

SIMULAÇÃO DINÂMICA DE PLANTA DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL OFFSHORE

G. CAMPOS¹, O. Q. ARAUJO¹, P. CELES¹, A. SARMET¹ e J. L. MEDEIROS¹

¹Universidade Federal do Rio de Janeiro - Escola de Química

E-mail para contato: gkwak@peq.coppe.ufrj.br

RESUMO - O trabalho apresenta uma análise de desempenho de estratégias de controle de uma planta de processamento de gás natural offshore, composta pelas etapas de compressão, desidratação e remoção de hidrocarbonetos pesados. A metodologia selecionada baseia-se em (a) concepção de fluxograma de processo definindo-se parâmetros de projeto e operação, (b) síntese de estratégias de controle, e (c) simulação dinâmica (em Aspen Hysys) para análise de desempenho em cenários dinâmicos de interesse, a saber: regime intermitente de carga (golfadas), degrau de produção e reciclo de NGL para o separador primário. A sintonia dos controladores utilizando método IMC foi validada frente a um degrau de produção, fornecendo uma resposta mais rápida e menos oscilatória. O controle por bandas se mostrou útil na diminuição das oscilações dos níveis dos separadores e, por fim, o estudo do reciclo de NGL demonstrou a necessidade de uma ação mais rápida dos controladores de pressão a fim de garantir a especificação do produto.

1. INTRODUÇÃO

Prever o comportamento dinâmico de uma planta durante etapas de transição de estado, como paradas, partidas, alteração no regime de produção ou perturbações, possibilita ao engenheiro ou operador avaliar se as variáveis mais importantes permanecerão em faixas adequadas em termos de segurança ou especificação do produto. Essa finalidade ganha uma importância mais elevada para o caso de plataformas offshore, as quais possuem espaço reduzido e são alvos de perturbações constantes (ex.: golfadas) e, portanto, apresentam maior risco para os tripulantes. Com o intuito de avaliar o comportamento dinâmico de uma planta de condicionamento de gás natural offshore, este trabalho propõe uma análise de desempenho de controles e de cenários de interesse utilizando como ferramenta o simulador dinâmico comercial Aspen Hysys v7.2.

A seção de métodos descreve, primeiramente, a elaboração do fluxograma de processo, a qual consiste na construção do estado estacionário (definição do caso base e de valores ótimos) e nas modificações para o modo dinâmico (dimensionamento dos equipamentos e pré-sintonia dos controladores). A sintonia dos controladores é realizada através de correlações IMC, efetuando-se uma identificação dos processos para obter suas respectivas funções de transferência. Por fim, são avaliados dois cenários de produção (degrau de produção e escoamento em golfadas), duas estratégias de controle (convencional e por bandas) e duas configurações de processo (caso base e reciclo de

NGL para o separador primário).

2. MÉTODOS

A modelagem estacionária e dinâmica do processo foi realizada com o software de processos Aspen Hysys v7.2. O pacote termodinâmico usado para as etapas de compressão e remoção de hidrocarboneto líquido foi o *Peng-Robinson*, enquanto que para a etapa de desidratação com glicol, utilizou-se o *Glycol Package*, o qual é recomendado para sistemas com TEG com pressão até 100 bar. Ressalta-se que a opção que calcula a pressão estática não foi utilizada, pois não havia dados das elevações e das posições dos bocais de entrada e saída dos equipamentos. Devido à compressibilidade do gás, vazões volumétricas são sempre expressas em condições de referência, neste trabalho adotou-se pressão de 101325 Pa e temperatura de 20 °C.

2.1. Construção do Estado Estacionário

O condicionamento do gás consiste nas seguintes etapas: (i) separação da carga em um separador trifásico (primário); (ii) compressão à pressão de exportação; (iii) desidratação com glicol; (iv) remoção de hidrocarbonetos pesados através de processo Joule-Thomson.

