

GANHOS ECONÔMICOS DEVIDOS À MELHORIA NO CONTROLE DE UMA PLANTA DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL

Mario Campos¹, Luiz Vasconcellos², Jorge Neto³ e Antonio Gomes Souza⁴

Resumo

Este artigo analisa dois aspectos que muitas vezes não recebem a devida importância da engenharia e da operação e que pode levar a planta operar em uma condição não tão estável e rentável: **a avaliação das malhas de controle (PID) e a estrutura de controle regulatório**. O artigo busca mostrar a importância de se fazer uma avaliação criteriosa das malhas do controle regulatório usando uma ferramenta especializada. Esta ferramenta deve permitir diagnosticar o desempenho da malha de controle rapidamente de forma a evitar que o desempenho degrade. Neste trabalho usamos a ferramenta “BR-Perfex”. O artigo também busca mostrar a importância do trabalho conjunto da engenharia de acompanhamento junto com a engenharia de controle e os operadores para criticar e melhorar a estrutura de controle visando um processamento mais estável e rentável da planta. Finalmente busca apresentar, de forma quantitativa, os ganhos econômicos conseguidos devido às mudanças na sintonia e estratégia de controle da unidade de processamento de gás da Petrobras na Bahia. O objetivo desta unidade é recuperar as frações pesadas de hidrocarbonetos (LGN) contidas no gás natural, e este novo controle permitiu um aumento médio na produção de LGN de 5,5%, que representa ganhos da ordem de US\$ 2.500.000 por ano.

Abstract

This paper presents the analysis and definition of a new control strategy for the natural gas processing plant of PETRONBRAS in Bahia. The objective of this unit is to recover the heavy hydrocarbon fractions or Liquefied natural gas (LNG) contained in the natural gas. This unit started up in January of 2005. This work also shows the control performance assessment using the “BR-Perfex” software. During this project the control strategy was changed in order to improve plant’s stability and profitability. This new control strategy allowed an increase in the LNG's productions of 5,5%, representing an income of US\$ 2.500.000 a year (considering a reference price of 45,4 US\$/bbl for LNG).

1. Introdução

O desempenho da malha de controle (associado com a sintonia) e principalmente a definição de uma boa estratégia de controle, ou seja, a escolha correta dos pares de variáveis controladas e manipuladas para os controladores PIDs, podem resultar em grandes ganhos econômicos para uma planta de processamento. Estas ações também podem estabilizar o processo e aumentar a confiabilidade dos equipamentos por operar de forma mais contínua perto dos pontos ótimos de eficiência dos mesmos.

Este trabalho apresenta os resultados obtidos pela melhoria do desempenho das malhas de controle e da implantação de uma nova filosofia de controle regulatório na planta de processamento de gás natural da PETROBRAS em CATU-BA. O objetivo desta unidade é recuperar as frações pesadas de hidrocarbonetos ou condensados (LGN) contidas no gás natural, e entrou em operação em janeiro de 2005. Esta planta está recebendo também um novo sistema de controle avançado (preditivo multivariável) e uma das fases iniciais do trabalho foi esta avaliação e definição da estratégia de controle para os PIDs da unidade. O projeto de processo e do controle foi realizado através da contratação pela PETROBRAS da firma TDE. O projeto do controlador avançado foi realizado pelo CENPES/PETROBRAS.

A organização deste trabalho é a seguinte: inicialmente faremos uma descrição simplificada do processo para depois descrevermos a metodologia utilizada para se avaliar o desempenho das malhas. Em seguida veremos os fatores que levaram a mudança na estratégia de controle regulatório focando nas principais alterações realizadas na filosofia de operação. Finalmente serão abordados os ganhos obtidos com planta operando em uma condição mais estável e rentável.

¹ Dr., Engenheiro de Equipamentos – CENPES/EB/AOT - PETROBRAS

² Engenheiro de Processamento – CENPES/EB/AOT - PETROBRAS

³ Engenheiro de Processamento – UN-BA/APMG/OPM – PETROBRAS

⁴ Consultor Técnico – UN-BA/ST/EIPA - PETROBRAS

2. Descrição do Processo

A planta processamento de gás visa recuperar as frações pesadas de hidrocarbonetos ou condensados (LGN) contidas no gás natural. O gás natural na entrada da planta é direcionado para compressor de carga que eleva a sua pressão, permitindo aumentar a eficiência da planta. Este gás natural, a alta pressão, passa por um turbo-expansor reduzindo bastante a temperatura desta corrente. Este efeito de refrigeração tem um grande papel na capacidade da planta de recuperar o LGN. Esta corrente é enviada para a torre desetanizadora que separa o gás que sai no topo, conhecido como gás residual, do LGN. O gás residual frio no topo da desetanizadora passa por um trocador de calor de placas (caixa fria) que resfria o gás natural de carga da planta. Em seguida, vai para a sucção de um compressor alternativo, conhecido como compressor de gás de venda. Este gás é enviado para os consumidores através de um gasoduto.

