

# ESTRATÉGIA DE CONTROLE PREFERENCIAL EM PLANTAS DE BENEFICIAMENTO DE MINÉRIO DE FERRO: APLICAÇÕES PRÁTICAS E BENEFÍCIOS\*

Éric José de Souza Baeta<sup>1</sup>  
Cezar Gonçalves da Silva<sup>2</sup>  
Marcílio do Carmo Silva<sup>3</sup>

## Resumo

Maximizar a produtividade com o mínimo de perdas e sem interferir nas operações unitárias adjacentes é um dos grandes desafios existentes nas usinas de beneficiamento de minério em geral. O presente artigo tem como objetivo mostrar um caso prático de implementação de uma estratégia de controle do tipo preferencial, considerando restrições de processo, com o objetivo de obter ganho de produtividade e redução de perdas. Serão abordados aspectos práticos da implementação e resultados reais obtidos em uma das etapas do processo de uma usina de beneficiamento da Vale.

**Palavras-chave:** Controle preferencial; Restrições de processo; Controle de nível; Aumento de produtividade.

## VERRIDE CONTROL STRETEGY IN IRON ORE PROCESSING PLANTS: PRACTICAL APPLICATIONS AND BENEFITS

### Abstract

Maximize throughput with minimal loss without interfering in adjacent unit operations is one of the major challenges in mining plants. This paper aims to show a practical case of implementing an override control strategy, considering process constraints, in order to improve throughput and reduce production losses. It will be showed practical aspects of the implementation and actual results obtained in one of the stages of a mining plant of Vale.

**Keywords:** Override control; Process constraints; Level control; Throughput increase.

<sup>1</sup> Engenheiro Eletricista, Mestre em Engenharia Elétrica, Engenheiro de Automação, Gerência de Automação, Energia e Telecomunicações, Vale, Ouro Preto, Minas Gerais, Brasil.

<sup>2</sup> Engenheiro de Produção, Engenheiro de Operação, Gerência de Tratamento Timbopêba Capanema, Vale, Ouro Preto, Minas Gerais, Brasil.

<sup>3</sup> Administrador de Empresas, Analista Operacional de Processos, Gerência de Engenharia de Processos, Vale, Ouro Preto, Minas Gerais, Brasil.

## 1 INTRODUÇÃO

Este trabalho pretende mostrar a implementação de uma estratégia de controle PID do tipo preferencial (override) com restrições de processo, considerando duas caixas de polpa da Usina de Beneficiamento de Minério de Ferro de Timbopeba, pertencente à Vale, localizada no município de Ouro Preto-MG.

O controlador PID, embora existam estratégias de controle envolvendo algoritmos mais sofisticados, ainda é o mais utilizado em 80% dos ambientes industriais [7]. Um controlador deste tipo bem especificado e sintonizado de forma correta atende de forma satisfatória a maioria das necessidades das indústrias em geral.

Um grupo multidisciplinar de colaboradores (manutenção, processo, operação e automação) se reúne periodicamente com o objetivo de identificar oportunidades e atuar nos problemas, além de garantir também a sustentabilidade dos resultados alcançados.

Inicialmente será feita uma breve descrição geral sobre beneficiamento de minérios, com uma descrição da usina de Timbopeba, destacando-se as operações unitárias que farão parte das implementações que serão apresentadas. Posteriormente será feita uma breve revisão sobre os conceitos envolvidos nas técnicas de controle utilizadas no trabalho. A seguir será descrita, com maiores detalhes, a estratégia de controle utilizada e os resultados alcançados, tanto em termos de aumento de produtividade quanto em redução de transbordo. Por fim, serão apresentadas as conclusões finais.

## 2 BENEFICIAMENTO DE MINÉRIO DE FERRO

Os minerais, dentre eles o minério de ferro, vêm sendo usados pelo homem por séculos como matéria-prima para fabricação de diversos tipos de produtos, desde armas, automóveis até utensílios domésticos.

Nem sempre estes minerais são encontrados na natureza na forma que serão utilizados nas indústrias, devido ao seu tamanho inadequado ou por estarem misturados a outros minerais indesejáveis para determinado processo industrial. Para adequar os minerais quanto ao seu tamanho, concentração ou forma aos processos industriais é necessário beneficiá-los [6].

O beneficiamento de minérios consiste em operações aplicadas aos minerais com objetivos de modificar sua concentração, granulometria ou forma sem, no entanto, alterar suas propriedades químicas ou físicas [3].

De acordo com a NR-18 [5], todo projeto de beneficiamento de minérios deve:

- a) otimizar o processo para obter o máximo aproveitamento do minério e dos insumos, observadas as condições de economicidade e de mercado;
- b) desenvolver a atividade com a observância dos aspectos de segurança, saúde ocupacional e proteção ao meio ambiente.