A carga trifásica advinda do poço possui 79.44% de metano, 0.77% de H₂O, 9.86% de CO₂, 0.33% de N₂ e 9.6% molar distribuídos de C₂ a C₂₀, e se encontra a pressão de 80 kgf/cm² e temperatura de 30 °C. A mesma passa por uma válvula de choke, a qual reduz a pressão a 10 kgf/cm², a montante do separador primário. Ao passar pelo separador, as correntes de água e hidrocarboneto líquido são direcionadas para seus respectivos sistemas de tratamento e condicionamento, os quais não são o foco deste estudo. Cada estágio de compressão é constituído por: um compressor centrífugo, o qual eleva a pressão e, conseqüentemente, a temperatura do gás; um trocador de calor para resfriar o gás à temperatura de processo; um vaso separador bifásico para remover os hidrocarbonetos líquidos e água formados. A Figura 1 ilustra a separação primária e os dois primeiros estágios de compressão.

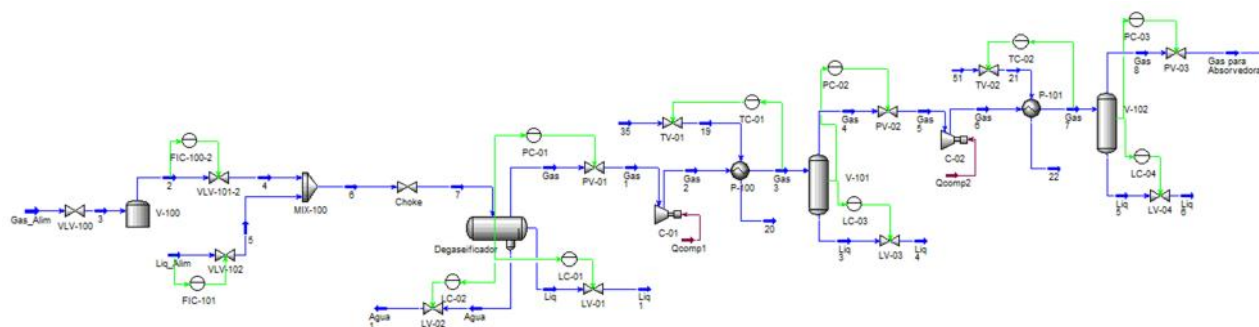


Figura 1 – Separação primária e compressão

Após os dois estágios de compressão, a corrente gasosa, agora com menor teor de água e hidrocarbonetos pesados, entra na etapa de desidratação com glicol, a qual ocorre dentro da coluna absorvedora e tem como objetivo principal evitar a formação de hidratos nas linhas de transmissão. O

TEG rico em água que sai pelo fundo da absorvedora entra no sistema de regeneração, compreendendo os seguintes equipamentos: válvula *LV-05*, a qual quebra a pressão do sistema de 81 para 3 kgf/cm², trocador de calor *P-102*, o qual fornece parte do calor necessário para atingir a temperatura de regeneração, vaso *Separador Glicol* para retirar a fração vaporizada, um segundo trocador de calor *P-103* que promove integração energética (TEG rico x TEG pobre) e aquece a corrente à temperatura de regeneração (150 °C), coluna regeneradora *T-101* que purifica o TEG, uma corrente de make-up de TEG, a qual compensa as perdas de TEG durante o processo, bomba *B-02* para elevar a pressão da corrente à da absorvedora e, por fim, o trocador de calor *P-104* para resfriar a corrente. O sistema de desidratação e regeneração de glicol é representado na Figura 2.