Economicamente deseja-se que o gás residual vendido tenha a menor quantidade de hidrocarbonetos na faixa de C_3 e mais pesados. Existe também uma restrição de processo em relação ao LGN. Este não pode possuir um teor de C_2 maior do que 4,4% molar para evitar problemas de processamento deste LGN pela refinaria onde é enviado. A figura 1 mostra um esquema do processo. Detalhes da descrição deste processo podem ser obtidos em TDE (2003).

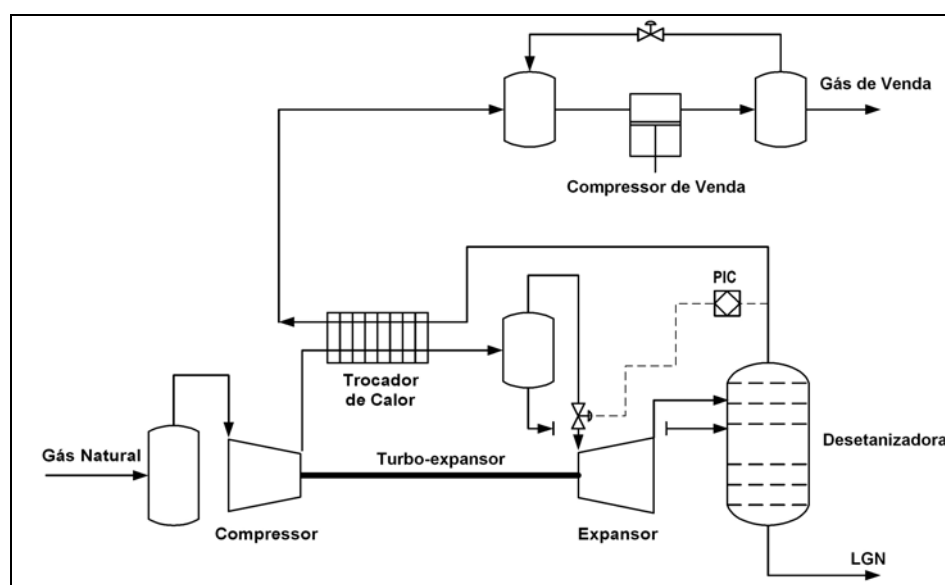


Figura 1. Esquemático da planta de recuperação de LGN e do controle antigo.

3. Avaliação das malhas de controle regulatório

O controle regulatório é a base de uma operação estável e segura de uma planta de processo. Porém, muitas vezes, esta não recebe a devida atenção ao longo do período de operação da planta e o seu funcionamento começa a degradar. A degradação de uma malha de controle pode ocorrer por diversos motivos, como:

- sintonia incorreta levando a malha a apresentar uma resposta lenta ou oscilatória;
- válvula de controle necessitando manutenção (agarrando, histerese, etc.);
- sensor apresentando medição incorreta.

Pelo exposto acima, fica claro a importância da avaliação do desempenho das malhas de controle. Para nos ajudar nesta tarefa, reduzindo a dificuldade e o grau de subjetividade que encontramos neste tipo de análise, buscamos utilizar a ferramenta para acompanhamento e gestão de ativos “BR-Perfex” da Petrobras. O “BR-Perfex” calcula índices e gera gráficos que são usados para quantificar o desempenho da malha de controle. A partir da análise destes resultados é possível descobrir o problema que está afetando a malha. A tabela 1 mostra, resumidamente, alguns índices e gráficos e o problema que está associado. Os trabalhos de Aström (1970), Harris (1989) e Kempf (2003) apresentam maiores detalhes sobre estes índices de avaliação das malhas de controle.

Tabela 1 – Exemplos de índices para avaliação de malhas no “BR-Perfex”.

