

EDUARDO FRIGINI DE JESUS

**MODELAGEM E CONTROLE DE UM PROCESSO DE DOSAGEM DE
CARVÃO MINERAL E DE UM PROCESSO DE ENDURECIMENTO
DE PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Elétrica.
Orientador: Prof. Dr. Jose Denti Filho.

VITÓRIA
2009

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

J58m Jesus, Eduardo Frigini de, 1980-
Modelagem e controle de um processo de dosagem de
carvão mineral e de um processo de endurecimento de pelotas
de minério de ferro / Eduardo Frigini de Jesus. – 2009.
125 f. : il.

Orientador: José Denti Filho.
Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Espírito
Santo, Centro Tecnológico.

1. Controle de processo. 2. Automação. 3. Ferro - Minas e
mineração. 4. Pelotização (Beneficiamento de minério). 5. Altos-
fornos. I. Denti Filho, José. II. Universidade Federal do Espírito
Santo. Centro Tecnológico. III. Título.

CDU: 621.3

EDUARDO FRIGINI DE JESUS

**MODELAGEM E CONTROLE DE UM PROCESSO DE DOSAGEM DE
CARVÃO MINERAL E DE UM PROCESSO DE ENDURECIMENTO
DE PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO**

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

Aprovada em 24 de abril de 2009.

COMISSÃO EXAMINADORA

Prof. Dr. José Denti Filho - Orientador
Universidade Federal do Espírito Santo

Prof. Dr. Paulo Marcos de Barros Monteiro
Universidade Federal de Ouro Preto

Prof. Dr. José Leandro Félix Salles
Universidade Federal do Espírito Santo

“Se removermos os metais do serviço do homem, todos os métodos de proteção e sustentação da saúde e de preservação mais cuidadosa do curso da vida deixarão de existir. Se não existissem metais, os homens passariam uma vida horrível e desgraçada no meio de bestas selvagens; teriam que retornar às nozes e frutos das florestas.”
(Georgius Agricola – 1556 – Considerado o Pai da Geologia)

Dedico à minha família

Agradecimentos

Desde o início do mestrado, a minha intenção com o ingresso no PPGEE - Mestrado em Automação era ter acesso a novos conhecimentos na área de engenharia de automação, para permitir meu desenvolvimento em projetos e pesquisas na área de automação industrial.

Tenho particular interesse em aplicar as técnicas teóricas de modelagem e simulação de sistemas dinâmicos, bem como em ter melhores condições de propor esquemas de implementação ou realização prática dos sistemas de controle automático com base nos projetos e estudos teóricos.

Antes de ingressar no programa de mestrado, havia tido experiência com sistemas industriais automatizados e me deparei com a necessidade de ser estabelecida uma fundamentação teórica de projeto e pesquisa de novas soluções no setor. Essas necessidades se fundamentaram na otimização de desempenho e de custos de implantação e operação. A realização desta dissertação de mestrado supriu essa necessidade primitiva.

Assim sendo, ao ser admitido no programa, tive o apoio de professores com experiência e interesse na área de desenvolvimento industrial, bem como de áreas correlatas, como robótica e sistemas, que podem ser classificados como sistemas mecatrônicos.

Foi possível realizar em uma planta industrial testes que, normalmente, são realizados em laboratório. Por isso, deve-se mencionar, também, o apoio imprescindível das equipes de automação, instrumentação, operação e processo, que deram suporte para os testes e ajudaram na execução das ações necessárias para a busca da otimização do processo.

Este trabalho pode ser considerado como uma pequena colaboração, para futuros trabalhos de cooperação, entre a indústria e a universidade para que, juntas, busquem melhorias contínuas em processos industriais e o desenvolvimento de novas técnicas e tecnologias de controle de processos industriais.

Dessa forma agradeço ao meu professor orientador, José Denti Filho, por todo apoio, incentivo e dedicação. Agradeço a VALE: às equipes de automação, instrumentação, operação e processo, que me apoiaram e incentivaram para a conclusão deste trabalho.

Agradeço a Deus, minha família e familiares e amigos que sempre estiveram do meu lado.

Resumo

Este trabalho descreve as etapas do projeto de um sistema de controle clássico, aplicado em uma instalação industrial de pelotização de minério de ferro. Ele compreende as fases de descrição do processo, modelagem matemática, investigação do grau de acoplamento entre as variáveis, definição da estratégia de controle, projeto dos controladores PID e dos desacopladores, implementação prática do sistema de controle e, finalmente, a avaliação dos resultados obtidos no sistema real.

O sistema de dosagem de carvão mineral ao minério de ferro e a máquina de endurecimento de pelotas, onde o sistema de controle é aplicado, é objeto de um estudo detalhado. São investigadas e definidas as variáveis que devem ser controladas e manipuladas nesses processos. Na modelagem matemática do processo é utilizado o método de identificação por resposta ao degrau. A estimação dos parâmetros dos modelos de 2ª ordem é feita utilizando-se métodos gráficos clássicos. A Matriz de Função de Transferência (MFT) é empregada na avaliação do grau de interação entre as variáveis e na definição do emparelhamento mais efetivo. A estratégia de controle é definida utilizando-se o emparelhamento sugerido pela MFT e pelo conhecimento da física do processo. O projeto de controladores PID é feito pelo método direto, utilizando os modelos matemáticos e as respostas ao degrau desejadas para as malhas de controle.

São utilizados desacopladores com a aplicação de *feed forward* para o cancelamento das interações entre as malhas de controle. O método de projeto, adotado nesta dissertação, é algébrico, baseado nos modelos matemáticos que descrevem os fenômenos das perturbações.

Os aspectos relacionados com a implantação prática do sistema de controle são descritos na dissertação.

Abstract

This work describes the steps of a classical control system design applied to an industrial iron ore pelletizing plant facility. The study includes the following segments: description of the process, mathematical modeling, assessment of the level of interaction among variables, definition of the control strategies, design of PID controllers and decouplers, practical implementation of the control system, and, finally, analysis of final results.

The dosing system for coal and iron ore and the pellet indurating machine, where the system is applied, is described in detail. The variables to be controlled and manipulated in the furnace are investigated and determined. The method of identification through step response is utilized in the mathematical modeling of the pellet induration process. The estimate of parameters of the second order models is carried out with the use of classical graphic methods.

The Transfer Function Array (TFA) standard technique is employed in the assessment of the level of interaction among variables and in the selection of the most appropriate pairing of controlled and manipulated variables. The process control strategy is defined based on the TFA recommendations and previous knowledge of the process behavior.

The direct synthesis method is used to design the controllers based on the process models and the desired close-loop responses. Control loop interactions are reduced by adding decouplers to the conventional PID configuration. The design method is algebraic and based on mathematical models that describe the interactions.

Aspects of the practical implementation of the control system are also described.

Sumário

Lista de Figuras	xiv
Lista de Tabelas	xvii
Nomenclatura	xviii
Capítulo 1: Introdução.....	22
1.1 O uso de Pelotas em Alto-Fornos	23
1.2 Produção de Pelotas de Minério de Ferro	24
1.3 Motivação do Trabalho.....	26
1.4 Trabalhos Relacionados.....	27
1.5 Objetivos gerais	28
1.5 Objetivos Específicos	29
1.6 Organização deste Texto	29
Capítulo 2: O Processo de Pelotização	31
2.1 O processo de Produção de Pelotas	31
2.2 Preparação das Matérias Primas	32
2.2.1 Concentração / Separação.....	33
2.2.2 Homogeneização das matérias-primas	33
2.2.3 Moagem e Classificação	34
2.2.4 Espessamento e Homogeneização	35
2.2.5 Filtragem.....	35
2.2.6 Prensagem.....	36
2.2.7 Adição de Aglomerante e Mistura.....	36
2.3 Formação da Pelota Crua.....	36
2.4 Tratamento Térmico das Pelotas	38

2.5 Peneiramento e Embarque das Pelotas Queimada.....	41
2.6 Conclusões.....	42
Capítulo 3: Dosagem de Carvão Mineral e Forno de Endurecimento de Pelotas de Minério de Ferro	43
3.1 Descrição do Espessamento I e II.....	43
3.2 Descrição do Processo de Dosagem de Carvão.....	44
3.3 Forno de Endurecimento de Pelotas	47
3.1.1 Malhas de Temperatura dos Grupos de Queima	48
3.1.2 Variáveis Manipuladas para o Controle do Processo do Forno.....	50
3.3 Principais Perturbações do Processo	52
3.4 Conclusões.....	52
Capítulo 4: Modelagem Matemática.....	53
4.1 Introdução.....	53
4.1.1 Modelo Liner	53
4.1.2 Modelo Equivalente.....	55
4.1.3 Frequência Natural (Malha Fechada)	56
4.1.4 Processo Integrador	57
4.1.5 Características Relevantes de um Processo	58
4.2 Teste ao Degrau	58
4.2.1 Dosagem de Carvão e Espessamento	59
4.2.1.1 Malhas de Vazão	59
4.2.1.2 Malhas de Densidade.....	61
4.2.1.3 Vazão Mássica do Carvão	61
4.2.2 Modelos do Forno Usina I.....	63
4.2.2.1 Malhas das Zonas de Queima.....	64
4.2.3 Modelos do Forno Usina II.....	65
4.3 Validação do Modelo Matemático	66
4.5 Detecção e Diagnóstico de Oscilação.....	67

4.6 Conclusão	69
Capítulo 5: Ressonância dos Controladores	71
5.1 Introdução	71
5.2 Considerações sobre o Critério de Performance no Projeto dos Controladores	72
5.3 Métodos de Sintonia	73
5.3.1 Método do Ganho Crítico ou Oscilações Sustentadas (Modo Automático)	73
5.3.2 Tentativa e Erro (Modo Automático)	74
5.3.3 Método em Malha Aberta (Modo Manual)	74
5.4 Sintonia dos Controladores	74
5.5 Média de Temperaturas para o Controle dos Queimadores	75
5.8 Conclusões	78
Capítulo 6: Acoplamento e Desacoplamento das Malhas	79
6.1 Introdução	79
6.2 Multimalhas	79
6.3 Sincronizando Malhas	79
6.4 Malhas em Cascata	80
6.5 Adicionando Feed Forward	81
6.6 Alimentação de Gás Natural	82
6.7 Acoplamento entre Malhas dos Queimadores Usina 1	83
6.8 Acoplamento entre Malhas dos Queimadores Usina II	89
6.9 Desacoplamentos Entre as Malhas dos Queimadores	93
6.10 Conclusões	95
Capítulo 7: Medição de Ganhos	96
7.1 Introdução	96
7.2 Resultados Usina I	96
7.2.1 Influência do Perfil de Temperaturas do Forno	96
7.2.2 Abertura dos Grupos de Queima	97

7.2.3 Melhorias Alcançadas.....	99
7.2.4 Influência da Umidade.....	102
7.2.5 Consumo de Carvão Mineral.....	103
7.3 Resultados Usina II.....	105
7.4 Conclusão	107
Capítulo 8: Dificuldades, Recomendações e Conclusões	109
8.1 Problemas	109
8.1.1 Problemas com Sensores e Transmissores	109
8.1.1.1 Filtros nos Transmissores	109
8.1.1.2 Termopares	110
8.1.2 Problemas com Atuadores	110
8.1.2.1 Dimensionamento de Válvulas.....	110
8.1.2.2 Histerese e Agarramento	111
8.1.3 Problemas com Disponibilidade da Planta	112
8.2 Recomendações Futuras	112
8.3 Melhoria Contínua.....	113
8.4 Conclusão	114
Referências Bibliográficas	116

Lista de Figuras

Figura 1 – Fluxo do Processo de Pelotização	32
Figura 2 - Esquema de um forno de pelotização tipo grelha móvel	39
Figura 3 – Ciclo térmico de um forno de grelha móvel	40
Figura 4 – Diagrama de adição de carvão mineral à polpa de minério de ferro no processo de Pelotização	46
Figura 5 – Área da Queima Usina I.....	48
Figura 6 – Tela dos queimadores – Malhas da Zona de Queima. Fonte ABB Operate IT.....	49
Figura 7 – Exemplo de Modelo	54
Figura 8 - Componentes do sinal transmitido.....	55
Figura 9 - Resposta do processo real e modelo	56
Figura 10 – Frequência Natural.....	57
Figura 11 – Processo Integrador.....	57
Figura 12 – Resposta ao degrau da malha OA3011_FC	60
Figura 13 – Resposta ao degrau da malha OA3012_FC	60
Figura 14 – Teste ao degrau da malha OA3101FY_FC (Vazão Mássica de Carvão 1SC135).....	62
Figura 15 - Teste ao degrau da malha OA1362_PC (Pressão de gás após redutora H3)	63
Figura 16 - Teste ao degrau da malha OA2421_TC (Grupo de Queima 1)	64
Figura 17 – Oscilações nos grupos de queima Usina I.....	68
Figura 18 – Mudança de estado de automático para manual dos grupos de queima 3, 4 e 5. Usina I.....	69
Figura 19 – Termopares utilizados na media de cada grupo de queima, Usina I.....	76
Figura 20 - Descontinuidade na PV para o controlador, devido à exclusão de termopares na média dos grupos.	77
Figura 21 – Configuração de uma malha em cascata	80

Figura 22 - Mapa de interação mostrando acoplamento entre a malha de temperatura da zona de queima 4 (OA2427_TC), as pressões de alimentação de gás (OA1361_PC e OA1362_PC) e as demais temperaturas dos grupos de queima Período: 29/04/08 18:00 a 30/04/08 18:00	82
Figura 23 - Teste de histerese na válvula de controle de pressão após H3 (malha OA1362_PC). Histerese próxima a 0%	83
Figura 24 - Acoplamento do grupo 6 com os grupos 5 e 7	84
Figura 25 - Acoplamento do grupo 5 com os grupos 4 e 6	85
Figura 26 – Mapa de acoplamento entre os grupos de queima da Usina I	87
Figura 27 - Implementação da lógica dos desacopladores no PLC	88
Figura 28 - Presença de banda morta no PID do Grupo de Queima 8 da Usina II	89
Figura 29 - Exemplo de implementação do cálculo da média de temperatura para os queimadores da Usina I	90
Figura 30 - Seleção dos termopares para cálculo das médias. Os termopares utilizados são os marcados em verde ou amarelo. Fonte: Operate IT	91
Figura 31 - Mapa de acoplamento entre os Grupos de Queima da Usina II	93
Figura 32 - Testes com o desacoplador do Grupo 5 p/ Grupo 4, com aplicação de pulso SP Azul, PV Vermelho e CO Verde	94
Figura 33 - Testes com o desacoplador do Grupo 5 p/ Grupo 4, com aplicação de degrau	94
Figura 34 - Perfis de SP utilizados pela operação durante os trabalhos de sintonia	96
Figura 35 - Forno I operando de forma mais balanceada após os trabalhos de otimização. Fonte: ABB Operate IT	97
Figura 36 – ANTES. Válvulas de gás saturadas com aberturas próximas a 0% ou 100%. Fonte: PIMS	98
Figura 37 – DEPOIS. Válvulas de gás passam a operar próximas à região de 50%. Abertura dos grupos de queima mais homogênea. Fonte: PIMS	98
Figura 38 - Resultado da análise de variabilidade das temperaturas dos Grupos de queima da Usina I	100

Figura 39 - Resultado da análise do desvio padrão das temperaturas dos Grupos de queima da Usina I.....	100
Figura 40 - Resultado da análise do IAE das temperaturas dos Grupos de queima da Usina I	101
Figura 41 - Comparativo do consumo específico de gás (Nm ³ /ton) antes e depois dos trabalhos de Otimização.....	101
Figura 42 – Evolução diária do % de Umidade na Polpa Retida e do Consumo Específico de Gás, e gráfico de Correlação Cruzada entre as duas variáveis.	103
Figura 43 – Consumo específico de Carvão. Período de 01/01/2008 a 15/07/2008	104
Figura 44 – Custo específico de combustíveis para os dias Antes e Depois dos trabalhos de otimização, comparados apenas dentro de cada faixa operacional.....	105
Figura 45 - Resultado da análise de variabilidade das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina II.....	106
Figura 46 - Resultado da análise do desvio padrão das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina II.....	106
Figura 47 - Resultado da análise do IAE das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina II	107
Figura 48 - Exemplo de Histerese na válvula do grupo de queima 8 da Usina I	112
Figura 49 - Ciclo de melhoria contínua.....	114

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Malhas da Adição de Carvão e do Espessamento das Usinas I e II.....	47
Tabela 2 - Malhas dos Fornos das Usinas I e II	51
Tabela 3 – Malhas modeladas da dosagem de carvão e espessamento	59
Tabela 4 – Resumo dos modelos obtidos das malhas do espessamento e da dosagem de carvão	62
Tabela 5 – Resumo dos modelos obtidos das malhas dos grupos de queima da Usina I	65
Tabela 6 - Resumo dos modelos obtidos das malhas dos grupos de queima da Usina II.....	66
Tabela 7 – Resumo das Sintonias Realizadas.....	75
Tabela 8 – Matriz de funções de transferência para o forno da Usina I.....	86
Tabela 9 – Desacopladores implementados no forno da Usina I	87
Tabela 10 – Novos parâmetros do PID para os grupos de queima da Usina II.....	91
Tabela 11 - Matriz de transferência para o forno da Usina II.....	92
Tabela 12 – Consumo específico de gás natural para os dias Antes e Depois dos trabalhos .	104
Tabela 13 – Constantes de tempo originais e modificadas de alguns instrumentos.....	109
Tabela 14 – Termopares com problemas.....	110
Tabela 15 – Valores mínimo, máximo e médio das COs das válvulas de gás	111

Nomenclatura

Siglas

Símbolo	Descrição
<i>CO</i>	<i>Control Output – Saída do Controlado</i>
<i>PV</i>	<i>Process Variable – Variável de Processo</i>
<i>MV</i>	<i>Manipulated Variable – Variável Manipulada</i>
<i>SP</i>	<i>Set Point – Valor desejado</i>
<i>PID</i>	<i>Proporcional, Integral e Derivativo - Algoritmo de controle</i>
<i>PLC</i>	<i>Programmable Logic Controller – Controlador Lógico Programável</i>

Capítulo 1: Introdução

Historicamente, toda a evolução e desenvolvimento observados no mercado industrial sempre foram sustentados pelo controle automático. Como controle automático, podemos considerar aqui toda forma de se realizar uma determinada tarefa sem a necessidade da intervenção do ser humano. Desde os primórdios, sistemas de controle automático foram desenvolvidos para a execução das mais diversas tarefas até então realizadas pelo ser humano. O relógio d'água com controle automático de nível, do grego Ktesibios, ano 270 AC, é o sistema de controle automático mais antigo de que se tem conhecimento. Os sistemas de controle eram inicialmente baseados em mecanismos simples, muitas vezes referidos como “engenhocas”, passando por sistemas mecânicos, pneumáticos, hidráulicos, elétricos, eletrônicos, microprocessados, biológicos e, mais recentemente, os sistemas inteligentes.

A pergunta chave para os dias de hoje é: “Apesar de o controle automático estar funcionando há séculos será que o desempenho apresentado é o melhor possível?”.

Ainda hoje, poucos usuários podem responder a essa pergunta, assegurar que o seu sistema de controle automático está desempenhando suas funções da melhor forma possível ou, mesmo, se está dentro do desempenho projetado.

O motivo de esta dúvida persistir até hoje se deve ao fato de as empresas terem dedicado boa parte dos seus esforços em atender outras demandas de mercado, sem dedicar a atenção necessária para o desempenho dos sistemas de controle automático. Entretanto, de poucos anos para cá, o mercado está redescobrimo os sistemas de controle automático e percebendo que os mesmos são determinantes na realização de resultados em todos os aspectos.

Na indústria de mineração não é diferente. A melhora da qualidade do produto final, a redução de consumos operacionais e o aumento da segurança operacional são os grandes desafios que abrem espaço para a utilização de técnicas clássicas e avançadas em sistemas de controle modernos.

Bons resultados apresentados pelas indústrias siderúrgicas já experimentam algumas aplicações desta tecnologia, avalizam o investimento na área também na formação de mão-de-obra para atender a demanda do setor. São as demandas do mercado que determinam o ritmo

das inovações – isso considerando que o foco deve estar no *core business**: com aumento da competitividade e diminuição do impacto ambiental, ou seja, investimentos só são viabilizados para as inovações se estas inovações trouxerem retorno e se o mercado do *core business* da empresa estiver aquecido, caso contrário, os investimentos em inovações tecnológicas não serão viáveis.

A indústria minero-metalúrgica já colocou em prática os seus planos diretores de automação. A estratégia de controle deve atender aos objetivos da operação do processo, agregando ao valor de saída as intervenções ou modificações realizadas pelos técnicos de processo sobre o valor sugerido pelo sistema convencional. O grande desafio do controle de processos é o entendimento das reais necessidades de produção.

1.1 O uso de Pelotas em Alto-Fornos

Em função de características como alto teor de ferro, elevada porosidade, alta redutibilidade, distribuição granulométrica estreita e uniforme e forma geométrica próxima à esférica, pode-se esperar um bom comportamento das pelotas nos altos fornos.

A expectativa de que uma elevada resistência mecânica a frio e um baixo índice de abrasão das pelotas seriam suficientes para garantir um bom comportamento durante a redução não se confirmou nas primeiras experiências com uso de pelotas em altos fornos, ocorridas na Suécia por volta de 1910. Nessa época, a experiência de uso de pelotas ácidas com baixo volume de escória em alto forno foi muito mal sucedida. As pelotas apresentaram elevado inchamento e geração de finos sob redução, comprometendo a estabilidade da carga metálica e a permeabilidade aos gases redutores.

Tais constatações impulsionaram uma série de trabalhos científicos de investigação da influência da composição química e dos aditivos utilizados na fabricação das pelotas sobre o comportamento das mesmas sob redução. As décadas de 1960 e 1970 foram especialmente produtivas com relação aos avanços alcançados na área de comportamento de pelotas durante as diferentes etapas de redução nos altos fornos. Esses estudos consolidaram diversos conceitos referentes ao uso de pelotas em altos fornos, comprovando, por exemplo, o melhor desempenho das pelotas auto-fundentes, com maior volume de escória, em relação às pelotas ácidas.

* *Core business* é um termo em inglês que significa a parte central de um negócio ou de uma área de negócios, e que é geralmente definido em função da estratégia dessa empresa para o mercado. Este termo é utilizado habitualmente para definir qual é o ponto forte e estratégico da atuação de uma determinada empresa.

Ao longo das décadas de 1980 e 1990 as investigações foram aprofundadas, com ênfase nas características de degradação sob redução e no comportamento das pelotas em temperaturas elevadas (amolecimento e fusão).

Genericamente, pode-se afirmar que as pelotas são cargas adequadas ao uso em altos fornos, competindo com sinter e minério granulado. Além de ótima resistência física e distribuição granulométrica estreita, é importante que as pelotas apresentem comportamento homogêneo e estável com relação às propriedades de redutibilidade, inchamento, degradação sob redução e comportamento a altas temperaturas (amolecimento e fusão). Desta forma, é possível garantir uma marcha uniforme e estável da carga metálica durante todas as etapas de redução, operando-se com altas taxas de produtividade e baixo consumo energético.

A filosofia de operação da siderurgia integrada na Ásia baseia-se no sinter como componente principal da carga metálica do alto forno. As pelotas participam como complemento de carga, em proporções de 5% a 15%. Já na Europa, a participação de pelotas é mais expressiva, podendo chegar a 70%. Nos Estados Unidos, a maioria dos altos fornos opera com 100% de pelotas.

1.2 Produção de Pelotas de Minério de Ferro

A grande variedade de propriedades dos minérios resultante de gênese, forma, origem, forma do cristal e composição química devem ser levadas em conta na preparação da matéria prima para os altos fornos e para as plantas de redução direta. Atualmente, são conhecidos métodos pelos quais as diferentes propriedades dos minérios podem ser compensadas. Contudo os parâmetros correspondentes devem ser variados e selecionados de acordo com a natureza do minério envolvido, para que possa ser escolhida a melhor matéria prima que alimenta as linhas de produção de aço e derivados do ferro mineral.

A pelletização do minério de ferro tem por princípio produzir, ao mesmo tempo pelotas uniformes e de boa qualidade. Ela é um processo importante na cadeia de fabricação do aço. As pelotas constituem uma das matérias primas básicas dos altos fornos. Cerca de 280 milhões de toneladas são produzidas anualmente, em todo o mundo. O Brasil é, hoje, o terceiro maior produtor mundial de pelotas de minério de ferro, com 13 usinas de pelletização atualmente instaladas e uma produção anual de cerca de 38 milhões de toneladas.

Gerada a partir do minério de ferro, a pelota vem sendo empregada cada vez mais na produção de aço por garantir, em especial, maior produtividade ao processo de fabricação. Normalmente são produzidos dois tipos: o de alto forno e o de redução direta (com maior teor

de ferro na composição). A pelota do minério de ferro é obtida por meio da mistura de calcário, bentonita, antracito (combustível sólido) e outros insumos, como a sílica.

Para a produção de uma tonelada de pelotas são necessários 990 kg de minério de ferro. Na etapa final da produção, a matéria-prima passa pela fase de endurecimento com a queima das pelotas. O produto adquire, assim, as características químicas, físicas e metalúrgicas apropriadas para a alimentação dos fornos usados na produção de aço.

Kurt Meyer [11] relata que o processo de produção de pelotas foi inicialmente desenvolvido na Suécia no ano de 1912 e, quase simultaneamente, na Alemanha, como alternativa para o aproveitamento de finos de minério de ferro que não eram adequados para utilização nas plantas de sinterização.

Esse desenvolvimento sofreu uma interrupção abrupta, sendo retomado nos Estados Unidos, na década de 1940, para aglomeração dos concentrados finos de Mesabi Range, no estado de Minnesota. No Brasil, a fabricação de pelotas iniciou-se no final da década de 1960. Entretanto, muitas das modificações ocorridas no processo de produção de pelotas nos últimos 30 anos foram introduzidas no país.

Existe uma tendência mundial de aumento do consumo de pelotas devido, basicamente, a três fatores: redução da oferta de minério de ferro granulado de alto teor, maior produtividade dos alto-fornos com pelotas e o aumento da produção de ferro primário por redução direta.

Para atender ao aumento da demanda e às exigências cada vez maiores de qualidade e baixo custo, diversos melhoramentos foram introduzidos no processo de produção nos últimos anos, podendo-se destacar:

- Substituição parcial de combustível líquido por combustível sólido, devido aos conflitos no Oriente Médio ocorridos na década de 1970, que resultaram no aumento do custo do óleo combustível. Passou-se a utilizar, inicialmente, carvão vegetal, posteriormente carvão mineral e, atualmente, coque de petróleo, na mistura a ser pelletizada.

- Adição de calcário para correção de basicidade e de cal hidratada como agente aglomerador, em substituição à bentonita. Atualmente, por questões de custo e produtividade, a cal hidratada tem sido substituída novamente por bentonita.

- Substituição de peneiras vibratórias, usadas após o pelletamento, por peneiras de rolos, para melhorar a classificação granulométrica das pelotas verdes.

- Utilização de óleo combustível mais viscoso (de menor custo) nos queimadores.

Kestner [8] descreve várias melhorias introduzidas em uma planta de pelotização de mineiro de ferro, nas proximidades da cidade de Belo Horizonte (no estado de Minas Gerais). Dando ênfase ao aumento de produtividade.

Na última década, as exigências de qualidade e baixo custo imposto aos produtores de pelotas têm aumentado continuamente. Daí a busca por esquemas de controle e automação, visando à redução de custos de produção e a garantia de qualidade do processo de pelotização.

Em razão dessa demanda, a modelagem matemática do processo de endurecimento de pelotas e de outros processos inerentes a pelotização tem sido objeto de esforços nos centros de pesquisa industriais e nas universidades. M. Cross e col. [12, 13, 14], por exemplo, descrevem a utilização de um modelo preciso e robusto que foi empregado na redução dos custos de energia com uma operação eficiente em todos os níveis de produção.

O avanço tecnológico na área de informatização, ocorrido nos últimos 20 anos, proporcionou melhorias principalmente no setor de instrumentação, fundamental para o controle da operação automática do forno de endurecimento de pelotas e introdução de estruturas de controle mais elaboradas.

1.3 Motivação do Trabalho

A Modelagem e o desenvolvimento do controle de um processo de Pelotização visam:

- redução de variabilidade e garantia de estabilidade do processo aumentando, dessa forma, a produção;
- melhorias da qualidade do produto final;
- aumento do tempo de funcionamento em modo automático ou semi-automático e a conseqüente redução de tempo de operação da planta em modo manual;
- redução do consumo de insumos;
- redução do consumo energético;
- redução no número de paradas não programadas;
- diminuição dos custos de manutenção;
- melhor aproveitamento da capacidade instalada dos equipamentos;
- aumento da vida útil das válvulas de controle e inversores e
- melhor aproveitamento dos recursos humanos e financeiros em manutenção.

Esta dissertação é baseada em um projeto que faz uso de técnicas de Identificação, Modelagem e Simulação de Sistemas Industriais e de técnicas de Controle de Processos

Industriais. A idéia central que norteia o projeto é a de que um sistema bem identificado e bem modelado poderá ser analisado de forma que técnicas clássicas e avançadas de controle possam ser aplicadas ao modelo. .

1.4 Trabalhos Relacionados

O sistema de dosagem de carvão e o forno de endurecimento de pelotas de minério de ferro, apesar das inúmeras possibilidades de aplicação de técnicas modernas de controle que esse processo oferece, não tem sido objeto de grandes inovações tecnológicas em seus sistemas regulatórios.

Ao contrário, o que se tem observado é a utilização de técnicas convencionais, baseadas em controladores PID. Sistemas de controle típicos, amplamente utilizados em outros segmentos da indústria de transformação, tais como controle antecipativo e em cascata, não são empregados no controle dos processos de endurecimento de pelotas pesquisados. Nem mesmo nas novas instalações de pelotização, recentemente construídas no Brasil, podem-se identificar técnicas modernas de controle regulatório.

A instrumentação utilizada na máquina de queima, assim como no sistema de dosagem de carvão, por outro lado, tem acompanhado a evolução tecnológica verificada nos últimos anos no setor. Transdutores de temperatura microprocessados que realizam a linearização da curva de termopares, ou uma termometria baseada em sensores infravermelhos, são usualmente empregados. O grande desafio que ainda persiste na área de instrumentação desse processo é a medição da vazão de gases nos tubulões. Os dutos possuem grandes dimensões (3 a 5 m de diâmetro) e transportam gases com sólidos em suspensão, a uma temperatura de cerca de 380°C. Algumas empresas do setor estão desenvolvendo, em suas próprias instalações, sistemas de medição de vazão para esta aplicação. No entanto, não se tem notícia, até o momento, de nenhum resultado satisfatório. A atividade de modelagem matemática do processo de endurecimento de pelotas tem despertado o interesse de várias empresas e pesquisadores que trabalham nesse segmento industrial. Destacam-se:

– INDSYSTEM, desenvolvido pelo Prof. Mark Cross, da Universidade de Greenwich, UK. Trata-se de um pacote de *software* para análise e otimização do processo de endurecimento de pelotas. São modelos baseados em equações de termodinâmica e química e empregados na análise do processo.

– OCS (Optimizing Control System), do grupo empresarial Svedala Cisa. É um *software* baseado em inteligência artificial, com regras de inferência e lógica *fuzzy*, e modelos matemáticos fenomenológicos, cujos parâmetros são ajustados por filtros de Kalman [3].

Segundo os fornecedores, este pacote de *software*, no momento, está sendo testado em uma usina de pelotização na Suécia.

– Os produtos da Pavilion Technologies, Inc., que são destinados à visualização e tratamento de dados, modelagem matemática do processo, análise de sensibilidade, simulações e otimizações. Entre suas principais aplicações, pode-se destacar a inferência de variáveis em tempo real (instrumentos virtuais), a detecção de falhas em instrumentos (validação de sensores), e controladores multivariável não-lineares e auto-adaptativos. Os modelos não-lineares são construídos a partir de redes neurais artificiais. Apesar dos produtos da Pavilion já serem bastante utilizados na indústria petroquímica e de papel e celulose, dentre outras, ainda não se tem notícia da aplicação em processos de endurecimento de pelotas de minério de ferro.

1.5 Objetivos gerais

A dissertação tem por objetivo ajustar os sistemas de controle existentes ou, se for necessário, desenvolver um sistema de controle de uma máquina de queima e de um processo de dosagem de carvão mineral em pelotas de minério de ferro, visando minimizar custos e maximizar a produção e a qualidade do produto final da pelotização.

Pretendesse aplicar técnicas de controle em uma máquina de queima de pelotas, a fim de reduzir o desvio padrão no controle desta máquina de queima, estabilizando o processo e reduzindo o consumo de combustíveis. Além disso, este trabalho busca reduzir o desvio padrão de carbono fixo na polpa retida de minério de ferro, possibilitando, assim, subir a meta de carbono fixo gradativamente. O ganho obtido com isso é a redução do consumo de combustíveis. O custo do óleo combustível, hoje, é de aproximadamente 3,5 (três vezes e meia) a mais do custo de carvão mineral.

Os prejuízos decorrentes de um alto desvio padrão nas variáveis de controle são:

- Elevação no consumo de óleo combustível ou GLP (Gás de Petróleo Liquefeito);
- Diminuição da vida útil do refratário do forno;
- Variações na rotação dos ventiladores (energia elétrica);
- Distúrbios no fluxo de gases que atravessam as pelotas (má queima);
- Formação de “cachos” na descarga da grelha;

É por esses motivos a redução do desvio padrão das variáveis das malhas de controle é muito importante.

A indústria de pelletização possui muitos setores a serem desenvolvidos. Pretendesse com esse trabalho contribuir para o desenvolvimento deste setor industrial e proporcionar ao meio científico/acadêmico um testemunho da aplicação real de técnicas de controle em um processo industrial complexo.