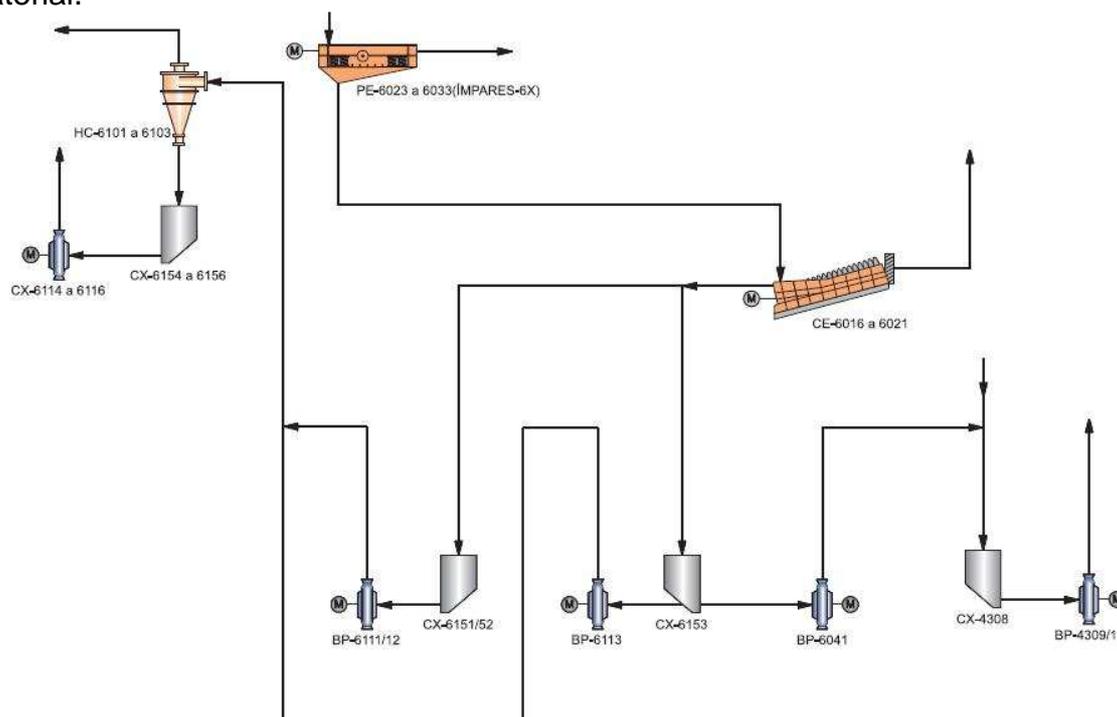
As operações de concentração de minério baseiam-se nas diferentes propriedades entre os minerais de interesse e os minerais de ganga, sejam elas densidade, forma, condutividade elétrica, suscetibilidade magnética, propriedades de química de superfície, cor, etc. Antes da concentração, é necessário que os minerais estejam fisicamente liberados, passando por processos de cominuição (redução de tamanho), podendo variar de centímetros até micrômetros, e também por processos de separação de tamanhos ou classificação.

Na operação de concentração são gerados os concentrados, que passam por processos de desaguamento, tornando-se produtos finais, e os rejeitos, que por sua vez passam por processos de recuperação de água antes de serem descartados.

## 2.1 A Usina de Beneficiamento de Minério de Ferro de Timbopeba

A Mina de Timbopeba está localizada no município de Ouro Preto-MG e iniciou suas operações em 1984. A planta de beneficiamento trata o minério lavrado na mina de Fábrica Nova. Anualmente são produzidas, em regime ininterrupto, cerca de 12,6 milhões de toneladas de produtos. Estes produtos são classificados, de acordo com a granulometria, como granulados, sinter-feed ou pellet-feed. A produção é transportada por ferrovia para indústrias siderúrgicas e unidades portuárias da Vale. A usina de beneficiamento de Timbopeba possui dois circuitos distintos, denominados circuito Timbopeba (TO) e circuito Fábrica Nova (FN), cada um deles projetado para tratar diferentes tipos de minérios. Estes circuitos são interligados e, dependendo da estratégia de produção e das características do minério, um circuito pode receber material proveniente do outro.

A Figura 1 apresenta uma parte do fluxograma simplificado da usina de beneficiamento de minérios de Timbopeba. As setas indicam o sentido do fluxo de material.



**Figura 1.** Parte do fluxograma simplificado da usina de beneficiamento de Timbopeba

Nesta figura estão presentes as operações unitárias de Peneiramento, Classificação e Deslamagem. O peneiramento é composto por seis linhas de peneiras (PE6023 a 6033 – ímpares) cuja fração mais fina alimenta as seis linhas de classificadores espirais (CE-6016 a 6021). Estes classificadores têm o objetivo de separar novamente a fração mais fina do minério (90% < 0,15mm), que é enviada para as três caixas de polpa seguintes (CX-6151, 6152 e 6153).

Destas três caixas de polpa saem os fluxos que alimentam as três linhas da deslamagem do circuito FN (HC6101 a 6103), que tem capacidade de processar 870t/h de minério, por meio das bombas de polpa BP-6111, 6112 e 6113.