Resultado	Informação associada
Índice de Harris	Indica a relação entre o desempenho da sintonia atual da malha com o máximo que poderia ser obtido através de um controlador de variância mínima (CVM).
Função de autocorrelação	Indica se a malha está bem sintonizada e verifica a presença de componentes periódicos (possíveis oscilações).
Número de inversões da haste	Indica que a malha está ou não exigindo muito da válvula.
Percurso da válvula	Está associado com o desgaste na válvula e a necessidade de manutenção.
Detecção de oscilações	Determina se as variações são distúrbios normais de processo ou oscilações.
Análise espectral	Classifica os componentes periódicos presentes no sinal em função da frequência, determinando distúrbios externos e problemas de sintonia.
Valor de Processo e Setpoint	Dispersão indica se a malha está corretamente sintonizada.

Inicialmente realizamos esta análise para as malhas principais e em seguida estendemos para as demais malhas da unidade. A ferramenta instalada inicialmente funcionava de forma ‘off-line’, e o engenheiro ficava responsável em coletar e realizar as análises. Posteriormente foi instalada a ferramenta em tempo real. Desta forma, estas análises estão constantemente sendo realizadas, ficando fácil e rápido verificar a degradação de uma malha de controle.

As figuras 2, 3 e 4 mostram os resultados para a malha de controle do PIC-4002 (pressão do compressor de vendas). A análise dos gráficos indica que a malha estava com uma sintonia incorreta porque estava oscilando. A figura 2 mostra o desempenho da malha antes (curva “a”) e após a nova sintonia (curva “b”). Foi percebida uma melhora real deste controlador com redução no índice de Harris, redução no percurso da válvula e redução no número de inversões da válvula, quando comparado com a situação anterior à sintonia deste controlador.

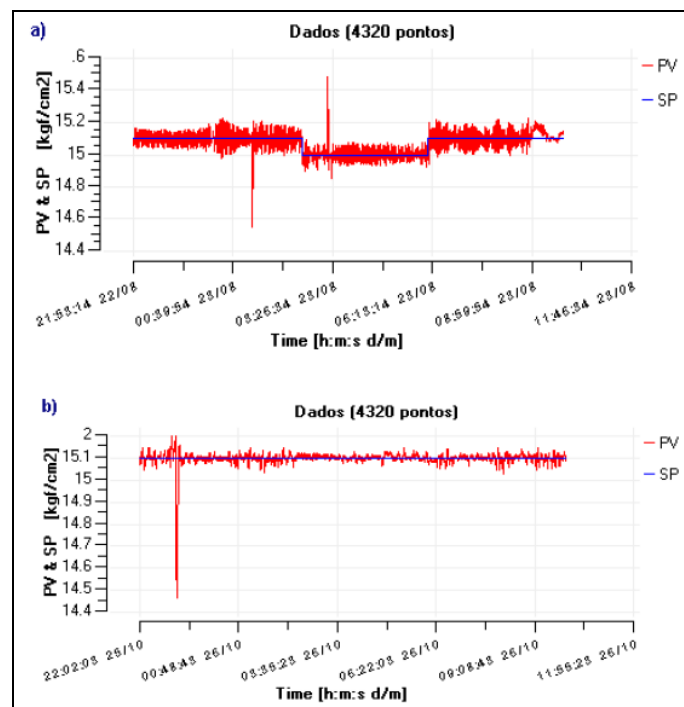


Figura 2. Melhora do desempenho do controle do PIC-4002 após a sintonia (curva “b”).

Esta malha de controle deixou de apresentar oscilações com períodos em torno de 170s, passando a apresentar oscilações com períodos mais altos na faixa de 400s a 700s, períodos típicos de distúrbios de processo. A redução do comportamento oscilatório da malha de controle também é evidenciado na comparação dos gráficos da função de autocorrelação, mostrado na Figura 3.

A figura 4 mostra o espectro de potência do sinal de outra malha LIC-3620 (nível do refeedor da desetanizadora), que permite estimar os períodos de oscilação, que neste exemplo está em torno de 219s. Não foram encontradas na análise com o “BR-Perfex” nesta planta, malhas de controle com problemas de agarramento ou histerese, como também não foram encontrados casos evidentes de válvulas sub ou superdimensionadas (Kempf, 2006).

