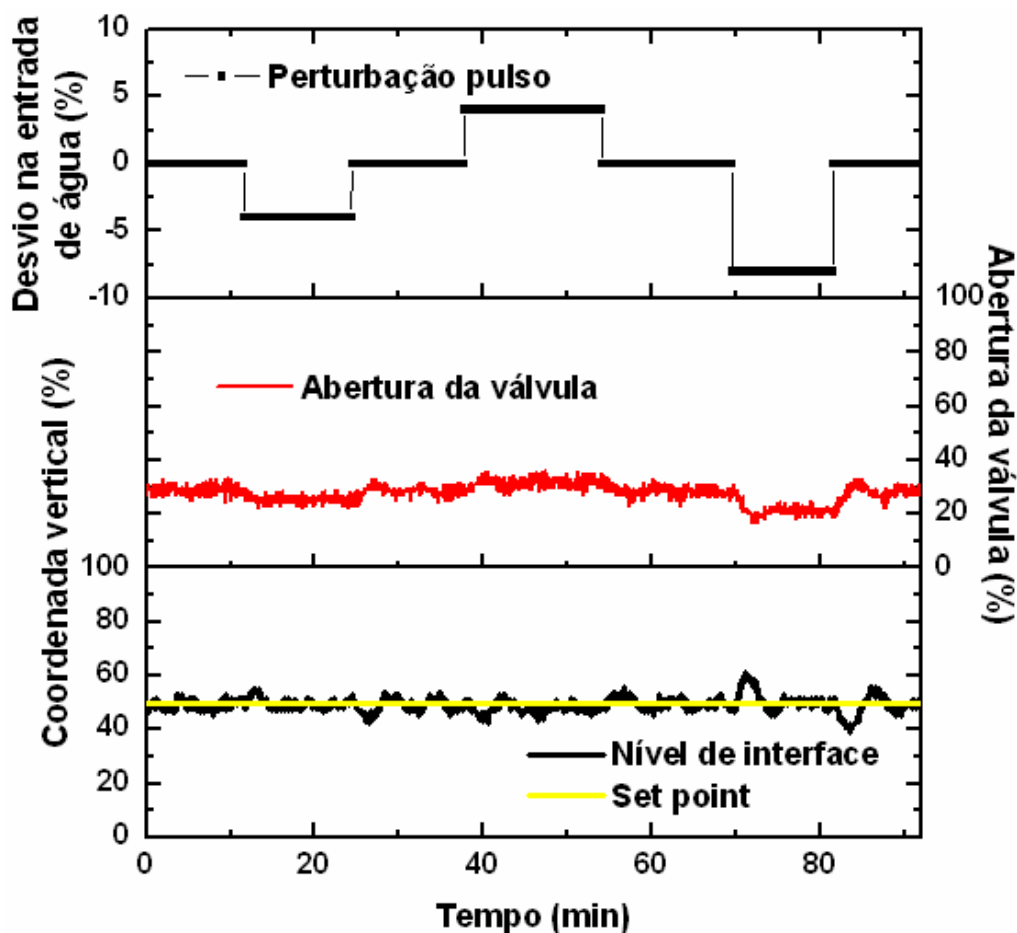


Figura 4.25. Resposta em malha fechada do nível da interface a perturbações na entrada distúrbio. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 40 L/h.

Com o processo operando em vazão média de saída de água (60 L/h), é possível observar na Figura 4.26 que as perturbações aplicadas na variável distúrbio fazem a válvula ser modulada significativamente para manter o sistema no *set-point* de 50%. As perturbações aplicadas na vazão de alimentação foram inicialmente de 10%. Nesta situação, observou-se a ocorrência de *overshoots* de baixa magnitude. Depois de 60 minutos, as perturbações (degrau) implementadas foram de 20%, resultando no aumento da magnitude do *overshoot*, como ocorreu nos casos previamente testados. Ainda assim, pode-se verificar que o sistema foi capaz de manter o nível no valor desejado sem deixar *offset*.