Particularmente, a caixa de polpa CX-6153 possui duas bombas. Uma delas é a BP-6113, que envia material para a deslamagem FN, conforme dito anteriormente, e outra é a BP-6041, que envia material para a CX-4308, conforme ilustrado na Figura 1. A caixa de polpa CX-4308 também recebe fluxos de material oriundos da Moagem (não representada na figura), além daquele proveniente da BP-6041. A partir da CX-4308, o minério é bombeado para a deslamagem TO, que tem capacidade de processamento de 850t/h de minério.

Os sistemas de controle das caixas de polpa CX-6153 e CX-4308 são o objeto de estudo deste trabalho e serão mostrados com maiores detalhes posteriormente.

### 3 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PREFERENCIAL E CASCATA

#### 3.1 Controle do Tipo Preferencial (override)

A estratégia de controle do tipo preferencial, também comumente chamada de controle por superposição ou override, é utilizada em sistemas de controle que possuem uma variável manipulada e várias controladas [8]. Na literatura científica, essa estratégia está classificada dentro da área de estratégias de controle avançadas, denominada como controle seletivo [8, 10].

O objetivo principal desse artefato de controle é ter seletores que selecionarão, dentro de um universo de um ou mais sinais de saída de diferentes controladores, um único valor maior ou menor que deverá ser aplicado em um único elemento final de controle. Em uma situação anormal de operação, outra variável de processo (secundária) passa a ser a variável controlada principal, de maneira a prevenir que o processo ou equipamento excedam a sua limitação de segurança operacional. Em outras palavras, é dito que o controlador “limitante” (ou secundário) sobrepõe (override) o controlador normal (ou principal) do processo.

A Figura 2 ilustra essa arquitetura de controle, onde há dois controladores, sendo um de vazão e outro de nível e apenas uma válvula de controle. As saídas dos controladores são comparadas por um bloco seletor, que pode ser tanto do tipo High Switch ou Low Switch. A título de exemplificação, caso exista uma vazão mínima a ser respeitada na tubulação, a malha de vazão (secundária) irá preferencialmente comandar a válvula no lugar da malha de nível (principal).

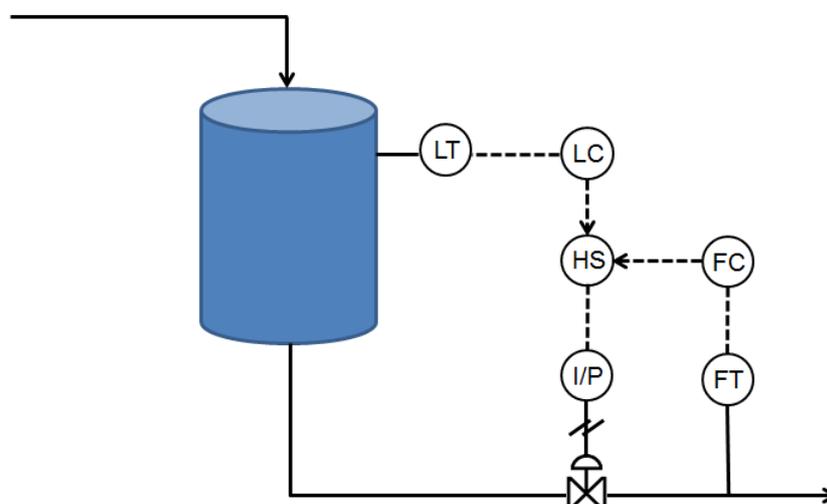


Figura 2. Exemplo de uma arquitetura de controle do tipo preferencial (override)

### 3.2 Controle do Tipo Cascata

O objetivo principal dessa arquitetura de controle é contornar a desvantagem que o controle realimentado convencional tem de realizar ações corretivas para distúrbios de carga somente após a variável controlada desviar-se da referência desejada [9].

A alternativa criada para melhorar a resposta dinâmica em perturbações de carga é medir uma variável de controle adicional e inserir um segundo controlador realimentado para essa variável. Essa segunda variável de controle, que será usada para detectar efeitos de perturbação, necessariamente tem que ser mais sensível do que a variável de controle principal.

O controle em cascata, largamente utilizado na indústria, é muito usual em situações em que as perturbações estão associadas à variável manipulada ou quando o elemento final de controle apresenta comportamento não linear [10]. Pequenos offsets na malha escrava são toleráveis, uma vez que eles são compensados pela malha mestre.

A característica principal desse artefato de controle é possuir: um controlador mestre cuja saída é utilizada como referência (set point) para o controlador escravo; dois elos de controle encadeados, sendo o elo secundário (controlador escravo) inserido dentro do elo primário (controlador mestre). A Figura 3 ilustra um diagrama de blocos genérico que exemplifica essa estrutura de controle.