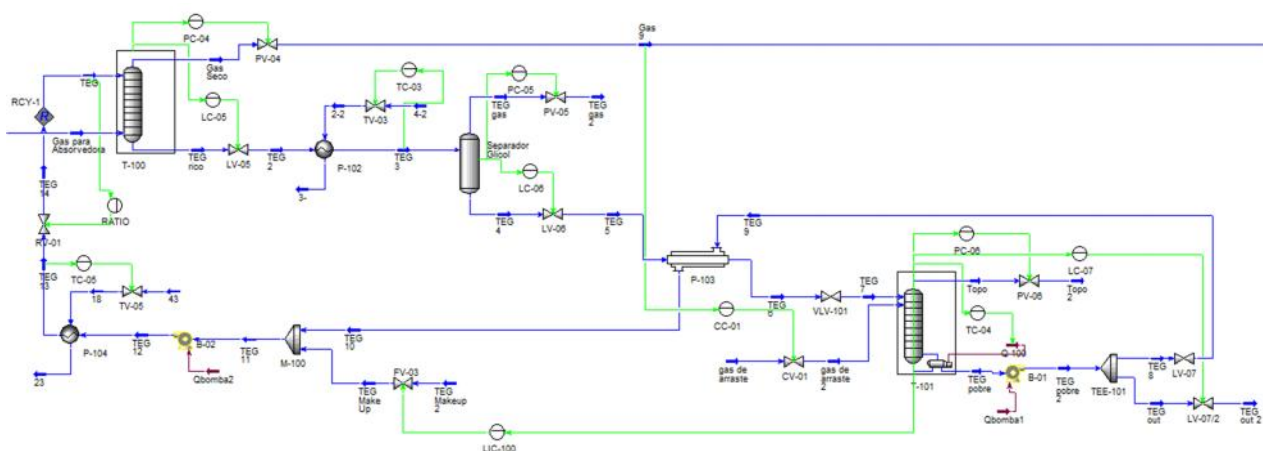


Figura 2 – Desidratação e regeneração do TEG

Para a absorvedora, adotou-se uma coluna de 10 pratos com eficiência de Murphree de 0,5 (Pimenta, 2011) e pressão de operação de 80 kgf/cm², com um P entre tangentes de 5 psia, equivalente a 0,3516 kgf/cm². A vazão de TEG de reciclo foi calculada com uma estimativa de 50 L de TEG por kg de água absorvida (Campbell, 2001). Foi usada inicialmente uma corrente de TEG com vazão volumétrica de 982,6 m³/h, a qual é capaz de especificar o gás seco com ponto de orvalho da água de - 48,03 °C à pressão de referência de 1 atm. A regeneradora, por sua vez, consiste em uma coluna esgotadora, a qual opera a pressão próxima da atmosférica, cerca de 1,05 kgf/cm², e por se tratar de uma coluna menor possui P de 0,043 kgf/cm². A especificação usada na coluna foi a restrição de 200 °C para a temperatura do refulvador, uma vez que o TEG começa a degradar acima de 206 °C. O produto de fundo da coluna tem fração mássica de TEG de 0,99. Para se obter uma fração de TEG maior do que 0,99 no produto de fundo, optou-se por injetar gás natural, chamado de gás de arraste, no refulvador da coluna, estratégia usualmente adotada na desidratação. O gás usado é o produto do sistema de condicionamento, ou seja, após as etapas de compressão, desidratação e remoção de líquidos, e entra na coluna à temperatura de 200 °C e pressão de 1,076 kgf/cm².

Após a desidratação do gás, atinge-se uma especificação de ponto de orvalho da água de - 48,03 °C a 1 atm. O gás seco que sai no topo da absorvedora segue para a etapa de remoção de hidrocarbonetos pesados através de processo Joule Thomson. Este processo reduz a temperatura do gás por meio de redução da pressão através de uma válvula. A pressão máxima do vaso é garantida

por uma válvula de alívio PSV, a qual abre somente para pressões acima de 100 kgf/cm². A Figura 3 mostra o fluxograma do processo.

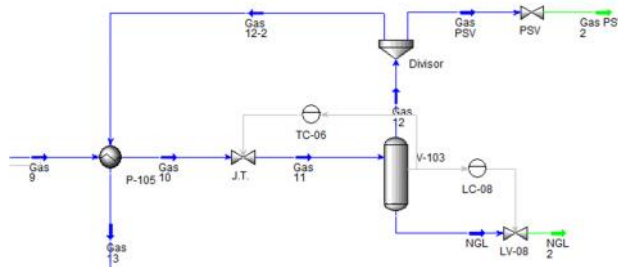


Figura 3 – Remoção de H.C. pesados (Joule Thomson)

O gás seco passa pelo trocador de calor P-105 e é resfriado a 6,0 °C. Para atender a especificação do ponto de orvalho de hidrocarboneto, é preciso resfriar o gás a -2,30 °C, e isso é realizado fornecendo um diferencial de pressão de cerca de 16 kgf/cm² na válvula J.T. O cálculo do

P necessário foi realizado com a ferramenta *Adjust* do Hysys, a qual manipula uma variável, no caso o P da válvula, para atender a uma especificação, no caso o ponto de orvalho de hidrocarboneto de 0 °C na pressão de referência de 45 bar. Após a válvula, a corrente tem sua fração líquida (NGL) removida no separador bifásico V-103 e a saída gasosa segue para o trocador de calor resfriando a entrada do processo. Por fim, há um último estágio de compressão para elevar a pressão do gás a pressão de exportação de 120 kgf/cm².

