

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**ESTRATÉGIAS DE CONTROLE UTILIZANDO AGENTE  
DESEMULSIFICANTE PARA O AUMENTO DA PRODUÇÃO DE  
POÇOS DE PETRÓLEO COM *GAS-LIFT***

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Fernanda Bernardi de Souza

**Porto Alegre**

**2023**



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**ESTRATÉGIAS DE CONTROLE UTILIZANDO AGENTE  
DESEMULSIFICANTE PARA O AUMENTO DA PRODUÇÃO DE  
POÇOS DE PETRÓLEO COM *GAS-LIFT***

FERNANDA BERNARDI DE SOUZA

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de concentração: Pesquisa e Desenvolvimento de Processos

Linha de Pesquisa: Engenharia de Sistemas – Projeto, Modelagem, Controle e Otimização de Processos

**Orientadores:**

Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler

Prof. Dr. Marcelo Farenzena

**Porto Alegre**


**2023**



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a dissertação *Estratégias de Controle Utilizando Agente Desemulsificante para o Aumento da Produção de Poços de Petróleo com Gas-Lift*, elaborada por Fernanda Bernardi de Souza, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química.

Comissão Examinadora:

Documento assinado digitalmente  
 PEDRO RAFAEL BOLOGNESE FERNANDES  
Data: 08/11/2023 19:25:56-0300  
Verifique em <https://validar.it.gov.br>


---

Prof. Dr. Pedro Rafael Bolognese Fernandes – DEQUI/UFRGS



---

Dr. Eng. Mario Cesar Massa de Campos – *SmartAutomation*

Documento assinado digitalmente  
 RODOLFO CESAR COSTA FLESCH  
Data: 26/09/2023 17:05:36-0300  
CPF: \*\*\*.466.879-\*\*  
Verifique as assinaturas em <https://v.ufsc.br>

---

Prof. Dr. Rodolfo César Costa Flesch – DAS/UFSC



## AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço aos orientadores Marcelo Farenzena e Jorge Otávio Trierweiler pela orientação, pela competência, pela paciência, pelo profissionalismo e pela dedicação tão importantes. Obrigada pela acolhida no grupo GIMSCOP (Grupo de Intensificação, Modelagem, Simulação, Controle e Otimização de Processos) e por acreditarem em mim. Ambos me ajudaram a não me desmotivar e foram fundamentais para o desenvolvimento deste trabalho e contribuíram significativamente para o meu crescimento profissional e pessoal.

Agradeço a boa receptividade dos colegas de trabalho do grupo GIMSCOP que me aceitaram como amiga e colega, especialmente Brício Barreiros, Bárbara Santarossa e Ricardo Rodrigues, ambos me ajudaram e me ensinaram a ter uma visão mais holística dos desafios de um programador e do mundo petrolífero.

Agradeço à minha família pela paciência, suporte e pelo apoio incondicional que me deram, especialmente meu pai e minha mãe.

Por último, agradeço à Petrobrás pelo suporte financeiro, acredito que o investimento na pesquisa, no ensino e na inovação são essenciais para impulsionar o Brasil na indústria 4.0, na engenharia e na educação. Como diz Michael Faraday: “É a grande beleza da nossa ciência, química, que o avanço dela, seja em maior ou menor grau, em vez de esgotar os assuntos de pesquisa, abre as portas para um conhecimento mais amplo e abundante, transbordando de beleza e utilidade”.





“Aprender é a única coisa que a mente nunca se cansa, nunca se tem medo e nunca se arrepende.”

(Leonardo da Vinci)



## RESUMO

Sistemas de elevação de petróleo estão sujeitos a instabilidades no escoamento multifásico, sendo, muitas vezes intensificados com o fim da vida produtiva do poço, devido ao declínio da pressão natural do reservatório e à elevação do teor de água e impurezas. Em certos cenários, a depender das propriedades físico-químicas do óleo e da água associados ao alto grau de cisalhamento que pode ocorrer ao longo da elevação do fluido, as emulsões podem se formar. Essas emulsões podem aumentar exponencialmente a viscosidade do fluido, o que, por sua vez, eleva o atrito de fluxo, aumentando consequentemente as chances de desenvolver golfadas. Ambos os problemas desencadeiam maiores custos de processamento e redução na eficiência da produção. Para o controle anti-golfadas, o fechamento da válvula *choke* de topo é um dos métodos mais eficazes para sua mitigação. Para a mistura viscosa, métodos de desemulsificação química em vazão fixa contínua têm mostrado ser uma técnica simples e efetiva para qualquer tipo de emulsão gerada. Nesta dissertação, apresenta-se uma estratégia de controle anti-golfada não convencional, o uso do desemulsificante químico, cujo objetivo é manipular a viscosidade em conjunto com a válvula *choke*. Para a análise, é desenvolvida uma modelagem matemática que incorpora o efeito do desemulsificante químico no modelo *Fast Offshore Well Model* (FOWM) usado para descrever o comportamento de um poço de elevação *offshore* com golfada severa em campos brasileiros. Em malha aberta, foram testados dois pontos de aplicação, um no *gas-lift* e outro na árvore de natal. Ambos os resultados foram eficientes, uma vez que houve a estabilização da vazão de produção com o deslocamento do ponto Hopf para maiores aberturas de *choke*, destacando a injeção no *gas-lift*, que promoveu uma recuperação de óleo mais significativa. Em malha fechada, a adoção de um controlador multivariável PID com desacoplador *lead-lag* mostrou ser o mais eficaz em relação aos demais modelos estudados: PID multiSISO, PID MIMO com desacoplador proporcional e controlador preditivo baseado em modelo. Para apresentar ganho na planta, a taxa de desemulsificante tem que ser operada numa dosagem acima de  $6 \text{ g s}^{-1}$ , abaixo desse valor, não há vantagens em relação à estrutura SISO que usa a *choke* como variável manipulada para controlar a pressão de fundo do poço.