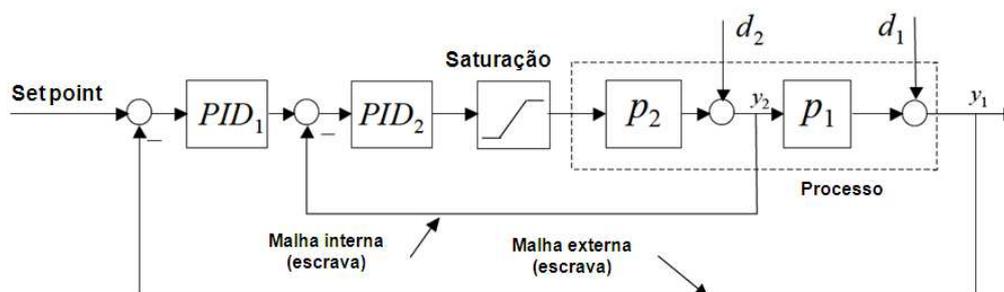
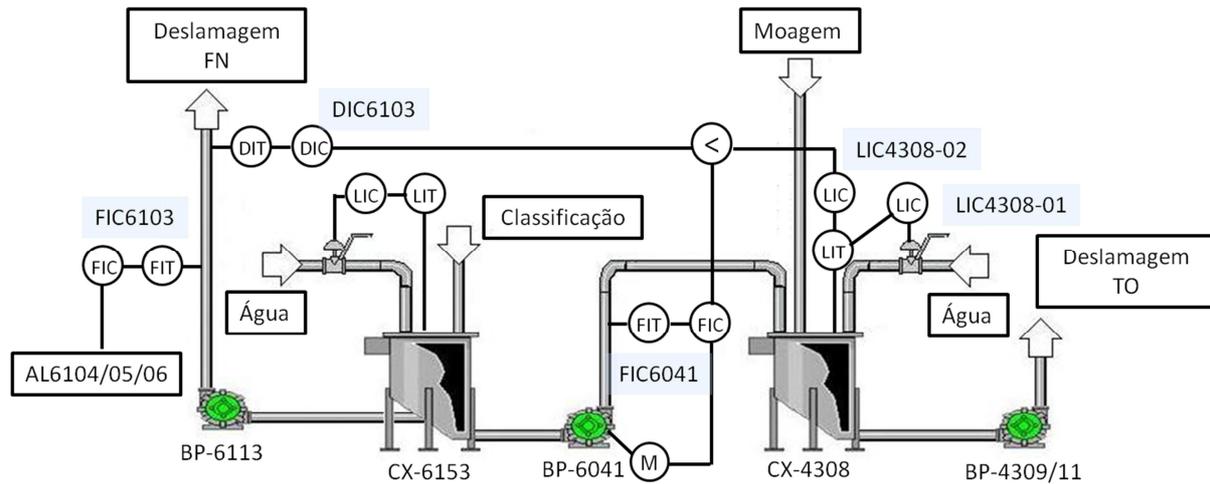


Figura 3. Exemplo de uma arquitetura de controle do tipo cascata

### 3.3 Aspectos Práticos da Implementação

A estratégia de controle preferencial foi, então, aplicada em relação ao nível da caixa CX-4308 e à densidade da polpa que passa pela bomba BP-6113, sendo que a seleção das saídas destes dois controladores (menor sinal) é utilizada para o controle em cascata da vazão da bomba BP-6041. Ou seja, o sinal de controle que passa pela seleção entre as malhas DIC6103 e LIC4308-02 vai gerar o SP para a malha de vazão FIC6041. Isso garante que a vazão mássica da BP-6041 será maior quanto maior for a densidade da polpa que passa pela BP-6113, sem afetar a sua massa e mantendo, no entanto, o nível da CX-4308 próximo ao seu set point (SP). Isto porque a densidade da polpa na BP-6113 tem um valor ótimo de trabalho, em torno de 1,23g/t, e qualquer excesso de massa que faça com que a densidade atinja valores maiores que este será bombeado pela BP-6041.

Foi implementado também um controle de nível na CX-6153 com o objetivo de evitar esgotamento da caixa bem como consumo excessivo de água. Além disso, um controle auxiliar de nível da CX-4308 (LIC4308-01) foi utilizado, de modo a manter o nível da caixa por adição de água se o valor do nível for menor que 70%. O diagrama da Figura 4 ilustra os controles que foram utilizados.



**Figura 4.** Estratégia de controle das CX-6153 e CX-4308

A caixa CX-6153 tem a particularidade de possuir duas bombas de polpa recalçando material, uma para a deslamagem FN (BP-6113) e outra para a deslamagem TO (BP-6041), passando pela CX-4308. Somente a BP-6041 tem inversor de frequência, o que dificulta o controle de vazão e densidade na outra bomba, a BP-6113.

Para o processo é desejável ter na BP-6113 uma vazão mássica mais constante possível, em torno de 290t/h e o máximo de vazão mássica possível na BP-6041, de forma que a massa que passa pela BP-6113 tenha o mínimo de perturbação e não sofra reduções consideráveis.