1.5 Objetivos Específicos

Reduzir a variabilidade, o desvio padrão e a IAE (Integral do Erro Médio Absoluto) das variáveis dos grupos de queima e do sistema de dosagem de carvão mineral.

Especificamente para se alcançar esses objetivos pretende-se modelar as malhas de controle e resintonizar dos controladores PIDs.

1.6 Organização deste Texto

Esta dissertação descreve todas as etapas do projeto de um sistema de controle aplicado em uma instalação industrial de pelletização de minério de ferro. Ela está organizada em seis capítulos e compreende as fases de descrição do processo, modelagem matemática com vistas ao projeto dos controladores, investigação do grau de acoplamento entre as variáveis, definição da estratégia de controle, projeto dos controladores PID e desacopladores, implementação prática do sistema de controle e, finalmente, a avaliação dos resultados obtidos no sistema real.

No capítulo 2 é feita uma descrição do processo de pelletização. O objetivo deste capítulo é estabelecer o formalismo e o conhecimento necessários para promover a discussão da estratégia de controle do processo.

No capítulo 3 são apresentados os processos de dosagem de carvão e de endurecimento de pelotas e são definidas as variáveis que serão controladas e manipuladas. Para concluir a formação de um conhecimento crítico, são apresentadas as principais perturbações que frequentemente ocorrem neste processo metalúrgico.

O capítulo 4 apresenta a técnica empregada na modelagem matemática. É utilizado o método de identificação por resposta ao degrau.

No capítulo 5 é apresentada a resintonia dos controladores e no capítulo 6 o acoplamento e o desacoplamento entre as malhas de controle, além do projeto dos desacopladores é descrito neste capítulo. São feitas considerações sobre os efeitos das interações entre as malhas de controle e os métodos geralmente empregados no seu cancelamento.

No capítulo 7 é feita uma análise dos resultados obtidos com a implantação do sistema de controle.

No último capítulo são apresentadas as dificuldades encontradas e as possibilidades de futuros estudos, identificadas durante o desenvolvimento desta dissertação.

Capítulo 2: O Processo de Pelotização

Neste capítulo é apresentado, de forma sucinta, o processo de pelotização de minério de ferro.

2.1 O processo de Produção de Pelotas

A pelotização é um processo de aglomeração que por meio de um tratamento térmico, converte a fração ultrafina gerada no beneficiamento do minério de ferro (abaixo de 0,15 mm) em esferas de tamanhos na faixa de 8 a 18 mm, com características apropriadas para alimentação das unidades de redução.

As etapas envolvidas no processo de pelotização podem, de forma genérica, ser agrupadas em três estágios:

- preparação das matérias-primas;
- formação das pelotas cruas;
- processamento térmico.

A preparação das matérias primas tem por objetivo adequar às características do minério de ferro (*pellet feed*) às exigidas para a produção de pelotas cruas. Nesse estágio é preparada a mistura a pelotizar, que pode comportar diferentes tipos de minérios e aditivos, esses utilizados para modificar a composição química e as propriedades metalúrgicas das pelotas. Em geral, incluem-se nesse estágio as seguintes etapas: concentração / separação, homogeneização das matérias primas, moagem, classificação, espessamento, homogeneização da polpa e filtragem.

A formação de pelotas cruas, também conhecida por pelotamento, tem por objetivo produzir pelotas numa faixa de tamanhos apropriada e com resistência mecânica suficiente para suportar as etapas de transferência e transporte entre os equipamentos de pelotamento e o de tratamento térmico.

A fim de conferir às pelotas alta resistência mecânica e características metalúrgicas apropriadas, as mesmas são submetidas a um processamento térmico, que envolve etapas de secagem, pré-queima, queima, pós-queima e resfriamento. O tempo de duração de cada etapa e a temperatura a que são submetidas as pelotas têm forte influência sobre a qualidade do produto final.

Um fluxograma típico do processo de pelotização das usinas é apresentado na figura 1, o qual será explicado a seguir.

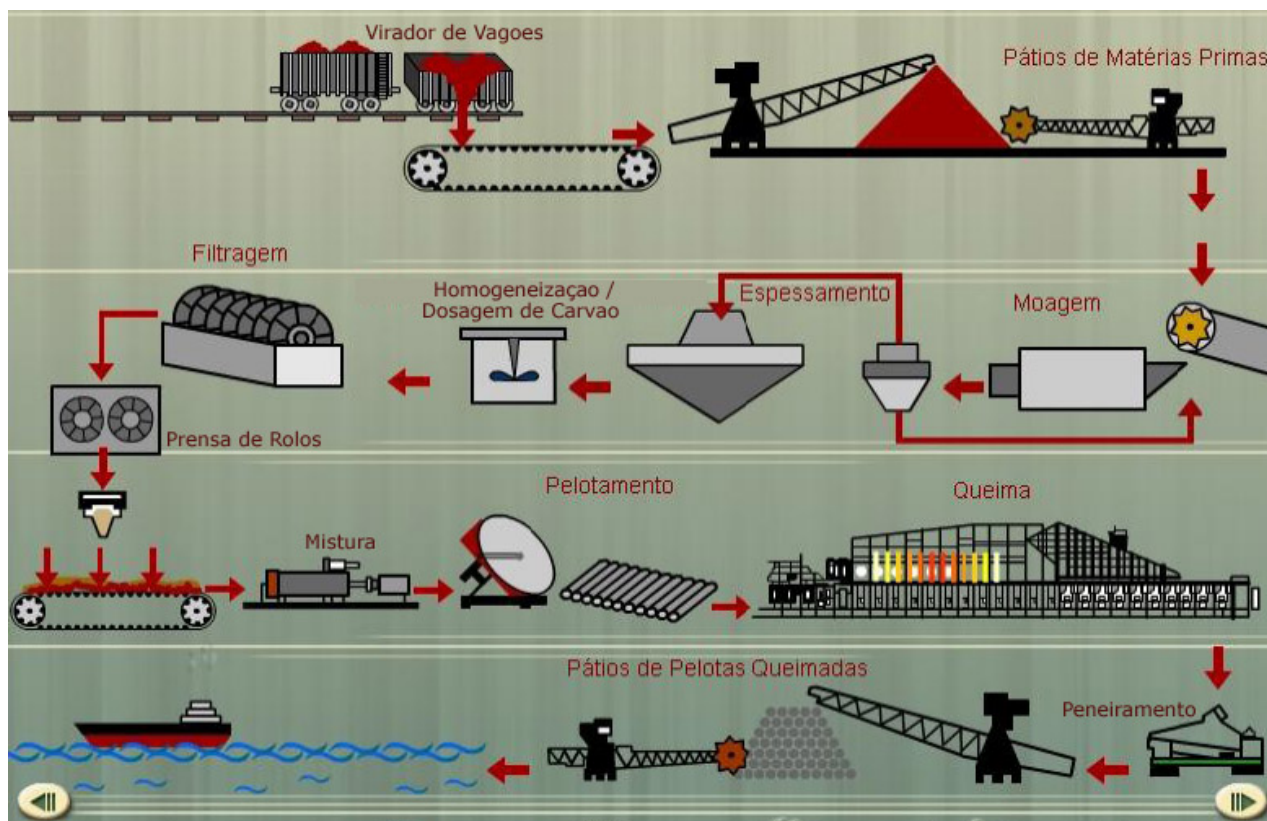


Figura 1 – Fluxo do Processo de Pelotização

2.2 Preparação das Matérias Primas

O estado natural em que se encontra disponível a maioria dos fins de minério de ferro, aditivos e outras matérias primas secundárias não é, em geral, adequado ao processamento direto na pelotização. Geralmente, é necessário preparar as matérias primas, com especial referência a:

- aumento do teor de ferro, no caso de minérios de baixo teor;
- separação de constituintes indesejados (contaminantes);
- adequação da finura dos materiais às faixas de distribuição de tamanhos e de superfícies específicas adequadas à pelotização.

São descritas a seguir algumas das principais etapas envolvidas na preparação das matérias-primas para a pelotização. A inclusão ou não de uma dessas etapas no projeto de uma determinada planta depende de fatores de ordem técnica, econômica e financeira. São consideradas as seguintes etapas:

- Concentração / Separação;

- Homogeneização das matérias-primas;
- Moagem e Classificação;
- Espessamento;
- Homogeneização da polpa;
- Filtragem;
- Prensagem;
- Adição de Aglomerante e Mistura.

2.2.1 Concentração / Separação

O *pellet feed* é a principal matéria prima do processo de pelletização, correspondendo à fração de ultrafinos gerada na atividade de beneficiamento da mina, com granulometria abaixo de 0,15 mm (100 *mesh*). As etapas de concentração e separação são consequências naturais das atividades realizadas na mina, onde se recupera a fração nobre do corpo mineral, removendo parte da ganga (SiO_2 , Al_2O_3 , P, S, etc) e provocando o enriquecimento do teor de ferro metálico, da faixa de 50-53% para 63-69%. Diversos métodos podem ser utilizados para concentração e separação dos minerais de ferro, tais como lavagem, separação gravimétrica, flotação, precipitação eletrostática, separação magnética, etc.

2.2.2 Homogeneização das matérias-primas

A carga de matérias-primas a ser alimentada ao processo de pelletização pode ser constituída de diferentes tipos de minérios de ferro e aditivos. Além das flutuações das propriedades físicas e químicas destes constituintes, outro fator a dificultar a obtenção de uma carga homogênea consiste na necessidade de se misturar pequenas quantidades de aditivos (fundentes, combustíveis sólidos, etc.) a uma enorme massa de finos de minério de ferro. Em vista disso, torna-se necessário empregar técnicas de homogeneização que permitam equalizar da melhor maneira possível as propriedades da mistura.

Antes de serem introduzidas no circuito de pelletização, as matérias-primas são homogeneizadas em grandes pilhas, que são formadas gradativamente por uma máquina empilhadeira. As camadas dos diferentes materiais são depositadas sucessivamente, obedecendo a uma programação por lotes. As proporções dos componentes são definidas em função de suas propriedades químicas, físicas e metalúrgicas e das características do produto final desejado.

A alimentação do circuito de pelotização é feita por máquina recuperadora de caçambas que transfere o material das pilhas para um sistema de correias transportadoras que, em seguida, o leva até os silos de alimentação do circuito de moagem.

2.2.3 Moagem e Classificação

Embora as usinas de pelotização recebam o *pellet feed* com granulometria inferior a 0,15 mm, a adequada formação das pelotas cruas requer um material com granulometria mínima de 80% inferior a 0,044 mm (325 *mesh**). Desta forma, para ajustar as características físicas de granulometria e superfície dos finos de minério a valores adequados ao pelotamento, é necessário submetê-los a um circuito de moagem.

A moagem é conduzida, geralmente, em moinhos de bolas, onde corpos moedores na forma de esferas ou *cylpebs* (cones truncados) de aço auxiliam na tarefa de cominuição. O circuito pode apresentar diferentes configurações: a úmido ou a seco, aberto ou fechado. Na moagem a úmido, o minério é alimentado ao moinho na forma de uma polpa com teor de sólidos de 60 a 80% em peso, ou alimenta-se simultaneamente minério e água, em proporções ajustadas para resultar nesse teor de sólidos no interior do moinho. A moagem a seco, por sua vez, exige a prévia secagem dos finos de minério, porém dispensa as operações de espessamento, homogeneização e filtragem subsequentes à moagem a úmido.

A moagem pode ser conduzida em circuito aberto, com uma única passagem do material pelo moinho, ou em circuito fechado, na qual hidrociclones (a úmido) ou câmaras de poeira (a seco) fazem a classificação do material da descarga do moinho. Em ambos os casos, a parcela de material suficientemente fino, abaixo de 0,044 mm (325 *mesh*), avança para as etapas seguintes do processo, enquanto que a fração grosseira retorna ao moinho, constituindo-se na carga circulante do circuito fechado de moagem.

Em um circuito fechado a úmido é necessário adicionar água à polpa que alimenta a bateria de hidrociclones, reduzindo seu percentual de sólidos para a faixa de 45-50%. O produto da moagem deve ser um material com granulometria de 80 a 95% abaixo de 0,044 mm (325 *mesh*) e superfície específica na faixa de 1600 a 2000 cm²/g.

* **Mesh:** malha (de rede, peneira, etc.); designação do número de malhas por polegada quadrada; na metalurgia do pó, o "*mesh*" mais fino pelo qual passa a amostra toda.

2.2.4 Espessamento e Homogeneização

As etapas de espessamento e homogeneização da polpa são necessárias apenas quando a operação é feita em circuito fechado a úmido. A polpa procedente dos hidrociclones, contendo cerca de 20% de sólidos, é transferida a um espessador circular, onde ocorre seu adensamento pelo efeito de decantação. Aumenta-se a razão sólido/líquido na polpa, recuperando-se água para o processo. O material do espessador, com uma concentração de sólidos de aproximadamente 70%, é bombeado para tanques homogeneizadores. A água de transbordamento do espessador é reconduzida aos moinhos através de um sistema de tanque e bombas de recalque.

Agitadores rotativos no interior de cada tanque mantêm os sólidos em suspensão e auxiliam a homogeneização da polpa, minimizando as variações das características físicas e químicas do material. Além disso, os tanques permitem a manutenção de um estoque intermediário de minérios, precavendo-se contra eventuais paralisações no circuito interno.

A adição de combustíveis sólidos pode ser feita via adição de polpa de carvão moído à polpa de minério, no tanque homogeneizador.

Do tanque homogeneizador, a polpa é bombeada para a seção de filtragem, através de uma bomba de velocidade variável. Um sistema de controle por radiação, que comanda a velocidade da bomba, controla automaticamente a porcentagem de sólidos.

2.2.5 Filtragem

Nas plantas que utilizam circuito de moagem a úmido é necessário um estágio de filtragem para preparação do material para o pelletamento.

Para a formação das pelotas cruas, o teor de água da polpa de minérios e aditivos deve ser reduzido para um valor na faixa de 8 a 11%, dependendo das características mineralógicas dos minérios constituintes da mistura. A filtragem é, normalmente, realizada em filtros rotativos a vácuo, de disco ou tambor. Os filtros de discos são os mais usados, por proporcionarem a obtenção de máxima capacidade no menor espaço físico. Cada filtro comporta até 12 discos, com diâmetro de 2 a 3 metros e uma área de sucção de no máximo 100 m². No caso de polpa de minério de ferro, os filtros de discos a vácuo têm capacidade variando de 0,4 a 1,5 t/h/m² de área filtrante.

2.2.6 Prensagem

A etapa de prensagem tem por objetivo complementar a ação de redução do tamanho das partículas de minério, possibilitando elevar a produtividade e reduzir o consumo energético da etapa de moagem. A prensagem é realizada por equipamentos denominados prensas de rolos, que aplicam altas pressões específicas sobre as partículas de minério.

As prensas de rolos podem ser instaladas antes dos moinhos de bolas, processando a mistura de minérios *in natura*, ou após os filtros, processando a polpa retida.

2.2.7 Adição de Aglomerante e Mistura

Ao material proveniente da filtragem (polpa retida) ou da prensagem (polpa prensada), caso o fluxograma da planta contemple essa etapa, adiciona-se um aglomerante, por meio de uma balança dosadora de precisão. Os aglomerantes mais utilizados na pelletização são a bentonita (dosagem de 0,5 a 1,0%), a cal hidratada (dosagem de 2 a 3%) e aglomerantes sintéticos poliméricos (dosagem de 0,05 a 0,10%).

A homogeneização da mistura polpa retida (ou prensada)/aglomerante é feita em misturadores cilíndricos rotativos. Em seguida, o material é transferido, via correias transportadoras, para os silos dos discos de pelletamento, concluindo-se, desta forma, a etapa de preparação das matérias primas.

2.3 Formação da Pelota Crua

A formação das pelotas cruas, também conhecida como pelletamento, é uma das etapas mais importantes do processo de pelletização, sendo influenciada por diversos fatores, com reflexos diretos sobre a qualidade do produto final.

Dentre os fatores decisivos para a formação das pelotas cruas e suas propriedades, destacam-se: forma, tamanho médio, distribuição granulométrica, estrutura de poros e molhabilidade das partículas; teor de umidade e características químicas da mistura; natureza e quantidade do aglomerante utilizado; tipo de equipamento e condições operacionais adotadas, etc.

O fenômeno de formação de pelotas cruas envolve uma fase sólida (mistura de finos de minérios, aditivos e aglomerantes) e uma fase líquida, a água. As forças que se estabelecem nas interfaces sólido/líquido têm um efeito coesivo sobre o sistema de partículas sólidas, líquidas e o ar. Estas forças interfaciais consistem na tensão superficial do líquido e

nas forças capilares atuantes sobre as superfícies côncavas das pontes líquidas formadas entre as partículas de minério [11].

Os efeitos de capilaridade têm grande importância no mecanismo de formação das pelotas cruas. A água preenche os vazios intersticiais entre as partículas sólidas, formando um sistema capilar com múltiplas ramificações. Nas situações em que as extremidades dos capilares atingem a superfície externa da pelota (constituindo poros externos), a sucção capilar desenvolvida na interface ar/água provoca uma reação de igual intensidade sobre os grãos, mantendo as partículas unidas. Os movimentos relativos entre as partículas favorecem a adesão entre as mesmas, através aparecimento de diversos pontos de contato entre grãos e de superfícies, nas quais o maior número possível de capilares deve ser formado [11].

A produção das pelotas cruas pode ser realizada em tambores ou discos de pelotamento. Os tambores são cilindros rotativos com extremidades abertas, ligeiramente inclinadas em relação à horizontal (cerca de 5°) e giram com uma velocidade de 8 a 15 RPM. O comprimento varia de 9 a 11 m e o diâmetro de 3 a 3,6 m. A capacidade de produção varia de 90 a 130 t/h de pelotas cruas.

Os discos de pelotamento são atualmente os equipamentos mais utilizados para a produção de pelotas cruas. São dotados de dispositivos que permitem a regulagem da velocidade de rotação (5 a 7 RPM) e o ângulo de inclinação (45° a 48°). Os diâmetros variam de 5 a 7,5 m. Raspadores com alinhamento adequado controlam a espessura da camada de minério úmido formada no fundo do disco (3 a 10 cm), de forma a garantir boas condições para o rolamento do material. A capacidade de produção dos discos varia na faixa de 90 a 140 t/h. A concepção de projeto e a forma de operação do disco permitem a classificação das pelotas em função do diâmetro, devido aos efeitos da força centrífuga e do próprio peso das pelotas. A carga é alimentada numa determinada posição do disco e as partículas finas sofrem rolamentos sucessivos, com gradativo aumento dos diâmetros. Os raspadores localizados na parte superior do disco funcionam também como defletores, orientando a trajetória dos aglomerados de diferentes tamanhos, até sua descarga na região oposta à de alimentação. Caso seja necessário ajustar a umidade do material, pode-se adicionar água na região do disco onde os aglomerados começam a ser formados.

O transporte das pelotas cruas entre o setor de pelotamento e o de tratamento térmico deve ocorrer sem nenhum prejuízo da qualidade das pelotas. Essas devem ser transportadas por correias de baixa velocidade e submetidas a pequenas quedas nas transferências.

As pelotas cruas são levadas ao forno por transportadores de rolos, que consistem num sistema integrado por diversos rolos que giram, transferindo as pelotas por um percurso

inclinado descendente. O diâmetro dos rolos e o espaçamento entre eles estão relacionados ao diâmetro médio das pelotas. O espaçamento entre os rolos é ajustado de acordo com o limite inferior de granulometria aceitável, de forma que a fração de pelotas com diâmetro abaixo do desejado é separada. Assim, a maior parte do transportador opera, de fato, como uma peneira de rolos, garantindo maior homogeneidade de tamanho das pelotas a serem alimentadas ao forno. A peneira de rolos apresenta ainda a vantagem de tornar a superfície das pelotas mais suave e uniforme, devido aos movimentos de rolamento contínuos.

2.4 Tratamento Térmico das Pelotas

Após a classificação granulométrica das pelotas cruas, elas são submetidas a um tratamento térmico, que propicia a consolidação final do produto. Há três opções de sistemas de tratamento térmico para a pelletização em escala industrial: forno de cuba, forno rotativo (*grate kiln*) e forno de grelha móvel.

O forno de grelha móvel é um dos equipamentos mais antigos e utilizados para a produção de aglomerados a partir de finos de minérios. O desenvolvimento de sua aplicação para o tratamento térmico de pelotas de minério de ferro inspirou-se na máquina de sinterização [11]. Diversas concepções de projeto foram desenvolvidas, sendo que a tecnologia Lurgi-Dravo foi a que mais evoluiu, respondendo atualmente pela maior parcela da produção mundial de pelotas [8]. Um esquema deste sistema é apresentado na figura 2.

Verticalmente, o forno pode ser dividido em três partes:

- No centro estão os carros de grelha, que servem de suporte para as barras de grelha. Os carros deslocam-se ao longo do comprimento do forno, percorrendo as diversas etapas do tratamento térmico;
- Na parte inferior estão as caixas de vento, que são fixas e comunica-se com as tubulações de escoamento de gases e com a grelha móvel. O selamento entre as barras de grelha e as caixas de vento é feito pela pressão da massa gasosa no forno;
- Na parte superior, sobre a grelha, está a área para a circulação dos gases de processo e do ar, responsáveis pelas trocas de energia térmica no sistema.

As dimensões de uma grelha móvel, para uma capacidade de 4,0 milhões t/a de pelotas, são da ordem de 4,0 m de largura e 130 m de comprimento, correspondendo a uma área de grelha efetiva de 520 m². A capacidade específica de produção situa-se na faixa 26-30

t/m²/dia para cargas de 100% de minérios magnetíticos e 20-24 t/m²/dia para 100% de minérios hematíticos [11].

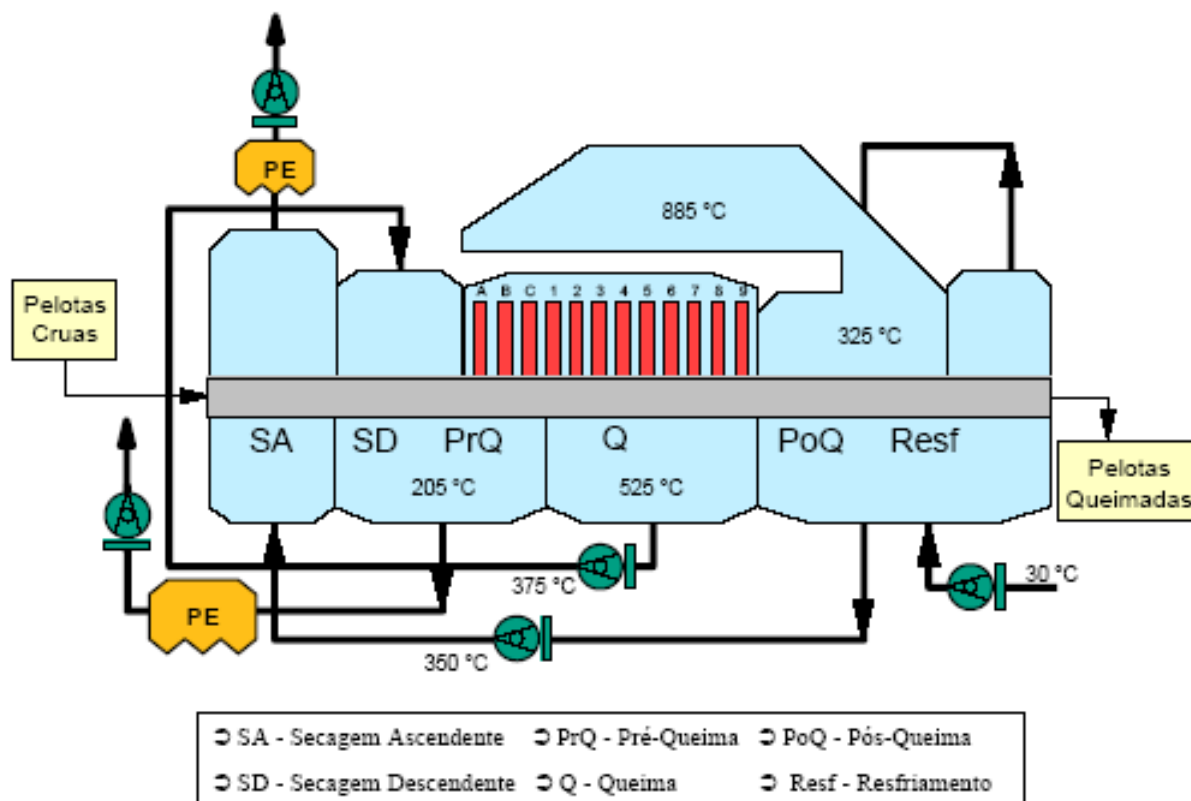


Figura 2 - Esquema de um forno de pelotização tipo grelha móvel

Ao serem introduzidas no forno de grelha, as pelotas cruas são depositadas sobre uma camada de forramento, com altura de 10 a 15 cm, constituídas por pelotas previamente queimadas. As laterais dos carros de grelha também recebem uma camada de pelotas queimadas de aproximadamente 10 cm.

As camadas laterais e de forramento desempenham uma importante função no processo, protegendo os carros de grelha, fabricados em aço especial, contra temperaturas excessivamente altas. Além disso, promovem uma melhor distribuição dos fluxos gasosos por meio do leito de pelotas, melhorando a permeabilidade e minimizando o efeito de borda das laterais dos carros de grelha. A altura total do leito de pelotas, incluindo a camada de forramento, é geralmente de 40 cm.

Os queimadores do forno utilizam óleo ou gás natural como combustíveis. Em geral, há cinco ventiladores de grande capacidade para controle dos fluxos gasosos nas diferentes seções do forno.

As pelotas cruas são carregadas em uma extremidade do forno, enquanto pelotas queimadas deixam a grelha no lado oposto. O tratamento térmico completo é realizado durante uma única passagem dos carros de grelha pelas diversas seções do forno. O tempo de

residência das pelotas na grelha varia de 30 a 45 minutos, dependendo do tipo de minério processado e das características das pelotas produzidas.

A duração média do ciclo térmico é de 40 minutos. A figura 3 apresenta uma curva típica de temperatura x tempo, indicando a duração de cada uma das etapas do tratamento térmico (secagem ascendente, secagem descendente, pré-queima, queima, pós-queima e resfriamento).

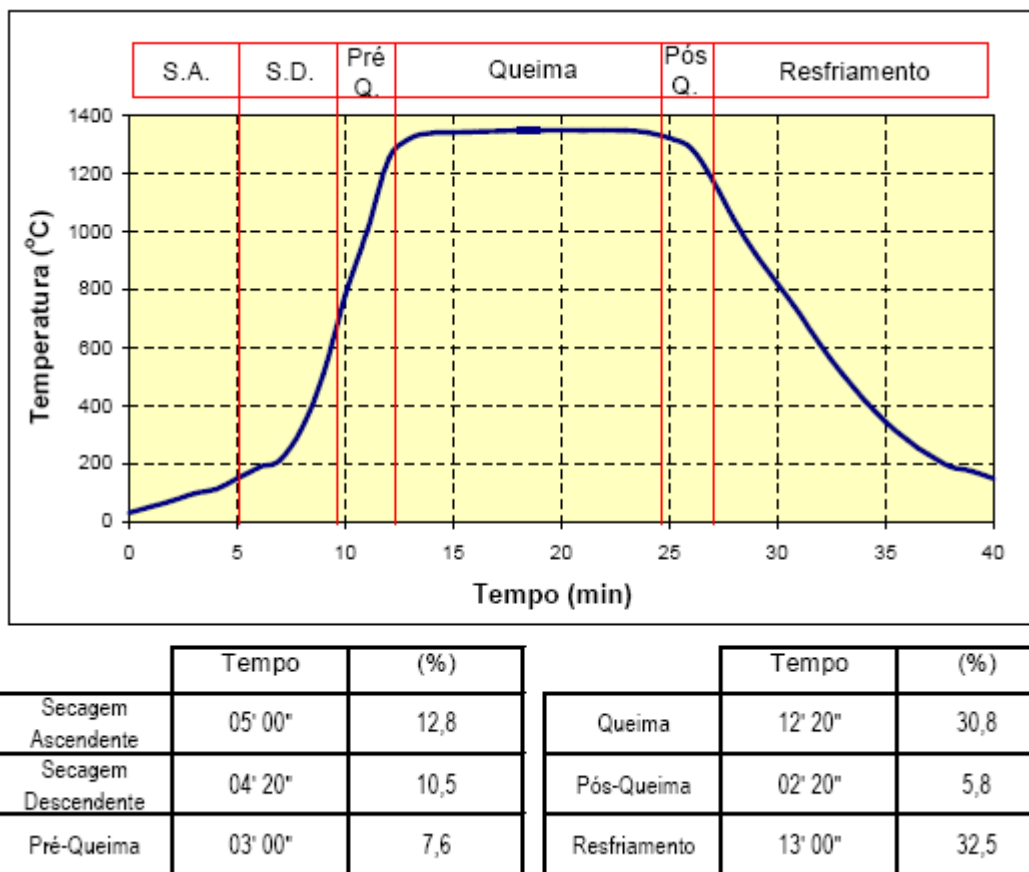


Figura 3 – Ciclo térmico de um forno de grelha móvel

Sobre as diversas etapas de tratamento térmico cabe comentar:

- **Secagem** - As pelotas, com umidade na faixa de 8 a 11% e temperatura próxima da ambiente, são expostas bruscamente à ação de gases quentes a uma temperatura de 320 a 350°C. Nessa etapa, as pelotas devem perder seu conteúdo de água preservando, entretanto, sua integridade física, resistindo às tensões internas que surgem em função da evaporação da água contida nos poros, e às pressões dinâmica e estática dos gases quentes.
- **Pré-queima** - As pelotas secas são pré-aquecidas a uma temperatura aproximada de 900°C, de forma a garantir posteriormente o maior tempo de exposição possível à temperatura máxima de queima. Nessa etapa é grande o

risco de choque térmico, devido à brusca e acelerada elevação da temperatura. A resistência mecânica das pelotas deve ser suficiente para suportar esse impacto sem a ocorrência de choque térmico, que leva a fissuras, trincas e até mesmo à desintegração das pelotas, gerando grande quantidade de finos, com consequente perturbação da operação, perda de rendimento e maior desgaste do equipamento de queima.

- **Queima** - Nessa etapa, as pelotas são submetidas à máxima temperatura do ciclo térmico, que atinge valores da ordem de 1300 a 1350°C, dependendo do tipo de minério de ferro e da composição química da pelota que está sendo produzida [7]. Sob essas condições, ocorre a consolidação final do produto, por meio da sinterização das partículas de minério de ferro e das reações de escorificação [18] envolvendo componentes de ganga ácida e básica. As ligações que se estabelecem entre as partículas são diretamente influenciadas pela temperatura, permanência da carga na temperatura máxima e natureza da atmosfera do forno. As pelotas adquirem alta resistência mecânica e propriedades metalúrgicas apropriadas para utilização nos reatores siderúrgicos [2, 4, 15].
- **Pós-Queima** - Essa etapa existe apenas nos sistemas que utilizam fornos de grelha reta e tem por objetivo favorecer a homogeneização térmica do leito de pelotas. É uma etapa de curta duração, na qual o calor é transferido ao longo do leito, melhorando as condições de queima das pelotas das camadas inferiores.
- **Resfriamento** - A última etapa do ciclo, o resfriamento, é de grande importância, pois influencia o rendimento térmico do forno, que depende da capacidade de recuperação do calor absorvido pelas pelotas ao longo do processamento térmico. A recuperação do calor é feita pelo do aquecimento de ar frio que, em seguida, é utilizado na etapa de secagem.

2.5 Peneiramento e Embarque das Pelotas Queimada

Concluída a etapa de tratamento térmico, as pelotas queimadas são levadas por correias transportadoras a uma estação de peneiramento. Aqui, a fração de finos abaixo de 5 mm gerada durante o processamento térmico é separada, de forma a estreitar a faixa de

distribuição granulométrica das pelotas e garantir o atendimento às especificações de granulometria estipuladas pelo controle de processo.

Nos sistemas de grelha móvel, as estações de peneiramento dispõem também de um conjunto de malhas que permite separar uma fração (25 a 30%) com granulometria na faixa de 12 a 18 mm, que é recirculada para um silo situado na entrada do forno. Estas pelotas são utilizadas para formação das camadas laterais e de forramento dos carros de grelha.

A produção efetiva de pelotas queimadas é estocada em grandes pilhas, formadas em pátios. Em geral, as pelotas são removidas por máquinas recuperadoras de caçambas e embarcadas em navios, que as transportam ao seu destino final.

2.6 Conclusões

Neste capítulo, foi apresentado o processo de produção de pelotas sem fazer-se nenhuma menção às malhas de controle em estudo nesta dissertação.

No próximo capítulo serão apresentados em detalhes os setores onde essas malhas se localizam e serão identificadas cada malha em estudo, assim como os critérios utilizados para suas escolhas.

Capítulo 3: Dosagem de Carvão Mineral e Forno de Endurecimento de Pelotas de Minério de Ferro

Neste capítulo são descritos detalhadamente o processo de dosagem de carvão mineral a polpa de minério de ferro, assim como, o forno de endurecimento de pelotas de minério de ferro, objetos de estudo desta dissertação.

3.1 Descrição do Espessamento I e II

O *setpoint* - valor desejado para a variável controlada - do carvão sofre interferência direta da vazão mássica do minério de ferro que vem do espessamento. Portanto, é de suma importância a estabilidade da vazão mássica do espessamento para que o *setpoint* do carvão seja mais estável e por conseqüência diminua a variabilidade da malha de carvão.

Na área do Espessamento das Usinas I e II existem, atualmente, 8 malhas de controle em operação. O objetivo de controle, nesse caso, é manter a densidade do *underflow* – polpa de minério que decanta na parte inferior do espessador - do espessador de acordo com o estabelecido pela operação, manipulando-se, para isso, a vazão volumétrica de polpa de minério na saída. O controle de vazão, por sua vez, é feito manipulando-se a rotação das bombas. As malhas de densidade e vazão operam, portando, em cascata, sendo as malhas de densidade mestres das respectivas malhas de vazão. Tem-se, na maior parte do tempo, apenas uma bomba rodando por espessador.