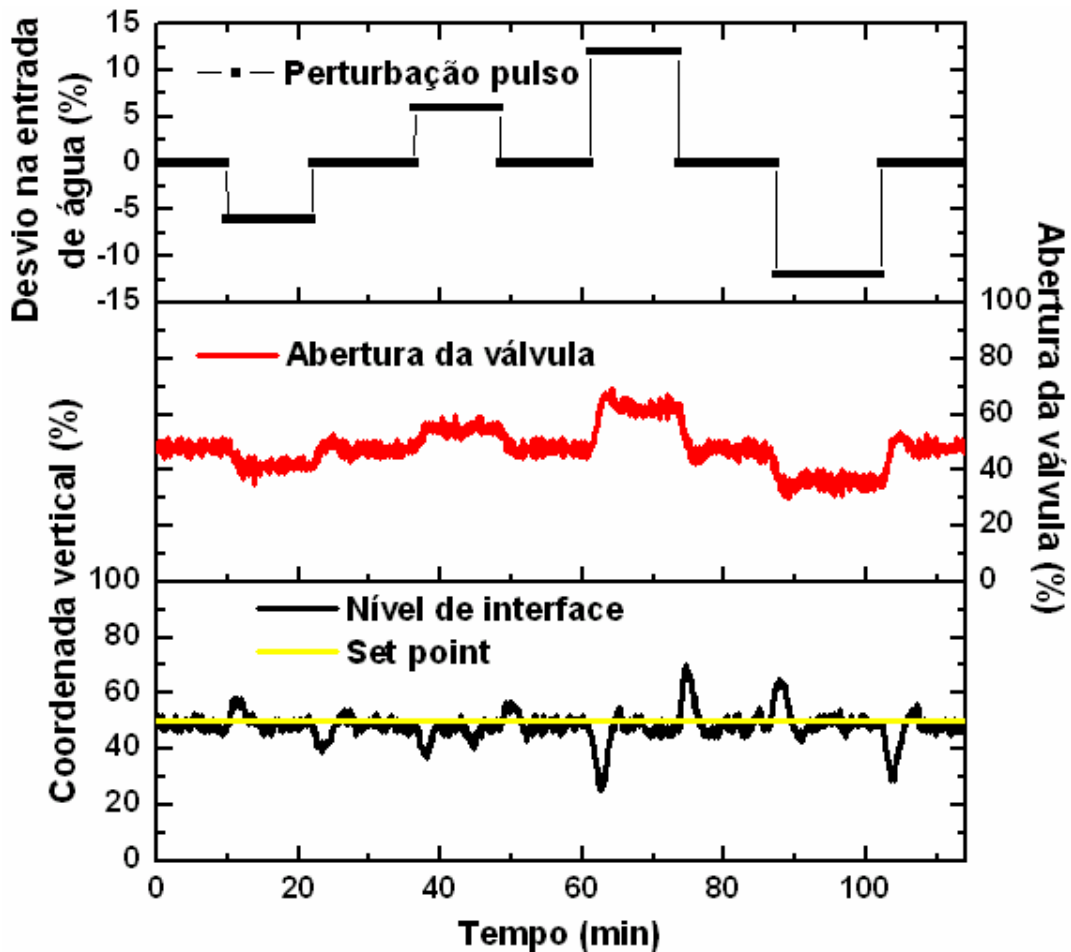


Figura 4.26. Resposta em malha fechada do nível da interface a perturbações na entrada distúrbio. Uso do controlador PI sintonizado. Processo operando numa vazão de 60 L/h.

Na análise de resposta em malha fechada, o processo foi testado na condição de vazão alta, tendo sido escolhido um valor de 85 L/h com intuito de varrer até a vazão máxima permitida de aproximadamente a 95 L/h. Como pode ser visto na Figura 4.27, as perturbações implementadas na variável distúrbio foram de 5% e 10%. Ao submeter o sistema a uma primeira variação na vazão de 5%, no tempo de 20 minutos, houve ocorrência de *overshoot*, mas que foram subamortecidos pelo controlador, que saturou um pouco a válvula, mas levou o sistema ao *set-point* de 50% após transcorridos aproximadamente 10 minutos. Contudo, o controlador PI sintonizado por síntese direta foi capaz de assegurar o controle do nível da interface do MDIF® em condições mais críticas possíveis.