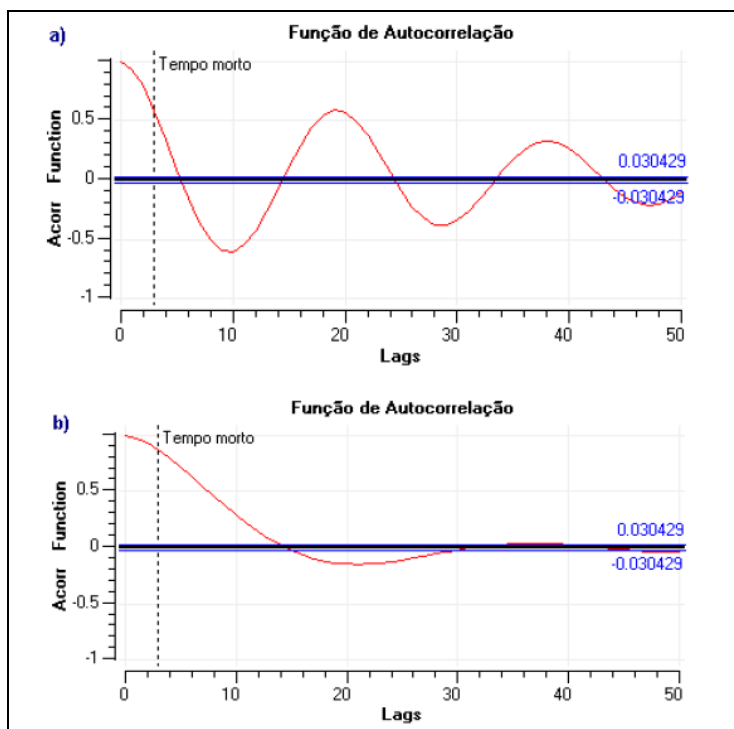


Figura 3. Melhora do desempenho do controle do PIC-4002 após a sintonia (função de autocorrelação).

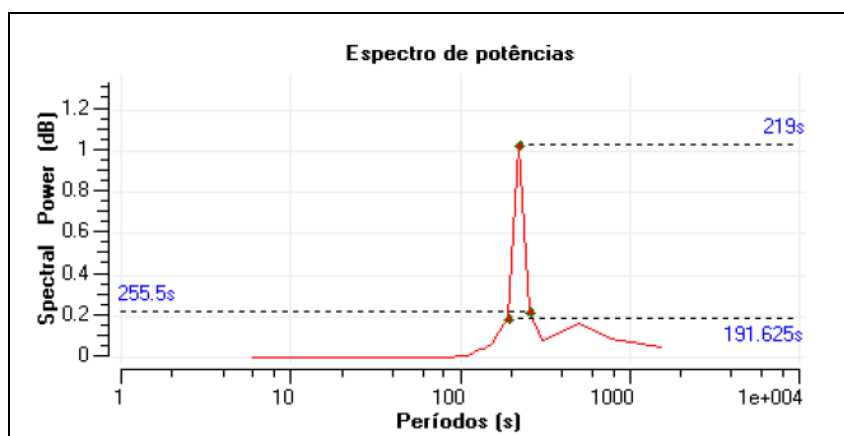


Figura 4. Análise espectral do sinal controlado determinando os períodos de oscilação (LIC-3620).

4. Avaliação da estrutura de controle regulatório

Depois de terminada a fase de ajustes das malhas do controle regulatório, nossa atenção se voltou para a análise do dia-dia operacional da planta com o objetivo de verificar se a estrutura de controle regulatório atendia as necessidades da operação. Uma estrutura de controle bem projetada deve ser robusta e flexível de forma a evitar atuações freqüentes e repetitivas dos operadores na planta. A partir de reuniões entre os grupos de acompanhamento, operação e controle, alguns problemas foram levantados:

- Controle inadequado da pressão da torre desetanizadora;
- Atuação freqüente do operador para ajustar o compressor de acordo com a vazão de carga.

Para melhor entendermos os problemas mencionados descreveremos com mais detalhes a estrutura de controle que estava em uso no item 4.1, enquanto que no item 4.2 descreveremos as mudanças propostas e implementadas.

4.1 Descrição do controle regulatório que estava em uso

A figura 1 mostra um desenho esquemático simplificado da estrutura em uso. A filosofia de controle é de se manter o valor da pressão da torre desetanizadora no valor ajustado pelo operador (“*setpoint*” do controlador PIC) atuando na válvula que controla a admissão de gás para o expensor. Este controle também está sujeito a duas condições de segurança porque a pressão entre o compressor e o expensor não deve ultrapassar um certo valor e também não podemos ter uma rotação elevada no turbo-expansor. Desta forma, existem outros dois controladores PIDs controlando estas variáveis, que assumem o controle da válvula de admissão do expensor através de um seletor de menor sinal nestas situações extremas. Esta estratégia de “*override*” está descrita em Campos e Teixeira (2006).