A polpa é bombeada de cada espessador para dois tanques de homogeneização, onde é realizada a adição de carvão. É importante que a vazão de polpa na saída do espessador seja a mais estável possível, de forma a facilitar a dosagem de carvão. E dado que os tanques de homogeneização possuem um grande volume (980m³ para a usina 1 e 1200m³ para a usina 2) e um tempo de residência de aproximadamente 4 horas, é aceitável que a malha de densidade possua uma correção do erro em relação ao SP lenta em prol de uma vazão volumétrica de polpa mais estável.

3.2 Descrição do Processo de Dosagem de Carvão

A adição de carvão mineral à polpa de minério de ferro no processo de pelletização é atualmente utilizada com o intuito de aumentar o poder calorífico da pelota crua antes de entrar no processo de queima, visando reduzir a quantidade de óleo combustível ou gás natural nos queimadores dos fornos e estabelecer uma uniformidade maior na queima das pelotas. A quantidade de carbono fixo presente na matéria-prima para as pelotas de minério de ferro constitui um fator importante na qualidade do produto final e na economia de energia térmica.

O objetivo inicial era obter uma fonte energética alternativa, com menor custo final das pelotas. Vários estágios e dificuldades foram vencidos até o quadro atual de adição de polpa de carvão (mineral) moído na polpa de minério estocada nos tanques homogeneizadores.

A utilização do carvão, hoje, não se dá apenas pelo seu custo energético comparado ao óleo combustível e, sim, pelo efeito benéfico no processo de queima. Por ser um combustível sólido contido no interior das pelotas, o carvão gera uma queima interna com grandes resultados qualitativos possibilitando, assim, um significativo aumento na qualidade final da pelota.

Cuidados especiais devem ser tomados para que não haja flutuação no percentual de carvão adicionado à polpa retida. Adições a menos comprometem a qualidade das pelotas queimadas e adições mais poderão ocasionar fusão parcial da carga no forno por excesso de queima, comprometendo a qualidade e gerando riscos de paralisações por entupimentos gerados por cachos ou queima das correias na descarga da grelha. Componentes dos fornos também poderão ser sacrificados por uso excessivo de carvão, tais como: carros de grelha, barras de grelha, ventiladores de processo, revestimentos refratários etc.

Estudos citados por Kurt Meyer [11] revelam que, nas pelotas com até 0,5% de carbono fixo, ocorre aumento da resistência à compressão e logo após uma redução lenta até 1,5% de carbono fixo sem grandes prejuízos para a mesma. Além disso, ocorre um aumento na produtividade do forno com o aumento do teor de carvão.

Atualmente, encontra-se em operação, nas unidades de pelletização em Vitória – ES, um sistema de controle de dosagem de carvão, que faz o controle da quantidade de carbono fixo proporcional à quantidade de minério de ferro em processo. Essa quantidade de carvão mineral é de, aproximadamente, um por cento da quantidade total da polpa de minério de ferro, que é utilizada como matéria-prima para a fabricação de pelotas de minério de ferro.

A figura 4 mostra as bombas de minério e de carvão que bombeiam polpa, ou seja, minério, ou carvão, misturados com água, mas as variáveis que realmente interessam nesse processo são as vazões mássicas secas, ou seja, somente a parte sólida da polpa de minério e da polpa de carvão.

Com um medidor de densidade, pode-se calcular o percentual de sólidos da mistura usando a seguinte fórmula:

$$\% \text{ de sólidos minério} = \frac{DRM \cdot (DMM - 1)}{DMM \cdot (DRM - 1)}$$

$$\% \text{ de sólidos carvão} = \frac{DRC \cdot (DMC - 1)}{DMC \cdot (DRC - 1)}$$

onde:

DMM	→	Densidade Medida do Minério
DRM	→	Densidade Minério sem H ₂ O (aproximadamente 5.1 Kg/l)
DMC	→	Densidade Medida do Minério
DRC	→	Densidade Carvão sem H ₂ O (aproximadamente 1.5 Kg/l)

A figura 4 mostra um diagrama do sistema de adição de carvão mineral à polpa de minério de ferro no processo de pelletização. Os valores da densidade e da vazão do minério de ferro (em vermelho) são coletados por meio de instrumentos. Esses valores serviram de *setpoint* (valor desejado) para controlar a bomba de dosagem de carvão (em azul). Feitos os cálculos de vazão mássica, tanto do minério de ferro quanto do carvão mineral, estes servirão de base para os cálculos do controlador PID que controla a bomba de dosagem de carvão mineral.

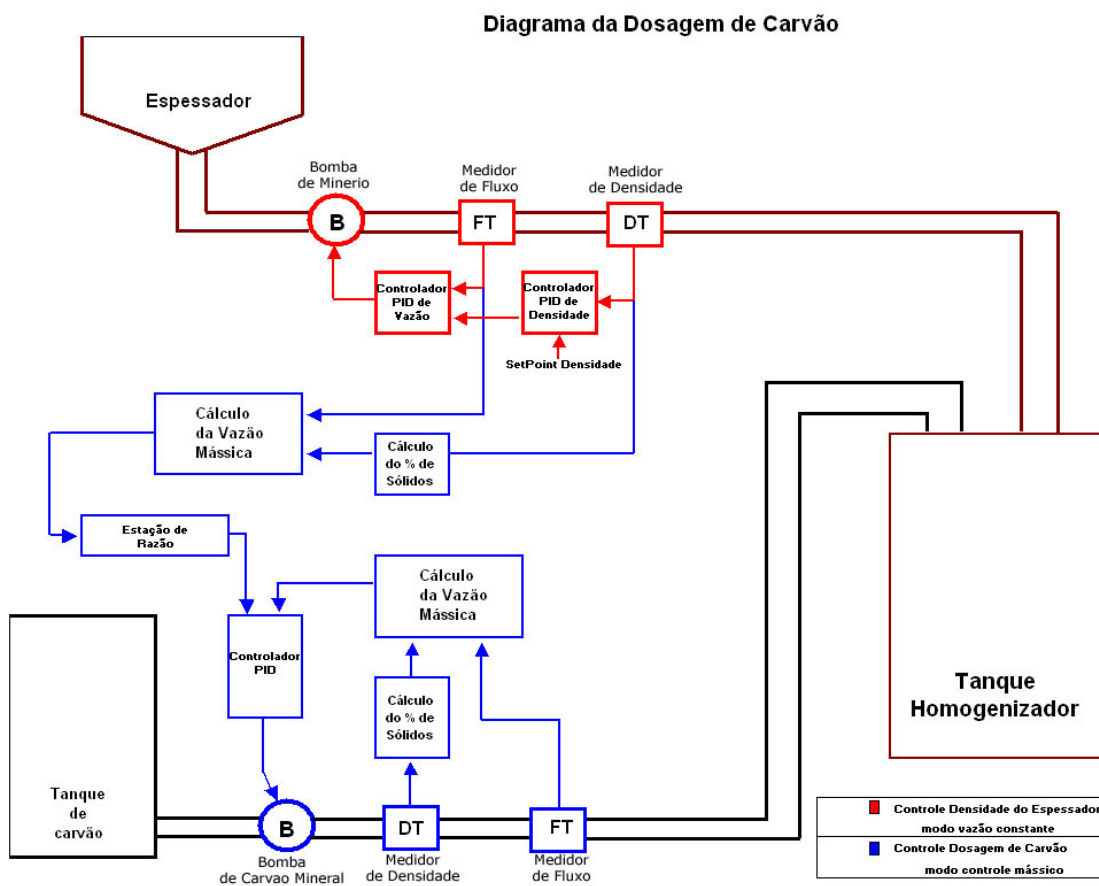


Figura 4 – Diagrama de adição de carvão mineral à polpa de minério de ferro no processo de Pelotização

Com um exemplo numérico, torna-se mais clara a compreensão dos cálculos feitos para a dosagem de carvão.

Por exemplo, se a densidade do minério medida for igual a 2,5 Kg/l, a porcentagem de sólidos será:

$$\%de.sólidos = \frac{5,1.(2,5 - 1)}{2,5.(5,1 - 1)} = 0,746$$

Isso significa que em um litro de polpa de minério, com uma densidade medida de 2,5 Kg/l, há 74,6% de ferro, ou seja, 1,865Kg é ferro.

Sabendo-se o quanto de ferro existe em um litro de polpa, basta medir a vazão volumétrica da polpa, e multiplicar pelo percentual de sólidos, para se ter a medida da vazão de massa seca.

Por exemplo, se a vazão de polpa de minério é de 300m³/h, lembrando que 1m³ equivale a 1000 litros, então a vazão de massa seca será: 300m³/h * 1,86Kg/l = 558000 Kg/h = 558T/h de minério passando pela bomba. Nesse caso, a vazão de minério é a vazão de referência, ou vazão livre, ou vazão piloto.

No exemplo, devemos acrescentar ao minério 1% de carvão. Os mesmos cálculos são empregados na linha de carvão.

O valor da parte seca de minério multiplicado pelo valor desejado de carvão, que no caso é 1%, é o *setpoint* do controle da dosagem de carvão, cuja saída será a variável manipulada para o controle da bomba de carvão, que deverá manter uma vazão de 558 T/h.

Um dos grandes desafios nesse processo de dosagem de carvão é diminuir a variabilidade desse processo. Com isso, diminuíse o consumo de óleo combustível ou gás natural, aumenta-se a vida útil do refratário do forno, economiza-se energia elétrica diminuem-se variações na rotação dos ventiladores do forno, melhora-se a queima distribuindo melhor o fluxo de gases que atravessam as pelotas e evita-se a formação de “cachos” na descarga da grelha.

Em suma as malhas trabalhadas nessa dissertação são as descritas na tabela 1.

Tabela 1 - Malhas da Adição de Carvão e do Espessamento das Usinas I e II

Unidade Operacional	Nome da Malha	Descrição
Adição de Carvão I e II	OA3101FY_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC135
	OA3101FY2_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC136
	OA3101FY3_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC137
Espessamento I e II	OA3011_FC	Controle Vazão Polpa AV16
	OA3012_FC	Controle Vazão Polpa AV17
	OA5035_DC	Controle Densidade Polpa AV16
	OA5036_DC	Controle Densidade Polpa AV17
	OB3011_FC	Controle Vazão Polpa BV16
	OB3012_FC	Controle Vazão Polpa BV17
	OB5035_DC	Controle Densidade Polpa BV16
	OB5036_DC	Controle Densidade Polpa BV17

3.3 Forno de Endurecimento de Pelotas

No capítulo 2 dessa dissertação, foi feita uma descrição do processo de endurecimento das pelotas de minério de ferro. Conforme foi mencionado, o aumento da resistência mecânica das pelotas é necessário para o seu transporte até os altos fornos e plantas de redução direta e para suportar os esforços mecânicos que ocorrem durante esses processos metalúrgicos.

O endurecimento das pelotas é obtido por tratamento térmico em um forno industrial. O forno ou máquina de endurecimento de pelotas, mostrado na figura 5, é composto, basicamente, por:

- i) uma grelha móvel, cuja função é transportar as pelotas através das diversas zonas do processo de queima;

- ii) ventiladores de processo para a circulação dos gases de secagem, queima e resfriamento e
- iii) maçaricos alimentados com óleo combustível ou gás natural, para o aquecimento dos gases de queima das pelotas.

O fluxo de gases no interior do forno, mantido pelos ventiladores e exaustores, possui uma configuração extremamente favorável em termos de recuperação de energia.

Existem outros tipos de fornos utilizados para o endurecimento de pelotas de minério de ferro. Uma descrição das diversas tecnologias atualmente empregadas pode ser encontrada em Meyer [11].

Por se tratar de uma etapa importante na cadeia de fabricação do aço, diversos trabalhos têm sido publicados sobre o processo de endurecimento de pelotas de minério de ferro [9,10,16].

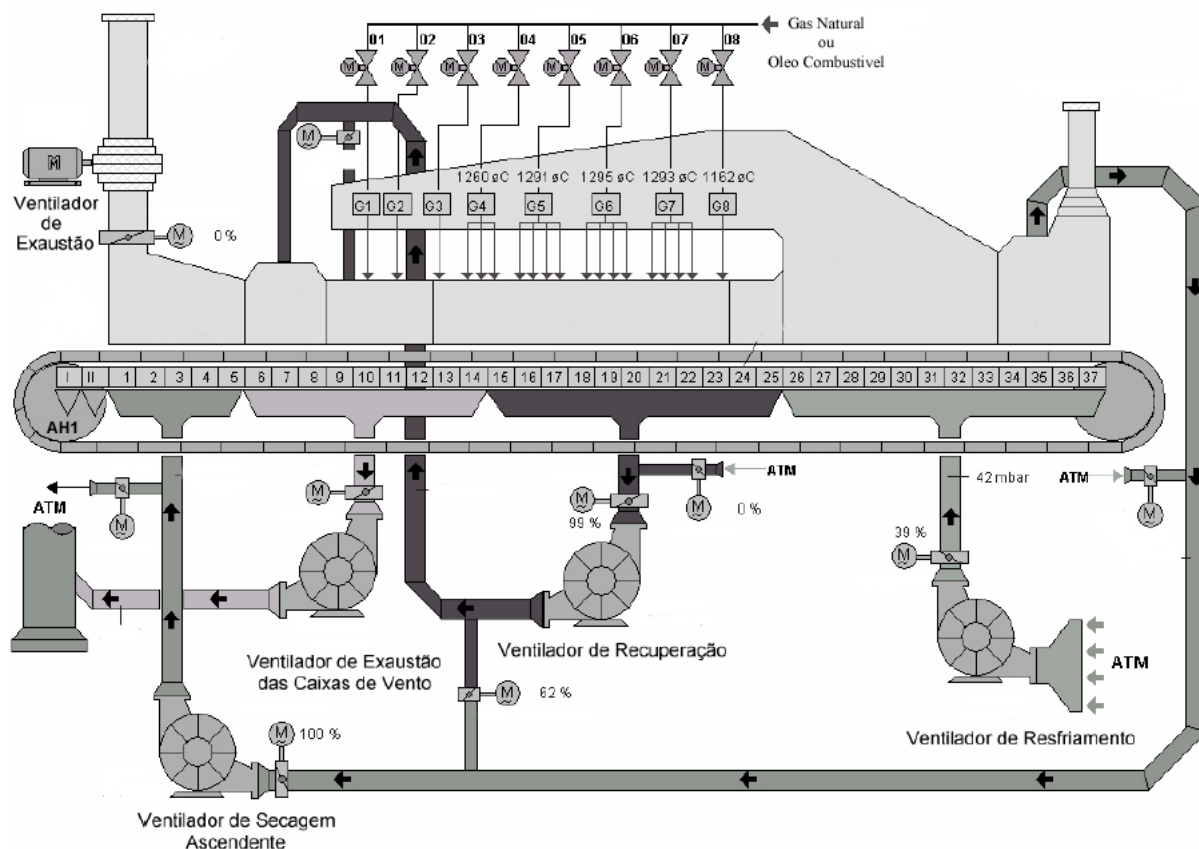


Figura 5 – Área da Queima Usina I

3.1.1 Malhas de Temperatura dos Grupos de Queima

A área da Queima I contém as malhas do forno de endurecimento de pelotas e suas malhas periféricas. Dado que a qualidade da pelota é determinada, em grande parte, pelo seu

processo de secagem e queima e que o consumo de combustível e energia no forno é alto, essa área apresenta grande potencial de retorno dependendo da otimização em seu funcionamento. A Usina I, por exemplo, possui um consumo de gás médio de 4000 m³/h.

Um aspecto que deve ser levado em consideração na melhoria do comportamento das malhas de temperatura dos grupos de queima é o modo como é calculada a temperatura de cada grupo. Para o forno da Usina I, existem nove grupos de queima e 18 termopares. A temperatura para cada grupo é calculada pela média de dois até quatro termopares. Por exemplo, a temperatura do grupo um é a média dos termopares um e dois; do grupo dois é a média dos termopares um, dois, três e quatro; do grupo três é a média dos termopares cinco e seis etc. Portanto, ganhos podem ser obtidos simplesmente fazendo a melhor seleção dos termopares para cada queimador.

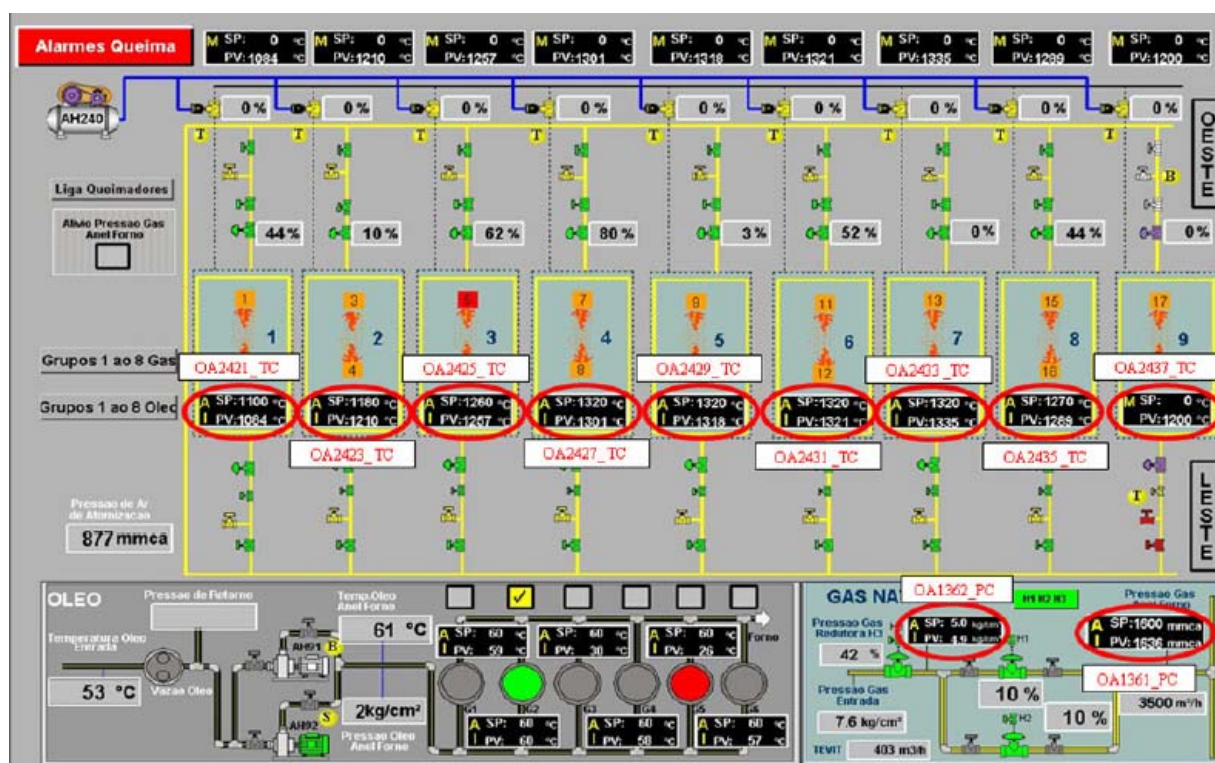


Figura 6 – Tela dos queimadores – Malhas da Zona de Queima. Fonte ABB Operate IT.

A seleção da média dos termopares foi definida empiricamente pela equipe de instrumentação para tentar corrigir um comportamento do forno onde malhas vizinhas competiam entre si, gerando situações onde um queimador ficava com sua vazão de gás em 100% e o queimador vizinho com 0%. A princípio, o uso dessas médias corrigiu, em parte, o problema de competição entre as malhas, mas esse acoplamento matemático acaba por agravar o acoplamento físico e contribuiu para a ocorrência das oscilações.

3.1.2 Variáveis Manipuladas para o Controle do Processo do Forno

Na escolha das malhas, alguns critérios foram utilizados. Para que a escolha fosse feita da forma mais criteriosa possível, foi solicitado a alguns técnicos e engenheiros experientes, que conhecem bem o processo, o auxílio nessa escolha. Portanto, os critérios utilizados são:

- Malhas controladas por blocos PID nos PLC's;
- Malhas cujo desempenho exerça influência direta no rendimento do processo e na qualidade do produto final;
- Malhas periféricas a equipamentos importantes;
- Malhas que estejam apresentando desempenho insatisfatório.

Utilizando-se essas diretrizes as malhas selecionadas são as apresentadas na tabela 2.

Tabela 2 - Malhas dos Fornos das Usinas I e II

Unidade Operacional	Nome da Malha	Descrição
Queima Usina I	OA1311_PC	Pressão Gás Secagem Descendente
	OA1314_PC	Pressão Área do Resfriamento Secundário
	OA1315_PC	Pressão Caixa de Vento Secagem Ascendente
	OA1317_PC	Pressão da Queima
	OA1361_PC	Pressão Gás Natural Anel
	OA1362_PC	Pres gás apos Redutora H3
	OA2337_TC	Temperatura AH34
	OA2347_TC	Temperatura da Secagem Ascende
	OA2348_TC	Temperatura AH33
	OA2381_TC	Temperatura Secagem Descendente
	OA2385_TC	Controle Temperatura AR40
	OA2421_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G1
	OA2423_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G2
	OA2425_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G3
	OA2427_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G4
	OA2429_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G5
	OA2431_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G6
	OA2433_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G7
	OA2435_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G8
	OA2437_TC	Temperatura de Controle da Válvula de Gás G9
OA4323_LC2	Controle de Nível AH201	
OA4334_LC	Nível Pelota Silo AH222	
OA5375_SC	Velocidade da grelha AH1	
Queima Usina II	OB1310_PC	Pressão de gás da saída secagem ascendente
	OB1311_PC	Pressão de gás secagem Descendente
	OB1314_PC	Pressão área do resfriamento secundário
	OB1315_PC	Pressão caixa de vento Secagem Ascendente
	OB1315_PC2	Pressão caixa de vento Secagem. Ascendente
	OB1317_PC	Pressão da Queima
	OB1357_PC	Pressão de ar de atomização do forno
	OB1361_PC	Pressão gás natural anel
	OB1362_PC	Pressão de gás após válvula redutora H3
	OB2337_TC	Temperatura BH34
	OB2345_TC	Temperatura Secagem Descendente
	OB2347_TC	Temperatura da Secagem Ascende
	OB2348_TC	Temperatura BH33
	OB2385_TC	Controle Temperatura BR40
	OB2424_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás GC
	OB2426_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G1
	OB2428_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G2
	OB2430_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G3
	OB2432_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G4
	OB2434_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G5
	OB2438_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G6
	OB2442_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G7
	OB2446_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G8
	OB2450_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G9
	OB2454_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G10
	OB2458_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G11
	OB2462_TC	Temperatura de Controle da Válvula de gás G12
OB4323_LC	Nível do silo BH201 - Pelota Queimada	
OB4334_LC	Nível pelota queimada descendente BH222	
OB5375_SC	Controle velocidade da grelha BH1	

3.3 Principais Perturbações do Processo

Para completar a apresentação do cenário onde a estratégia de controle foi desenvolvida, é necessária uma descrição das principais perturbações que podem ocorrer no processo de endurecimento de pelotas.

A questão fundamental que deve ser investigada é: o que faz o processo desviar-se das condições desejadas? Existem muitas razões para os distúrbios nesse processo metalúrgico complexo, mas duas são predominantes: (i) variações na permeabilidade da camada de pelotas e (ii) mudanças na taxa de alimentação de pelotas cruas (chamadas também de pelotas verdes).

A primeira, permeabilidade da camada, é afetada pelas características de formação das pelotas verdes e pode ser causada, por exemplo, por pequenas variações na granulometria do minério de ferro, pela variação da quantidade de aglomerantes ou água adicionados e que, em última instância, alteram o diâmetro médio das pelotas.

A segunda é a taxa de alimentação do forno, que pode ter sua origem na variação da alimentação dos circuitos de pelotamento ou na eficiência do processo de produção de pelotas verdes.

Do ponto de vista de controle, é muito mais fácil detectar variações na alimentação do forno e processar, de forma antecipada, a sua compensação. A variação da permeabilidade da camada é muito mais difícil de ser detectada. Apenas indicações grosseiras podem ser obtidas, sendo que a operação automática dos ventiladores torna essa percepção ainda mais difícil para o operador [9].

A permeabilidade da camada de pelotas é importante no controle do processo de queima, pois interfere diretamente no fluxo de gases e por consequência na temperatura do forno. O desenvolvimento de mecanismos para a medição contínua dessa perturbação, e a sua incorporação ao algoritmo de controle são um tema importante para futuros estudos.

3.4 Conclusões

O sistema de dosagem de carvão e o forno de endurecimento de pelotas, objetos de estudo deste trabalho, foram descritos neste capítulo. Também foram definidas as variáveis que serão modeladas, controladas e manipuladas no processo.

O próximo capítulo apresenta a técnica empregada na modelagem matemática do forno, necessária para a definição da estratégia de controle e projeto dos controladores.

Capítulo 4: Modelagem Matemática

4.1 Introdução

Neste capítulo é apresentada a técnica empregada na modelagem matemática dos processos em estudo nesta dissertação. Os modelos matemáticos obtidos são utilizados, posteriormente, no projeto dos controladores PID e dos desacopladores, descritos no Capítulo 6.

A definição da estratégia de controle, também descrita neste capítulo, baseia-se na escolha do emparelhamento das variáveis manipuladas e controladas. As matrizes com as funções de transferência são empregada na avaliação do grau de interação entre as variáveis. O método proporciona, adicionalmente, uma indicação do emparelhamento mais efetivo.

4.1.1 Modelo Liner

Nos modelos utilizados nesta dissertação foram de primeira ordem, pois atenderam à necessidade do projeto. O processo é chamado de primeira ordem, pois ele pode ser descrito matematicamente por uma equação diferencial linear de primeira ordem.

$$\tau \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p \cdot u(t - T_d)$$

Onde, $u(t)$ é a entrada do processo

$y(t)$ é a saída do processo

τ é a constante de tempo do processo

K_p é o ganho do processo $\rightarrow K_p = \Delta y / \Delta u$

T_d é o tempo morto do processo

$\alpha = T_d / \tau$ é a razão de controlabilidade. É a dificuldade de ter um bom controle.

Um modelo é uma representação simplificada (matemática ou gráfica) do comportamento de um processo real. Um modelo nunca é perfeito e, sim, uma aproximação.

O modelo de Ziegler-Nichols (equação de Laplace) consiste na seguinte estrutura:

$$\frac{\Delta Saída}{\Delta Entrada} \approx K \frac{e^{-\alpha s}}{1 + \tau \cdot s}$$

Sendo PV (Variável do Processo) é o valor medido da variável controlada e o SP (*Set Point*) é o valor desejado para a variável controlada do processo.

Um processo industrial real pode ser composto por uma série de sistemas de primeira ordem e de atrasos de tempo. Para determinar o modelo equivalente, um degrau é aplicado a uma válvula, por exemplo. O modelo equivalente de *Ziegler-Nichols* corresponde à curva que melhor se ajusta à curva do processo.

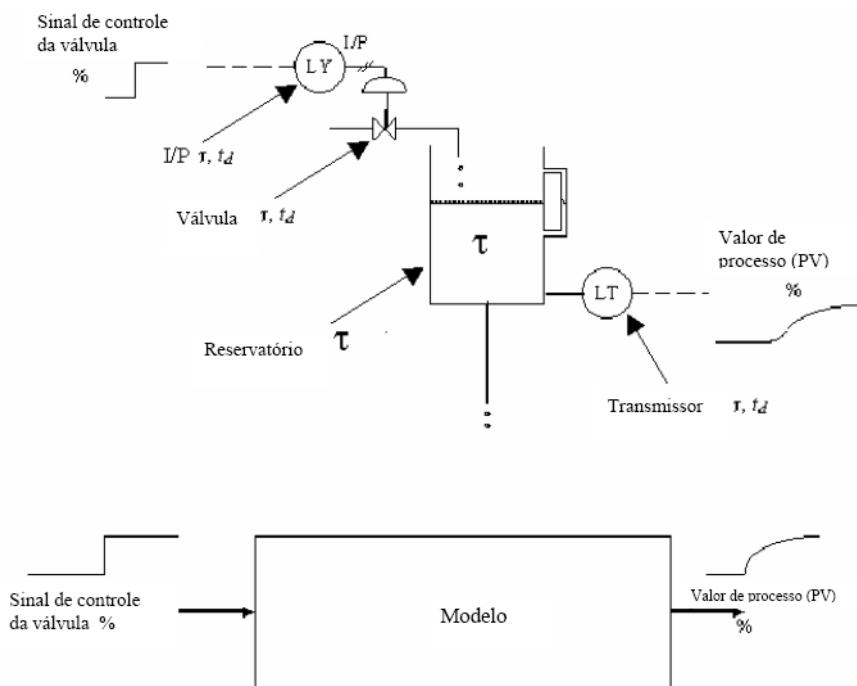


Figura 7 – Exemplo de Modelo

Quando apenas os sinais do elemento final de controle e da saída do transmissor são analisados, não é possível identificar as constantes de tempo individuais de cada equipamento. Como o sinal do transmissor inclui todas as constantes de tempo, ele é um sinal complexo. Um modelo com o melhor ajuste possível aos dados reais é utilizado. As figuras sete e oito ilustram essa idéia.

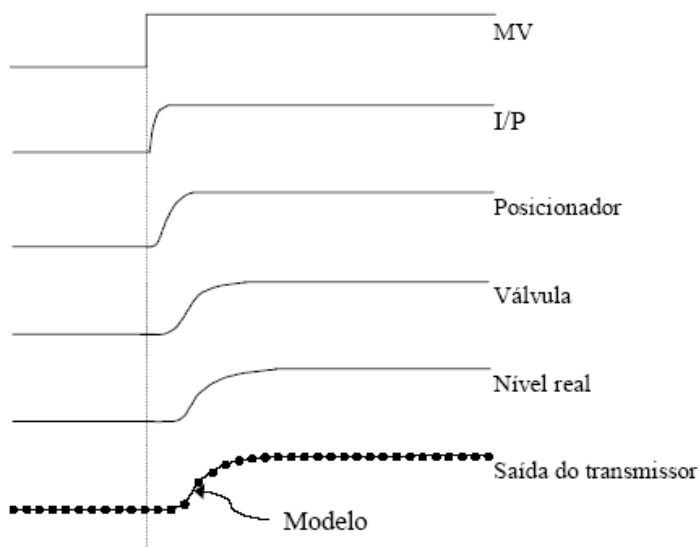


Figura 8 - Componentes do sinal transmitido

Um modelo equivalente é uma aproximação do processo real. De forma geral, o tempo morto equivalente corresponde à soma de muitas constantes de tempo (e tempos mortos). É essencial que o número de pequenas constantes de tempo e suas magnitudes sejam minimizados. O tempo morto é adicionado ao processo conforme visto na figura oito.

4.1.2 Modelo Equivalente

Muitas fórmulas e métodos existem para determinar o melhor modelo para um processo. Alguns métodos são gráficos, outros matemáticos e alguns utilizam elaboradas transformações no domínio da frequência. A proposta de todos esses métodos é obter um modelo cuja resposta seja quase idêntica à do processo real.

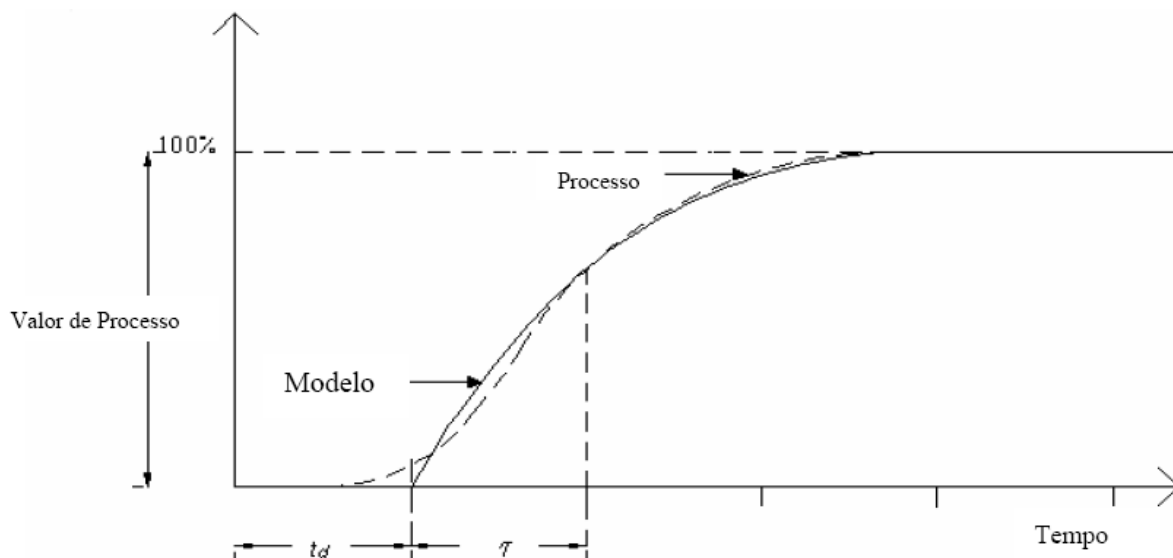


Figura 9 - Resposta do processo real e modelo

4.1.3 Frequência Natural (Malha Fechada)

A frequência natural é a máxima frequência atingida por um processo.

Esta frequência é obtida por meio do gradual aumento do ganho proporcional até o valor que provoca oscilações. O ganho que permite as chamadas “oscilações sustentadas” é denominado ganho crítico.

Se o ganho proporcional é máximo (*on/off*), o processo irá oscilar na mesma frequência. Esse limite da frequência é chamado de “frequência natural” do processo. O período natural t_0 (período = $1/\text{frequência}$) é da mesma ordem de magnitude do tempo morto:

$$2 \times \theta < t_0 < 4 \times \theta$$

O período natural é da mesma ordem de magnitude do tempo integral e do tempo derivativo. A figura 10 mostra a frequência natural.