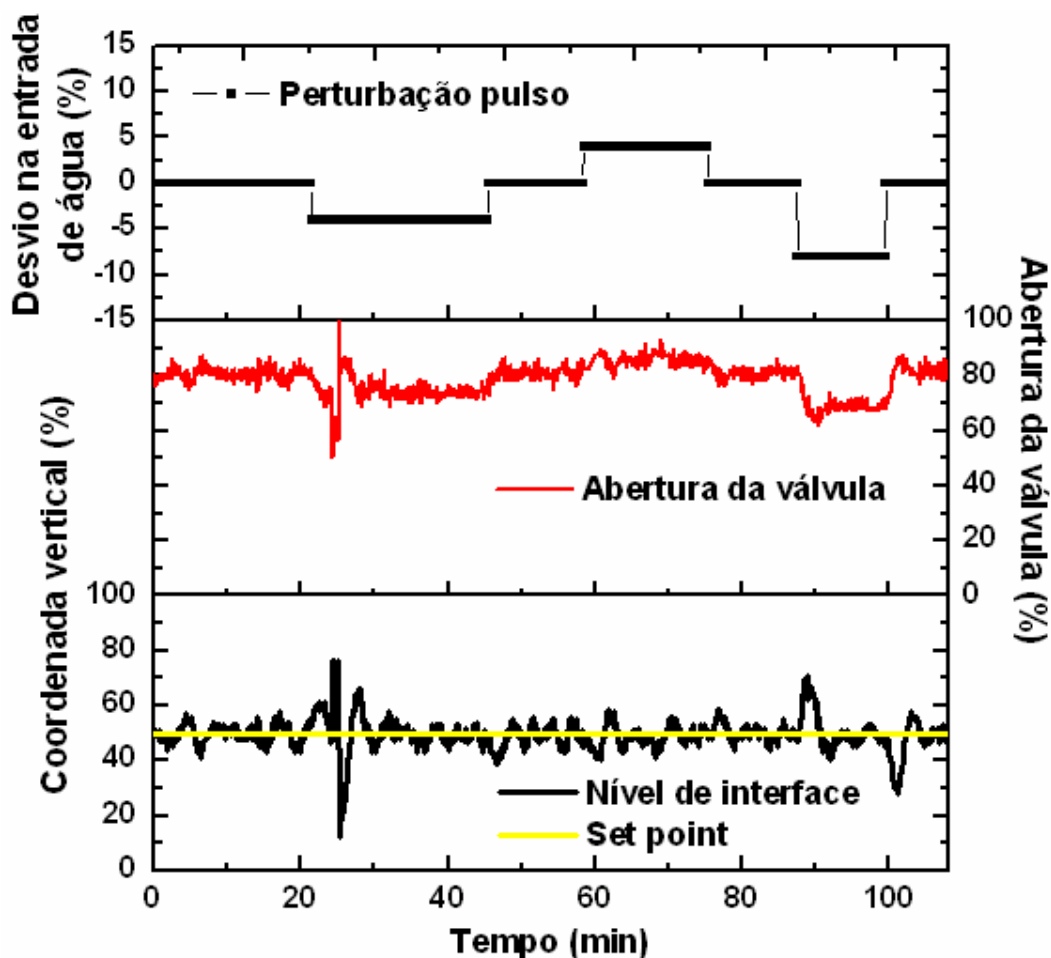


Figure 4.27. Respostas a mudança degrau no distúrbio em malha fechada utilizando o controlador PI sintonizado por síntese direta com o sistema em vazão de 85 L/h.

4.5. Critério de índice de desempenho de controle

Com o objetivo de comparar o desempenho das diversas respostas em malha fechada, utilizando os parâmetros do controlador ajustados por síntese direta, os critérios de desempenho de controlador ISE (Integral do erro quadrático) e IAE (Integral do erro absoluto), que reduzem a resposta inteira a um único número, foram obtidos nas respostas à perturbação na carga (alimentação de água tratada). Os valores destes índices foram comparados entre si. Os métodos consistem na aplicação das seguintes equações:

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2 dt \quad (43)$$

$$\text{IAE} = \int_0^{\infty} |e| \, dt \quad (44)$$

onde e é o erro normal (*set-point* – variável controlada).

Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 4.6. Pode-se observar que o controlador PI teve um melhor desempenho na vazão mínima e decresceu com o aumento da vazão de entrada de água. Este comportamento permite avaliar que melhores desempenhos poderiam ter sido obtidos caso fosse aplicada uma estratégia de controle com *Gain Scheduling*, ou seja, com uma sintonia de controle adaptada para cada condição de operação. Neste estudo, conforme já apresentado, foi utilizado um único ajuste para o controlador com parâmetros médios na tentativa de satisfazer todas as condições de operação.