2.2. Estudos de Casos

Utilizou-se a ferramenta Case Study do Hysys, a fim de obter os valores ótimos de vazão volumétrica do gás de arraste e da vazão de TEG que entra no fundo da absorvedora. Primeiramente, variou-se a vazão volumétrica de gás de arraste adicionado no refeedor da coluna regeneradora e observou-se a fração mássica de TEG no produto de fundo. A vazão volumétrica foi variada de 0 a 200 m³/h com um passo de 5 m³/h. Analisando a curva de resposta, foi adotada uma vazão volumétrica de 50 std m³/h de gás de arraste, o que corresponde a uma fração mássica de TEG de cerca de 0.9955. Em seguida, variou-se a vazão volumétrica de TEG de 200 a 700 m³/h com passo de 10 m³/h. analisando a fração mássica de água no gás seco. A curva de resposta evidencia a existência de um mínimo de fração mássica de água no gás seco, correspondente a uma vazão de TEG de cerca de 350 m³/h. Portanto, foi usada uma vazão de 300 m³/h de TEG, a qual corresponde a uma fração mássica de água no gás seco de 1,336x10⁻⁵, equivalente a um ponto de orvalho de água de -50,79 °C na pressão de referência de 1 atm, abaixo da especificação de -45,00 °C. Ambos os estudos podem ser observados na Figura 4.

2.3. Dimensionamento dos Equipamentos

O dimensionamento dos equipamentos foi realizado com base em dados da literatura. Os vasos separadores foram dimensionados seguindo um critério de tempo de residência de líquido de cerca de 5 minutos, com o vaso 50 a 60% cheio. Para os trocadores de calor, foram utilizados valores

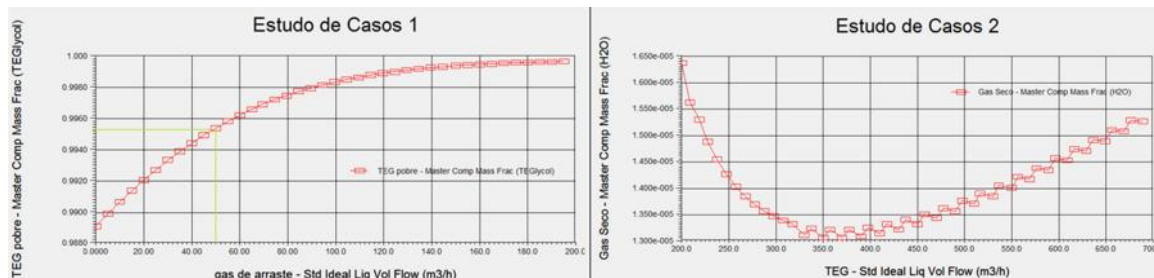


Figura 4 – Estudos de Casos

de P de 0.8 kgf/cm^2 tanto para o tubo quanto para o casco, sendo as constantes da equação que relaciona vazão e ΔP calculadas automaticamente pelo ASPEN Hysys. Para o dimensionamento das válvulas, como neste caso não foi adotada a contribuição da pressão estática, optou-se por alocar valores de P intuitivos, aumentando esse valor para os casos nos quais ocorria saturação da válvula. As válvulas foram dimensionadas para a vazão do caso base e abertura de 50%. Os compressores utilizaram valores de eficiência politrópica e P constantes.