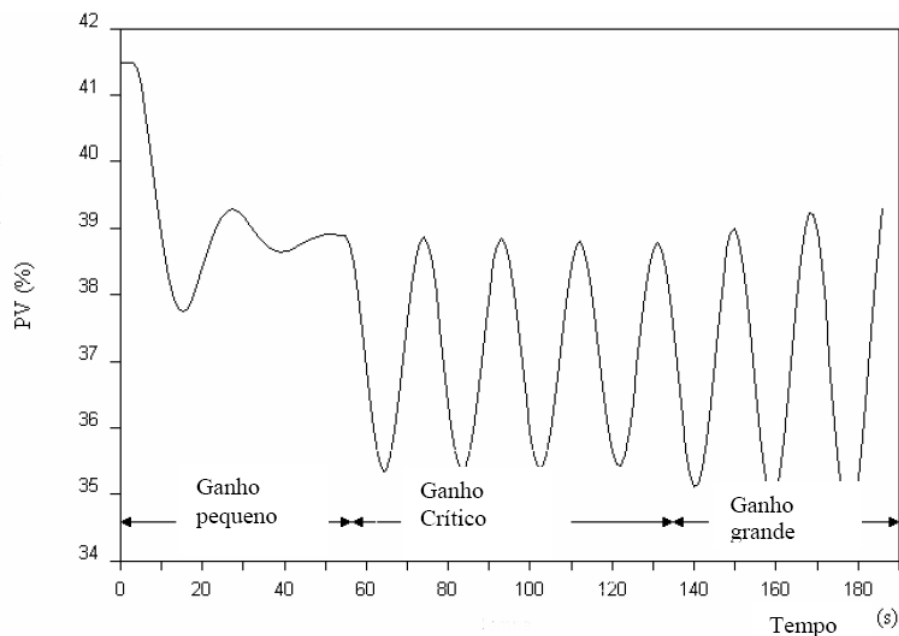


Figura 10 – Frequência Natural

4.1.4 Processo Integrador

Um processo é chamado “auto-regulatório” quando após uma modificação no elemento final de controle, ele se estabiliza em um novo valor. Alguns processos, entretanto, não se estabilizam depois da aplicação de um novo sinal do elemento final de controle. Esses processos não são auto-regulatórios.

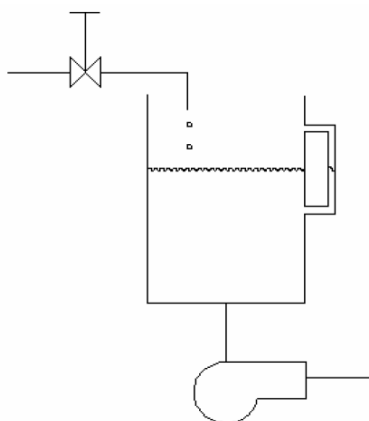


Figura 11 – Processo Integrador

A figura 11 mostra um exemplo de processo integrador, a vazão de saída é independente do nível do tanque. Se a vazão de entrada for igual à vazão de saída, o nível é constante. Se a abertura da válvula é incrementada, o nível cresce a uma velocidade constante. Inversamente, se a abertura da válvula é decrementada, o nível decresce a uma velocidade constante, até que o tanque se esvazie. Dessa forma, a variável medida (PV) será sempre somada ao seu valor anterior, caracterizando a integração da PV.

4.1.5 Características Relevantes de um Processo

Os seguintes aspectos devem ser levados em consideração na modelagem de um processo real:

- Tempo morto ou constante de tempo, que variam de acordo com o valor do processo (ou com o valor de saída). Por exemplo, num tanque cilíndrico horizontal, a constante de tempo varia com o nível;
- Ao se medir a temperatura de um produto que passa numa tubulação, o tempo morto aumentará se o fluxo diminuir;
- O ganho do processo não é constante, normalmente devido à escolha inadequada das características do elemento final de controle;
- O processo não responde igualmente para o aumento e diminuição dos sinais; esse fenômeno é usualmente causado pela abertura rápida de uma válvula, por exemplo, mas um fechamento lento (vice-versa); trocadores de calor geralmente apresentam esse problema, uma vez que o calor é mais facilmente adicionado que retirado;
- As válvulas de controle têm histerese, banda morta, folga e agarramento;
- O processo tem limites; por exemplo, um transbordo em um tanque.

Para evitar esses problemas é necessário se obter um modelo para as várias situações possíveis do processo e selecionar aquele que corresponda ao pior caso, no momento de determinar os parâmetros de sintonia. Os piores casos são quando o modelo obtido possui um tempo morto grande, a constante de tempo é pequena e o ganho do processo é alto.

4.2 Teste ao Degrau

Utilizando-se como exemplo a abertura de uma válvula. A metodologia adotada é a de se colocar as malhas do processo que se deseja modelar no modo manual, aplicar um degrau na saída do controlador (CO – *Control Output*) da malha e medir, em porcentagem, o degrau da CO e medir a resposta do sistema em porcentagem, a variável de processo (PV), e medir também a constante de tempo do processo, a fim de se obter um modelo matemático do processo. Com base nesse modelo, podem-se obter novos parâmetros para o PID para tornar o processo mais rápido ou mais estável, de acordo com a necessidade operacional do processo. Com o modelo matemático do sistema em mãos, é possível definir a estratégia de controle do processo.

4.2.1 Dosagem de Carvão e Espessamento

As malhas onde foi possível se obter o modelo pelo teste ao degrau são as mostradas na tabela 3. Algumas malhas são *standby* de outras malhas de controle. Por não terem sido colocadas em uso não foi obtido o modelo delas é o exemplo da terceira bomba de dosagem de carvão a 1SC137. Outras malhas não demonstraram um acoplamento significativo com a variável de controle devido a características do processo, por exemplo, malhas de densidade que não são afetadas de forma significativa pelo incremento na velocidade da bomba. Portanto, algumas malhas não foram modeladas devido a impossibilidades do processo.

Tabela 3 – Malhas modeladas da dosagem de carvão e espessamento

Unidade Operacional	Nome da Malha	Descrição
Adição de Carvão I e II	OA3101FY_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC135
	OA3101FY2_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC136
Espessamento I e II	OA3011_FC	Controle Vazão Polpa AV16
	OA3012_FC	Controle Vazão Polpa AV17
	OA5035_DC	Controle Densidade Polpa AV16
	OA5036_DC	Controle Densidade Polpa AV17
	OB3011_FC	Controle Vazão Polpa BV16
	OB3012_FC	Controle Vazão Polpa BV17
	OB5035_DC	Controle Densidade Polpa BV16
	OB5036_DC	Controle Densidade Polpa BV17

4.2.1.1 Malhas de Vazão

O objetivo do controle das malhas de vazão é fazer com que a malha responda o mais rápido possível às mudanças no *setpoint* e seja relativamente mais rápida do que as suas respectivas malhas de densidade, visto que existe uma relação mestre-escravo entre elas.

O modelo obtido na malha OA3011_FC (Vazão de Polpa AV16) é mostrado na figura

12. A função de transferência é: $G_{OA3011_FC} = \frac{e^{-3,5s}}{1,1 + 2,8.s}$

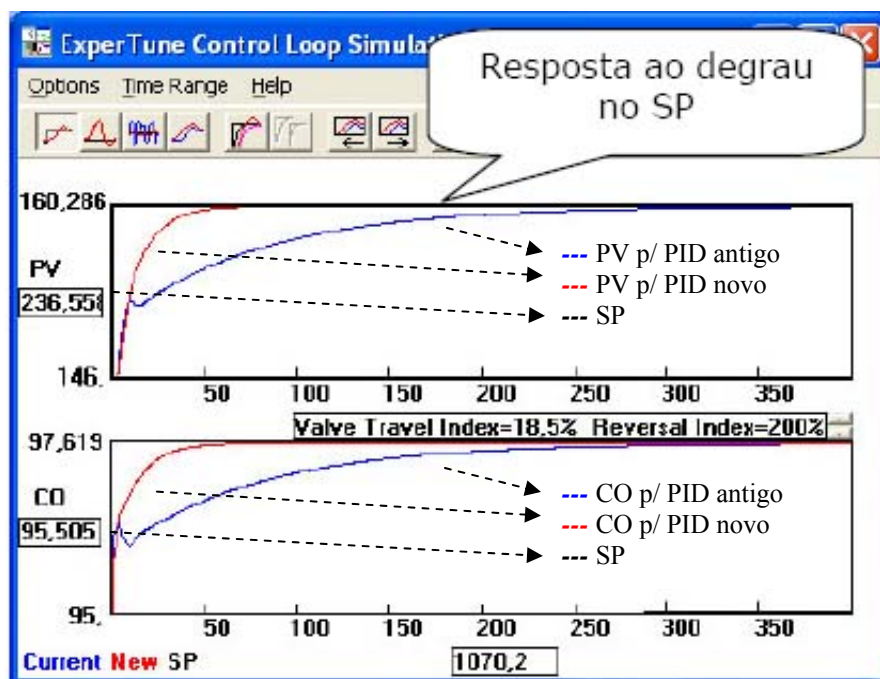


Figura 12 – Resposta ao degrau da malha OA3011_FC

A figura 12 mostra os gráficos da variação da PV (variável de processo, ou seja, a medida) e da variação da CO (*Control Output*, ou seja, a saída do controlador a variável que é possível ser controlada diretamente). O sinal degrau é a linha que está sobre o eixo Y.

Para a malha OA3012_FC (Vazão de Polpa AV17), a função de transferência é:

$$G_{OA3012_FC} = \frac{e^{-5s}}{0,59 + 3,6.s}$$

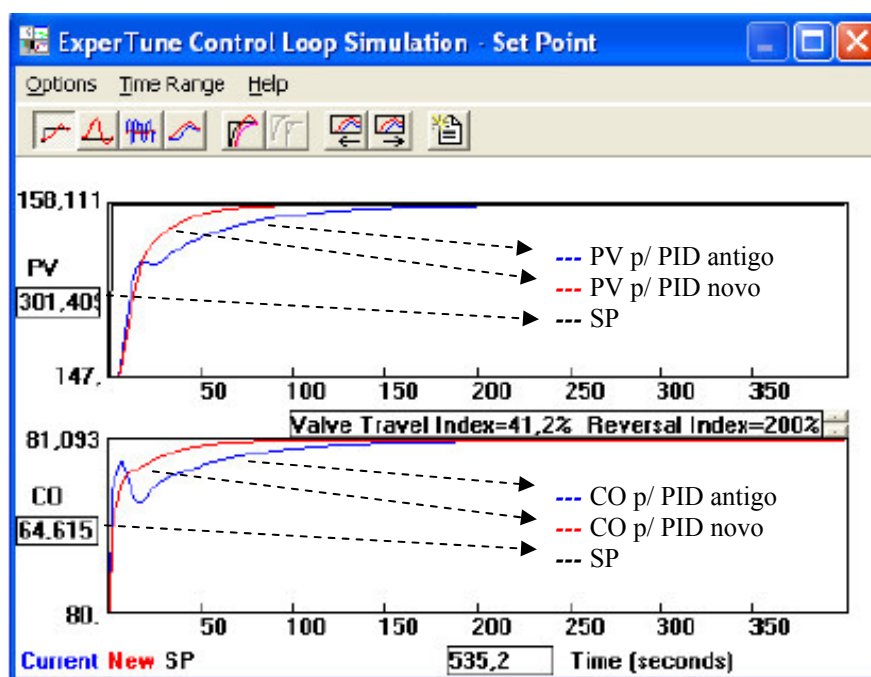


Figura 13 – Resposta ao degrau da malha OA3012_FC

Da mesma forma, foi obtida a função de transferência da malha OB3011_FC (Vazão de Polpa BV16), cuja função é:

$$G_{OB3011_FC} = \frac{e^{-4,5s}}{0,6 + 1,8.s}$$

E para a malha OB3012_FC (Vazão de Polpa BV17), cuja função de transferência é:

$$G_{OB3012_FC} = \frac{e^{-6s}}{0,62 + 1,5.s}$$

4.2.1.2 Malhas de Densidade

No caso das malhas de densidade, o objetivo do controle é minimizar a variação da variável manipulada (CO), tolerando certo erro entre a densidade medida e o seu *setpoint*. Isso se deve ao fato de as malhas de densidade serem mestres das malhas de vazão, sendo que as COs dessas malhas são os SPs das malhas de vazão. Como o cálculo da dosagem de carvão após o espessamento é fortemente dependente da vazão de polpa de minério, é interessante ter pouca variação nessas vazões para proporcionar uma adição de carvão mais constante. Desta forma, quanto menos excursões tiverem as COs das malhas de densidade, menos os SPs das malhas de vazão de minério irão variar. No caso da densidade, os modelos obtidos não foram satisfatórios, devido à baixa relação entre a variação da CO e a variação da PV.

4.2.1.3 Vazão Mássica do Carvão

A vazão mássica do carvão define quanto de massa seca há na polpa de minério de ferro e água. Os cálculos para a obtenção do valor da massa seca estão descritos no item 3.2 desta dissertação.

O modelo resposta ao degrau obtido para a malha OA3101FY_FC (Vazão Mássica de

Carvão 1SC135) é: $G_{OA3101FY_FC} = \frac{e^{-2,5s}}{1,3 + 4.s}$

O teste é mostrado na figura 14:

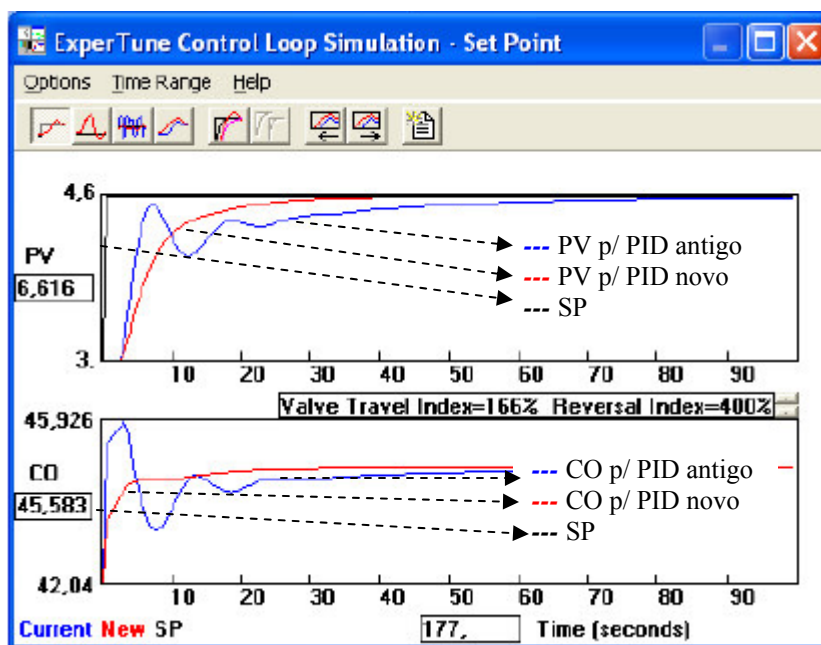


Figura 14 – Teste ao degrau da malha OA3101FY_FC (Vazão Mássica de Carvão 1SC135)

O modelo obtido para a malha OA3101FY2_FC (Vazão Mássica de Carvão 1SC136)

$$\acute{e}: G_{OA3101FY2_FC} = \frac{e^{-3,5s}}{2,4 + 12.s}$$

Em suma, os modelos obtidos nos testes feitos nas malhas do espessamento e da dosagem de carvão são mostrados na tabela 4.

Tabela 4 – Resumo dos modelos obtidos das malhas do espessamento e da dosagem de carvão

Unidade Operacional	Nome da Malha	Descrição	Função de Transferência
Adição de Carvão I e II	OA3101FY_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC135	$G_{OA3101FY_FC} = \frac{e^{-2,5s}}{1,3 + 4.s}$
	OA3101FY2_FC	Controle Vazão Mássica Carvão 1SC136	$G_{OA3101FY2_FC} = \frac{e^{-3,5s}}{2,4 + 12.s}$
Espessamento I e II	OA3011_FC	Controle Vazão Polpa AV16	$G_{OA3011_FC} = \frac{e^{-3,5s}}{1,1 + 2,8.s}$
	OA3012_FC	Controle Vazão Polpa AV17	$G_{OA3012_FC} = \frac{e^{-5s}}{0,59 + 3,6.s}$
	OA5035_DC	Controle Densidade Polpa AV16	-
	OA5036_DC	Controle Densidade Polpa AV17	-
	OB3011_FC	Controle Vazão Polpa BV16	$G_{OB3011_FC} = \frac{e^{-4,5s}}{0,6 + 1,8.s}$
	OB3012_FC	Controle Vazão Polpa BV17	$G_{OB3012_FC} = \frac{e^{-6s}}{0,62 + 1,5.s}$
	OB5035_DC	Controle Densidade Polpa BV16	-
	OB5036_DC	Controle Densidade Polpa BV17	-

4.2.2 Modelos do Forno Usina I

A área de Queima I é composta pelas malhas de controle do forno de endurecimento de pelotas e suas malhas periféricas, conforme descrito no item 3.3 desta dissertação.

Devido às pressões ambientais e ao fato do gás natural ser mais econômico que o uso de óleo combustível, atualmente a maior parte das usinas passaram a operar com gás natural.

As malhas de pressão de gás natural têm como principal objetivo manter uma pressão constante em torno do SP fixo e rejeitar as perturbações de carga ocasionadas, principalmente, pelas movimentações das válvulas de gás dos queimadores do forno ou por variações na pressão do gás na alimentação da linha. Como não há controle de fluxo de gás em cada queimador, deve-se garantir uma pressão de gás constante na linha para que o controle de temperatura das câmaras de queima não seja prejudicado.

Com relação às malhas de gás do forno da Usina I, foi feita uma tentativa de obtenção de modelo e sintonia da malha OA1362_PC, que é a malha de pressão de gás após a válvula de redução de pressão do gás chamada de H3. Como a variável de maior interesse é a pressão de gás no anel, foi realizada uma pequena dessintonia da malha de pressão após a válvula redutora H3, a fim de reduzir perturbações na malha de pressão de gás no anel (onde o gás é distribuído para os queimadores do forno). Os resultados da sintonia podem ser vistos na Figura 15.

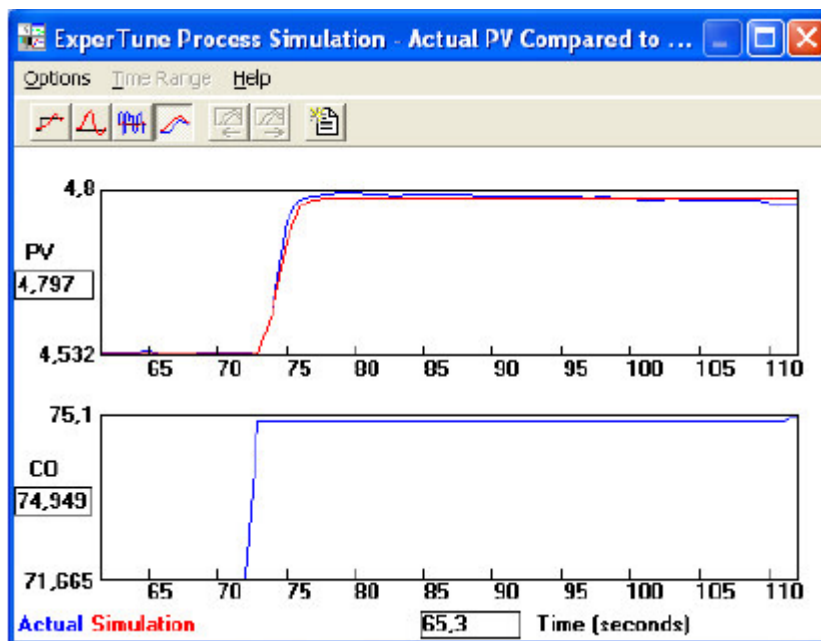


Figura 15 - Teste ao degrau da malha OA1362_PC (Pressão de gás após redutora H3)

A malha OA1361_PC é a malha de pressão de gás no anel. O alto ganho da válvula de controle dificulta a obtenção de um controlador robusto. Uma válvula de controle dimensionada de forma mais precisa poderia proporcionar um controle mais acurado. Portanto, não foi obtido modelo para esta malha de controle.

4.2.2.1 Malhas das Zonas de Queima

O objetivo do controle das malhas de temperatura das zonas de queima é, basicamente, rejeitar perturbações de carga, mantendo o menor erro possível entre PV e SP. Várias são as perturbações que ocorrem no forno, mas podem-se citar também variações na produção, permeabilidade do leito de pelotas e fluxo de gases dentro do forno, dentre outras. A sintonia deve também ser robusta o suficiente para atender às diferentes situações operacionais, em que mudam o perfil térmico do forno, o tipo de pelota produzida etc.

O resultado mostrado na figura 16 foi selecionado como sendo o mais significativo dentro de uma série de modelos levantados em diferentes situações. A função de transferência obtida para esta malha é a:

$$G_{OA2421_TC} = \frac{e^{-1,3s}}{6,8 + 14.s}$$

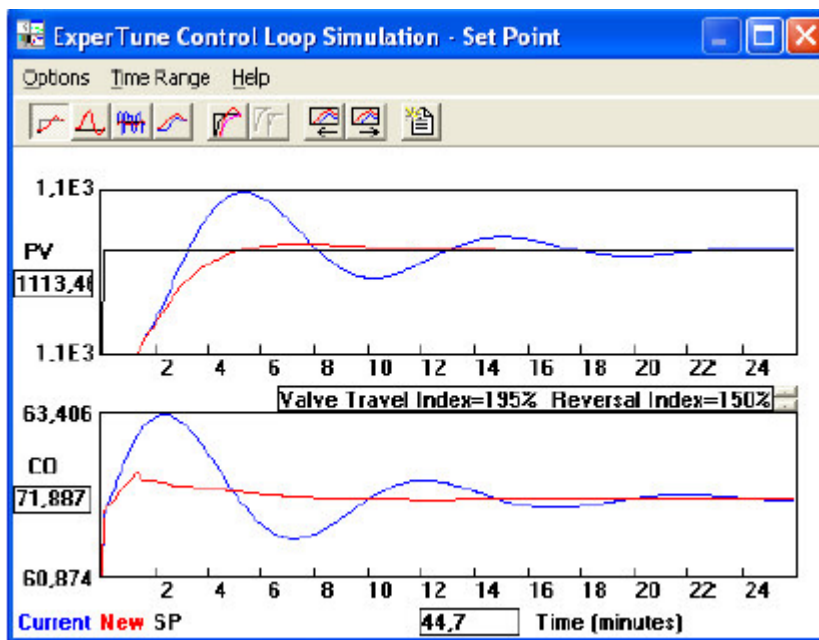


Figura 16 - Teste ao degrau da malha OA2421_TC (Grupo de Queima 1)

Para o grupo de queima número 2, a malha OA2423_TC, foi obtida a seguinte função

de transferência: $G_{OA2423_TC} = \frac{e^{-0,86s}}{6,4 + 25.s}$

O mesmo procedimento foi adotado para modelar as demais malhas dos grupos de queima da Usina I. A tabela 5 mostra os modelos obtidos para os grupos de queima da Usina I.

Tabela 5 – Resumo dos modelos obtidos das malhas dos grupos de queima da Usina I

Unidade Operacional	Nome da Malha	Descrição	Função de Transferência
Queima Usina I	OA1317_PC	Pressão da Queima	-
	OA1361_PC	Pressão Gás Natural Anel	-
	OA1362_PC	Pres gás após Redutora H3	$G_{OA1362_PC} = \frac{e^{-2s}}{1,3 + 0,98.s}$
	OA2421_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G1	$G_{OA2421_TC} = \frac{e^{-1,3s}}{6,8 + 14.s}$
	OA2423_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G2	$G_{OA2423_TC} = \frac{e^{-0,86s}}{6,4 + 25.s}$
	OA2425_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G3	$G_{OA2425_TC} = \frac{e^{-0,65s}}{4 + 10.s}$
	OA2427_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G4	$G_{OA2427_TC} = \frac{e^{-0,88s}}{11 + 19.s}$
	OA2429_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G5	$G_{OA2429_TC} = \frac{e^{-0,76s}}{10 + 8,2.s}$
	OA2431_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G6	$G_{OA2431_TC} = \frac{e^{-0,66s}}{6,7 + 16.s}$
	OA2433_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G7	$G_{OA2433_TC} = \frac{e^{-0,62s}}{7,7 + 15.s}$
	OA2435_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G8	$G_{OA2435_TC} = \frac{e^{-0,62s}}{1,9 + 11.s}$

4.2.3 Modelos do Forno Usina II

Assim como na Usina I, a área de Queima da Usina II é composta pelas malhas de controle do forno de endurecimento de pelotas e suas malhas periféricas.

A metodologia dos testes para levantamento de modelos dos grupos de queima da Usina II é similar à utilizada para a Usina I. Os resultados mostrados a seguir foram selecionados como sendo os mais significativos dentro de uma série de modelos levantados em diferentes situações.

A tubulação com o gás que vem externamente da PETROBRÁS é conduzida até os queimadores do forno por uma série de válvulas. A primeira válvula é a H3 que abaixa a pressão do gás de 7 kgf/cm² para 5 kgf/cm², é a malha OB1362_PC. Após essa válvula outra válvula é utilizada para distribuir o gás natural e para baixar a pressão do gás de 5kgf/cm²

para 0,2 kgf/cm² (a malha OB1361_PC). Essas malhas sempre que são colocadas no modo manual, levam ao desarme dos grupos de queima, parando a planta. Nesse caso não foi possível fazer a modelagem matemática delas.

A malha OB2462_TC, do grupo de queima 12, está bloqueada e desabilitada, também não foi modelada.

A tabela 6 mostra os modelos obtidos para os grupos de queima da Usina II.

Tabela 6 - Resumo dos modelos obtidos das malhas dos grupos de queima da Usina II

Unidade Operacional	Nome da Malha	Descrição	Função de Transferência
Queima Usina II	OB1361_PC	Pressão gás natural anel	-
	OB1362_PC	Pres gás após Redutora H3	-
	OB2424_TC	Temp. Cont Válvula de Gás GC	$G_{OB2424_TC} = \frac{e^{-0,64s}}{4,2 + 18.s}$
	OB2426_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G1	$G_{OB2426_TC} = \frac{e^{-0,84s}}{11 + 20.s}$
	OB2428_TC	Temp. Cont Válvula de GAS G2	$G_{OB2428_TC} = \frac{e^{-0,53s}}{35 + 5.s}$
	OB2430_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G3	$G_{OB2430_TC} = \frac{e^{-0,55s}}{5,7 + 17.s}$
	OB2432_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G4	$G_{OB2432_TC} = \frac{e^{-22s}}{7,4 + 1200s}$
	OB2434_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G5	$G_{OB2434_TC} = \frac{e^{-0,56s}}{3 + 22.s}$
	OB2438_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G6	$G_{OB2438_TC} = \frac{e^{-9s}}{8,1 + 220.s}$
	OB2442_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G7	$G_{OB2442_TC} = \frac{e^{-0,71s}}{4,9 + 10.s}$
	OB2446_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G8	$G_{OB2446_TC} = \frac{e^{-28s}}{9,5 + 640s}$
	OB2450_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G9	$G_{OB2450_TC} = \frac{e^{-29s}}{8,6 + 1500.s}$
	OB2454_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G10	$G_{OB2454_TC} = \frac{e^{-18s}}{13 + 650.s}$
	OB2458_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G11	$G_{OB2458_TC} = \frac{e^{-9,54s}}{9,8 + 13.s}$
	OB2462_TC	Temp. Cont Válvula de Gás G12	-
OB4334_LC	Nível pelota queim desc BH222	$G_{OB4334_LC} = \frac{0,0039e^{-15.s}}{s}$	

4.3 Validação do Modelo Matemático

Uma das técnicas mais usuais de validação de modelos matemáticos consiste na comparação da resposta transitória do modelo em relação à obtida na planta, para a mesma

excitação de entrada (um degrau unitário, por exemplo). O conjunto de dados utilizados para a identificação do modelo não foi usado na sua validação, tendo sido empregado um conjunto obtido em outro ensaio de resposta ao degrau.

Para a simulação da resposta ao degrau do modelo matemático, foi utilizada a função *step* do programa MATLAB [1]. Essa função faz a simulação de sistemas lineares invariantes no tempo, apresentando a resposta do sistema em uma série temporal, para um degrau unitário aplicado em sua entrada. Para as áreas de estudo nesta dissertação, a validação dos modelos obtidos, em alguns casos como espessamento, dosagem de carvão e grupos de queima, é bastante satisfatória, em outros casos como a malha da bomba de polpa BV17 que apresentou muito ruído, a presença desses ruídos e a instabilidade do processo que, nesta fase ainda operava em manual, tornam os modelos menos precisos.

De qualquer forma, como se trata de modelos para fins de projeto de controladores, o resultado foi satisfatório.

4.5 Detecção e Diagnóstico de Oscilação

O diagnóstico de oscilação consiste em apontar o provável causador dos ciclos com as maiores potências espectrais do sinal. Em geral, esses ciclos de oscilação são causados por eventos inerentes ao processo, como flutuações de carga, bateladas e vibrações, causadas por ajustes inadequado dos controladores ou, ainda, devido a problemas nos atuadores (geralmente agarramento ou histerese).

Quando esses ciclos afetam outras malhas de controle, o que é muito comum, diz-se que há ciclos causados por acoplamento.

Nesta análise, um padrão, quando reconhecido, pode conduzir diretamente para a causa do problema. De acordo com Lee [17], se a oscilação é predominantemente senoidal, por exemplo, sua fonte é, provavelmente, uma sintonia agressiva ou um distúrbio que não pode ser rejeitado pelo controlador. Malhas com problemas em atuadores (agarramento, histerese etc), por outro lado, apresentam um espectro com infinitos harmônicos, devido às características tipicamente não-lineares.

Alguns tipos de oscilações são mais comuns:

- **Oscilação por Sintonia:** oscilação gerada por uma sintonia muito agressiva. Apresenta uma relação muito útil para a determinação de oscilação causada por ajuste inadequado do controlador. O período de oscilação natural (τ_n) de uma malha de controle é de 2 a 4 vezes o tempo morto do mesmo (τ_d), dependendo da relação entre

o tempo morto e a constante de tempo dominante do processo (τ_l), conforme a equação: $\tau_n \approx \left(4 - \frac{2\tau_d}{\tau_d + \tau_l}\right)\tau_d$. Dessa forma, oscilações por sintonia geralmente apresentam ciclos senoidais com período de duas a quatro vezes o tempo morto do processo.

- **Oscilação por Válvula:** indica que a origem da oscilação pode ser o elemento final de controle. As variáveis de processo e saída do controlador apresentam oscilação não senoidal resultante de comportamento não-linear podendo ser identificada pela presença de infinitos harmônicos no espectro de frequência. Nesse caso, testes detalhados (agarramento, histerese, etc.) devem ser feitos para confirmar o diagnóstico;
- **Oscilação por Carga:** a origem da oscilação encontra-se na carga ou nas perturbações de carga. Geralmente, essa é a causa da oscilação quando as duas outras não se verificam.

Nesta dissertação, a oscilação identificada pode ser confirmada no gráfico temporal das temperaturas da figura 17, que exibe uma oscilação senoidal bem definida com amplitude pico a pico de até 35 °C.

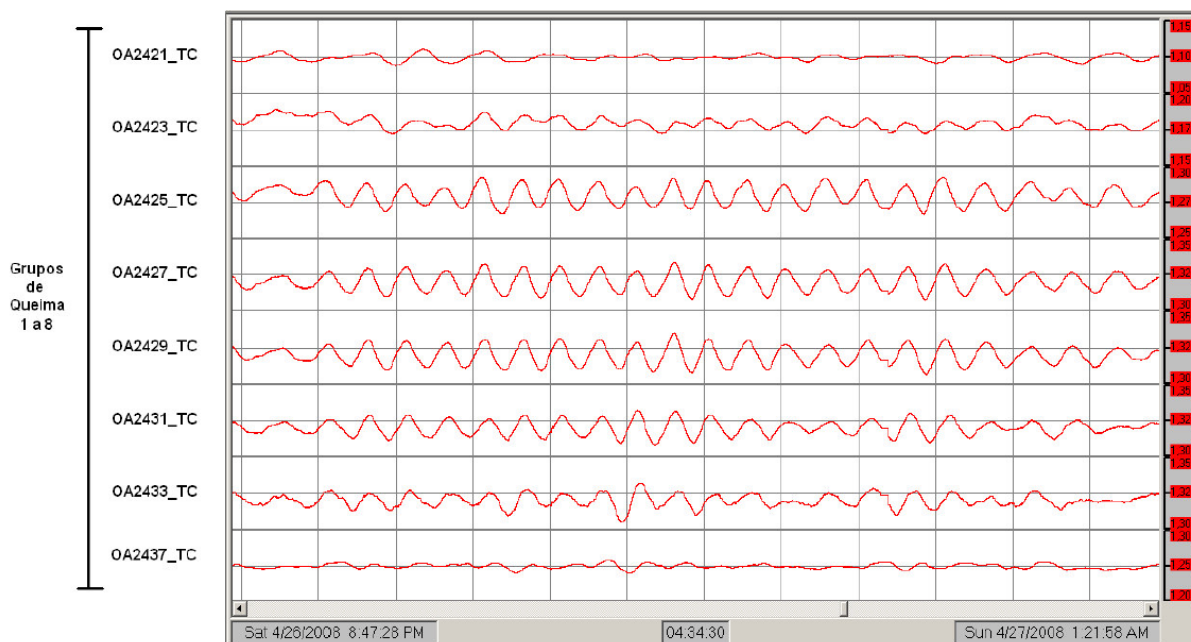


Figura 17 – Oscilações nos grupos de queima Usina I

Uma das prováveis causas dessas oscilações foi identificada como sendo uma sintonia muito agressiva dos PIDs. Essa conclusão foi obtida a partir de um teste na planta retratado na

figura 18. O objetivo do teste foi passar o controle do grupo de Queima 4 para manual e observar se as oscilações cessariam. Os grupos 3 e 5 também foram mantidos em manual durante o teste, a fim de se evitar que perturbações pudessem influenciar muito no resultado. Quando as malhas foram passadas para manual e as oscilações cessaram o que é um bom indicativo de que elas estariam sendo causadas por uma sintonia inadequada.