Tabela 4.6. Índices de desempenho do controlador PI frente a resposta à perturbação no distúrbio

Vazão aquoso (L/h)	Resultados	
	IAE	ISE
40	191,4335	753,7505
60	317,4070	2469,2244
85	354,2635	3269,5985

~~~~~

**CAPÍTULO 5**

**CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

~~~~~

5. Conclusões e Sugestões

O presente estudo foi de grande relevância para o processo realizado no MDIF®, pois de sistema manual, partiu-se pela primeira vez na história do equipamento à automatização parcial, que é primordial nos dias atuais.

O emprego de controle no sistema em escala laboratorial trouxe a tona uma grande preocupação existente na unidade semi-industrial, que é a reavaliação de sua estratégia de controle. Atualmente o controlador lógico programável (CLP), responsável pelo controle de algumas variáveis da unidade, está em manutenção, o que traz grandes expectativas de utilização do sensor baseado em imagem desenvolvido neste trabalho.

Por uma simples câmera (*webcam*), puderam-se obter continuamente imagens em escala de cinza do sistema MDIF®. A partir destas imagens computaram-se espectros na vertical, com a média delas estimou-se a derivada primeira dos espectros, no que foi capaz de sinalizar o nível de interface. Com isso, verificou-se através dos resultados e análises obtidos, que a estratégia utilizando o modelo de Gompertz (sigmóide) foi eficaz na sinalização da interface solvente orgânico/água.

No intuito de fechar a malha de controle para automatizar o processo de controle de nível, primeiramente se fez necessário estudar a dinâmica do sistema para se identificar a função matemática que melhor o descreveria. O método PSO (Particle Swarm Optimization method) escolhido para a identificação do processo permitiu reconhecer as funções que mais se adequaram ao sistema, entre elas se encontram as funções de transferência de primeira ordem, segunda ordem e 1 zero e 2 pólos. As curvas ajustadas foram capazes de mostrar que os modelos apresentaram um comportamento similar em todos os casos estudados, em que impossibilitou discriminar o melhor modelo que descrevesse o processo.

Baseado nas funções estimadas através do método PSO, efetuou-se a sintonia de controlador utilizando a regra de Síntese direta. A trajetória de primeira ordem escolhida e a faixa de constante de tempo entre 0,1 e 1,0 minutos, possibilitou a obtenção de parâmetros ajustáveis a um controlador PI. Inicialmente, os resultados obtidos foram satisfatórios ao sistema MDIF®, e as respostas em malha fechada a perturbações no *set-point* e no distúrbio indicaram que o controlador PI busca atingir o *set-point* causando um pequeno *overshoot* no início da perturbação, mas que amortece com poucas ou quase nenhuma oscilações sem

causar *offsets*. Desta forma, o sensor desenvolvido pode ser aplicado para fins de controle automático experimentalmente e com possíveis testes em escala superiores.

5.1. Sugestões para trabalhos futuros

A automatização do processo do MDIF® foi realizada de uma forma parcial, pois se buscou a variável mais crítica e prioritária do sistema, identificada como sendo o nível da interface solvente orgânico/água. Portanto, a gama de possibilidades de controle e automatização do processo MDIF® ainda se encontra pouco explorada, destacando as variáveis: vazão de entrada de água e orgânico que são mantidas constantes, mas não são controladas automaticamente; a razão entre o solvente orgânico e a água de produção que alimentam o sistema, pois estudos comprovaram a melhor eficiência de separação pelo orgânico a partir do teor de óleo existente na água de produção; e o nível de líquido na câmara de mistura, que apesar de estar muito associado ao nível de interface, não se pode negligenciar devido ao risco de transbordamento no topo do equipamento.



REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS



Referências Bibliográficas

AGUIRRE, L. A. *Introdução à identificação de sistemas – Técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais*. 2ed. Brasil: UFMG, 2004.

ALBUQUERQUE, M. P. *Processamento de Imagens: Métodos e Análises*. Centro Brasileiro de Pesquisas Físicas – CBPF/MCT-RJ, 2002.

ALVES, J. L. L. *Instrumentação, Controle e Automação de processos*. Brasil: LTC, 2005.

ASSIS, A. J. *Identificação e controle de processos não lineares utilizando redes neurais artificiais*. 205f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas/São Paulo, 2001.

BAUR, U; ISERMANN, R. On-line identification of a heat exchanger with a process computer – A case study. *Automatica*. v. 13, n. 5, p. 487- 496, 1977.