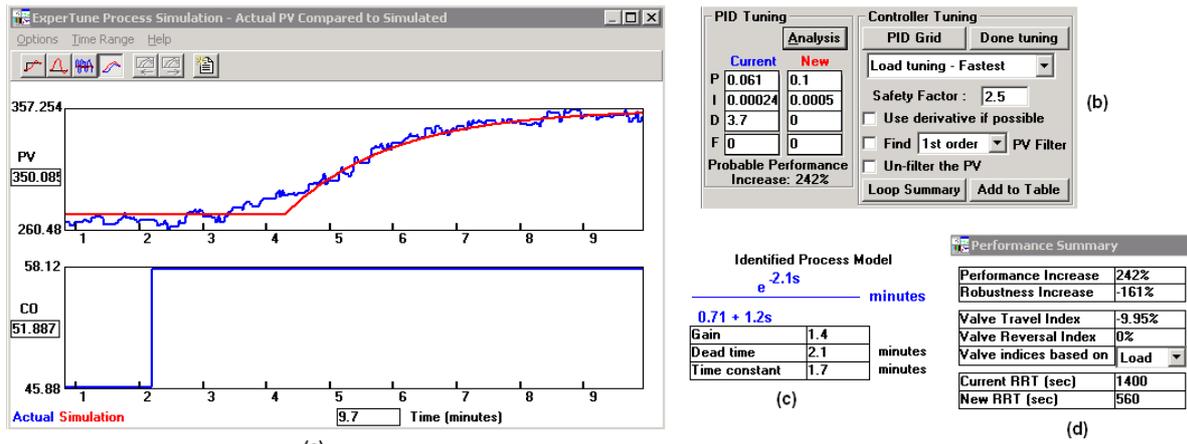
Ao maximizar a vazão mássica da BP-6041 surge uma restrição de processo importante: não causar transbordo na CX-4308, pois resultaria em perda de produção. Com o intuito de resolver este problema foi implementado o controle de nível da CX-4308 (caixa a jusante) em cascata com a vazão da BP-6041, instalada na CX-6153 (caixa a montante).

A válvula da água LV-4308 passou, então, a controlar o nível da CX-4308 somente se sua medição for inferior a 70%. Acima deste valor de nível a válvula fica fechada. Isto permitiu que o controle de nível oriundo da cascata com a vazão da BP-6041 controle efetivamente o nível da CX-4308 em torno de 90%, desde que passe pelo seletor do controle preferencial com a DIC6103. Este procedimento garante que o volume da caixa CX-4308 seja completado com minério e não com água, resultando em aumento da massa e, conseqüentemente, em aumento de produção.

Todas as malhas tiveram os seus controladores PID devidamente sintonizados. Para tal foi utilizado software PID Tuner, da ExperTune [4], por meio do qual é possível obter os modelos dos processos e as sintonias do controlador PID, bastando para isso submeter o processo a um teste em degrau [1], no caso de processos auto-regulatórios (como vazão e densidade) ou pulso no caso de processos não auto-regulatórios (como nível).

Entende-se por processo auto-regulatório aquele que, alterando-se o valor de sua variável manipulada (MV), a variável de processo (PV), após um período transitório, tende a estabilizar em um outro ponto. No caso de processo não auto-regulatórios, ao ser alterado o valor da variável manipulada, a variável de processo irá crescer ou decrescer até atingir os limites físicos do processo [2].

A Figura 5 mostra um exemplo de testes e sintonia para a malha de controle FIC6103. Como trata-se de um processo auto-regulatório (vazão), foi feito um teste em degrau com o sistema em malha aberta.



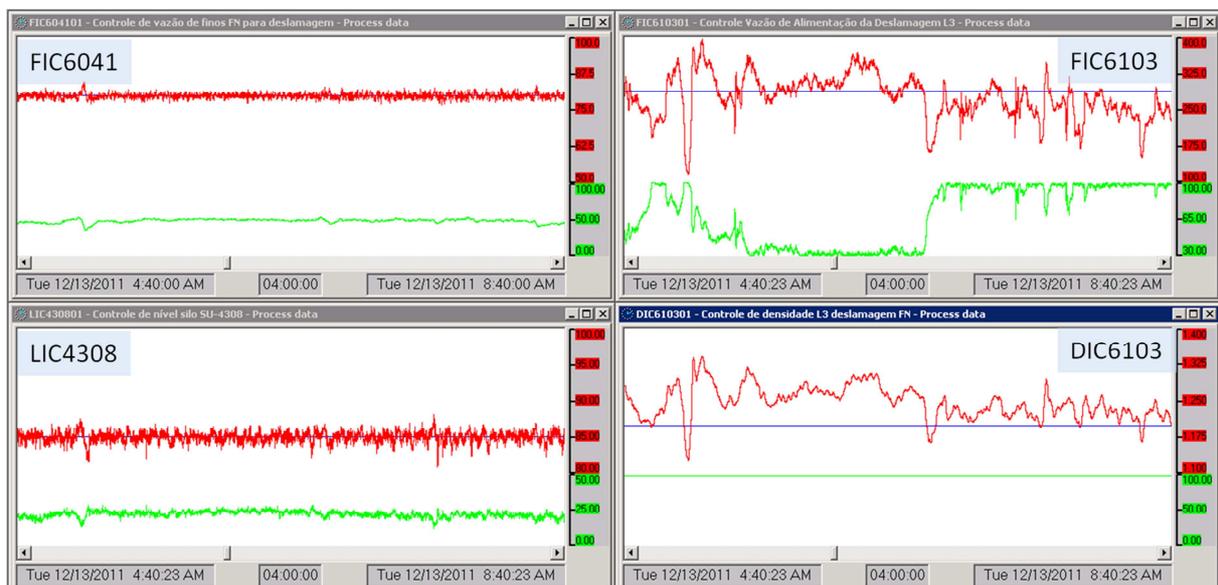
**Figura 5.** Testes e sintonia da malha FIC6103, sendo: (a) ajuste do modelo de primeira ordem obtido (vermelho) com a curva real do processo (azul); (b) parâmetros antigos (Current) e os novos parâmetros obtidos (New); (c) modelo de primeira ordem com tempo morto obtido; (d) dados de desempenho com a nova sintonia.