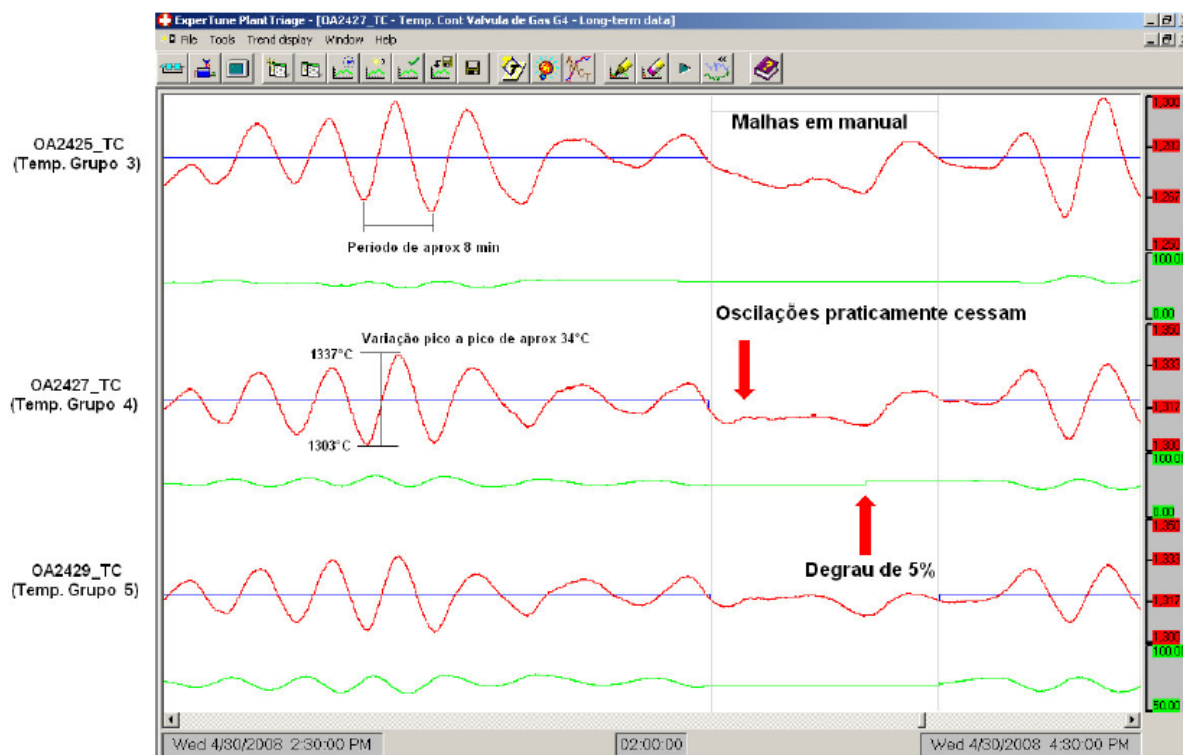


Figura 18 – Mudança de estado de automático para manual dos grupos de queima 3, 4 e 5. Usina I

Aproveitou-se que a malha estava em manual para se aplicar um degrau e obter um modelo do processo. De posse desse modelo, foram calculados novos parâmetros para o PID que reduziram significativamente as oscilações da malha. Após, a sintonia dos controladores foi observado que as oscilações desses grupos de queima continuaram. Identificando que um grupo de queima influenciava diretamente outro.

4.6 Conclusão

Neste capítulo foi apresentada a modelagem matemática dos processos de dosagem de carvão (junto com o espessamento) e do processo de endurecimento de pelotas. Foi verificado que há oscilações frequentes no forno e que essa oscilação cessa assim que as malhas são postas em manual, indicando oscilação por sintonias inadequadas. Portanto, fez-se necessária a ressintonia dessas malhas de controle. Foi verificado em outros testes que mesmo com cada malha ajustada para seu ponto ótimo de operação, elas ainda continuam a oscilar. Isso se deve

ao fato de uma malha interferir diretamente em outra. Assim sendo, faz-se necessário também o desacoplamento entre as malhas de controle do forno de pelotas.

Isso será visto nos próximos capítulos. No capítulo seguinte (capítulo 5) será apresentada a ressonância dos controladores e no capítulo subsequente (capítulo 6) é apresentado o acoplamento e o desacoplamento entre as malhas de controle.

Capítulo 5: Ressonância dos Controladores

5.1 Introdução

A modelagem matemática do processo de dosagem de carvão e de endurecimento de pelotas de minério de ferro foi apresentada no capítulo 4, tendo sido definidas as variáveis que serão controladas e manipuladas, formando-se as malhas de controle. Foram obtidas as funções de transferência que relacionam as entradas e saídas de cada um dos processos e as interações existentes entre os mesmos.

A primeira decisão no projeto de um sistema de controle é a seleção da estrutura de controle que será empregada. Processos que envolvem recuperação e/ou transporte de energia em suas etapas, a exemplo do forno de endurecimento de pelotas, caracterizam-se por uma grande interação entre as variáveis controladas e manipuladas.

Quando existem fortes interações entre as variáveis controladas e manipuladas, estratégias de controle multivariável podem apresentar resultados mais satisfatórios do que a estratégia multimalhas convencional porque o efeito de cada variável manipulada em cada variável controlada é capturado pelo modelo dinâmico do processo e a ação de controle é definida em termos de erro global [5]. No entanto, a precisão dos modelos matemáticos é, obviamente, um fator decisivo para o sucesso dessa técnica de controle.

Na fase de modelagem do processo, observou-se que permeabilidade do leito de pelotas é muito variável e provoca alterações frequentes no processo de queima. Os modelos matemáticos obtidos não reproduzem estas variações. Adicionalmente, a instalação industrial em estudo já possui controladores PID para todas as válvulas de controle. Devido a esses aspectos, foi desconsiderada a alternativa de controle multivariável. Optou-se, portanto, por uma configuração multimalhas com controladores PID convencionais. O conjunto forma, de certa maneira, um sistema de controle multivariável, pois as variáveis manipuladas dependem de erros de mais de uma malha de controle.

Este capítulo apresenta os critérios adotados na especificação e projeto dos controladores PID e a técnica empregada no desenvolvimento dos desacopladores, utilizados para minimizar as interações entre as malhas de controle.

5.2 Considerações sobre o Critério de Performance no Projeto dos Controladores

Um sistema de controle eficiente consiste em fazer compromissos entre velocidade de resposta e estabilidade do processo. Quanto mais uma malha é estável, mais lentamente ela reage, e maiores são os erros após uma perturbação.

Na indústria, malhas de controle são não-lineares (o modelo do processo não é constante) e é essencial que se tenha o controle da malha para o pior caso, em que a malha seja extremamente não linear.

Quanto mais agressivo e firme for à ação do controlador, maior será a velocidade de resposta da malha, mas isso causa instabilidade na malha e provavelmente no sistema – oscilação e *overshoot* (sobre-sinal).

A função de um controle por realimentação é assegurar que o sistema em malha fechada tenha uma característica de resposta dinâmica e um erro em regime estacionário adequados, para mudanças no *setpoint* e nas condições de processo. Conforme sugerido por Seborg [6], na sua forma ideal, um sistema de controle deve satisfazer os seguintes critérios de desempenho:

1. a malha fechada tem que ser estável;
2. os efeitos de perturbações devem ser minimizados;
3. devem ser obtidas respostas rápidas a mudanças de *setpoint*;
4. ações de controle excessivas devem ser evitadas e
5. o sistema deve ser robusto em relação a erros de modelamento e alterações nas condições de processo.

Em problemas típicos de controle, não é possível atingir todos esses objetivos simultaneamente, pois alguns deles são conflitantes. Portanto, as especificações de projeto dos controladores devem levar em consideração a finalidade do sistema de controle, adotando-se uma solução de compromisso que, dentro de critérios pré-estabelecidos, melhor atenda às necessidades da aplicação.

No caso do forno de endurecimento de pelotas, um dos principais aspectos a serem considerados na especificação dos controladores é o fato de as válvulas de controle serem eletro pneumática (I/P). Nas malhas de controle de pressão (dinâmica rápida), essas válvulas impõem uma limitação na taxa de variação de posição do atuador e, por consequência, na resposta transitória do sistema de controle. Na próxima seção, que trata do projeto dos controladores, essas considerações são analisadas. A ação de controle requerida das válvulas

também deve ser analisada. Essa restrição de projeto sobre a ação de controle pode ser definida como a máxima energia a ser usada pelo elemento de controle, em um período de tempo [3]. Uma ação de controle excessiva pode provocar desgaste prematuro do atuador.

Outro aspecto que envolve a especificação dos controladores é a imprecisão dos modelos matemáticos. O forno de endurecimento de pelotas é alimentado com pelotas verdes (cruas), provenientes dos circuitos de pelotamento. O processo de produção de pelotas verdes não é regular, sendo que muitas variáveis que afetam seu desempenho não são medidas de forma contínua (granulometria, umidade etc.). Como consequência, a permeabilidade da camada de pelotas no forno sofre alterações constantes, provocando perturbações no processo de queima. Como a instrumentação existente na planta não permite medição contínua da permeabilidade, os modelos matemáticos obtidos não reproduzem essas variações. Assim, para conferir maior robustez ao sistema de controle, deve-se optar por uma sintonia mais conservativa. Há um consequente ganho na estabilidade do sistema de controle, embora resultando em performance inferior.

5.3 Métodos de Sintonia

Ao sintonizar um controlador, deve-se definir claramente os objetivos de desempenho para a malha. O processo é testado e os resultados serão usados para sintonizar os parâmetros que irão gerar a resposta desejada quando o controlador for colocado em modo automático. Os testes podem ser realizados de várias formas:

- No modo manual (malha aberta) ou automático (malha fechada);
- O método pode se basear em fórmulas matemáticas ou em tentativa e erro;
- A sintonia pode ser feita via *software*, tabela automática ou manualmente;
- O modelo do processo será identificado para se determinar os parâmetros;
- Pode-se usar um modelo no domínio da frequência ou no domínio do tempo;

5.3.1 Método do Ganho Crítico ou Oscilações Sustentadas (Modo Automático)

O método do ganho crítico (Ziegler-Nichols), também conhecido como método em malha fechada, é usado para processos rápidos, uma vez que oscilações são usadas para determinar o modelo do processo e definirmos os parâmetros do controlador. Para se iniciar a oscilação, uma mudança de carga ou *setpoint* é realizada. Como o controlador faz parte do teste, seu comportamento é incluído no modelo. Alguns controladores reagem apenas com a

ação integral à mudança do *setpoint* (o P e o D reagem apenas a mudanças na PV); isso torna esse método impossível para tais algoritmos.

5.3.2 Tentativa e Erro (Modo Automático)

O método de sintonia mais comum é o de tentativa e erro. Esse é outro método em malha fechada (realizado no modo automático). Em que método não é essencial encontrar o modelo do processo. Ajustando-se gradualmente os parâmetros, o desempenho aceitável é alcançado. Esse método é demorado, gera muitas perturbações no processo e, raramente, permite o alcance de desempenhos ótimos.

5.3.3 Método em Malha Aberta (Modo Manual)

O método de sintonia em malha aberta é, geralmente, utilizado em processos lentos. A saída do controlador é modificada manualmente (o processo é submetido a um degrau) e o modelo do processo é encontrado. Fórmulas baseadas em critérios de desempenho são usadas para determinar os parâmetros do controlador. O degrau aplicado deve ser representativo das perturbações comuns presentes no processo.

Se o modelo do processo é conhecido, várias fórmulas estão disponíveis para se obter os parâmetros correspondentes a um critério de desempenho específico. Normalmente, essas fórmulas são utilizadas para o controlador ISA (ideal não-interativo). Para usá-las com um controlador série ou paralelo, é necessário modificá-las. Em processos integradores ou instáveis, as fórmulas são complexas e elaboradas.

5.4 Sintonia dos Controladores

Uma das etapas previstas no cronograma desta dissertação consistiu na definição das sintonias das malhas do sistema de dosagem de carvão e das malhas das temperaturas dos grupos de queima. Os grupos foram modelados individualmente, utilizando-se testes ao degrau com o forno em manual. A partir daí, novas sintonias foram propostas.

São apresentados na tabela 7 os parâmetros utilizados nos PIDs, originalmente e após os trabalhos de ressintonia. Durante o levantamento dos modelos, percebeu-se que existe uma interferência significativa do queimador de uma câmara com as temperaturas de suas vizinhas. A simples ressintonia dos controladores não foi capaz de eliminar completamente as oscilações presentes no forno, dado que o acoplamento gerava competição entre as malhas

que interagiam continuamente. Uma proposta para se minimizar essas interferências inerentes à física do processo foi o projeto de desacopladores para realizar um controle antecipativo, ou *feed forward*, entre as zonas com maiores acoplamentos. Uma revisão no cálculo da média de temperatura de cada zona de queima também foi realizada.

Tabela 7 – Resumo das Sintonias Realizadas

Unidade Operacional	Malhas	Parâmetros Originais			Novos Parâmetros		
		KP	TI (seg)	TD (seg)	KP	TI (seg)	TD (seg)
Adição de Carvão I e II	OA3101FY_FC	1,5	14	0	0,6	4	0
	OA3101FY2_FC	1,5	14	0	1	6,5	0
Espessamento Usinas I e II	OA3011_FC	0,5	25	0	0,3	4	0
	OA3012_FC	0,4	20	0	0,25	8,2	0
	OB3011_FC	0,5	25	0	0,2	5	0
	OB3012_FC	0,5	25	0	0,2	9,5	0
	OA5035_DC	0,25	60	0	0,1	30	0
	OA5036_DC	0,15	60	0	0,1	60	0
	OB5035_DC	0,5	75	0	0,2	50	0
	OB5036_DC	0,65	75	0	0,3	75	0
Queima Usina I	OA1362_PC	0,15	1,5	0	0,1	1,4	0
	OA2421_TC	3,5	55	10	5,5	120	26
	OA2423_TC	1	150	10	3	120	23
	OA2425_TC	3,8	55	10	5,4	64	8
	OA2427_TC	4,5	55	10	7	89	19
	OA2429_TC	4,8	70	10	8	82	17
	OA2431_TC	4,2	70	10	7,5	85	10
	OA2433_TC	4,8	70	20	7,5	70	15
	OA2435_TC	4,8	80	20	7,5	97	18
Queima Usina II	OB2424_TC	4	55	15	7	120	17
	OB2426_TC	4	55	15	6,5	80	14
	OB2428_TC	4	55	15	7,5	22	6
	OB2430_TC	4	55	15	7	72	14
	OB2432_TC	4	55	15	6,5	60	5
	OB2434_TC	4	55	15	7	100	8
	OB2438_TC	4	55	15	7,5	20	5
	OB2442_TC	4	55	15	6	62	25
	OB2446_TC	4	55	15	6,5	62	15
	OB2450_TC	4	55	15	7,5	53	7
	OB2454_TC	4	55	15	8,5	33	7
	OB2458_TC	4	55	15	8	64	15
	OB2462_TC	4	55	15	4	55	15
	OB4334_LC	0,1	15	0	4	45	0

5.5 Média de Temperaturas para o Controle dos Queimadores

Em processos contínuos, ciclos de oscilação geralmente propagam-se pelo processo, comprometendo a qualidade e o rendimento da planta. Tais ciclos podem ser causados por sintonia inadequada de controladores, problemas em atuadores ou acoplamento entre malhas.

Em alguns casos, duas malhas podem estar oscilando por serem interativas, ou seja, a atuação de uma gera oscilação na outra e vice-versa.

O aspecto que deve ser levado em consideração na melhoria do comportamento das malhas de temperatura dos grupos de queima é o modo como é calculada a temperatura de cada grupo. Para o forno da Usina I, existem nove grupos de queima e 18 termopares. A temperatura para cada grupo é calculada pela média de dois até quatro termopares, seguindo o padrão mostrado na Figura 19. Ex: a temperatura do Grupo um é a média dos termopares um e dois; do grupo dois a média dos termopares um, dois, três e quatro; do grupo três, a média dos termopares cinco e seis, e assim por diante.

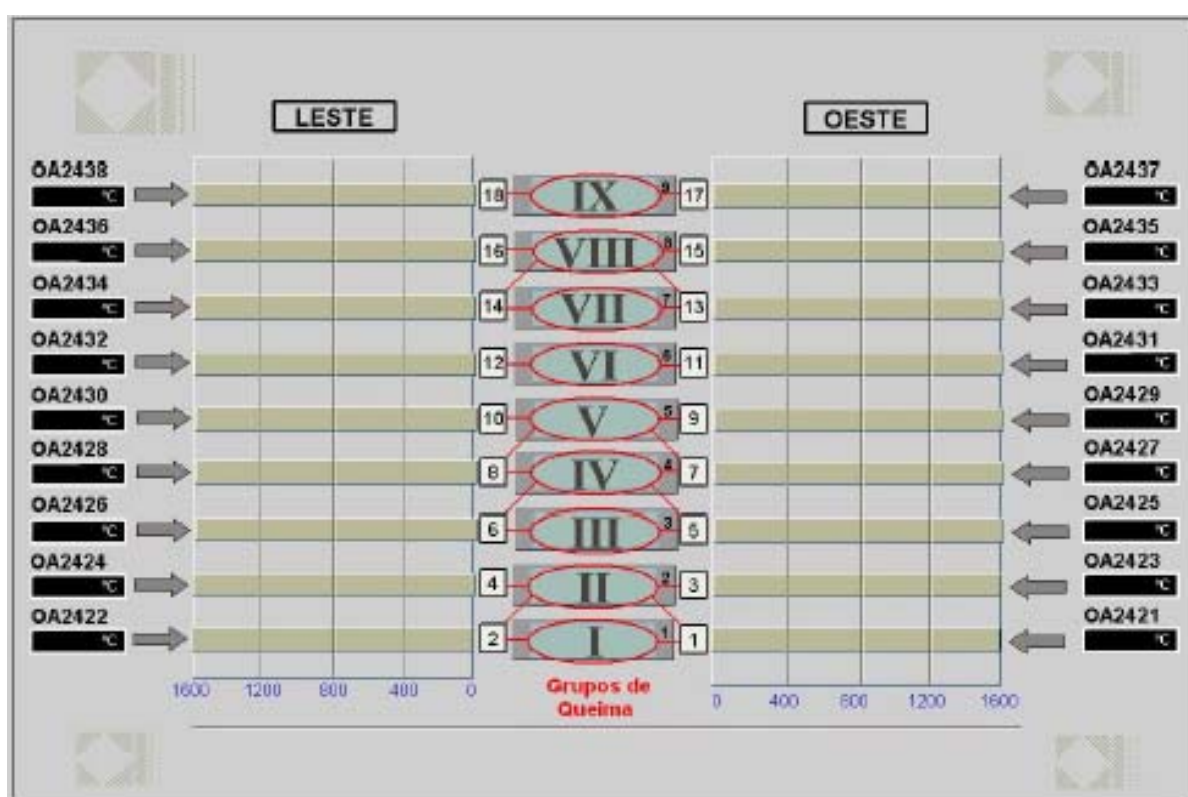


Figura 19 – Termopares utilizados na média de cada grupo de queima, Usina I.

Essa configuração foi definida empiricamente pela equipe de instrumentação para tentar corrigir um comportamento do forno onde malhas vizinhas competiam entre si, gerando situações onde um queimador ficava com sua vazão de gás em 100% e o queimador vizinho com 0%. A princípio, o uso dessas médias corrigiu, em parte, o problema de competição entre as malhas, mas esse acoplamento matemático acaba por agravar o acoplamento físico e poderia contribuir para a ocorrência das oscilações.

Além disso, o programa do PLC contém uma lógica que exclui do cálculo um termopar cuja temperatura esteja muito distante da média. No instante em que essa medição é excluída, o cálculo da média varia bruscamente, gerando uma descontinuidade na PV para o

controlador e uma brusca resposta da CO. Esse tipo de perturbação também pode ser prejudicial à estabilidade do forno. Tal comportamento é mostrado na Figura 20. No caso, a temperatura do grupo dois (OA2423_TC) é calculada como a média dos termopares localizados nas zonas um e dois. Como o SP de temperatura na zona um (1100°C) é inferior ao SP da zona dois (1180°C), e o critério utilizado é retirar o termopar do cálculo, caso o mesmo esteja mais de 50°C distante da média, frequentemente um termopar da zona 1 fica mais de 50°C distante da média calculada para a zona 2 e é retirado do cálculo. Como resultado, várias discontinuidades são geradas no cálculo da temperatura da zona 2.



Figura 20 - Descontinuidade na PV para o controlador, devido à exclusão de termopares na média dos grupos.

Outro efeito negativo resultante do uso dessas médias é um possível aumento no consumo de gás pelo forno. Nos instantes em que os termopares 1 e 2 são utilizados no cálculo, eles acabam por trazer a média da temperatura do grupo 2 para baixo, de modo que os queimadores da zona 2 têm que trabalhar com maior potência para elevar a medição feita nos termopares 3 e 4 e manter a média desses quatro termopares no SP. Se os termopares 3 e 4 fossem independentes, uma potência menor poderia ser utilizada para manter a média do grupo 2 no SP especificado.

5.8 Conclusões

As malhas de controle do sistema de dosagem de carvão e do forno de endurecimento de pelotas, objetos de estudo deste trabalho, foram descritas neste capítulo. Foram apresentados os modelos matemáticos obtidos dessas malhas. Também foi mostrado o acoplamento existente entre essas malhas e como é possível mitigar seus efeitos sobre as oscilações no forno.

O próximo capítulo apresenta a ressintonia dessas malhas de controle, onde já possível observar uma melhora do processo, e investiga a melhor forma de se controlar o forno, a partir dos fatos apresentados no capítulo 6.

Capítulo 6: Acoplamento e Desacoplamento das Malhas

6.1 Introdução

Uma malha PID raramente atua sozinha. Normalmente, ela alimenta ou é alimentada por outra malha de controle. Sintonizar malhas como se elas fossem independentes foi a forma encontrada para se obter os modelos de cada malha. No entanto, é necessário analisar a influência de cada malha no processo como um todo.

6.2 Multimalhas

Quando várias malhas estão no mesmo sistema, não existe uma fórmula que lhe indique se uma delas irá afetar outra ou não. Essa informação virá apenas por meio do conhecimento do processo. Se uma malha alimenta diretamente outra qualquer, a oscilação na primeira irá causar oscilação na segunda e, possivelmente, em quaisquer outras subsequentes. Se duas malhas de vazão são alimentadas por uma mesma bomba, a oscilação em uma malha pode causar oscilação na segunda. Em outros momentos, as malhas não interagem, mas é essencial que elas respondam com a mesma velocidade.

Quando malhas interagem é preciso selecionar as velocidades de resposta diferentes, pois malhas com a mesma velocidade pode causar oscilação. Malhas com velocidades diferentes, mas próximas, também têm potencial para oscilar. Por segurança, devem-se escolher velocidades de resposta que sejam diferentes por um fator de três a cinco vezes. Se uma diferença de velocidade menor do que três é selecionada, as malhas podem ou não oscilar. Quando as malhas interagem fortemente, uma diferença de velocidade de 10 é necessária para desacoplá-la.

Devido ao posicionamento dos maçaricos no forno, a chama de um maçarico interfere na medição de temperatura do outro maçarico, que por sua vez tenta compensar o aumento de temperatura fechando a sua própria válvula, dessa forma diminuindo a temperatura, e o ciclo se repete isso pode causar oscilações periódicas nas malhas dos grupos de queima, conforme visto no item 4.5 desta dissertação.

6.3 Sincronizando Malhas

Algumas vezes, as malhas não interagem, mas trabalham juntas. Quando elas, no entanto, necessitam do mesmo tempo de resposta, são chamadas de malhas sincronizadas. É

importante ressaltar que as malhas sincronizadas devem ser projetadas de forma a não haver conexões físicas entre elas, pois poderiam causar interações.

O processo de mistura de batelada é um exemplo de um sistema que necessita ser sincronizado. A razão de proporção de ingredientes deve sempre ser mantida constante, mesmo quando o sistema está partindo, parando, ou quando sua velocidade está sendo modificada.

Se colocadas no modo manual e for executada uma entrada degrau na saída do controlador, provavelmente, todas as malhas de um processo em batelada teriam diferentes ganhos de processo, tempos mortos e constantes de tempo, especialmente se suas válvulas tiverem grandes diferenças em suas dimensões. Mesmo que todos os três *loops* fossem sincronizados para 10% do *overshoot*, os tempos de resposta não seriam os mesmos.

Normalmente, a malha mais lenta é aquela com o maior tempo morto. O ideal é determinar qual das malhas é a mais lenta e ajustar o tempo de resposta das outras, de forma a acompanhá-la.

De forma genérica, o procedimento para se ajustar malhas sincronizadas é fazer um teste de degrau em cada malha, determinar qual delas é a mais lenta, sintonizá-la de forma agressiva e medir o tempo de resposta, quando terminado. Por último, determinar os parâmetros de sintonia para as outras malhas de forma que elas se comportem, aproximadamente, com o mesmo tempo de resposta medido na malha mais lenta.

6.4 Malhas em Cascata

Um sistema está em cascata se a saída de um controlador torna-se referência de outro (ou de outros). A malha que recebe a referência de outro é chamada malha interna ou escrava. A que gera a referência é chamada malha externa ou mestre.

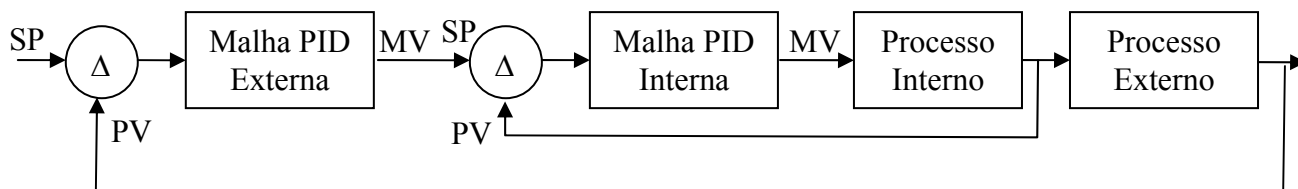


Figura 21 – Configuração de uma malha em cascata

Normalmente, o processo externo é o de principal interesse e poderia ser controlado apenas pela malha PID externa. Entretanto, adicionando-se a malha interna, pode-se melhorar significativamente a performance se o processo interno possuir distúrbios que podem ser

facilmente eliminados pela malha interna, mas não pela externa. Ao se adicionar o controle de fluxo em cascata, a performance aumenta na razão do tempo de resposta da malha externa sobre o tempo de resposta interna (normalmente um fator de 10 ou maior).

Visto que as malhas em cascata interagem entre si, a malha interna necessita ser 3 a 5 vezes mais rápida do que a malha externa (3 vezes mais rápido é um mínimo absoluto). Sistemas em cascata funcionam melhor quando a malha interna pode eliminar distúrbios rápidos. Quando se sintonizam malhas em cascata, a malha interna necessita ser pelo menos três a cinco vezes mais rápidas do que a malha externa.

As malhas do espessamento estão em cascata. O *setpoint* da vazão da polpa de minério (malha escrava) é MV da densidade da polpa de minério. Outras malhas do forno estão em cascata, mas essas malhas não estão em estudo nesta dissertação.

6.5 Adicionando *Feed Forward*

Controle “*Feed Forward*” (estado pré-calculado). A estratégia é antecipar o efeito de perturbações que vão atingir o processo através de seu sensoriamento e compensação antecipada aos efeitos. Elementos do controle *Feed Forward* captam a presença de perturbações e tomam ações corretivas através do ajuste de parâmetros do processo que compensam quaisquer efeitos que a perturbação irá provocar no processo. No caso ideal, a compensação é completamente efetiva. Entretanto, isso não é possível, pois a operação dos atuadores, e os algoritmos de controle não são perfeitos. Por essa razão, o controle *Feed Forward* é geralmente combinado o controle *Feedback* (retroalimentação).

O *Feed Forward* é utilizado para mitigar as influências mútuas entre as malhas do forno que estavam causando oscilações repetitivas nessas malhas dos queimadores.

Feed Forward é adicionado para “ajudar” uma malha PID propriamente sintonizada. Sem essa “ajuda”, a malha atuará, assim como qualquer outra malha PID, desviando-se da referência quando um distúrbio ocorrer. Quando *Feed Forward* de um distúrbio específico é adicionado, o processo não deve desviar-se da referência quando este distúrbio particular ocorrer.

Feed Forward é adicionado quando um distúrbio que causa um erro pode ser medido. Ao predizer o efeito do distúrbio e reagir antes que ele afete o processo, tem-se um grande ganho de desempenho.

Para se adicionar o *Feed Forward* é necessário, primeiro, certificar-se que a malha está apropriadamente sintonizada. Assim, em modo automático, deve-se observar o efeito de um distúrbio na saída do controlador, diversas vezes, e ainda deve-se certificar de que não

estão havendo outros distúrbios ou mudanças durante o teste. Em seguida, deve-se determinar o fator *Feed Forward* por meio da medição da relação entre o Δ distúrbio e o Δ MV. Depois, deve-se testar a performance da malha com o *Feed Forward*. Ele pode ser adicionado, subtraído ou, em alguns casos, multiplicados.

6.6 Alimentação de Gás Natural

As duas malhas de alimentação de gás natural do forno são responsáveis por manter uma pressão de gás constante na linha de alimentação para os queimadores. A malha OA1362_PC (pressão de gás após redutora H3) é responsável por reduzir e estabilizar a pressão de gás alimentado para a Usina de 7,5 kg/cm² para cerca de 5 kg/cm². A malha OA1361_PC (pressão no anel de gás natural) irá manter a pressão na linha constante de acordo com o *setpoint* definido pelo operador.

Há um acoplamento entre as malhas de temperatura dos grupos de queima e as malhas de pressão de alimentação de gás após a redutora H3 e pressão no anel, mostrado na figura 22.

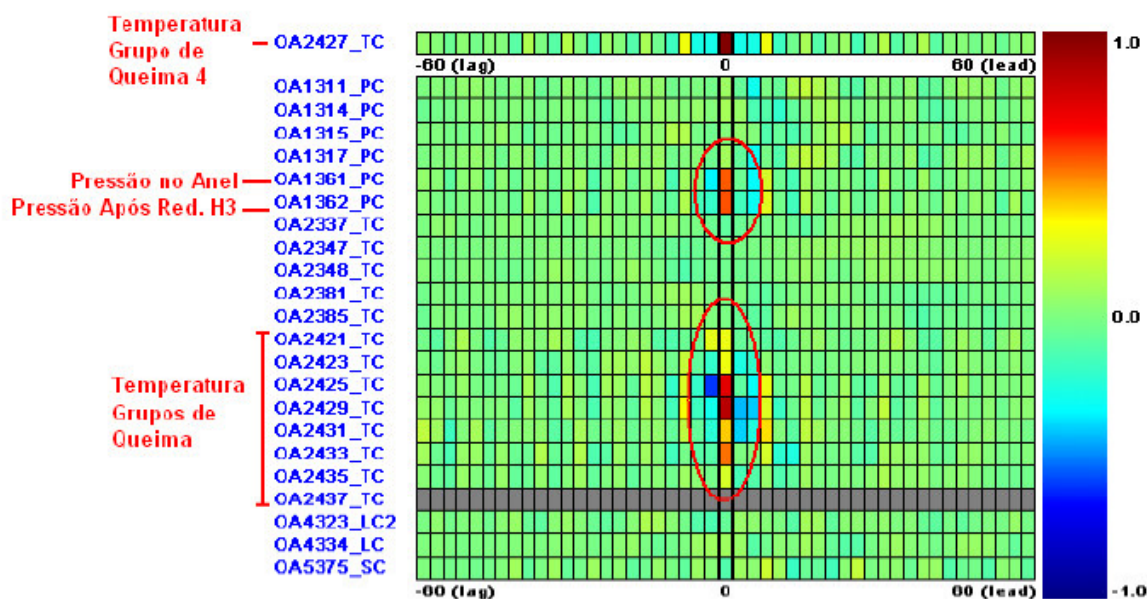
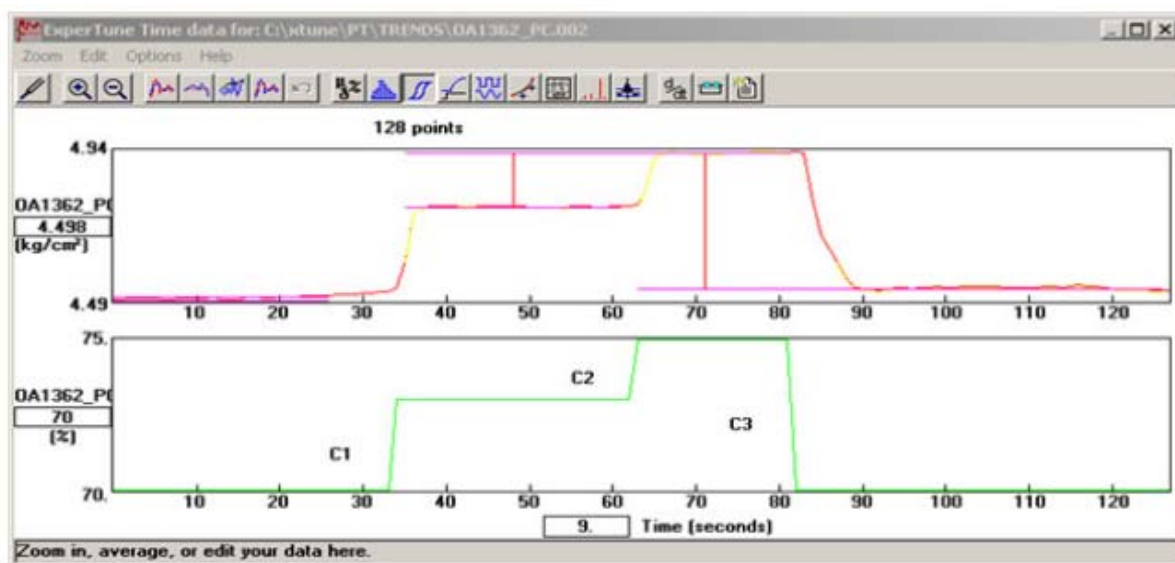


Figura 22 - Mapa de interação mostrando acoplamento entre a malha de temperatura da zona de queima 4 (OA2427_TC), as pressões de alimentação de gás (OA1361_PC e OA1362_PC) e as demais temperaturas dos grupos de queima Período: 29/04/08 18:00 a 30/04/08 18:00

Esse acoplamento físico já era esperado, uma vez que a demanda de gás dos queimadores irá influir na pressão de gás de toda a linha. Porém, as malhas de pressão normalmente possuem constantes de tempo bem menores que malhas de temperatura, e esses acoplamentos poderiam ser evitados com uma ressonância das malhas de pressão. A sintonia deve ser feita de modo que a malha de pressão de gás no anel seja de três a cinco vezes mais

rápidas que as malhas de temperatura. Deve-se, também, fazer um desacoplamento entre as malhas de pressão, a fim de se evitar competição entre elas. Variações na pressão após a H3 influem diretamente na pressão no anel. Logo, a malha de pressão após a H3 deve ser de três a cinco vezes mais lentas do que a malha de pressão no anel.