CAMPELO, Ronaldo Carvalho. *Estudo da eficiência de um misturador-decantador à inversão de fases utilizando redes neurais*. 2005. 61f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal-RN.

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. *Controles típicos de equipamentos e processos industriais* São Paulo: Edgard Blucher, 2006.

CARACIOLO, M. P. *Introdução à Inteligência de Enxame - Otimização por Enxame de Partículas (PSO)*. <http://aimotion.blogspot.com/>. 27/08/2009.

CARVALHO, J. L. M. *Sistemas de Controle Automático*. Brasil: LTC, 2000.

CHIAVENATO, M. C. *Utilização de um novo design de mixer-settler à inversão de fases para tratamento de dispersões e/ou emulsões do tipo óleo bruto/água de formação*. 146f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 1999.

COUGHANOWR, D. R. *Process Systems Analysis and Control* 2ed. EUA: McGraw-Hill, 1991.

DISTEFANO, J. J.; STUBBERUD, A. R.; WILLIAMS, I. J. *Schaum's outline of Theory and problems of Feedback and Control systems* 2 ed. EUA: McGraw-Hill, 1996.

DOYLE, J.; FRANCIS, B.; TANNENBAUM, A., *Feedback control theory*. Toronto: Macmillan Publishing Co., 1990.

FERNANDES JR., W. E. *Planejamento experimental aplicado a um novo separador líquido-líquido utilização no tratamento de águas residuais contaminadas com petróleo*. 125f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2002.

FERNANDES JR., W. E. *Projeto e operação em escala semi-industrial de um equipamento para tratamento de águas produzidas na indústria do petróleo utilizando nova tecnologia: Misturador-Decantador à Inversão de Fases MDIF®*. 197f. tese (Doutorado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, dezembro 2006.

FERNANDES JR, W. E.; PAULO, J. B. A.; MORAES, N. A.; LIMA, A. F.; LACERDA, G. M. *Tratamento de águas produzidas por meio de nova tecnologia (MDIF®): aplicação para águas contendo baixas concentrações em óleo*. Boletim Técnico da Petrobras, Rio de Janeiro, v.49, n.1/3, dezembro 2006.

FERNANDES, L. S. L.; PAULO, J. B. A; OLIVEIRA, P. J. A. Development of a Strategy to Monitor and Control the Oil-Water Interface Level of a Liquid-Liquid Separator for Treatment of Wastewater Using an Image-Based Detector. Anais do 10th International Symposium on Process Systems Engineering - PSE2009. v. 27, p. 1269-1274, 2009.

GREEN, D. W.; PERRY, R. H. *Perry's Chemical Engineering' handbook*. 8 ed. EUA: McGraw-Hill, 2008.

GUERRIERI, Y. “Introdução ao Controle de Processos”, Notas de aula. –UNICAMP/FTC, 2006

HADJIEV, D.; KUYCHOUKOV, G. A separator for liquid-liquid dispersions. *The Chemical Engineering Journal*. v. 41, i. 2, p. 113-116, julho 1989.

HADJIEV, D.; AURELLE, Y. Phase inversion: a method for separation of fine liquid-liquid dispersions. *The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*, v. 58, i. 1, p. 45-51, junho 1995

HADJIEV, D.; LIMOUSY, L.; SABIRI, N. E. The design of separators based on phase inversion at low velocities in the nozzles. *Separation and Purification Technology*, n. 38, p. 181–189, 2004.

JUNG, J. H.; LEE, M.; LEE J.; HAN, C. A development of experimental education program: computer control of multi-stage level control system. *Computers and Chemical Engineering*. v.24, pp. 1497-1502, 2000.

KENNEDY, J.; EBERHART, R. Particle Swarm Optimization, in Proceedings of the IEEE Int. Conf. on Neural Networks, pp. 1942–1948, 1995.

KILIAN C. T. *Modern Control Technology: Components and Systems*. West Publishing Co., Minneapolis/St. Paul, 2ed, 1996.

LAWRENCE, N. *Compaq Visual Fortran – A guide to creating Windows Applications*. USA: Digital press, 2002.

LUYBEN, W. L; LUYBEN, M. L: *Essentials of Process Control*. USA: McGraw-Hill, 1997.

MEDEIROS, G. S. *Aperfeiçoamento no projeto de um protótipo de Misturador-Decantador à Inversão de Fases visando aplicação na indústria do petróleo*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2008.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. **Resolução nº 357**, 17 de março de 2005.