Com esta estratégia de controle, quando a unidade recebe mais gás natural, a pressão da torre (PIC) tende a subir fazendo com que o controlador feche a admissão de gás no tubo-expansor. Desta maneira, o gás é contido acarretando em um aumento da pressão no gasoduto. Quando esta pressão atinge um certo valor, o operador altera um “*step*” no compressor de vendas (Campos e Teixeira, 2006), obrigando o compressor a comprimir mais, levando a pressão da torre desetanizadora cair. A partir deste efeito, o controlador PIC passa a admitir mais gás no expensor, implicando na queda da pressão do gasoduto. Portanto, o operador fica ajustando freqüentemente os “*steps*” do compressor alternativo para manter a pressão do gasoduto do gás natural de carga da planta entre dois valores limites e também temos uma variação razoável da pressão na torre.

Nesta estratégia deve-se notar que o “*setpoint*” do controlador de pressão de sucção do compressor de vendas está ajustado em um valor baixo de maneira que a recirculação fique sempre fechada. O objetivo é evitar a perda de energia devida a recirculação. Este controlador só abriria a recirculação se a pressão caísse abaixo do seu “*setpoint*” de maneira a evitar uma parada de emergência do compressor por baixa pressão na sucção.

4.2 Descrição da estratégia de controle proposta

A figura 5 mostra um desenho esquemático simplificado da estrutura proposta. A filosofia de se manter a pressão da torre desetanizadora está mantida porém esta passa a ser controlada pelo controlador de pressão da sucção do compressor de vendas (PIC-2). Desta forma, a variável manipulada deixa de ser a válvula que admite gás no turbo-expansor e passa a ser a válvula de recirculação do compressor de vendas. Como visto anteriormente, esta válvula operava fechada e agora será necessário operar sempre com um certo nível de recirculação.

Uma outra alteração necessária foi estabelecer o controle da pressão entre o compressor e o expensor realizado pelo controlador de pressão PIC-1. Este controlador passa a manipular diretamente a válvula de admissão de gás para o expensor e não é mais apenas um controlador que evita pressão alta na estratégia de “*override*” descrita no item anterior. Para isto, foi necessário inverter a ação deste controlador PID de reversa para direta. Nesta nova filosofia, o controlador da torre desetanizadora (PIC da figura 1) não realiza mais a função de controlar a pressão da torre. A partir de agora, ele tem um papel de segurança e só atua em caso de pressão alta na torre (“*override*”).

Com esta estratégia a planta passará a operar da seguinte forma: quando existir uma carga maior de gás natural, a pressão entre compressor e o expensor (PIC-1) tenderá a aumentar fazendo com que este controlador abra a admissão de gás no expensor aumentando o processamento de gás. A pressão da torre é mantida constante pelo PIC-2 que atua no sentido de fechar a recirculação permitindo uma maior compressão e exportação de gás de venda. Ocasionalmente o operador observa a posição da válvula de recirculação, e somente nos casos que ela estiver muito fechada, deve adicionar um “*step*” no compressor de vendas com o objetivo de comprimir mais gás, aumentando a recirculação. De maneira análoga, se a válvula de recirculação estiver muito aberta, deve retirar um “*step*” no compressor. Ajustando-se o limite de máxima abertura para esta válvula definimos o máximo de recirculação. Devemos ressaltar que este valor não deve ser muito alto porque está associado a um custo de energia. Nesta planta, definiu-se que a válvula poderia operar entre 10 e 30% de abertura. Deve-se notar que a atuação do operador se reduziu muito, ficando restrita aos casos extremos (válvula de recirculação muito aberta ou muito fechada). Um procedimento automático de mudança dos “*steps*” do compressor está em fase de implementação.