2.4. Sintonia dos Controladores

A pré-sintonia dos controladores PID foi realizada com base em dados da literatura, ajustando-se os parâmetros manualmente para os casos que apresentaram instabilidade ou dificuldade de convergência. Os controladores de temperatura em geral apresentaram forte oscilação com a sintonia inicial, sendo necessário utilizar um K_c de 0,4 e T_i de 1,0, sem ação derivativa. Foi usada ação integral para o controlador de nível do refeedor, para evitar manipulação excessiva da purga de TEG. Os controles do processo Joule-Thomson também apresentaram dificuldade na inicialização da planta, tanto o de temperatura como o de nível. Para o controlador de temperatura, foi preciso aumentar o range da variável controlada e utilizar K_c igual a 2 e T_i igual a 0,2. Para o controlador de nível foi usado um K_c igual a 1,0 para estabilizar o sistema, e em seguida aumentou-se o K_c para 2,0.

Com a simulação devidamente dimensionada e convergida para ponto de equilíbrio, os controladores foram colocados em modo manual, de forma a não influenciar na resposta da planta, e aplicou-se degraus de cerca de 10% em todas as variáveis manipuladas (uma por vez), armazenando as respostas das variáveis controladas. Com essas respostas, foi realizada a identificação de cada processo, utilizando regressão não linear com o software Matlab (The MathWorks Inc), com sua rotina de otimização *fminsearch*, a fim de obter os parâmetros da função. Arbitrou-se uma função de primeira ordem com tempo morto para a maioria dos processos, com exceção dos níveis dos vasos, os quais apresentaram um comportamento integrador e tiveram o ganho estimado simplesmente pela razão entre a variação da controlada pela manipulada. Por fim, utilizou-se correlações IMC (Nunes, 2010) para sintonizar os controladores. Foi utilizado um valor de parâmetro de sintonia M_F igual a metade da constante de tempo. A sintonia IMC forneceu alguns valores de ganho muito altos e tempo integral muito baixos, provocando instabilidade e oscilação. Isso ocorre pois a sintonia não contabiliza a interação entre as diferentes malhas do processo. Neste caso, utiliza-se um fator de dessintonização para dividir o ganho e multiplicar o tempo integral por um mesmo fator. A escolha desse fator é puramente experimental, observando a resposta do sistema.

2.5. Cenários Analisados

A fim de avaliar a resposta dinâmica da planta em situações de transição, foram analisadas duas configurações para o processo, dois tipos de controle para o separador trifásico e dois cenários típicos de produção. (I) Configurações de processo: utilizou-se o caso base, definido como a configuração padrão da planta (como construída na simulação estacionária), para testar as diferentes configurações de controle e produção e, em seguida, analisou-se o caso com reciclo de NGL para o separador primário; (II) Estratégias de controle: o controle por bandas proposto por Nunes (2010) consiste em ajustar o ganho do controlador de nível do separador primário de acordo com o tamanho do erro. Para erros pequenos (menores que 30%) usa-se um K_C menor ($0.5 \cdot K_C$), aumentando o poder de amortecimento de oscilações e, para erros grandes usa-se um K_C maior ($2 \cdot K_C$) para corrigir o erro; (III) Cenários de produção: primeiramente, aplicou-se um degrau de 20% na vazão volumétrica da carga e, em seguida, analisou-se o escoamento em golfadas com metodologia análoga à usada por VAZ (2009), a qual utilizou um tanque de armazenagem de gás e coordenou a abertura da válvula a jusante para criar um loop de golfadas com período de 12 minutos, como representado na Figura 5.

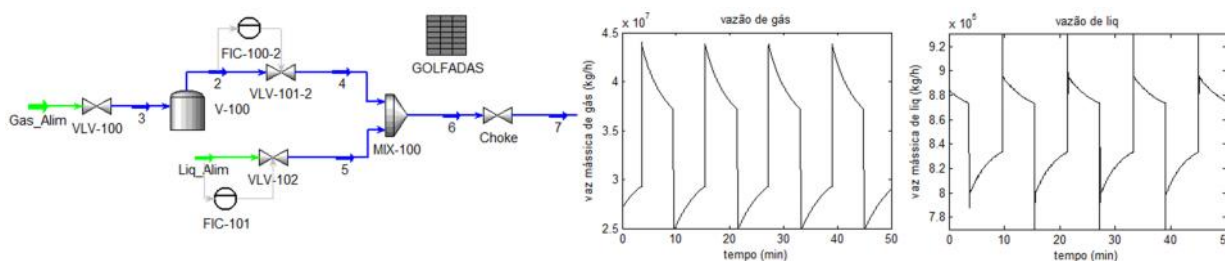


Figura 5 – Geração de golfadas / Vazões de gás e líquido

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Dado o grande tamanho da simulação, serão apresentadas somente as variáveis que tiveram maior relevância em cada cenário avaliado.