MONTEIRO, D. W. L.; PEREIRA, G. A. S. Detecção e Análise de Imagens. http://www.cpdee.ufmg.br/~gpereira/DAImagens_2005.html, 2005.

MORAES, N. A. *Estudo da hidrodinâmica de novo separador líquido-líquido: aplicação ao sistema óleo-bruto/água produzida*. 107f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2005.

Novus Produtos Eletrônico Ltda. *Introdução ao Controle PID - Controle PID básico*. Artigo Técnico, 2003.

OGATA, K. *Modern Control Engineering*. 3ed. USA: Prentice Hall, 1997

OGUNNAIKE, B. A.; RAY, W. H. *Process Dynamics, Modeling, and Control (Topics in Chemical Engineering)* USA: Oxford University Press, 1994.

OLIVEIRA, J. A. *Apostila de Instrumentação e Controle de Processos* – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2007

OLIVEIRA, A. K. C. *Extração Simultânea de Petróleo e de Metais Pesados em Águas Produzidas Usando o Sistema MDIF® com uma Mistura de QAV e Óleo de Coco como Extratante*. 146f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2009.

OURIQUE, J. E. S. *Notas de aula da disciplina Controle e Instrumentação de Processo ministrada no curso de graduação em Engenharia Química* – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2005

PAULO, J. B. A.; HADJIEV, D.; GOURDON, C.; CASAMATTA, G. *Desempenho de um novo tipo de mixer-settler na extração de cobre*. In: CONGRESSO ÍTALO-BRASILIANO D'INGEGNERIA MINERARIA, 3, Verona-Itália. **Trabalhos Técnicos**, p. 156-160, 1994.

RIBEIRO, M. A. *Controle de processo – Teorias e aplicações* – Tek Treinamento – Ed.7 (revista), 2003.

SANTANA, D. C. *Extração de metais pesados de efluentes da indústria do petróleo utilizando derivados de óleos vegetais como extratantes*. 146f. Tese (Doutorado em

Engenharia Química) – Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal/RN, 2008.

SCOTT, D. M.; MCCANN, H. *Process imaging for automatic control*. USA: Taylor & Francis group, LLC, 2005.

SILVA FILHO, B. S. Apostila de Cursos de Controladores Lógicos Programáveis – CLPs. Laboratório de Engenharia Elétrica e da Faculdade de Engenharia da UERJ/RJ, 2007.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. *Principles and Practice of Automatic Process Control*. 2 ed. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1985.

STEPHANOPOULOS, G. “*Chemical Process Control - An Introduction to Theory and Practice*”, Prentice -Hall, 1984.

VASQUEZ, J. R. R.; PEREZ, R. R.; MORIANO, J. S. ; GONZALEZ, J. R. P. System identification of steam pressure in a fire-tube boiler. *Computers & Chemical Engineering*. v. 32, p. 2839–2848, 2008.

WEISSTEIN, E. W. "Sigmoid Function." From MathWorld - A Wolfram Web Resource. <http://mathworld.wolfram.com/SigmoidFunction.html> 17/06/2008

ZALM, G.M.V.D. Tuning of PID-type controllers: literature overview. DCT-report nr. 2004.54. DAF-report nr. 51051104-050. 2004.

ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B.; ROCHESTER, N. Y. Optimum settings for automatic controllers. *Transactions of American Society of Mechanical Engineers – ASME*. v. 42, n. 64, p. 759–768, 1942.

ANEXOS

ANEXO 1: Calibração das bombas

Duas bombas, com acionamento por inversores de frequência, são utilizadas na alimentação do processo: uma para alimentar a água oleosa a ser tratada e outra para alimentar o solvente orgânico QAV. Conforme o tempo de uso, histereses e desgastes nas partes internas da bomba, é possível haver mudanças na curva de calibração que relaciona a frequência do inversor com a vazão de operação da bomba. Portanto, a calibração das bombas deve ser realizada periodicamente para manutenção de suas variáveis, suas vazões mínimas e máximas. Por ser a vazão uma variável importante na operação do sistema em questão, construir as curvas de calibração das bombas mencionadas foi imprescindível para os estudos preliminares da estrutura de controle específica a esse sistema. O seguinte procedimento foi admitido na calibração das bombas:

- Toma-se uma proveta graduada com volume de 1 L e eleva-se a altura aproximada de alimentação da água ou QAV, dependendo da bomba a ser calibrada;
- Ajusta-se o inversor de frequência a um valor correspondente a vazão mínima permitida pelo fabricante da bomba;
- Registra-se o tempo transcorrido para preencher o volume total da proveta;
- Calcula-se a vazão em (L/h) com base no registro do tempo para preencher a proveta;
- Repete-se os três passos anteriores, aumentando-se o valor da frequência de 5 em 5 até o valor máximo permitido pelos fabricantes da bomba e do inversor .