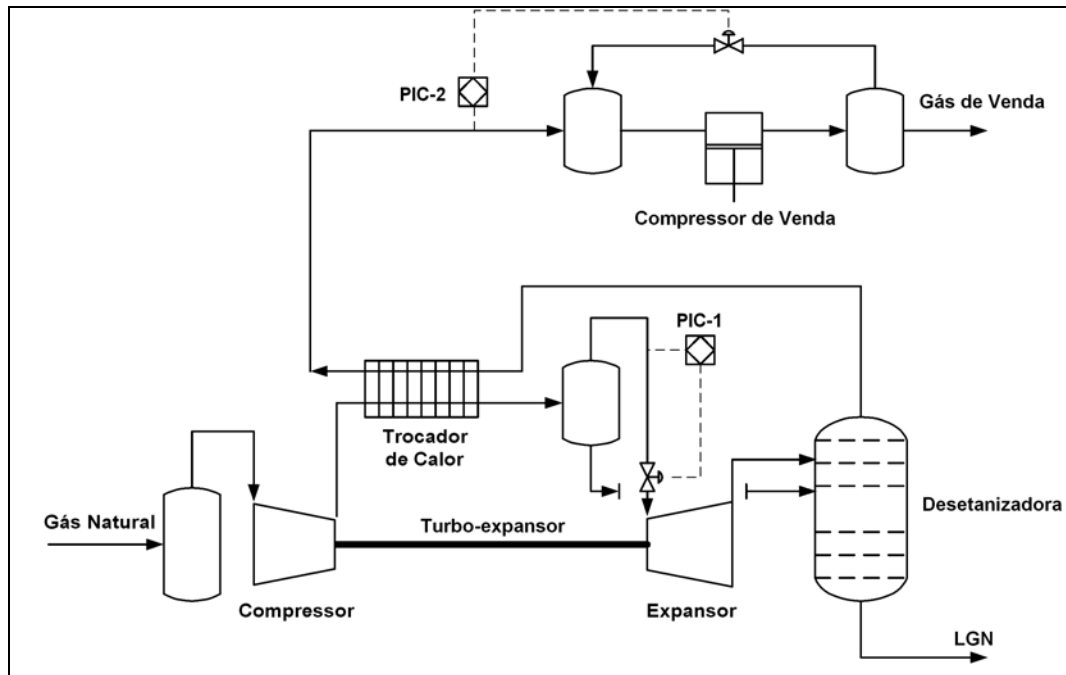


Figura 5. Esquemático da nova estratégia de controle proposta.

5. Ganhos financeiros conseguidos

Ao invés de se calcular o retorno proporcionado pelo projeto como um todo, analisaremos o ganho de cada fase separadamente. Este procedimento nos permitirá quantificar a real importância de cada fase.

Para se calcular o aumento da produção devido à implementação do projeto de forma mais precisa, resolveu-se definir um indicador. Este indicador não considera apenas a produção absoluta de LGN da unidade, mas também a carga de gás natural processada e a riqueza deste gás (percentual de componentes pesados C_3^+). Assim definiu-se o seguinte indicador:

$$\text{Indicador} = \frac{\text{Vazão de LGN}}{\text{Vazão de Carga}} * \frac{10^6}{\text{Teor de } C_3^+ \text{ na carga}} \quad (1)$$

A tabela 2 mostra a evolução deste indicador ao longo do tempo. Após a partida da unidade o turbo-compressor apresentou problemas de vibração que limitavam a sua rotação máxima, por isso o indicador estava baixo. Desta forma, o caso base para comparação é o “Antes da sintonia” da tabela 2, quando os problemas com o turboexpansor estavam resolvidos.

Todas as cálculos financeiros foram feitos utilizando-se como base as seguintes informações:

- Base anual;
- Vazão de carga de 2.200.000 Nm³/d;
- Riqueza (C_3^+) igual a 5,7 % molar;
- Valor de venda do LGN igual a 45,4 US\$/bbl.

5.1 Avaliação das malhas de controle

A figura 6 mostra a evolução deste indicador de desempenho ao longo do tempo. A figura 6 e a tabela 2 mostram que só a sintonia dos controladores PID (mantida a estratégia inicial) resultou em um ganho econômico para a planta. Antes da sintonia, o indicador estava em 34,7 e após subiu para 35,8. Este aumento proporcionou um aumento da rentabilidade da planta em US\$ 1.862.571,00 por ano em relação ao caso base. Portanto, estas ferramentas de análise e sintonia de controladores PID podem trazer grandes retornos econômicos para as plantas industriais.

5.2 Implantação da estratégia de controle regulatório

Observa-se que após a implementação desta nova filosofia de controle, foi possível manter a média deste indicador em um valor mais elevado (37.7), o que significa uma maior produção de LGN. Nota-se que o salto quantitativo deste indicador foi muito maior após a definição de uma estratégia de controle mais adequada ao processo, do que apenas com a sintonia dos controladores. Com a nova filosofia de controle conseguiu-se um ganho em relação ao caso base de US\$ 4.399.670,42 por ano.