Assim, percebe-se que o modelo (gráfico em vermelho) se ajustou razoavelmente bem ao processo real (curva em azul), como pode ser visto na Figura 5 (a). Outro ponto a observar é que houve um aumento no desempenho do controlador, como visto na Figura 5 (d) e, em contra partida, houve uma diminuição em sua robustez sem, no entanto, comprometer seu desempenho.

## 4 RESULTADOS

Com a implementação da estratégia de controle preferencial, juntamente com o controle em cascata, nas caixas de polpa CX-6153 e CX-4308, foi possível obter resultados expressivos no que tange o aumento de produção, bem como auxiliou na redução de transbordos da CX-4308.

Antes de serem realizadas as implementações nas caixas CX-6153 e CX-4308, as malhas de controle FIC6041, FIC6103, LIC4308 e DIC6103 apresentavam comportamentos conforme mostrados nos gráficos da Figura 6.



**Figura 6.** Malhas de controle antes das implementações

Com base nos gráficos da Figura 6, tem-se:

- A vazão mássica da BP-6041 (FIC6041) operava com valores fixos, neste caso estava em torno de 80t/h;
- A vazão mássica da BP-6113 (FIC6103) sofria distúrbios, mas mantinha uma média de 290t/h;
- O nível da CX-4308 (LIC4308) se encontrava em torno de 85%, com SP fixo, ou seja, apresentava oportunidade de receber mais material da BP-6041;
- A densidade da polpa na BP-6113 também apresentava algum distúrbio.

Após as modificações, as malhas de controle passaram a apresentar comportamentos semelhantes aos gráficos da Figura 7.

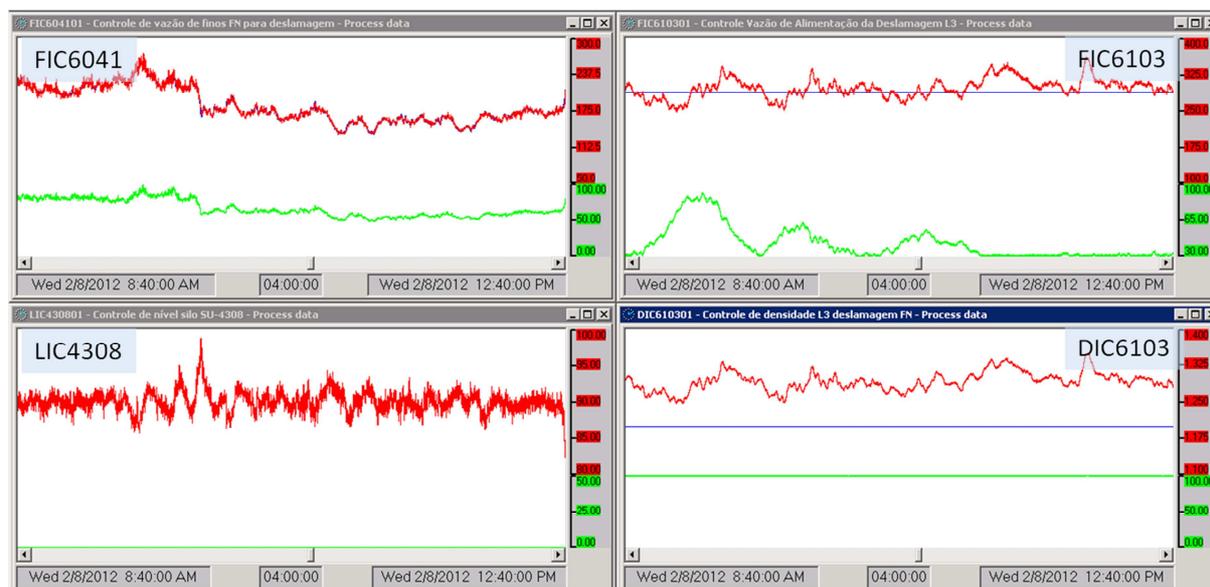


Figura 7. Malhas de controle após as implementações

Agora, analisando os gráficos mostrados na Figura 7, tem-se:

- A vazão mássica da BP-6041 (FIC6041) passou a operar com valores entre 150t/h a 200t/h;
- A vazão mássica da BP-6113 (FIC6103) ficou mantida entre 280t/h e 290t/h;
- O nível da CX-4308 (LIC4308) passou a operar num patamar mais alto, porém sem transbordo na caixa de polpa;
- A densidade da BP-6113 (DIC6103) foi mantida mais estável.