Foram realizados testes para se verificar a presença de histerese ou agarramento nas válvulas de gás, que poderiam ser causa das oscilações. Porém, pelos testes realizados, não foi detectado nenhum desses problemas nas válvulas que atuam na pressão de gás na redutora H3 ou no anel, conforme visto na figura 23.



	Found	Acceptable values	
Hysteresis	-0.037 %	less than 1%	ideal
		from 1 % to 2%	acceptable
		more than 3%	to be checked
Gain	0.794	less than 0.5	too small
		from 0.5 to 2	ideal
		more than 3	too high
Noise	0.122 %	less than 3%	acceptable
Valve:	N/A		
Note:	Enter your valve recommendations here.		

Figura 23 - Teste de histerese na válvula de controle de pressão após H3 (malha OA1362_PC). Histerese próxima a 0%

6.7 Acoplamento entre Malhas dos Queimadores Usina 1

Foi verificado que existem fortes acoplamentos entre as malhas de controle do forno. Como exemplo, pode-se citar algumas causas de perturbação na temperatura dos grupos de queima: movimento dos gases impulsionados pelos ventiladores no controle de pressão, variações na velocidade das pelotas pelo controle da velocidade da grelha e variações na

pressão de gás no anel, dentre outras. Um tipo de acoplamento identificado como sendo possível de ser modelado e, provavelmente, de ser minimizado, é o acoplamento entre as malhas de temperatura das próprias câmaras de queima. Esse acoplamento ocorre, principalmente, entre as temperaturas de zonas vizinhas. A movimentação de uma válvula para o controle de uma dada câmara de queima acaba por influir na temperatura das câmaras adjacentes. Alguns exemplos destes acoplamentos podem ser vistos nas figuras 24 e 25. Nesses testes, são mostradas malhas vizinhas em manual e destacados instantes onde foi aplicada alguma variação na válvula de gás de um dos grupos.



Figura 24 - Acoplamento do grupo 6 com os grupos 5 e 7

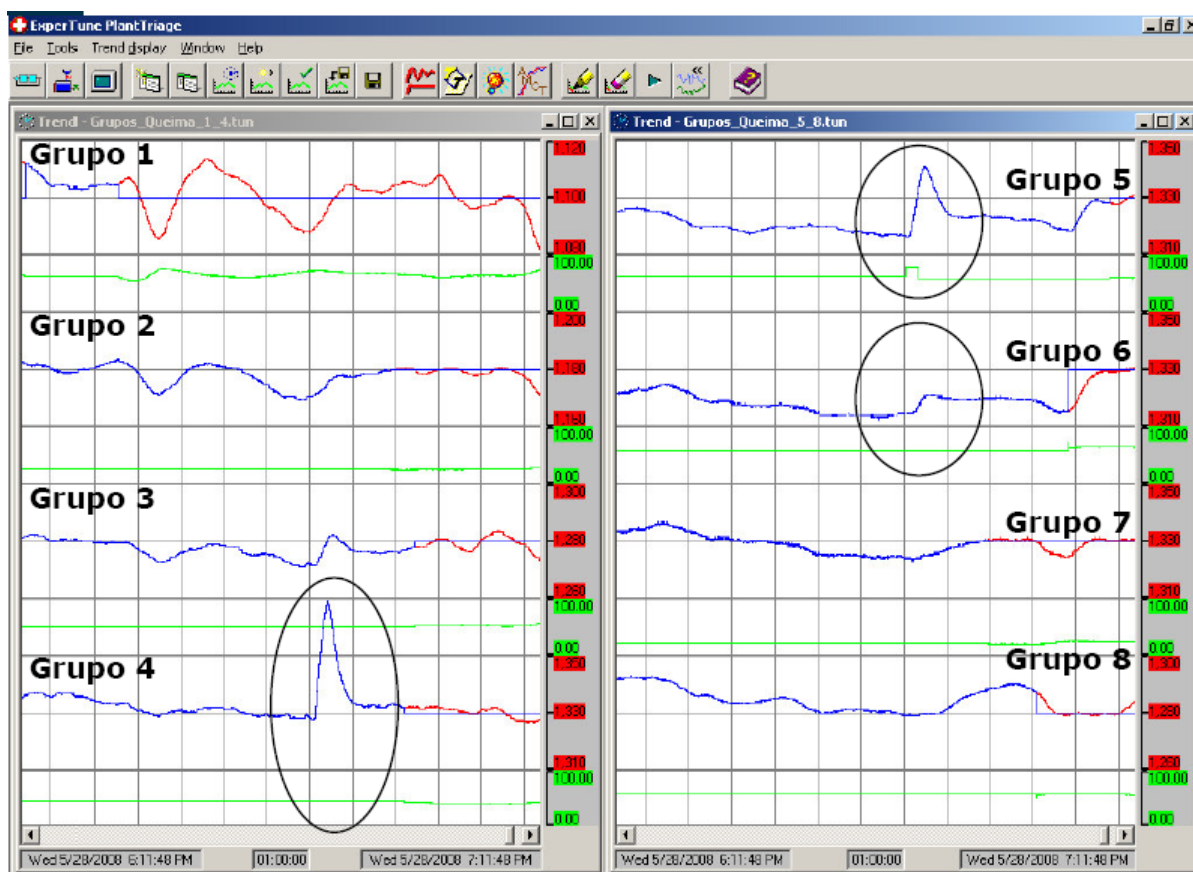


Figura 25 - Acoplamento do grupo 5 com os grupos 4 e 6

A influência dessa variação nas câmaras vizinhas é perceptível ao se analisar os gráficos da figura 25, e pode ser modelada com o auxílio do *PIDTuner* (software de ressonância das malhas, esse programa calcula os novos valores do PID, usa técnicas como *Coheen Cool* ou *Zigler Nichols*). Uma vez modeladas estas interferências, é possível projetar um controle *feed forward* que antecipe a correção da perturbação antes que o seu efeito ocorra totalmente. Por exemplo: pela figura 25, pode-se ver que uma movimentação da válvula do grupo cinco influi na temperatura do grupo quatro. Se a válvula do grupo cinco se mover, o efeito dessa movimentação no grupo quatro só será corrigido depois que o seu PID perceber algum erro entre o SP e a PV, o que, certamente, irá ocorrer após alguns minutos. Com o controle *feed forward*, se a válvula cinco se abrir, a válvula quatro irá fechar antes que seja percebido um erro na temperatura. Nesse caso, o efeito da abertura da válvula cinco se abrindo e o da válvula quatro se fechando se anulam, e a temperatura não deve sofrer grandes perturbações. Para tanto, é necessário ter uma função de transferência que modele o efeito da válvula cinco na temperatura do grupo quatro.

Testes como os mostrados nas figuras 24 e 25 foram realizados para obtenção da matriz de transferência para o forno de endurecimento de pelotas da Usina I. O procedimento utilizado foi similar ao descrito a seguir, que utiliza como exemplo a malha de temperatura do grupo seis, na Figura 25:

- Colocou-se a malha de temperatura do grupo seis em manual, bem como as malhas dos grupos vizinhos (grupos 3, 4, 7 e 8).
- Aplicou-se um teste do tipo duplo pulso na temperatura do grupo seis. Com esse teste, foi possível observar que os acoplamentos mais significativos são com o grupo 5 e com o grupo 7.
- Obteve-se, por meio do software (*PIDTuner*), a função de transferência para a temperatura do grupo 6, bem como para os acoplamentos desse grupo com o grupo 5 e também com o grupo 7.
- Replicou-se o teste para os demais grupos, obtendo-se a matriz de transferência para as malhas de temperatura do forno da Usina I, colocando-se sempre a malha de temperatura do grupo principal em manual, bem como as malhas de temperatura dos grupos vizinhos.

A matriz de transferência com as relações mais significantes do forno da Usina I é mostrada na tabela 8. Cada função de transferência modela o efeito do queimador da coluna *j* na temperatura da linha *i*.

Tabela 8 – Matriz de funções de transferência para o forno da Usina I

	Queim. 01	Queim. 02	Queim. 03	Queim. 04	Queim. 05	Queim. 06	Queim. 07	Queim. 08
Tem. Grupo 01	$\frac{0,17 \text{ e- } 22 \text{ s}}{110 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,02 \text{ e- } 44 \text{ s}}{44 \text{ s} + 1}$						
Tem. Grupo 02	$\frac{0,08 \text{ e- } 60 \text{ s}}{96 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,06 \text{ e- } 54 \text{ s}}{110 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,13 \text{ e- } 66 \text{ s}}{140 \text{ s} + 1}$					
Tem. Grupo 03	$\frac{0,02 \text{ e- } 108 \text{ s}}{40 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,05 \text{ e- } 61 \text{ s}}{126 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,13 \text{ e- } 53 \text{ s}}{130 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,04 \text{ e- } 53 \text{ s}}{78 \text{ s} + 1}$				
Tem. Grupo 04			$\frac{0,04 \text{ e- } 58 \text{ s}}{72 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,06 \text{ e- } 57 \text{ s}}{57 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,15 \text{ e- } 36 \text{ s}}{55 \text{ s} + 1}$			
Tem. Grupo 05				$\frac{0,03 \text{ e- } 110 \text{ s}}{120 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,11 \text{ e- } 51 \text{ s}}{78 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,16 \text{ e- } 53 \text{ s}}{84 \text{ s} + 1}$		
Tem. Grupo 06						$\frac{0,17 \text{ e- } 44 \text{ s}}{150 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,13 \text{ e- } 96 \text{ s}}{210 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,12 \text{ e- } 26 \text{ s}}{110 \text{ s} + 1}$
Tem. Grupo 07						$\frac{0,07 \text{ e- } 50 \text{ s}}{96 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,15 \text{ e- } 57 \text{ s}}{110 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,27 \text{ e- } 24 \text{ s}}{120 \text{ s} + 1}$
Tem. Grupo 08								$\frac{0,27 \text{ e- } 26 \text{ s}}{150 \text{ s} + 1}$

É apresentado, na figura 26, o grau de acoplamento entre cada queimador (colunas) e a temperatura medida em cada zona (linhas) do forno da Usina I. Um grau de acoplamento ‘muito forte’ indica a necessidade de desacoplamento entre as zonas. Por exemplo: é

necessário minimizar o efeito da abertura da válvula do queimador 3 na temperatura da zona 2 e, para isso, um desacoplador deve ser projetado.



Figura 26 – Mapa de acoplamento entre os grupos de queima da Usina I

Com a matriz de transferência obtida, foi possível projetar os desacopladores estáticos para as malhas de temperatura do forno da Usina I. Foram implementados somente os desacoplamentos entre as zonas com maior interação, pois o uso indevido desse recurso poderia acabar por aumentar a competição entre as malhas e desestabilizar o forno. Os ganhos calculados foram, ainda, reduzidos a fim de se obter uma solução robusta a imperfeições dos modelos. Os ganhos implementados são mostrados na tabela 9.

Tabela 9 – Desacopladores implementados no forno da Usina I

Desacoplamento	Calculado		Implementado	
	Ganho	Tempo Morto	Ganho	Tempo Morto
Grupo 3 p/ Grupo 2	-2,28	12	-1	0
Grupo 5 p/ Grupo 4	-2,4	0	-1,2	0
Grupo 6 p/ Grupo 5	-1,39	0	-0,8	0

A implementação desses desacopladores no PLC seguiu a lógica mostrada na Figura 27.

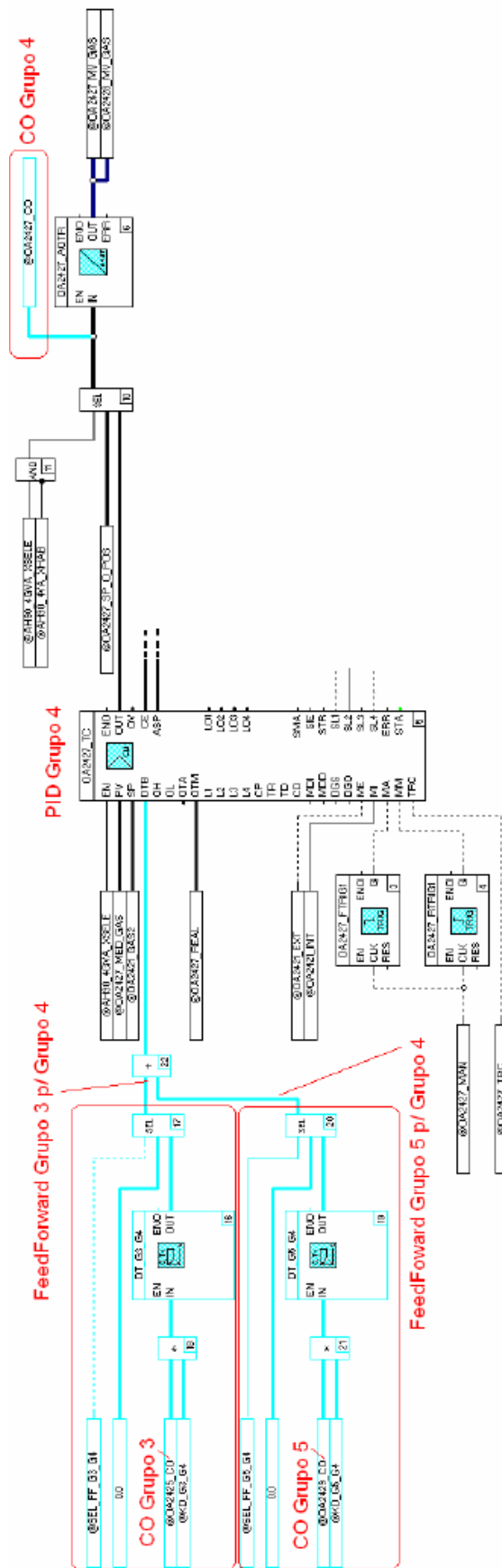


Figura 27 - Implementação da lógica dos desacopladores no PLC

No PLC ficaram disponíveis os blocos para realizar o desacoplamento de qualquer zona com suas vizinhas. A lógica foi feita de forma que os ganhos e atrasos de tempo podem ser modificados no programa *on-line*, bem como a seleção de quais desacopladores estarão ativos. Isso dá margem para seleção e ajustes de diferentes configurações.

6.8 Acoplamento entre Malhas dos Queimadores Usina II

Assim como para a Usina I, uma das etapas da previstas da dissertação para o forno da Usina II consistiu-se na revisão das sintonias das malhas de temperatura dos grupos de queima. Os PIDs dos grupos de queima desse forno estavam utilizando todos, a mesma sintonia, o que faz com que essa revisão seja altamente desejável.

Uma das primeiras ações realizadas foi a remoção da banda morta dos controladores PID. O controle dos Grupos de Queima 6, 8 e 10 (OB2438_TC, OB2446_TC e OB2454_TC, respectivamente) apresentava uma banda morta de 0,6%, o equivalente a 9,6°C. Isso tornava o controle desses grupos lento, já que as correções de temperatura só ocorriam quando o erro já era de praticamente 10°C. A figura 28 ilustra esta situação para o grupo oito, em que a região da banda morta é destacada pelas linhas pontilhadas.



Figura 28 - Presença de banda morta no PID do Grupo de Queima 8 da Usina II.

O próximo passo foi realizar uma revisão do método utilizado para o cálculo da média de temperatura de cada grupo de queima. O forno da Usina II é maior que o da Usina I e vários de seus grupos de queima possuem quatro queimadores e quatro termopares. A metodologia original utilizava os quatro termopares para o cálculo da média. Nesse método,

porém, os dois termopares que ficam próximos à zona vizinha acabam por sofrer influências dos outros queimadores, o que é um distúrbio e aumenta o acoplamento entre as malhas. A nova metodologia proposta utiliza apenas os dois termopares localizados entre os queimadores de cada zona, de modo a minimizar as influências vizinhas. Essa configuração fica mais bem ilustrada pela figura 32:

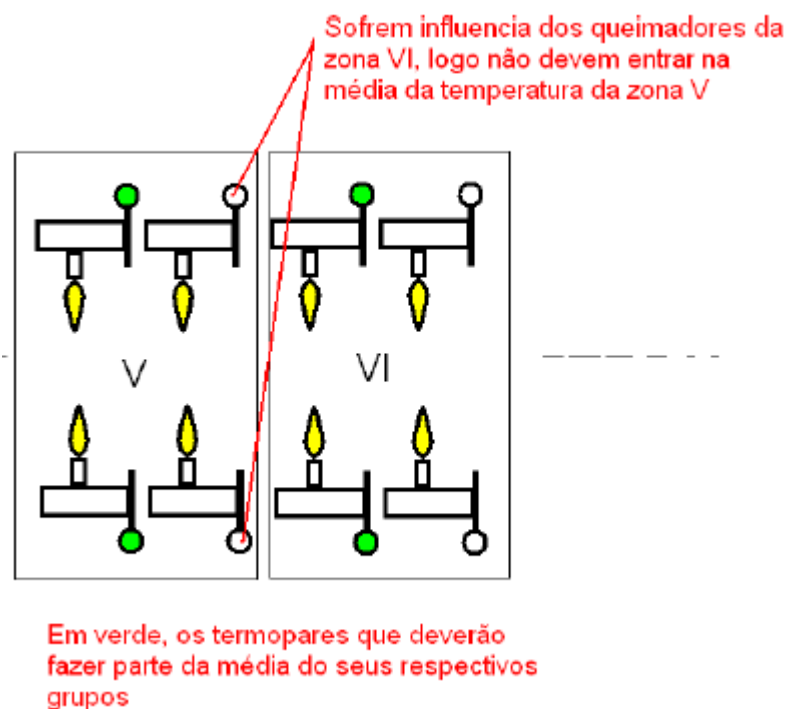


Figura 29 - Exemplo de implementação do cálculo da média de temperatura para os queimadores da Usina I

Como alguns termopares apresentaram problemas de medição, a seleção dos termopares seguiu essa metodologia somente quando possível. Termopares suspeitos, com temperaturas muito baixas, oscilando muito ou com ruído não entraram na média. A configuração utilizada para as modelagens é mostrada na Figura 30.

Uma vez revisada a metodologia de cálculo das médias de temperatura para cada zona, os grupos foram modelados individualmente, utilizando-se testes com o forno em manual. Novas sintonias foram propostas e os novos parâmetros aplicados. A tabela 10 mostra um resumo com os novos parâmetros PIDs sintonizados.

Tabela 10 – Novos parâmetros do PID para os grupos de queima da Usina II

	P	I (seg)	D (seg)
Grupo C	7	120	17
Grupo 1	6,5	80	14
Grupo 2	7,5	22	6
Grupo 3	7	72	14
Grupo 4	6,5	6	5
Grupo 5	7	100	8
Grupo 6	7,5	20	5
Grupo 7	6	62	25
Grupo 8	6,5	62	15
Grupo 9	7,5	53	7
Grupo 10	8,5	33	7
Grupo 11	8	64	15

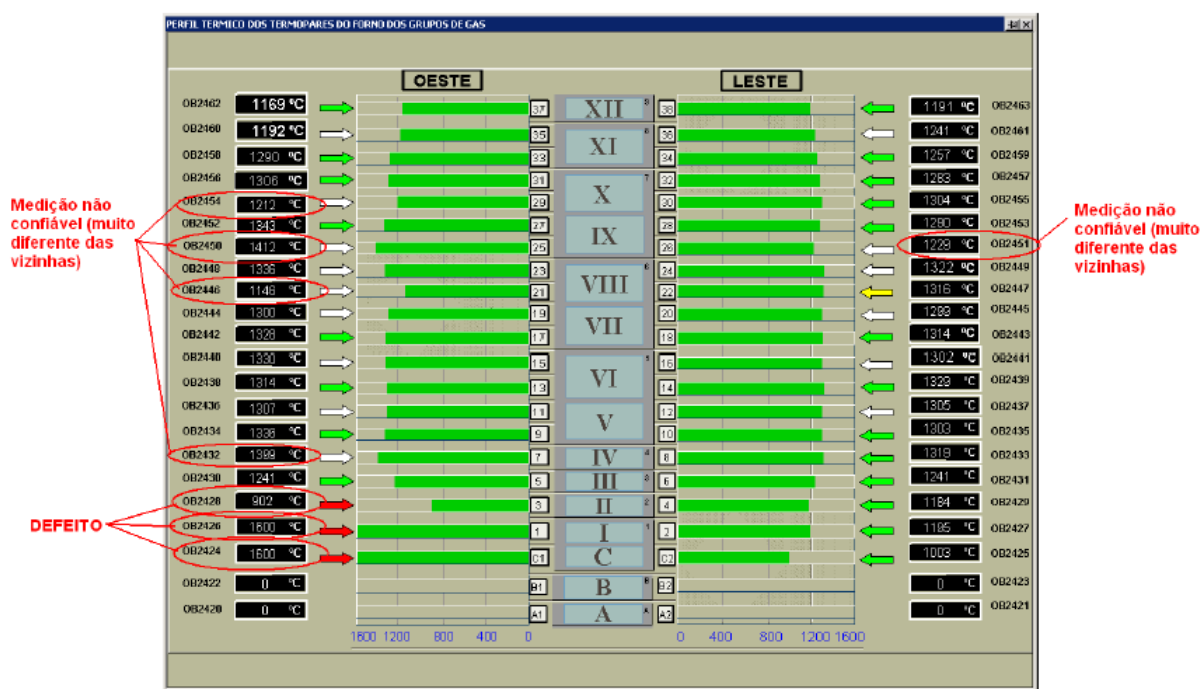


Figura 30 - Seleção dos termopares para cálculo das médias. Os termopares utilizados são os marcados em verde ou amarelo. Fonte: Operate IT

Além dos modelos individuais para cada zona, foi levantada, ainda, uma matriz de transferência com as influências de cada queimador nas suas zonas vizinhas. Essa matriz é apresentada na tabela 11.

Tabela 11 - Matriz de transferência para o forno da Usina II

	Queim. C	Queim. 01	Queim. 02	Queim. 03	Queim. 04	Queim. 05	Queim. 06	Queim. 07	Queim. 08	Queim. 09	Queim. 10	Queim. 11
Tem. Grupo C	$\frac{0,24 \text{ e-} 17 \text{ s}}{240 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Tem. Grupo 01	0	$\frac{0,09 \text{ e-} 59 \text{ s}}{110 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Tem. Grupo 02	0	$\frac{0,03 \text{ e-} 48 \text{ s}}{43 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,03 \text{ e-} 32 \text{ s}}{8,4 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,15 \text{ e-} 32 \text{ s}}{44 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0	0	0	0	0
Tem. Grupo 03	0	0	0	$\frac{0,18 \text{ e-} 36 \text{ s}}{174 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,07 \text{ e-} 37 \text{ s}}{106 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0	0	0	0
Tem. Grupo 04	0	0	0	$\frac{0,02 \text{ e-} 51 \text{ s}}{36 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,14 \text{ e-} 22 \text{ s}}{160 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0	0	0	0
Tem. Grupo 05	0	0	0	0	$\frac{0,03 \text{ e-} 90 \text{ s}}{106 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,33 \text{ e-} 34 \text{ s}}{444 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0	0	0
Tem. Grupo 06	0	0	0	0	0	0	$\frac{0,12 \text{ e-} 9 \text{ s}}{28 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,15 \text{ e-} 12 \text{ s}}{180 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0
Tem. Grupo 07	0	0	0	0	0	0	0	$\frac{0,30 \text{ e-} 40 \text{ s}}{180 \text{ s} + 1}$	0	0	0	0
Tem. Grupo 08	0	0	0	0	0	0	0	$\frac{0,21 \text{ e-} 60 \text{ s}}{270 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,11 \text{ e-} 28 \text{ s}}{67 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,11 \text{ e-} 27 \text{ s}}{140 \text{ s} + 1}$	0	0
Tem. Grupo 09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$\frac{0,12 \text{ e-} 29 \text{ s}}{170 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,09 \text{ e-} 28 \text{ s}}{110 \text{ s} + 1}$	0
Tem. Grupo 10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$\frac{0,07 \text{ e-} 21 \text{ s}}{200 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,08 \text{ e-} 18 \text{ s}}{40 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,09 \text{ e-} 15 \text{ s}}{61 \text{ s} + 1}$
Tem. Grupo 11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$\frac{0,35 \text{ e-} 42 \text{ s}}{72 \text{ s} + 1}$	$\frac{0,10 \text{ e-} 32 \text{ s}}{78 \text{ s} + 1}$

A fim de facilitar a interpretação da matriz de transferência, foi montado um mapa de interações, apresentado na figura 31, que exhibe o grau de acoplamento entre cada queimador (colunas) e a temperatura medida em cada zona (linhas). As interações entre grupos vizinhos não são tão significativas como ocorreu para a Usina I, pois, na Usina II, as câmaras de queima são maiores, comportando, em sua maioria, quatro queimadores e quatro termopares. Como a estratégia para a medição de temperatura de cada zona utiliza os termopares localizados na posição intermediária da zona, esses pontos de medição sofrem pouca influência dos queimadores vizinhos por estarem fisicamente distantes dos mesmos. As influências detectadas nesse mapa são decorrentes, em parte, pelo fato de a estratégia de cálculo não ter sido aplicada em sua totalidade, por falta de termopares confiáveis no campo.



Figura 31 - Mapa de acoplamento entre os Grupos de Queima da Usina II

6.9 Desacoplamentos Entre as Malhas dos Queimadores

As ressonâncias realizadas melhoraram o comportamento do forno em estado estacionário. Já a implementação dos desacopladores tem por objetivo trazer melhoria no desempenho durante os transitórios, ocasionados por paradas ou mudanças de SP. A eficácia dos desacopladores foi testada, conforme mostrado na figura 32. Nesse caso, é avaliado o desacoplador projetado para anular os efeitos da válvula do grupo cinco na temperatura do grupo quatro. Durante o teste, o grupo quatro foi mantido no modo automático e o Grupo 5 no modo manual. Aplicando-se um pulso na CO do queimador cinco, observa-se como a malha do grupo quatro rejeita a perturbação sem o desacoplador e, posteriormente, com o desacoplador ativado.

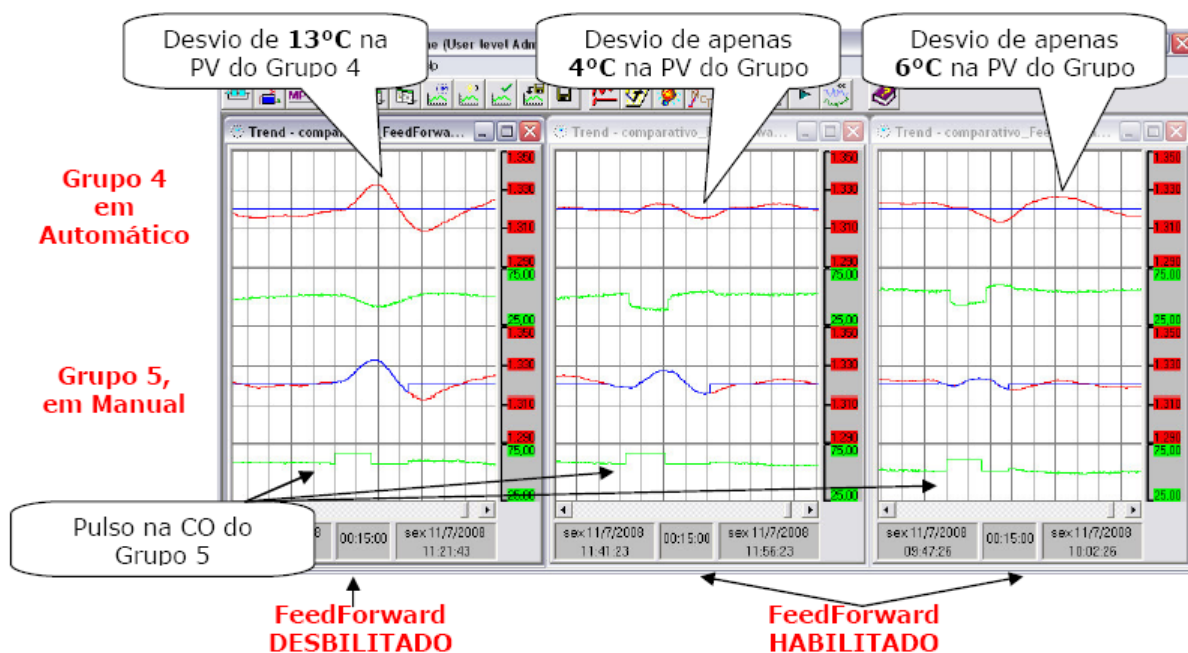


Figura 32 - Testes com o desacoplador do Grupo 5 p/ Grupo 4, com aplicação de pulso SP Azul, PV Vermelho e CO Verde.

Pelos testes, pode-se ver que o efeito do pulso aplicado na CO do Grupo 5 é reduzido quando o desacoplador está ativado, reduzindo a amplitude do erro de controle no Grupo 4, de 13°C para até 4°C. O mesmo teste foi repetido, porém com a aplicação de um degrau. O resultado é mostrado na figura 33.

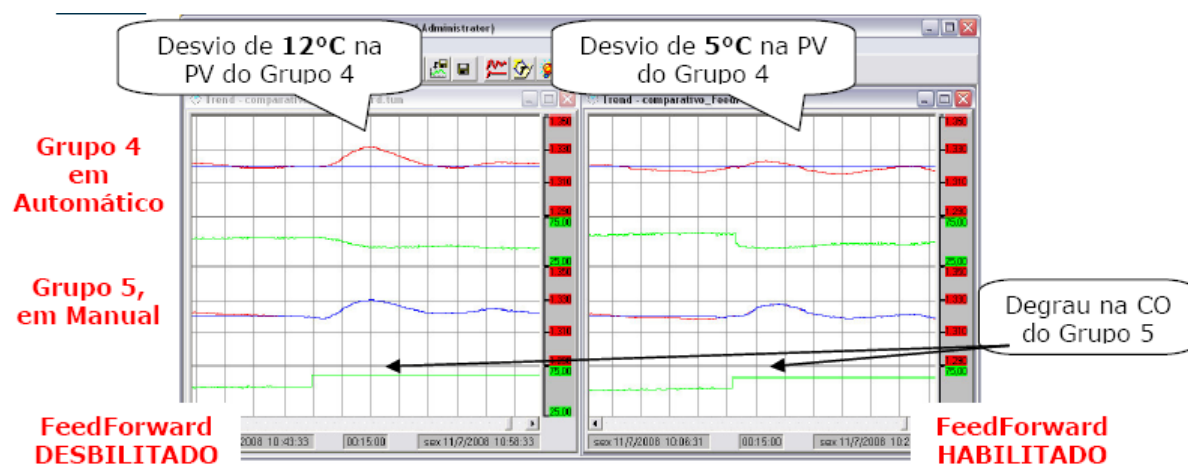


Figura 33 - Testes com o desacoplador do Grupo 5 p/ Grupo 4, com aplicação de degrau SP Azul, PV Vermelho e CO Verde

O benefício do uso dos desacopladores nesses dois exemplos é evidente, pois reduzem o efeito das movimentações da válvula vizinha, principalmente nos transientes. Em regime permanente, não foi notada nenhuma melhora significativa. Mas é importante ressaltar que a presença dos desacopladores também não trouxe qualquer tipo de prejuízo ou instabilidade às malhas durante o período observado.

6.10 Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os acoplamentos existentes entre as malhas de controle do forno e como cada queimador interfere na medição de temperatura do forno e, dessa forma, na medição de temperatura do queimador vizinho. Vimos que esse fato causa oscilações nos grupos de queima e que apenas a ressonância das malhas de controle não é suficiente para mitigar essas oscilações. Portanto, foi necessário utilizar técnicas de desacoplamento para que essas oscilações fossem minimizadas.

No próximo capítulo serão analisados os benefícios causados pela ressonância das malhas de controle e pelo desacoplamento.

Capítulo 7: Medição de Ganhos

7.1 Introdução

Após a realização dos trabalhos descritos na seção anterior, conseguiu-se medir alguns ganhos operacionais no Forno da Usina I. Foram realizadas modelagem e sintonia de todos os grupos de queima, revistos os cálculos das médias de temperatura para cada grupo e implementados desacopladores entre as zonas com maior influência entre si.