Tabela 2. Evolução do indicador e dos ganhos

	Indicador	Produção de LGN	Resultado (US\$/ano)	Ganho (US\$/ano)	Ganho Acumulado (US\$/ano)
Antes de ajustar o turbo	28,03	351,54	36139577,33		
Antes da sintonia	34,37	430,96	44304401,31	8164823,98	Caso base
Após a sintonia	35,81	449,08	46166972,75	1862571,45	
Após nova filosofia de controle	37,78	473,76	48704071,72	2537098,97	4399670,42

A figura 6 mostra a evolução deste indicador de desempenho ao longo do tempo. Observa-se que após a implementação desta nova filosofia de controle, foi possível manter a média deste indicador em um valor mais elevado (37.78), o que significa uma maior produção de LGN. Antes da sintonia o indicador estava em 34,37 e após a sintonia em 35.81, conforme a tabela 1. Nota-se que o salto quantitativo deste indicador foi muito maior após a definição de uma nova estratégia de controle mais adequada ao processo, do que apenas com a sintonia dos controladores PIDs.

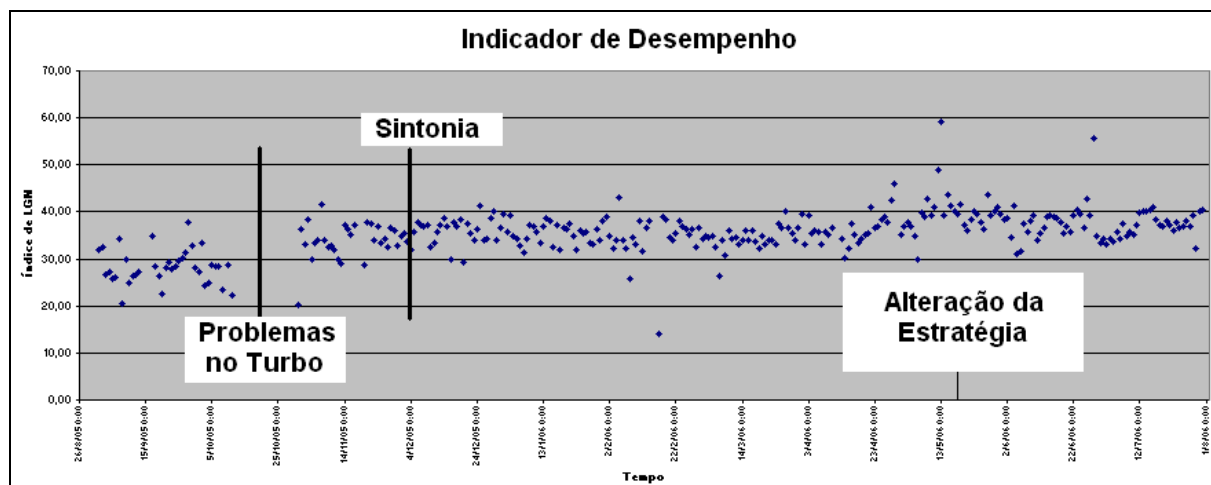


Figura 6. Evolução do indicador de recuperação de LGN da planta.

A figura 7 mostra com a perda de C_3 no gás de venda caiu significativamente após a implementação desta nova estratégia de controle (de 0,3% molar para valores médios de 0.05% molar). Este componente agora está sendo incorporado no condensado ou gás natural liquefeito (LGN), e contribuindo para o aumento da sua produção e da rentabilidade da planta.

A figura 8 mostra que o aumento esperado no custo energético da unidade, em função de se operar com a válvula de recirculação do compressor de vendas aberta, não é significativo. Este aumento foi da ordem de 1% ou 20 kWh/mês. Esta análise foi realizada utilizando o conceito de coeficiente técnico, que é definido como a quantidade de insumo necessário (energia elétrica) para a elaboração de uma unidade de produto. Este coeficiente foi calculado a partir dos valores diários de consumo de energia em quilowatt-hora e quantidade produzida de gás em m^3 , desde o início do ano de 2006 até a data 24 de agosto de 2006 (Wakabayashi et al., 2006).

6. Conclusões

Este trabalho mostrou a importância econômica das atividades de avaliação de desempenho e sintonia de controladores PIDs, assim como da definição de uma boa estratégia ou filosofia de controle para uma planta industrial de recuperação de frações pesadas de hidrocarbonetos (LGN) contidas no gás natural. Estes trabalhos permitiram aumentar a eficiência de recuperação do LGN propiciando um aumento médio na sua produção de 5,5%.

No caso desta planta de recuperação de gás da Petrobras na Bahia, os ganhos com a sintonia foram de US\$ 1.862.571,00 por ano, enquanto os relativos a troca da estratégia de controle propiciou mais um incremento na rentabilidade da ordem de US\$ 2.537.098,00 por ano.