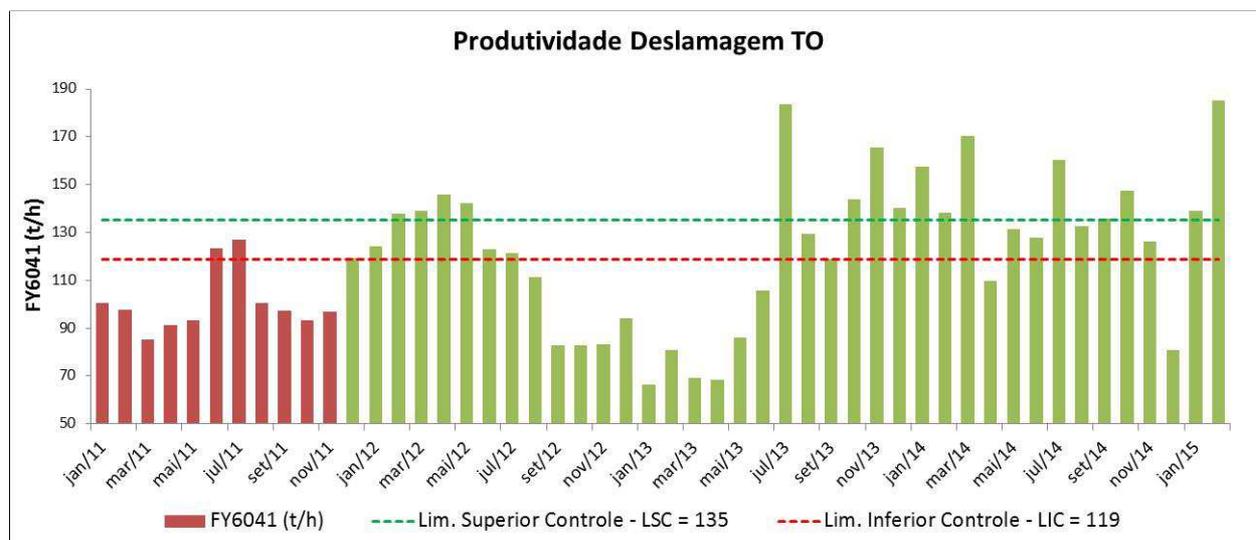
A Tabela 1 resume os valores das massas das bombas BP-6113 e BP-6041 antes e depois das implementações.

**Tabela 1.** Valores médios de vazão mássica da BP-6113 e BP-6041 antes e depois das implementações.

	Antes	Depois
Massa média da BP-6113 (t/h)	239,5	238,5
Massa média da BP-6041 (t/h)	107,5	139,9

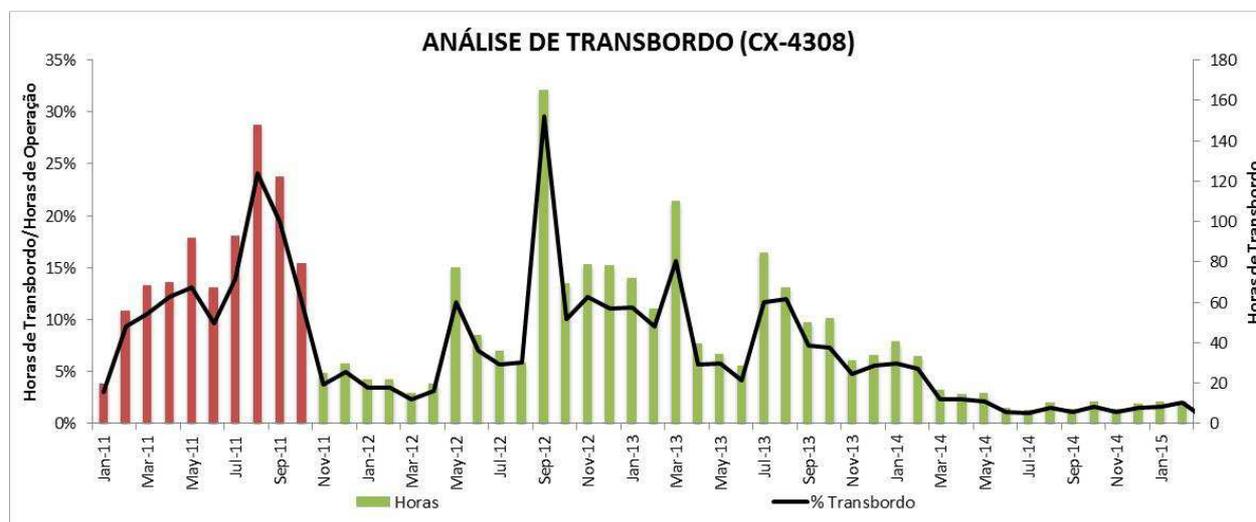
Com estes resultados, o objetivo de aumentar a massa da BP-6041 sem, no entanto, diminuir significativamente a massa da BP-6113 foi alcançado. Isto se traduz em um aumento aproximado de 100.000 toneladas por ano de produção, considerando o