Abaixo estão registradas as curvas de calibração da bomba de água oleosa e da bomba de QAV, respectivamente.

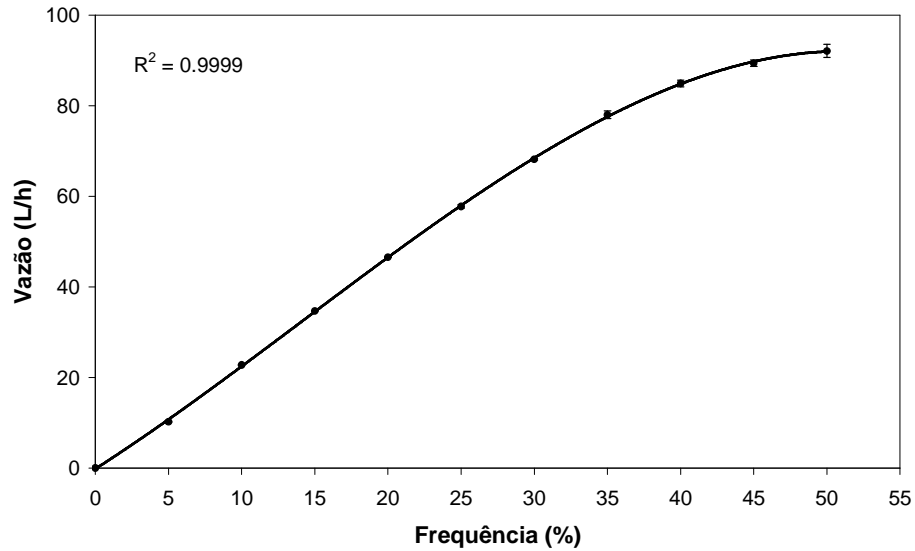


Figura A.1. Curva de calibração da bomba de transporte de água a ser tratada.

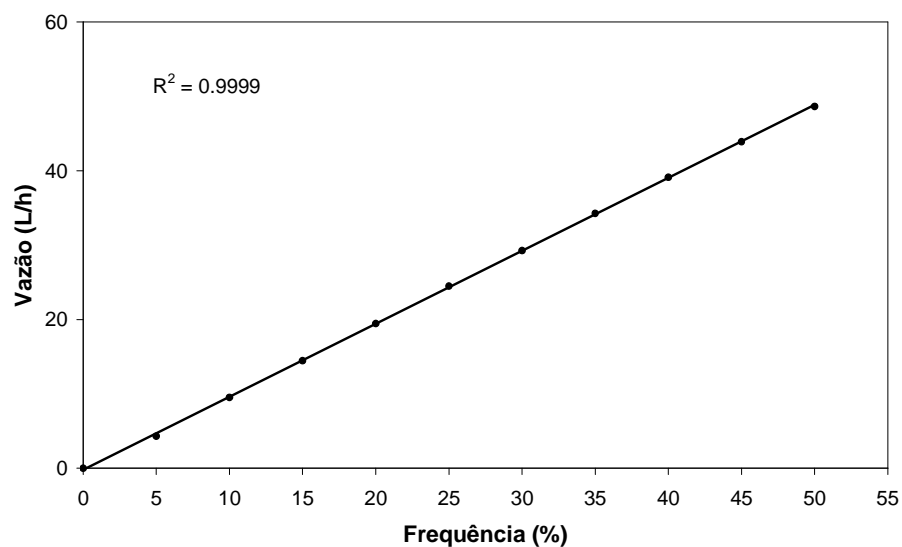


Figura A.2. Curva de calibração da bomba de transporte de QAV.