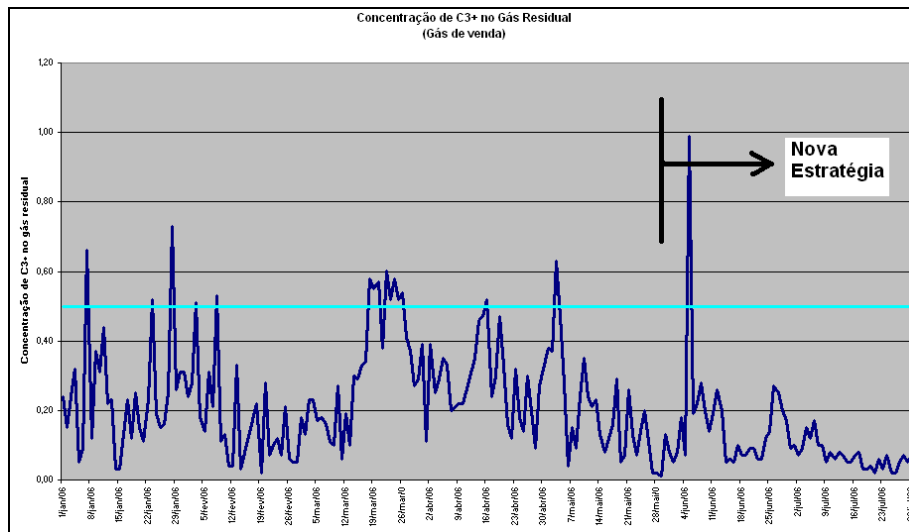


Figura 7. Diminuição das perdas de C₃⁺ no gás de venda.

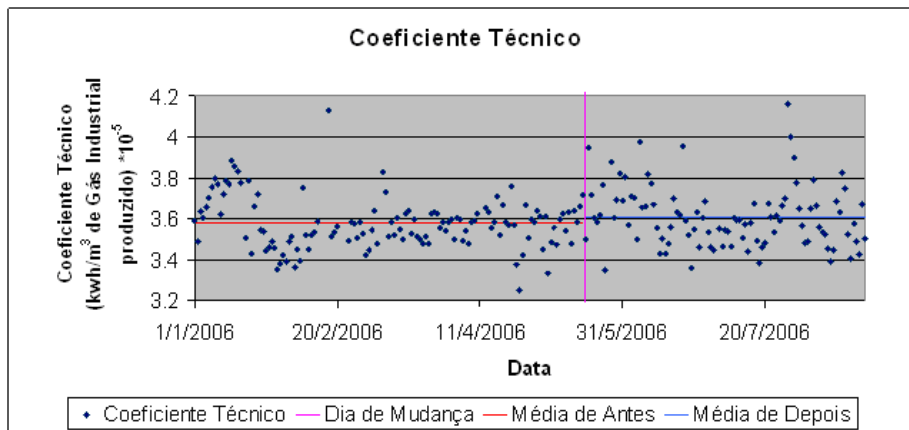


Figura 8. Evolução do consumo de energia elétrica da unidade.

7. Agradecimentos

Agradecemos a vários empregados da PETROBRAS que contribuíram e participaram deste trabalho, em particular os operadores da URG3. Gostaríamos também de agradecer a UFBA que participou ativamente de todas as fases deste trabalho. Gostaríamos também de agradecer a empresa Trisolutions que instalou e forneceu treinamento no software “BR-Perfex” para os engenheiros e operadores da URG3-3.

8. Referências Bibliográficas

- ASTRÖN, “Introduction to Stochastic Control Theory”, Academic Press, 1970.
- CAMPOS, M. e TEIXEIRA, H., *Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais*, Ed. Edgard Blücher, 2006.
- HARRIS, “Assessment of Control Loop Performance”, *The Can. J. of Chemical Engineering*, Vol. 67, pp856-861, 1989.
- KEMPF, “Avaliação de Desempenho de Malhas de Controle”, Dissertação de Mestrado, Departamento Eng. Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, UFRGS, 2003.
- KEMPF, “Avaliação de Desempenho do Controle da URG3-3”, Relatório da Trisolutions, 2006.
- TDE, *Process System Descriptions*, Doc. 02-063-GEN-MS-213, Thermo Design Engineering Ltd., 2003.

WAKABAYASHI, C. et al., “Relatório Técnico do Projeto MPC para URGN-3-BA - Consumo energético da unidade após a mudança na estratégia de controle de pressão”, da UFBA de 15 de setembro de 2006.