7.2 Resultados Usina I

7.2.1 Influência do Perfil de Temperaturas do Forno

Durante os trabalhos de sintonia, percebeu-se que o forno operou com dois perfis de *set points* bem distintos, definidos pelos técnicos de sala, os operadores da planta. Um primeiro perfil, mostrado na figura 34 como a linha vermelha, foi utilizado antes do trabalho de ressintonia e serviu como referência. Durante os trabalhos, os SPs foram alterados significativamente para o segundo perfil, mostrado em azul, devido a uma solicitação da equipe de processo. Esse perfil causava saturação de alguns queimadores, que operavam com 0 ou 100% de abertura e não eram capazes de levar o forno ao SP desejado. Após certo período, a operação retornou o perfil para um patamar bem próximo ao utilizado no período de referência, ficando apenas o Grupo 1 com um SP mais baixo.

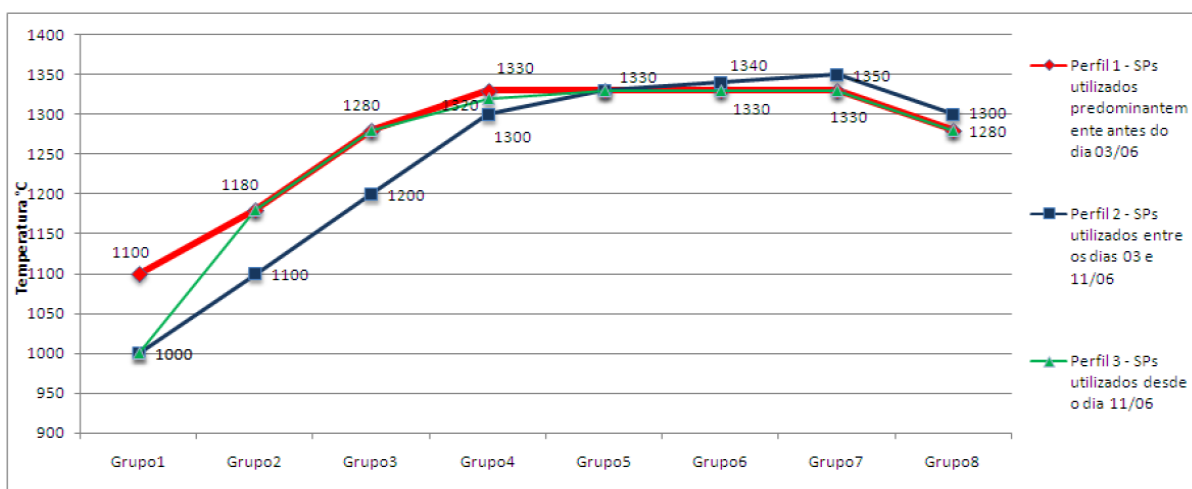


Figura 34 - Perfis de SP utilizados pela operação durante os trabalhos de sintonia

O aumento do índice de CO Saturada indica que as malhas perderam capacidade de controle por saturação dos atuadores. Esse foi um período em que o desempenho das novas sintonias não pôde ser medido. Após a nova mudança do perfil do forno (Perfil três), pode-se ver que a saturação dos grupos diminuiu para todas as malhas e esse é, portanto, um bom período para se avaliar os resultados do trabalho de resintonia. Todas as análises comparativas entre ANTES e DEPOIS foram feitas excluindo-se o período onde o Perfil dois esteve presente.

7.2.2 Abertura dos Grupos de Queima

O primeiro fato observado pela operação, após os trabalhos de otimização, foi que os grupos de queima passaram a operar de maneira mais balanceada, com a maioria das aberturas entre 40% e 60%, aproximadamente. As figuras 35, 36 e 37 ilustram o antes e depois dos trabalhos realizados.

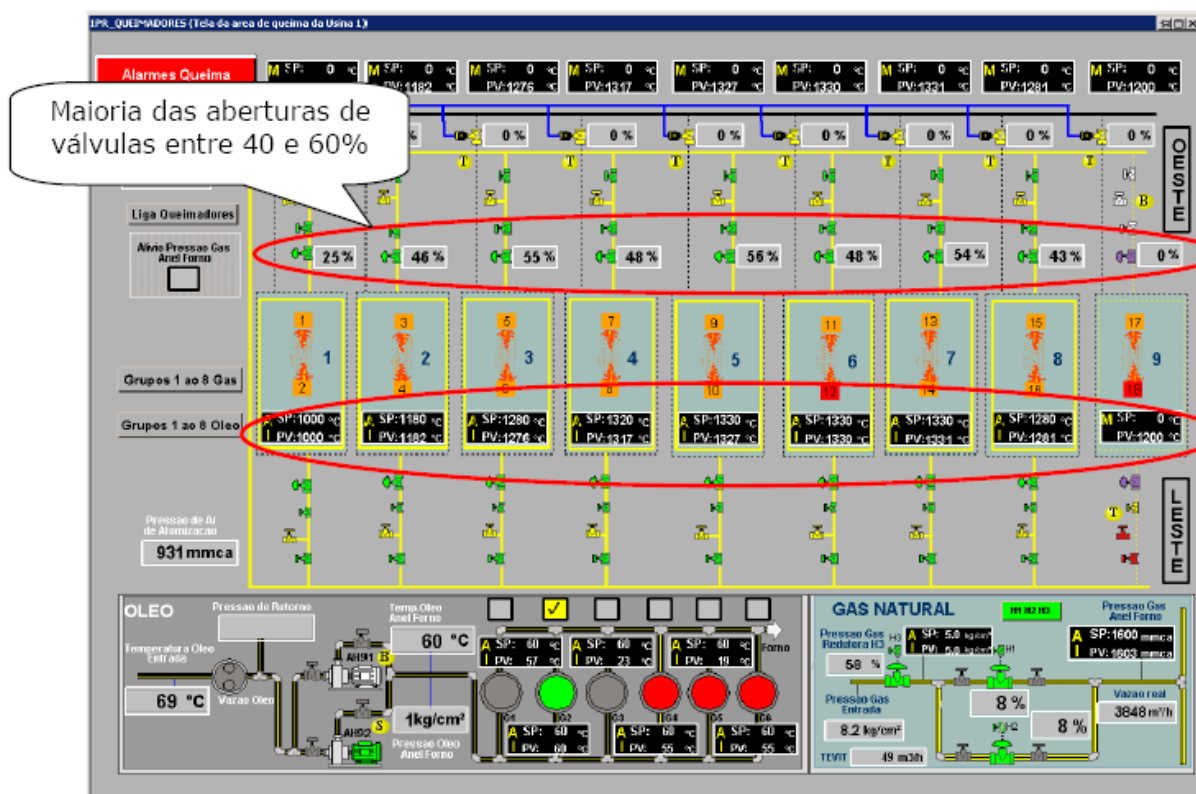


Figura 35 - Forno I operando de forma mais balanceada após os trabalhos de otimização. Fonte: ABB Operate IT

Comparando-se as aberturas das válvulas de gás antes e depois, os gráficos das figuras 36 e 37 exibem uma janela de 10 dias e possuem escala de 0 a 100%. Pelo que se pode observar nos gráficos, as válvulas de gás passam a operar próximas à região de 50%. A abertura dos grupos de queima tornou-se mais homogênea e estável.

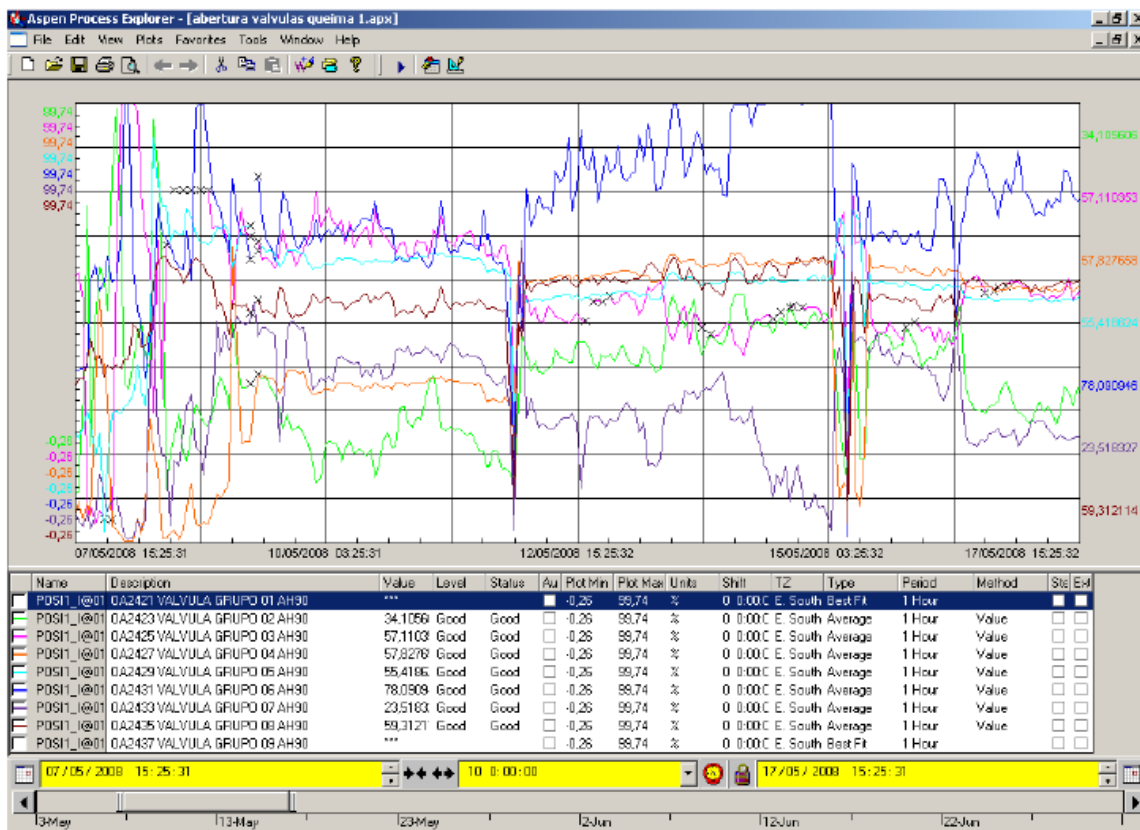


Figura 36 – ANTES. Válvulas de gás saturadas com aberturas próximas a 0% ou 100%. Fonte: PIMS

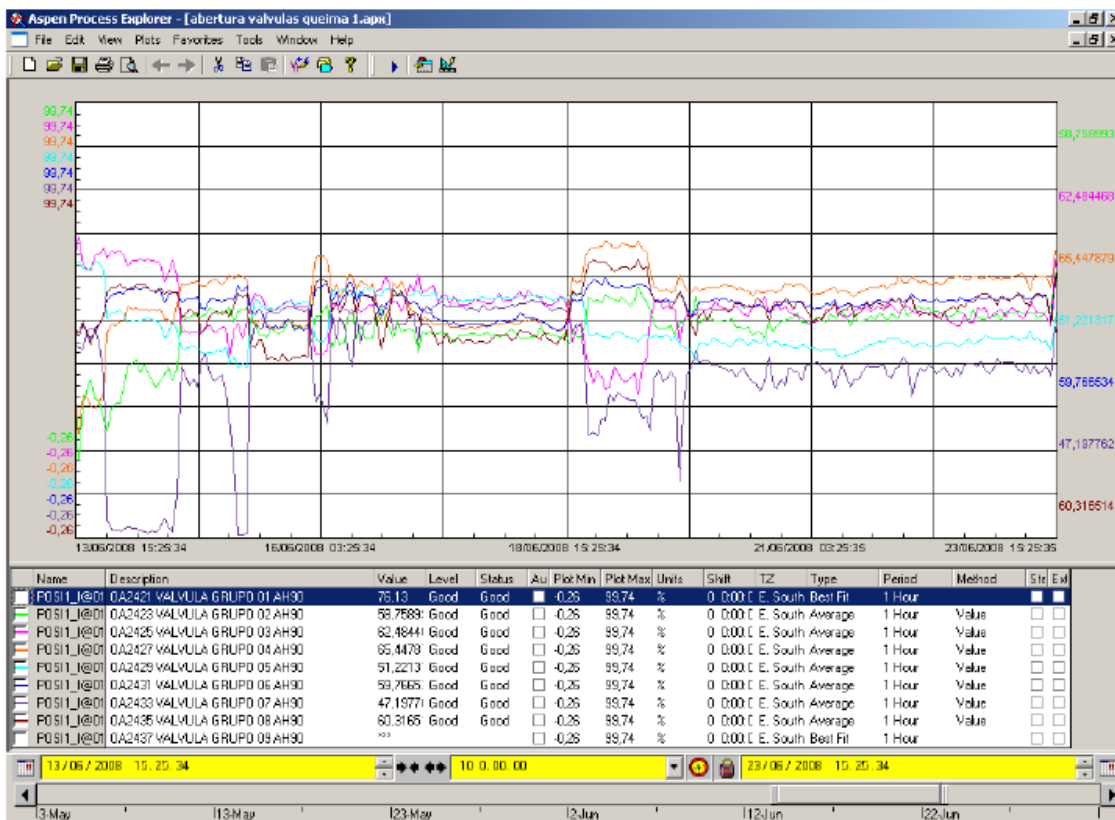


Figura 37 – DEPOIS. Válvulas de gás passam a operar próximas à região de 50%. Abertura dos grupos de queima mais homogênea. Fonte: PIMS

Os trabalhos de ressintonia, revisão das médias e desacoplamento das malhas de controle foram iniciados no dia 28/05/2008 e finalizados em 13/06/2008. Como resultado, obteve-se diminuição do Erro Médio de Controle para todos os grupos. Todas as malhas apresentaram melhora, exceto o grupo um, que ainda apresentou problemas de saturação por estar utilizando um SP mais baixo do que o controle pode proporcionar. O pedido de temperatura feito pelo técnico de sala não pode ser atendido, pois a temperatura solicitada é muito baixa. Os queimadores vizinhos aquecem a região, impossibilitando que a temperatura do grupo 1 caia mais, mesmo ela estando com o queimador totalmente fechado (0%), o que indica saturação.

7.2.3 Melhorias Alcançadas

As sintonias e demais ações realizadas se mostraram robustas o suficiente para manter o Erro Médio de Controle em um patamar mais baixo por quase 1 mês. A fim de se quantificar melhor a redução da variabilidade das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina I, foi realizada uma análise estatística da temperatura de cada grupo antes e depois dos trabalhos. Foram escolhidos períodos de 24h em que o SP de temperatura se manteve constante, a grelha funcionou sem interrupções e nenhuma perturbação significativa esteve presente. Foram traçados histogramas de cada período e avaliados o desvio padrão, variabilidade e integral do erro absoluto (IAE), com auxílio do *PIDTuner*. O resultado desta análise é apresentado nas figuras 38, 39 e 40. Todos os índices de interesse sofreram redução se comparados com o período anterior aos trabalhos de sintonia.

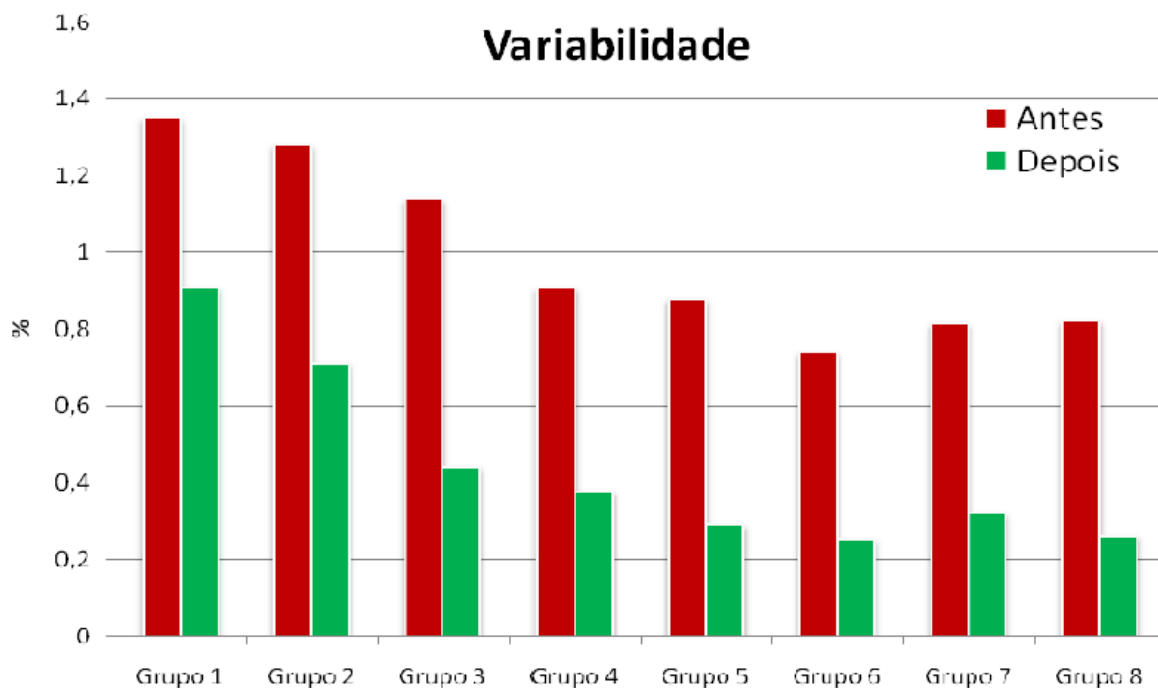


Figura 38 - Resultado da análise de variabilidade das temperaturas dos Grupos de queima da Usina I

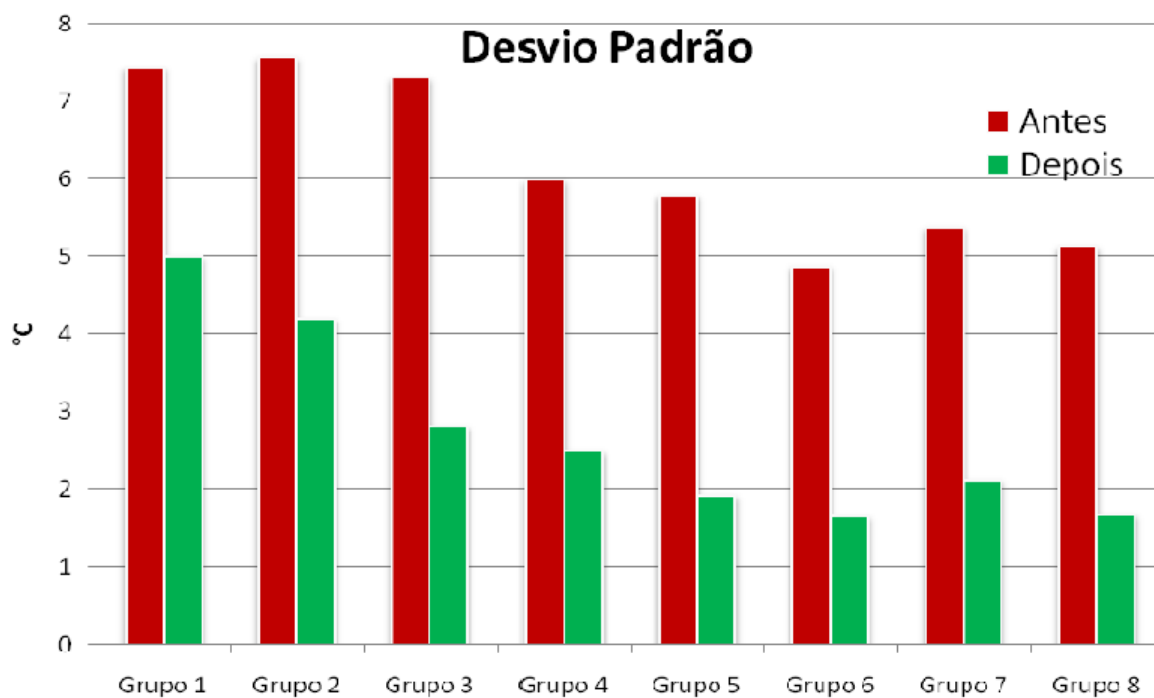


Figura 39 - Resultado da análise do desvio padrão das temperaturas dos Grupos de queima da Usina I

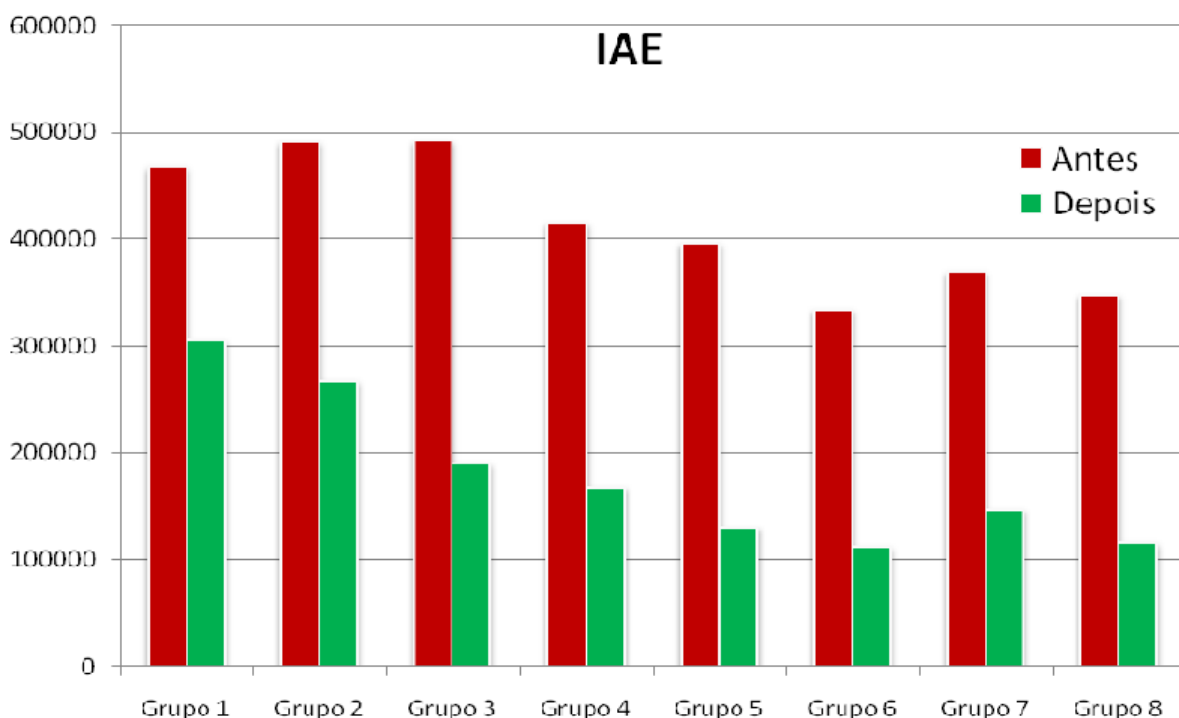


Figura 40 - Resultado da análise do IAE das temperaturas dos Grupos de queima da Usina I

Após a redução de variabilidade obtida com os trabalhos de otimização, foi verificada uma redução no consumo específico de gás do Forno da Usina I, conforme relatórios extraídos do sistema MES e reproduzidos na figura 41. Um fato evidente é que o forno passou a trabalhar com um consumo específico de gás mais próximo da meta (13,4 Nm³/t).

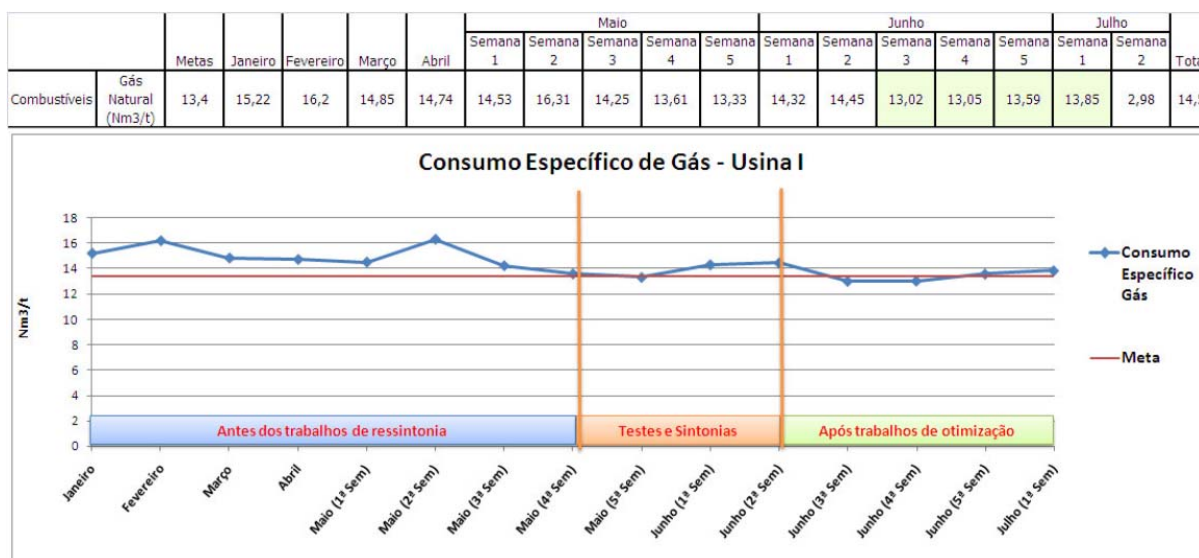


Figura 41 - Comparativo do consumo específico de gás (Nm³/ton) antes e depois dos trabalhos de Otimização

Foi levantado, com a equipe de operação responsável pela Usina I, se algum outro trabalho de manutenção/melhoria foi realizado em paralelo com a auditoria e otimização das malhas, e que pudesse ter contribuído para a redução do consumo de gás. Porém, segundo o

levantamento, nenhum fato relevante ocorreu e uma eventual redução do consumo poderia ser atribuída aos trabalhos de otimização. Para se quantificar a real redução no consumo específico de gás, é necessário avaliar outras variáveis que influem diretamente no consumo: a produção média diária, o tipo de pelota produzido, o consumo médio de carvão e a umidade. Somente depois de isoladas cada uma dessas variáveis, é possível se mensurar algum ganho real no consumo específico de gás natural.

7.2.4 Influência da Umidade

A análise do percentual de umidade na polpa retida é importante, pois, quanto mais úmida a pelota crua, mais energia deve ser gasta para efetuar a sua secagem. Esse é um fator que pode influir diretamente no consumo de gás pelo forno. Mas a análise do histórico da umidade e do consumo de gás não apresentou nenhuma correlação forte, conforme apresentado na figura 42. Todo o gráfico de correlação cruzada, figura 43, se mantém dentro do intervalo de confiança, o que indica independência entre as variáveis. Logo, a influência da umidade no consumo específico pode ser descartada.

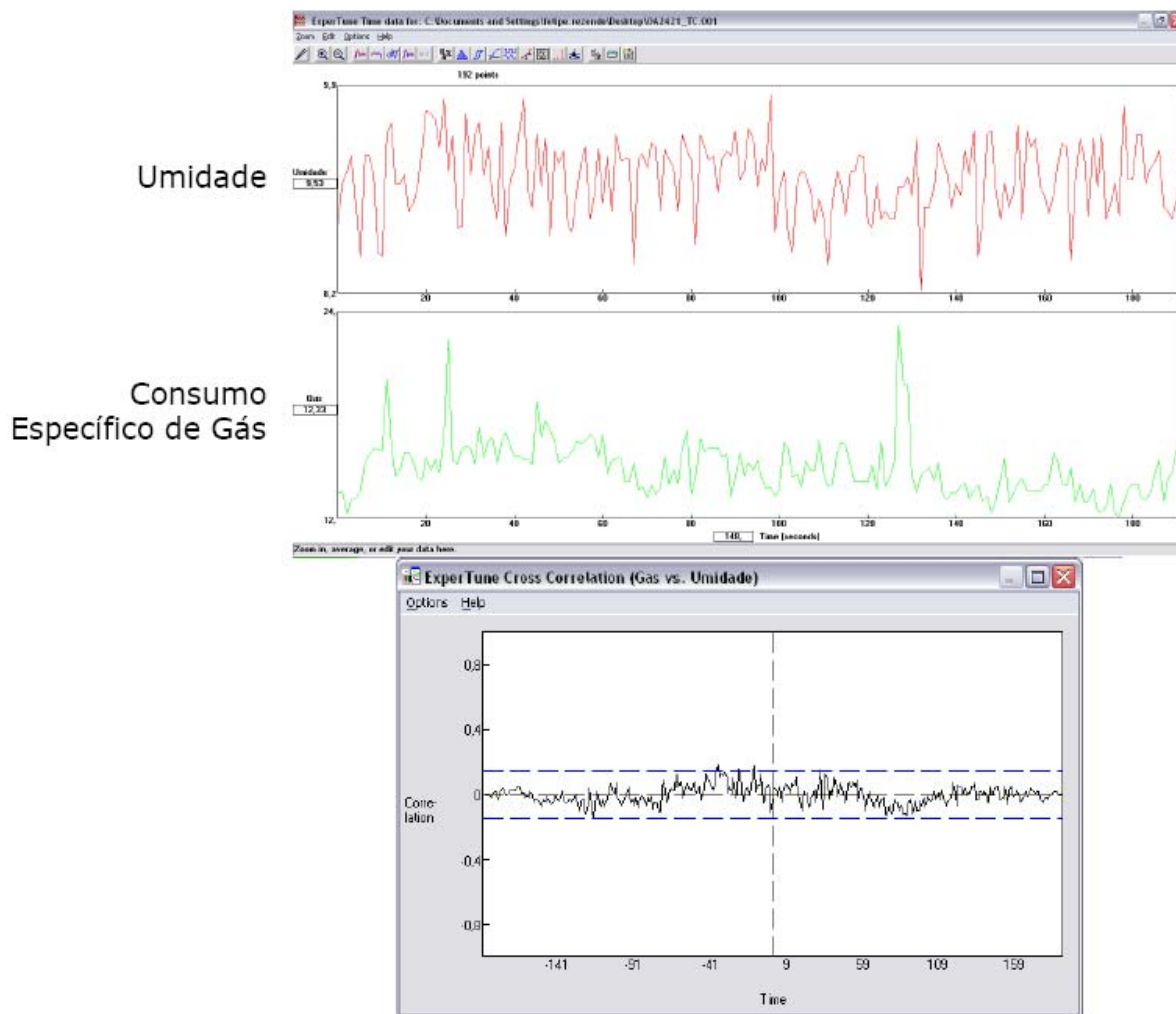


Figura 42 – Evolução diária do % de Umidade na Polpa Retida e do Consumo Específico de Gás, e gráfico de Correlação Cruzada entre as duas variáveis.

7.2.5 Consumo de Carvão Mineral

O carvão (antracito) adicionado ao minério para formação de pelota serve como combustível para a queima e também irá influir no consumo específico de gás natural. Porém, a quantidade média de carvão adicionado a cada dia é variável e deve-se comparar os dias anteriores e posteriores ao trabalho de otimização que apresentem o mesmo consumo médio diário de carvão, bem como mesma produção diária média. Foram definidas faixas operacionais e os dias do ano foram associados a alguma dessas faixas. Apenas dias de uma mesma faixa foram comparados. O resultado final dessa análise é apresentado na figura 43. Analisando-se apenas o consumo específico de gás natural para produção de pelotas do tipo RM (produção predominante da Usina I) e comparando-se dias com situações operacionais semelhantes entre si, obteve-se redução no consumo específico para sete das oito situações operacionais definidas.

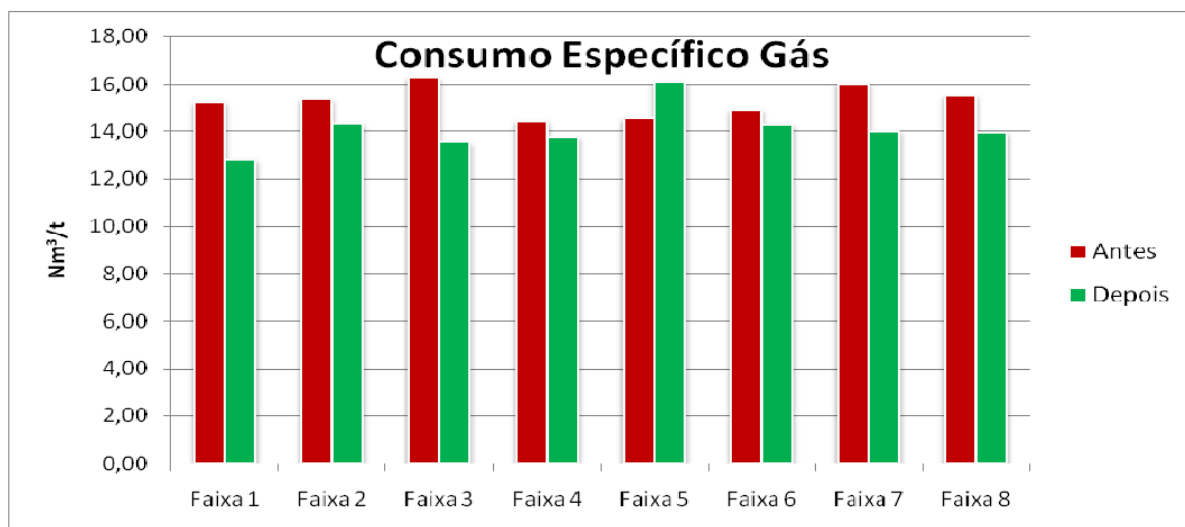


Figura 43 – Consumo específico de Carvão. Período de 01/01/2008 a 15/07/2008

Para as condições operacionais da planta não interferirem significativamente na medição de ganhos, foram selecionados dias de operação semelhantes para que dessa forma, fosse possível medir apenas a influência das melhorias de otimização no processo. A tabela 12 mostra faixas operacionais onde foi possível comparar o antes e o depois das melhorias feitas.