A regressão dos dados obtidos nas Figuras A.1 e A.2, resultou nas seguintes equações de calibração, respectivamente:

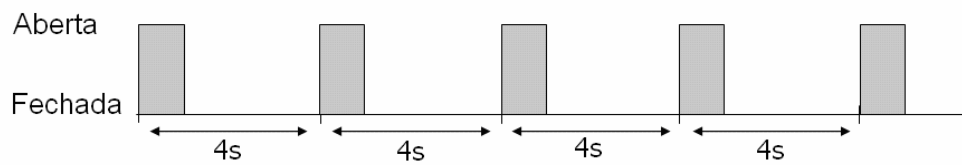
$$Q_{\text{água}} \text{ (L/h)} = -0,0006 \cdot (\text{freq})^3 + 0,0248 \cdot (\text{freq})^2 + 2,0739 \cdot (\text{freq}) - 0,1962 \quad (\text{A1})$$

$$Q_{\text{QAV}} \text{ (L/h)} = 0,9815 \cdot \text{freq} - 0,2195 \quad (\text{A2})$$

ANEXO 2: Calibração da válvula de controle

Uma válvula solenóide foi usada como elemento final para o controle do nível da interface (solvente orgânico/água) na seção de separação do MDIF®. A estratégia aplicada foi de modular o tempo de abertura da válvula aplicando uma modulação por largura do pulso (do inglês: Pulse Width Modulation – PWM). Para tal, foi admitido um *loop* com intervalo total de atuação de 4 segundos, de modo que o percentual de abertura da válvula foi relacionado ao tempo de abertura dentro do intervalo de atuação, conforme pode ser visto nos exemplos apresentados na Figura A.3. Cabe mencionar que a temporização do ciclo de atuação e o envio de sinal para o relé de estado sólido (que atua como chave para desligar/ligar a válvula) são feitos via rotina computacional em comunicação com a placa eletrônica de entrada/saída digital/analógica.

• **Para 25% de abertura na válvula:**



• **Para 50% de abertura na válvula:**

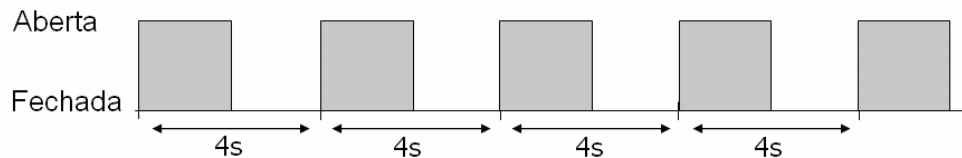


Figura A.3. Exemplos de atuação em modo PWM na válvula solenóide usada como elemento final de controle de nível.

A partir do modo de atuação PWM sobre a válvula solenóide, uma curva de calibração foi construída para relacionar o percentual de abertura da válvula com a vazão de escoamento da mesma, como pode ser observado na Figura A.4 e representada pela equação:

$$\text{Vazão (L/h)} = 1,0555 \cdot (\%_{\text{abertura válv.}}) - 7,9823 \quad (\text{A3})$$

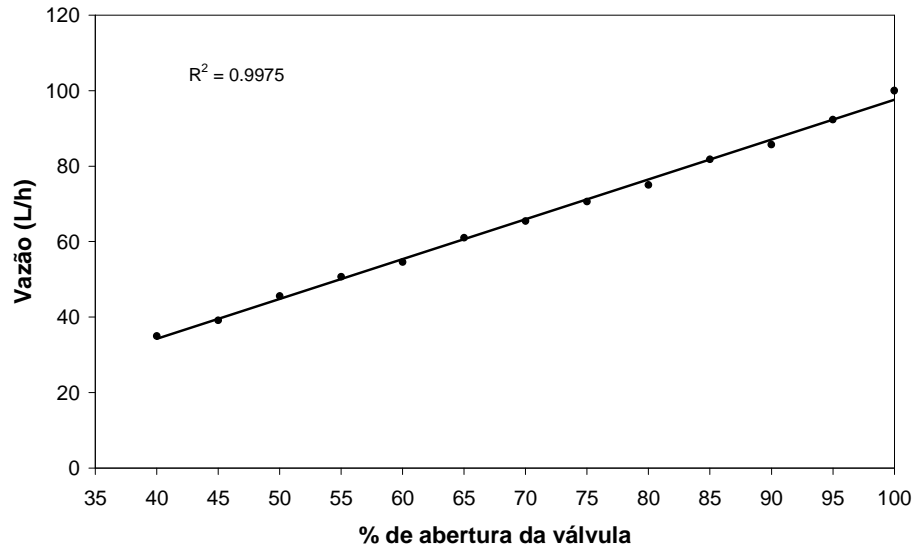


Figura A.4. Curva de calibração da válvula solenóide com atuação PWM.