rendimento operacional da usina. O gráfico da Figura 8 destaca a sustentabilidade deste aumento de massa da BP-6041.



**Figura 8.** Análise de sustentabilidade do aumento de produção da BP-6041

Neste caso percebe-se que, logo após as implementações das estratégias de controle descritas neste trabalho, houve um aumento na massa da BP6041. Devido a problemas que ocorreram na planta e estratégias de produção aplicadas, houve uma redução na massa durante o final de 2012 e início de 2013 sendo que, a partir de julho de 2013, o aumento sustentado da massa da BP-6041 pôde ser verificado. Em termos de transbordo na CX-4308, o gráfico da Figura 9 ilustra como estava antes da implementação (em vermelho) e como ficou após serem implementadas as novas estratégias de controle (em verde), em percentual de horas transbordadas.



**Figura 9** – Análise de transbordo na caixa de polpa CX-4308.

Pode-se perceber um aumento de transbordo em alguns meses, principalmente no final de 2012, devido a problemas na usina, mas com redução significativa antes e após este período.

## 5 CONCLUSÃO

Neste artigo foi mostrada a implementação de um sistema de controle preferencial, juntamente com um controle em cascata, utilizando controladores do tipo PID e considerando restrições de processo em duas caixas de polpa da Usina de Beneficiamento de Minério de Ferro de Timbopeba, pertencente à Vale. O objetivo de tal estratégia era maximizar a massa da BP-6041 sem, no entanto, reduzir a massa da BP-6113 e não deixando ocorrer transbordo de material na CX-4308, o que acarretaria em perda de produção.

Foi visto que, ao implementar estratégias de controle conhecidas e bastante difundidas no meio acadêmico e industrial, utilizando controladores do PID, é possível chegar a resultados expressivos, como o aumento estimado de produção em 100.000 toneladas por ano, o que equivale a aproximadamente 2,5 dias de produção da usina.

Além disso, foi mostrado também que tal implementação contribuiu para a diminuição de transbordo na caixa de polpa CX-4308, juntamente com outras intervenções da equipe de manutenção da planta evitando, assim, maiores perdas de produção.

## REFERÊNCIAS

- 1 Astrom, K. J., Johansson, K.H., Wang, Q. G. Design of decoupled PI controllers for two-by-two systems. IEE Proceedings – Control Theory Applications, 2002, 149(1): 74-81.
- 2 Baeta, E. J. S. Implementação e Análise Comparativa de Técnicas de Controle PID em Sistemas Distribuídos e Centralizados. Dissertação de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2006.
- 3 Da Luz, A. B., Sampaio, J. A., França, S. C. A.. Tratamento de Minérios 5ª ed. 2010, CETEM, Rio de Janeiro.
- 4 Expertune, INC. ExperTune PIDLoop Optimizer Manual, version 20.x, 2010,
- 5 Ministério de Minas Energia. Normas Reguladoras de Mineração - NRM-Beneficiamento. Disponível na internet em: [http://www.dnpm-pe.gov.br/Legisla/nrm\\_18.htm](http://www.dnpm-pe.gov.br/Legisla/nrm_18.htm). Acesso 20 jul. 2012.
- 6 Ministério de Minas Energia. PORMIN – Portal de Apoio ao Pequeno Produtor Mineral: Beneficiamento de Minérios. Disponível na internet em: [http://www.pormin.gov.br/biblioteca/arquivo/beneficiamento\\_de\\_minerio.pdf](http://www.pormin.gov.br/biblioteca/arquivo/beneficiamento_de_minerio.pdf). Acesso em 20 jul. 2012.
- 7 Overschee, P. V., De Moor, B. The end of heuristic PID tuning. IFAC Workshop on digital control: past, present and future PID control – CBS: Terrasa, Espanha 2001:687.
- 8 Seborg, D. E., Edgar, T. F.; Mellichamp, D. A. Process Dynamics and Control, 2nd ed., John Wiley & Sons, Inc., Danvers MA, 2003.
- 9 Seborg, D. E. A perspective on Advanced Strategies for Process Control (Revisited), Anais do Congresso Advances in Control, New York, 1999, P.M. Frank, pg. 103-134.
- 10 Shinskey, F.G. Process Control Systems, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1996.