Tabela 12 – Consumo específico de gás natural para os dias Antes e Depois dos trabalhos

	Faixas Operacionais				Nº dias na faixa
	Produção (t/dia)		Antracito (Kg/t)		
	min	max	min	max	
Faixa 1	6900	7100	13	14	9
Faixa 2	7100	7300	13	14	6
Faixa 3	7300	7500	13	14	14
Faixa 4	7500	7700	13	14	13
Faixa 5	7100	7300	12	13	6
Faixa 6	7300	7500	12	13	15
Faixa 7	7500	7700	12	13	9
Faixa 8	7700	7900	12	13	12

Foi feita uma análise semelhante comparando-se o custo específico dos combustíveis antes e depois dos trabalhos de otimização, ou seja, o custo do carvão e gás natural por tonelada produzida. O resultado é apresentado na figura 44, e mostra uma redução significativa do consumo específico de combustíveis.

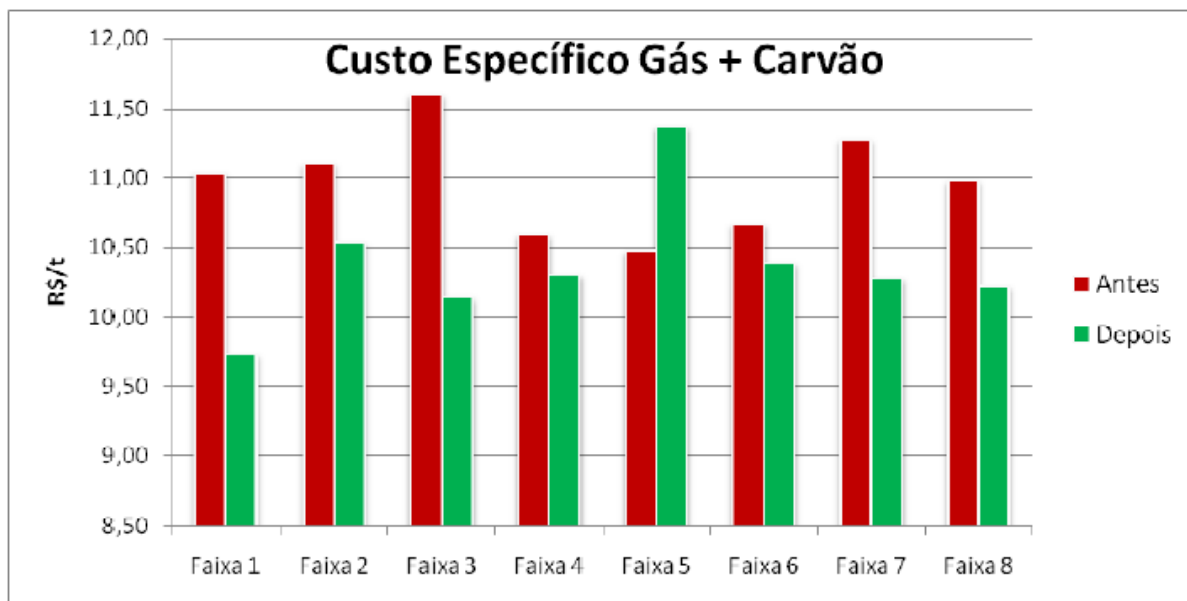


Figura 44 – Custo específico de combustíveis para os dias Antes e Depois dos trabalhos de otimização, comparados apenas dentro de cada faixa operacional.

Se esse comportamento perdurar no longo prazo, será um bom indicador de retorno concreto de capital obtido com os trabalhos de otimização. De qualquer forma, melhorias no comportamento geral das malhas de temperatura do forno ficaram evidentes, tais como redução do erro médio de controle e melhor distribuição das aberturas das válvulas de gás. E assim, pode-se dizer que os objetivos iniciais traçados para estas malhas foram atingidos.

A faixa cinco piora, mas esse é um valor discrepante dos demais, pois só foi possível obter um dia da análise feita depois das melhorias. As demais faixas demonstram a melhora no consumo específico de combustíveis.

7.3 Resultados Usina II

Assim como na Usina I, foi possível verificar alguma melhora das malhas de temperatura dos Grupos de Queima da Usina II. O período observado foi de apenas uma semana, mas a redução da variabilidade fica evidente para alguns grupos.

Foi realizada uma análise estatística da temperatura de cada grupo antes e depois dos trabalhos de otimização, escolhendo-se períodos de 24h em que o SP de temperatura se manteve constante, a grelha funcionou sem interrupções e nenhuma perturbação significativa esteve presente. Foram traçados histogramas de cada período e avaliados o desvio padrão, variabilidade e integral do erro absoluto (IAE), com auxílio do *PIDTuner*. O resultado dessa análise é apresentado nas figuras 45, 46 e 47. Todos os índices de interesse sofreram redução, se comparados com o período anterior aos trabalhos de sintonia.

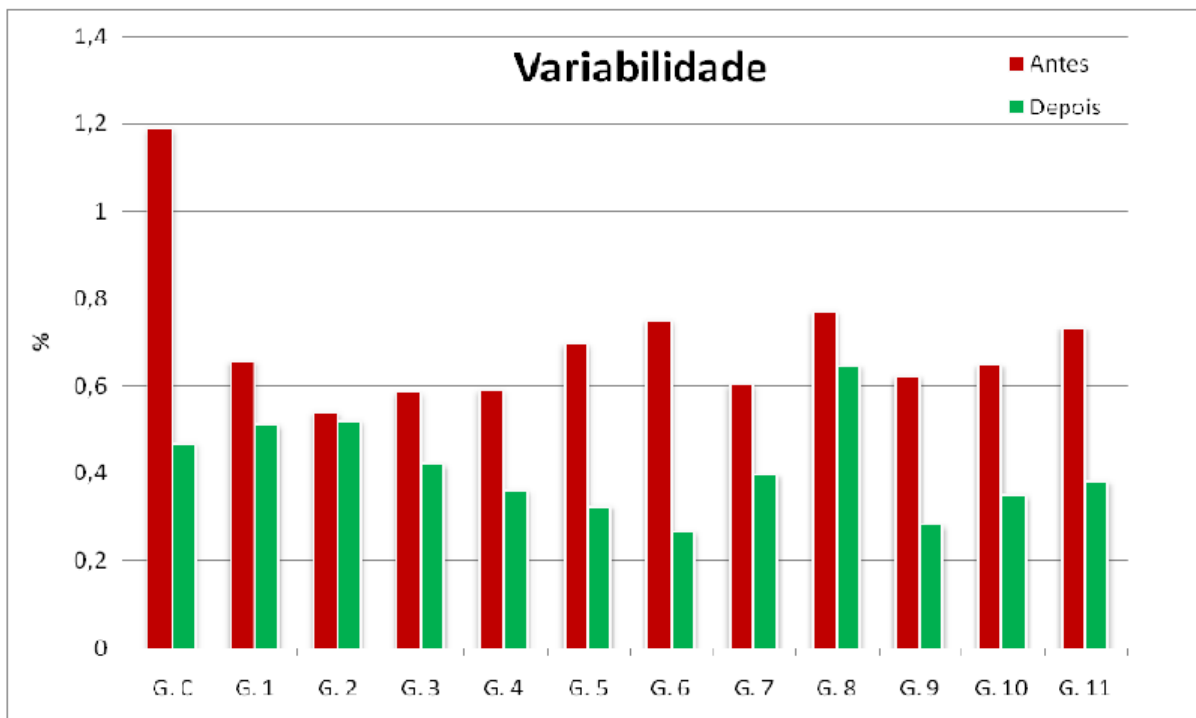


Figura 45 - Resultado da análise de variabilidade das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina II

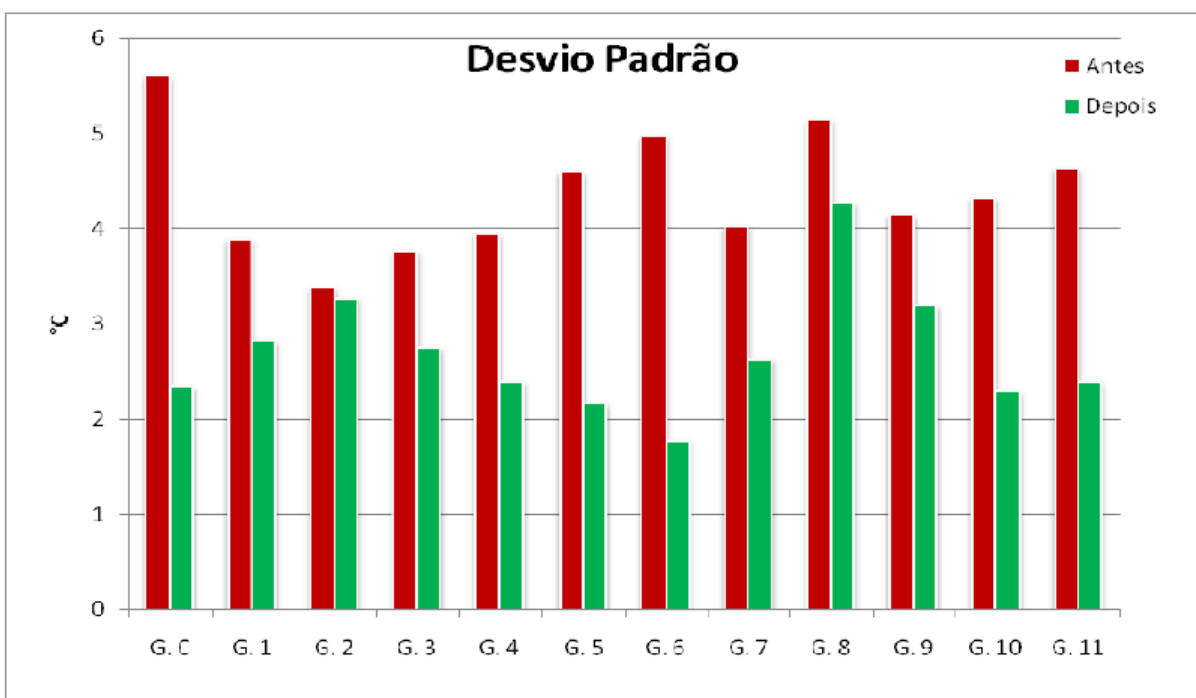


Figura 46 - Resultado da análise do desvio padrão das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina II

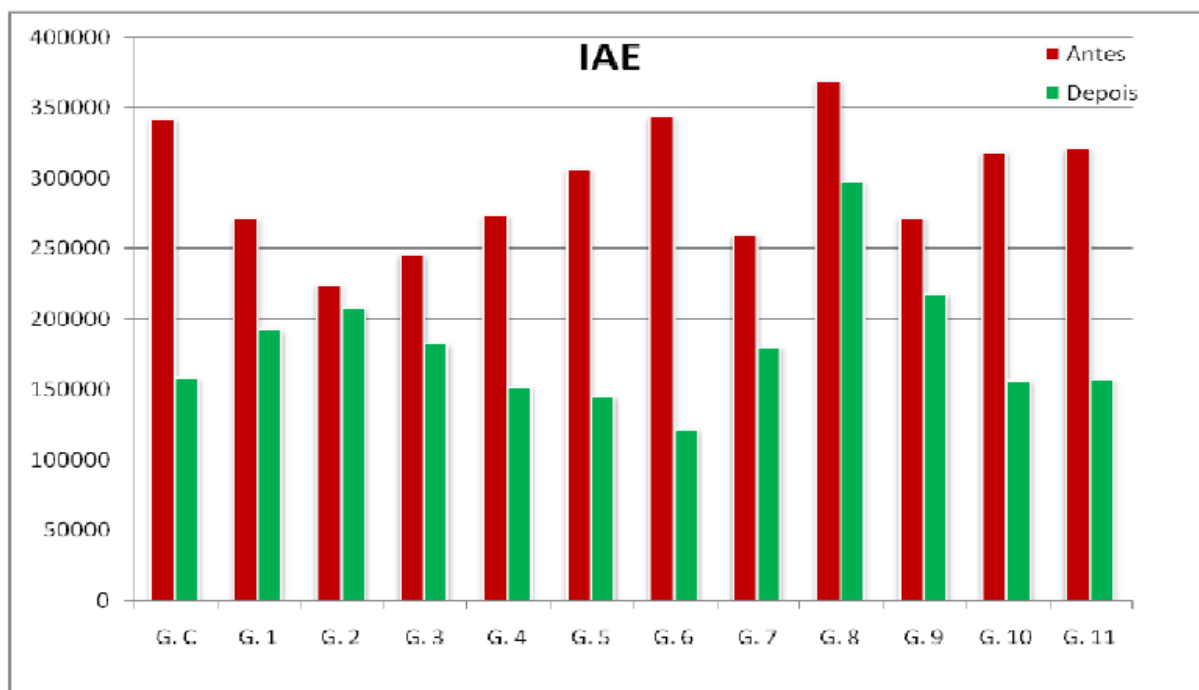


Figura 47 - Resultado da análise do IAE das temperaturas dos Grupos de Queima da Usina II

Vale ressaltar que, para a obtenção de um desempenho otimizado, é de vital importância que os elementos finais de controle e os sensores sejam plenamente confiáveis. Foi obtida alguma melhora no comportamento das malhas de temperatura, mas, certamente, um melhor resultado pode ser alcançado se todos os termopares estiverem disponíveis. A estratégia de escolha dos termopares para o cálculo da média de temperatura de cada zona poderia ser, então, aplicada em sua totalidade, reduzindo influências entre grupos vizinhos e proporcionando ao forno uma operação mais balanceada, como foi obtido na Usina I. Mas dada a atual situação da planta, o objetivo de reduzir o erro médio de controle e a variabilidade foi alcançado.

7.4 Conclusão

Ganhos significativos foram alcançados com a otimização do processo na Usina I. Na Usina II, foi notória a redução da variabilidade dos processos. No entanto, não foi possível quantificar um percentual de redução de insumos como foi feito na Usina II devido às interferências ao pouco tempo após as melhorias e ao fato de a vedação de um furo na chaminé, do forno, no mesmo período de melhorias de otimização, ter influência direta no consumo de combustível.

No próximo capítulo, serão apresentados os problemas encontrados e as recomendações futuras, dessa forma, finalizando esta dissertação.

Capítulo 8: Dificuldades, Recomendações e Conclusões

Durante a fase de execução dos trabalhos desta dissertação, foram encontradas algumas dificuldades e as que merecem registro. Neste capítulo, serão apresentadas as recomendações futuras de melhorias contínuas, as considerações finais e o fechamento deste trabalho.

8.1 Problemas

8.1.1 Problemas com Sensores e Transmissores

8.1.1.1 Filtros nos Transmissores

A filtragem de sinais é um recurso importante em controle de processos, pois tem a função de melhorar a qualidade do sinal medido, eliminando informações que não são de interesse em uma determinada variável sem, no entanto, causar distorções no sinal medido. Quando a constante do filtro está definida de forma errada, o sinal medido acaba sendo disfarçado. Em geral, utiliza-se constante de tempo nos filtros menores do que 1/5 da constante de tempo dominante do processo. Por exemplo, em malhas de dinâmica rápida como malhas de vazão e pressão, a constante de tempo do filtro dos transmissores devem ser na ordem de poucos segundos. Caso a constante de tempo seja elevada, é possível que, ao invés de ser modelada a dinâmica da planta, modela-se a dinâmica do filtro, pois ela passa a ser predominante em relação ao processo.

A Tabela 13 mostra os valores originais, bem como os valores modificados, das constantes de tempo de alguns dos transmissores que apresentaram problema.

Tabela 13 – Constantes de tempo originais e modificadas de alguns instrumentos

Instrumento	Constante de tempo original	Constante de tempo modificada
Densidade AV16	15s	5s
Densidade AV17	15s	5s
Densidade BV16	15s	5s
Densidade BV17	15s	5s
Vazão AV16	5s	1s
Vazão AV17	5s	1s
Vazão BV16	5s	1s
Vazão BV17	5s	1s

Esses filtros estavam implementados todos nos transmissores, o que dificulta a verificação e modificação de seus parâmetros. Uma recomendação é que o filtro no instrumento ou cartão de leitura seja eliminado e o filtro seja implementado no PLC. Com isso, sua alteração fica facilitada e o valor de sua constante de tempo pode, inclusive, ser historiada, ajudando no diagnóstico de problemas.

8.1.1.2 Termopares

Uma instrumentação confiável é de vital importância para a boa eficiência do sistema de controle. Durante os trabalhos nos fornos, foram detectados alguns termopares com problemas como, por exemplo, medição igual ao fundo de escala do instrumento (termopar aberto), temperaturas muito ‘frias’ ou muito ‘quentes’ se comparadas com as medições vizinhas, oscilações bruscas no sinal medido e presença de ruído, dentre outros. Sempre que possível os problemas foram reportados à equipe de instrumentação e algumas correções foram tomadas. As causas mais comuns foram: calibração para o tipo de termopar errada e mau contato ou instalação física fora do padrão (profundidade de inserção típica de 200mm). Reforça-se, então, a importância de uma manutenção adequada dos instrumentos, pois o seu mau funcionamento irá refletir diretamente em perda de desempenho dos controladores. Uma lista com os problemas que ainda persistiam ao final dos trabalhos é apresentada na tabela 14.

Tabela 14 – Termopares com problemas

	Termopar	Motivo
Usina I	OA2427	Calibração/Instalação
Usina I	OA2432	Aberto
Usina II	OB2424	Aberto
Usina II	OB2426	Aberto
Usina II	OB2428	Aberto
Usina II	OB2432	Calibração/Instalação
Usina II	OB2446	Calibração/Instalação
Usina II	OB2450	Oscilando
Usina II	OB2452	Calibração/Instalação
Usina II	OB2454	Calibração/Instalação

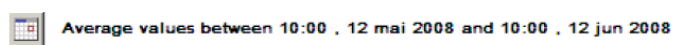
8.1.2 Problemas com Atuadores

8.1.2.1 Dimensionamento de Válvulas

Válvulas de controle possuem uma determinada região em sua curva característica em que seu comportamento é muito próximo do linear. Quando a válvula trabalha com valores de

abertura muito baixos ou muito altos, não se pode garantir que, para comandos idênticos, a abertura do instrumento seja a mesma. Um indicativo de que as válvulas estão superdimensionadas (ou sub-dimensionadas) é quando elas ficavam a maior parte do tempo operando fora da região aproximadamente linear de sua curva característica. A tabela 15 mostra os valores máximo, mínimo e médio das COs das malhas de gás (anel e após redutora) das Usinas I e II, numa janela de dados de um mês.

Tabela 15 – Valores mínimo, máximo e médio das COs das válvulas de gás



Loop	Description#	CO - Valor Minimo	CO - Valor Maximo	CO - Media
Sort ↑	Sort	Sort	Sort	Sort
OA1361_PC	Pressão Gás Natural Anel	7,85	10,79	9,277
OA1362_PC	Pres gas apos Redutora H3	64,38	74,28	69,53
OB1361_PC	Pressão gas natural anel	24,9	30,34	27,49
OB1362_PC	Pres gas apos Redutora H3	56,52	62,94	59,82

Os valores mostrados na tabela indicam que as válvulas de controle das malhas de pressão de gás no anel das Usinas I e II (OA1361_PC e OB1361_PC, respectivamente) estão super-dimensionadas, pois suas COs ficam a maior parte do tempo com valores de abertura muito baixo, fora da região linear típica para válvulas de controle. Esse efeito foi comprovado na prática, acarretando em uma dificuldade maior na obtenção de bons modelos para essas malhas de controle.

8.1.2.2 Histerese e Agarramento

Outro problema comum ocorrido durante os testes com as válvulas de gás para os queimadores era a histerese ou aparente agarramento das válvulas. Segundo relatos de operadores, um dos grandes problemas na atuação das válvulas é a má qualidade do ar comprimido utilizado para o seu acionamento. Um ar sujo, contaminado com pó, óleo ou água, certamente irá influir negativamente no desempenho do controle, principalmente para as malhas que não possuem posicionadores, como é o caso das Usinas I e II. Um mesmo comando de válvula nem sempre irá levar a válvula para a mesma posição e, durante os testes, isso ocorria com frequência. Por exemplo, ao se dar um pulso na válvula, a temperatura do grupo subia e não descia, sugerindo que a válvula não se movimentou para a posição original. Uma das causas pode ser a má qualidade do ar de instrumentação, agarramento ou folga, conforme pode-se visualizar no teste da figura 48.

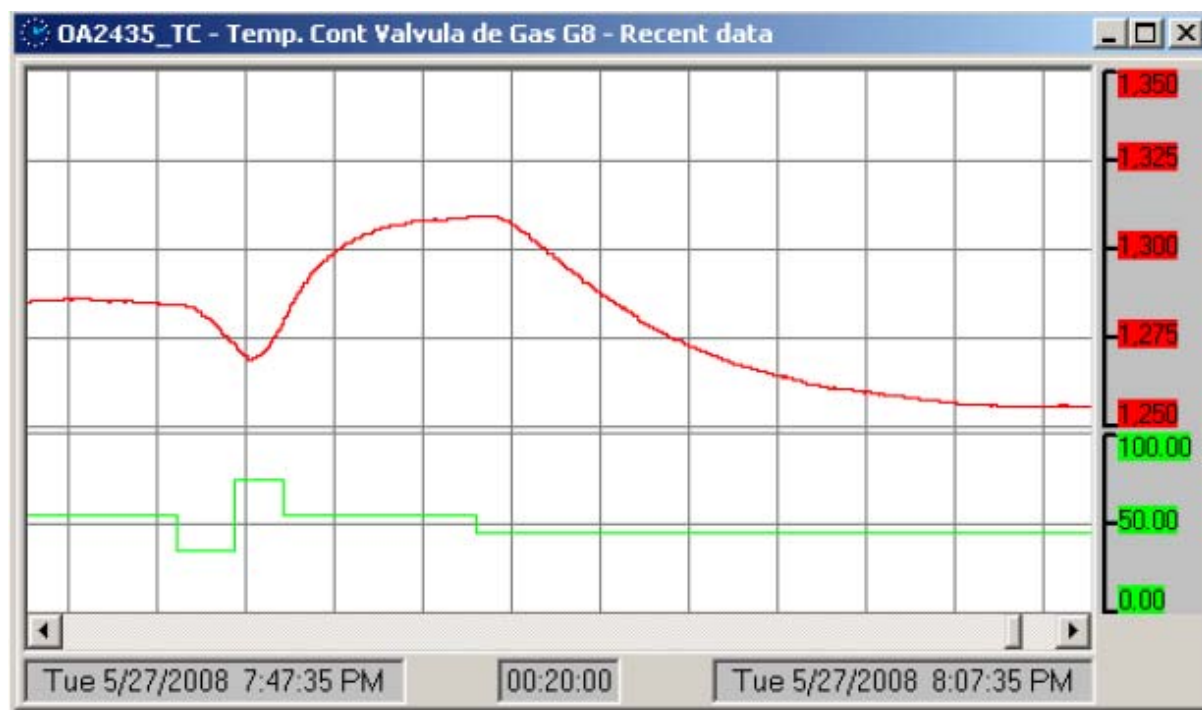


Figura 48 - Exemplo de Histerese na válvula do grupo de queima 8 da Usina I

8.1.3 Problemas com Disponibilidade da Planta

Essa foi uma das maiores dificuldades encontradas durante a fase de execução do Plano de Ação. O problema trouxe mais impactos na realização de testes nas malhas de temperatura dos fornos.

É sabido que malhas de temperatura possuem dinâmicas muito lentas, fazendo com que os testes nos fornos fossem um tanto quanto demorados. Muitas vezes, foi dado início à realização de testes e, por algum motivo, houve necessidade de parada na planta, algumas vezes não programadas. Isso fez com que fosse necessário esperar um longo tempo até que todas as malhas de temperatura do forno se estabilizassem novamente, para que fosse possível dar continuidade aos testes.

Pouco se pode fazer para evitar os impactos de paradas não programadas. Mas para as paradas programadas, com as que ocorrem frequentemente para troca de carro de grelha, a manutenção pode ser consultada e envolvida de modo a remanejar, dentro do possível, as paradas para impactar menos nos testes.

8.2 Recomendações Futuras

Após a execução das atividades do projeto, recomendam-se algumas ações de melhoria nas plantas.

Observações importantes:

- Implementação de filtros somente no CLP: para um melhor controle das constantes de tempo dos filtros implementados nas diversas medições, recomenda-se retirar totalmente os filtros dos instrumentos e implementá-los somente no CLP, facilitando a sua manutenção e acompanhamento;
- Controle da vazão de gás nos queimadores: a instalação de medidores de vazão de gás para cada queimador individual possibilitaria a criação de uma estratégia de controle em cascata, tendo malhas de vazão de gás como escravas das malhas de temperatura em cada um dos grupos dos fornos. Isso proporcionaria um sistema de controle de temperatura mais preciso, pois o sistema de controle de vazão iria rejeitar mais rapidamente variações na alimentação do gás antes que a temperatura sofra desvios significativos. Uma sugestão seria instalar o medidor no próprio mangote que alimenta o gás para o queimador;
- Instalação de posicionadores nas válvulas: na configuração das malhas de controle existentes, quando o controlador envia um sinal para movimentar uma determinada válvula, não se sabe ao certo que o movimento requisitado foi realizado com sucesso. Dessa forma, ao serem instalados posicionadores nas válvulas de controle, esses garantirão que as válvulas irão realmente abrir ou fechar conforme os comandos recebidos.

8.3 Melhoria Contínua

Ao longo do tempo, é natural que ocorra uma queda do desempenho das malhas em função de mudanças nas condições do processo, desgastes dos equipamentos e instrumentos, variações na matéria-prima etc. Por isso, é importante o monitoramento contínuo para que toda e qualquer degradação no desempenho do sistema de controle como um todo seja identificada e corrigida rápida e precisamente. Esse conceito fica bem resumido no ciclo PDCA apresentado na Figura 49.

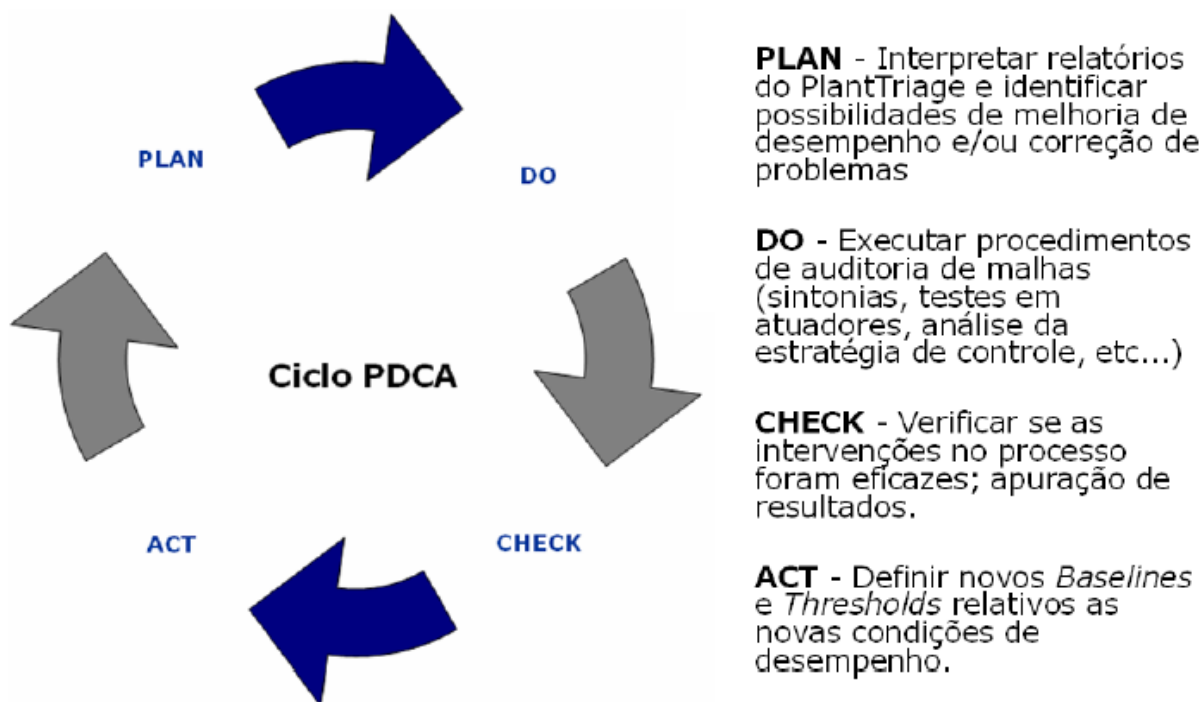


Figura 49 - Ciclo de melhoria contínua.

8.4 Conclusão

Para a realização desta dissertação, foram executados trabalhos de melhorias e otimização de malhas de controle das Usinas de Pelotização I e II, localizadas no Complexo de Tubarão em Vitória-ES. Com este trabalho, foi possível identificar problemas, entender suas principais causas e propor soluções para as malhas de controle consideradas.

Primeiramente, foi feito um diagnóstico inicial das malhas de controle dessas usinas. Do qual foi elaborado um plano de ação, executado pela equipe de automação e de processo. Durante a fase de execução do plano de ação, foram realizadas sintonias em diversas malhas de controle, projetados desacopladores para as malhas de temperatura dos fornos e levantados problemas de instrumentação. É importante considerar que, como todo ativo de uma companhia, seu gerenciamento é de extrema importância. O constante monitoramento e gerenciamento de malhas de controle é de interesse da manutenção, supervisão e operação. Assim, deve-se ter consciência de que os trabalhos são cíclicos e precisam de periodicidade para que se mantenha o bom desempenho da planta, de forma a otimizar os recursos disponíveis.

Devido às mudanças nas características do processo (desgaste de atuadores, sensores, mudanças de condições operacionais etc.), é natural que o desempenho das malhas se deteriore com o passar do tempo. Assim, novos ajustes serão necessários. Portanto, faz-se necessário um acompanhamento periódico, a fim de avaliar continuamente as malhas de

controle das usinas, apontando eventuais quedas de desempenho e determinando as possíveis causas.

Esta dissertação colaborou para o desenvolvimento intelectual do aluno de mestrado, adicionando valores e conceitos essenciais um bom engenheiro que precise ajustar e mesmo sanar os problemas decorrentes de má estruturação das malhas de controle de uma usina de pelotização. Também resultou em melhorias que contribuíram para que as usinas operem em melhores condições, reduzindo a variabilidade, a integral do erro médio absoluto e o desvio padrão das malhas de controle, desta forma otimizando o processo e trazendo redução no consumo de insumos. Para o meio científico é a evidencia prática da utilização de técnicas aprendidas ao longo desses meses no programa de mestrado em Engenharia Elétrica da UFES, pode-se utilizar este trabalho em outras plantas que possuam fornos e verifique-se acoplamento entre as malhas dos fornos, de forma a alcançar resultados similares ou melhores que os alcançados nesta dissertação.

Como continuidade desse trabalho seria importante utilizar o software OCS (*Optimization Control System*, Sistema de Controle Otimizado), que utiliza lógica *fuzzy* e redes neurais, para se obter *set points* otimizados e com malhas bem sintonizadas pelo *Plant Triage* retirar o máximo possível das plantas de pelotização.

Referências Bibliográficas

- [1] A. Cavallo, R. Setola, F. Vasca – “Using MATLAB, Simulink and Control System Toolbox – A Practical Approach”, Prentice Hall, 1996
- [2] BERMAN, Y.; BELOUSOVA, V. Influence of Firing Conditions on the Strength of Pellets During Reduction - Steel in the USSR, pp. 675-677, September, 1971.
- [3] C. L. Phillips, H. T. Nagle – “Digital Control System Analysis and Design”, Prentice Hall, 1995.
- [4] CHANG, M.; MALCOLM, D. Effects of Process Variables on Quality of Fired Pellets. Proceedings ICSTIS, Vol. 11, pp.66-70, 1971.
- [5] D. E. Seborg, – “Chapter 4 in Advances in Control: Highlights of ECC’99”, P.M. Frank (Ed.), Springer-Verlag, 1999.
- [6] D. E. Seborg, T. F. Edgar, e D. A. Mellichamp, – “Process Dynamics and Control”, John Wiley & Sons, 1989
- [7] FITTON, J.; GOLDRING, D. Constitution of Iron Pellets in Relation to Time and Temperature of Firing. Journal of The Iron and Steel Institute, pp.452-459, May, 1966.
- [8] Gariglio, E; Klein, M. – Pelotização de Minérios de Ferro – Apostola de treinamento interno VALE, 48p, 1998.
- [9] J. H. Voskamp, J. Brasz, W. Krijger, – “Control Analisis of a Pellet Indurating Machine”, IRON and STEEL, 1972
- [10] J. V. Bymark, – “Pellet Induration Straight Grate Practice”, Hibbing Taconite Company Hibbing, Minnesota, 64th AIME Proceeding, 1990
- [11] K. Meyer, – “Pelletizing of Iron Ores”, Springer-Verlag Berlin, Heidelberg, e Verlag Stahleisen mbH, Dusseldorf, 1980
- [12] M. Cross e D. Englund – “Assessment of Iron Ore Induration Systems using Computer Simulation”, Proceedings of the 5th Extractive and Process Metallurgical Fall Meeting”, USA, 1987
- [13] M. Cross e K. C. Wade, – “Computer Simulation of Iron Pellet Induration with Additives”, ICHEME, 5th International Symposium on Agglomeration, USA, 1990

- [14] M. Cross e R. W. Young – “Mathematical Model of Rotary Kilns used in the Production of Iron Ore Pellets”, Ironmaking and Steelmaking, 1976
- [15] MARTINOVIC, T; OUELLET, G.; PAQUET, G. Influence of Thermal Treatment and Handling Conditions on Fired Pellet Physical Quality - Ironmaking Conference Proceedings, p. 945-953, 1998.
- [16] P. E. Rosten, J. L. Coburn, M. J. Hanninen, – “Process Analysis to Optimize Pelletizing Systems Performance”, Cliffs Mining Services Company – R&D, IronMaking Conference Proc., 1999
- [17] P. L. Lee, R. B. Newell e I. T. Cameron – “Process Control and Management”, Kluwer Law International, 1997
- [18] TRINDADE, M.; SILVA, F. Identificação das Reações de Escorificação em Pelotas de Minério de Ferro Durante a Queima. Revista Metalurgia . ABM. Volume 35, Março 1979.