3.1. Validação da Sintonia (Caso Base + Controle Básico + Degrau de Produção)

Comparou-se as respostas das variáveis controladas com a pré-sintonia e com a IMC, frente a um degrau positivo de 20% na alimentação. Quase todas as variáveis controladas tiveram melhor resposta com a sintonia IMC, apresentando menor tempo de estabilização, menor tempo para recuperação da vazão de TEG pobre (Figura 6) e impede que o nível do refervedor da regeneradora de TEG fique muito baixo (Figura 6).

3.2. Caso Base + Controle Básico x Por Bandas + Escoamento em Golfadas

O controle por bandas se demonstrou eficaz em reduzir a oscilação dos vasos, especialmente do V-101. Porém, não demonstrou muita eficácia em amortecer o impacto das os-

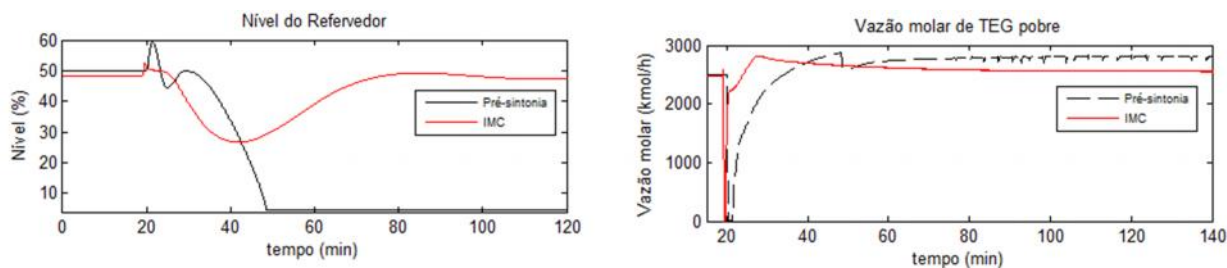


Figura 6 – Nível do refervedor / Vazão molar de TEG pobre (Caso: validação da sintonia)

cilações nos equipamentos a jusante da etapa de compressão, talvez pelo fato de que a corrente de gás é menos afetada pelo nível do que a corrente de líquido. Adotou-se alguns critérios para realizar a comparação entre o controle por bandas e o controle básico, sendo eles: Amplitude de oscilação do nível do degaseificador: 4,45 % (redução de 17,28 %); Amplitude de oscilação do nível do V-101: 18,97 % (redução de 22,57 %); Amplitude de oscilação do nível do V-102: 1,87 % (redução de 13,82 %); Amplitude de oscilação da pressão do degaseificador: 11,79 kgf/cm² (redução de 1,83 %); Amplitude de oscilação da pressão do V-101: 13,70 kgf/cm² (redução de 1,65 %); Amplitude de oscilação da pressão do V-102: 12,52 kgf/cm² (Redução de 2,34 %); Vazão média de H.C. líquido: 1.161.665,0 kg/h (Aumento de 0,41 %); Vazão média de gás: 35.465.350,0 kg/h (Aumento de 0,11 %); Vazão média de NGL: 18.925,0 kg/h (Aumento de 0,83 %).

3.3. Reciclo de NGL

O reciclo de NGL proporcionou, no estado estacionário, um aumento de 51,95% vol. da produção de líquido e uma redução de 0,40% vol. de gás, tornando-se uma alternativa economicamente atraente. Ao conectar o reciclo no tempo de 20 minutos, o aumento da vazão de gás que circula por toda a planta provoca um aumento de pressão, impactando no perfil de pressão da absorvedora e causando uma queda súbita na vazão de TEG que entra na coluna. Como a vazão de gás aumenta, a vazão de TEG também teria que aumentar para manter a razão mássica ideal. Portanto, é imprescindível que o controle de pressão da seção de compressão e da absorvedora aja com rapidez e que as válvulas de controle não saturem, para diminuir as oscilações no perfil de pressão. Na primeira tentativa, com sintonia IMC, observou-se que o controle de pressão não é rápido o suficiente para impedir que as pressões dos vasos aumentem a ponto da vazão de TEG cair, gerando um produto fora da especificação, além de promover instabilidade por toda a planta. Para contornar a situação, retirou-se o controle por bandas e aumentou-se a rapidez dos controladores de pressão PC-01, PC-02, PC-03 e PC-04 através do aumento do ganho e redução do tempo integral. Como esperado, os novos parâmetros forneceram uma resposta mais rápida e conseguiram manter a vazão de TEG controlada, como mostra a Figura 7. Com esses dados, é possível planejar uma estratégia de controle mais rápida e aplicá-la antes de conectar o reciclo na planta real, impedindo uma possível parada devido à falta de especificação do produto.

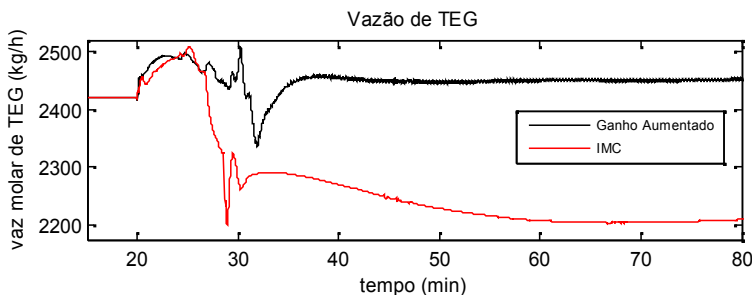


Figura 7 – Vazão de TEG (Caso: reciclo de NGL)

4. CONCLUSÕES

Neste estudo, analisou-se a dinâmica de uma planta de processamento de gás natural em situações típicas do ambiente offshore, como o aumento da produção representado por um degrau na alimentação e a ocorrência de escoamento intermitente (golfadas), diferentes estratégias de controle e alterações na configuração da planta para obter maior produtividade.

O uso do simulador de processos em modo estacionário se mostrou eficaz em definir as bases da simulação e encontrar pontos ótimos de operação, confirmando o potencial da ferramenta de fornecer dados precisos sem necessitar de grande esforço. A identificação de modelos do processo e o uso de seus parâmetros para sintonizar os controladores através de correlações IMC melhorou a resposta dinâmica da planta como um todo, reduzindo o tempo de resposta, a instabilidade e oscilações. Demonstrou-se que um aumento de 20% da produção é viável e não apresenta grandes riscos com relação aos perfis de níveis e pressões dos vasos separadores. O controle por bandas foi analisado de acordo com critérios gerais, comprovando sua eficácia em reduzir a faixa de oscilação dos níveis e pressões, apesar de não apresentar grande impacto positivo nas respostas dos equipamentos a partir do loop de desidratação. Por fim, ao analisar o impacto do reciclo de NGL nas variáveis da planta, conclui-se que seria preciso um controle regulatório de pressão mais rápido para não impactar no perfil de pressão da coluna absorvedora, o que deixa o produto fora da especificação e causa instabilidade.

5. REFERÊNCIAS

- CAMPBELL, J. M. Gas Conditioning and Processing. 2001.
- NUNES, G. C.; MEDEIROS, J. L. D.; ARAÚJO, O. D. Q. F. Modelagem e Controle Na Produção De Petróleo - Aplicações Em Matlab. 2010.
- PIMENTA, L. B. Simulação Dinâmica De Planta De Condicionamento De Gás Natural Em Plataforma Offshore. 2011. 108 Dissertação de Mestrado (MSc). UNICAMP, São Paulo.
- VAZ, J. C. Síntese De Controle e Análise De Cenários Em Plantas Offshore De Óleo e Gás. 2009. (MSc). UFRJ