## ABSTRACT

Oil lift systems are susceptible to instabilities in multiphase flow, often exacerbated towards the end of the well productive life due to declining natural reservoir pressure and an increase in water content and impurities. In certain scenarios, depending on the physical-chemical properties of the oil and water associated with the high degree of shear that can occur during the elevation of the fluid, emulsions can form. These emulsions can exponentially increase the viscosity of the fluid, which in turn increases flow friction and, consequently, increases the chances of developing slugs. Both of these issues lead to higher processing costs and reduced production efficiency. One of the most effective methods is to mitigate gas-lift oil well-slug-related problems by closing the choke valve on the topside. However, valve closure reduces the amount of recovered oil, and there is no guarantee that the system will remain stable in the presence of unknown disturbances. Continuous fixed flowrate chemical demulsification methods for viscous mixtures have proven to be simple and effective techniques for separating water-in-oil emulsions into two immiscible phases. This dissertation proposes an alternative control strategy to the classical anti-slug techniques involving the use of a chemical demulsifier with the aim of manipulating viscosity in conjunction with the choke valve. To analyze this approach, we develop a mathematical model that reflects the behavior of the chemical demulsifier in an offshore artificial lifting well with severe slugs and emulsions in Brazilian fields. This model builds upon the dynamic model previously studied in the literature, known as the Fast Offshore Well Model (FOWM). In an open-loop configuration, we tested two application points: one in the gas-lift injection and the other in the Christmas tree injection. Both cases proved to be effective, stabilizing the production flow as the Hopf point shifted towards larger choke openings. Notably, the gas-lift injection resulted in more significant oil recovery. In the closed-loop configuration, the implementation of a multivariable PID with lead-lag decoupler controller proved to be the most effective compared to other models studied, such as PID multi-SISO, PID MIMO with Proportional decoupler, and Model Predictive Control MIMO. The demulsifier rate must be operated at a dosage above  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  to achieve optimal performance. Below this threshold, there are no advantages compared to the SISO structure, which employs the choke as a manipulated variable to control downhole pressure.

## LISTA DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| Figura 1. Representação da produção brasileira de óleo frente ao mercado nacional e as exportações e importações em relação ao internacional. _____  | 1  |
| Figura 2. Ilustração esquemática de uma plataforma offshore. _____   | 8  |
| Figura 3. Esquema de um poço com <i>gas-lift</i> . _____   | 10 |
| Figura 4. Representação de uma configuração típica de curva de desempenho de um poço com <i>gas-lift</i> com sua região ótima de operação. _____   | 10 |
| Figura 5. Esquema representativo do comportamento cíclico em uma tubulação quando há uma golfada severa induzida no riser: a) Esquema do comportamento cíclico; b) Efeito da golfada na saída de pressão no fundo do poço. _____ | 14 |
| Figura 6. Esquema hipotético de um diagrama de bifurcação de um poço representando a importância do ponto Hopf na estabilidade. _____  | 15 |
| Figura 7. Dados históricos e previsão da produção e injeção de água, desde o início do ciclo produtivo em 1977 até a maturidade do campo, estimada por volta de 1951 na Bacia de Campos. _____                                   | 17 |
| Figura 8. Microscopia de uma emulsão de óleo em água (A/O), mostrando como o agente emulsificante está disperso na interface da gota de água estabilizando-a. _____  | 19 |
| Figura 9. Ilustração do mecanismo de atuação do desemulsificante na superfície da gota de água. _____  | 23 |
| Figura 10. Representação de uma planta de injeção de desemulsificante químico na unidade de produção. _____  | 26 |
| Figura 11. Influência da temperatura e das diferentes concentrações de desemulsificante Nafta e Tolueno no óleo pesado em estudo. _____  | 39 |
| Figura 12. Comparação dos perfis de desemulsificação química de uma emulsão água em óleo usando os líquidos iônicos. _____   | 39 |
| Figura 13. Representação esquemática de uma estrutura de produção offshore brasileiro com injeção de <i>gas-lift</i> (verde) e de desemulsificante (vermelho). _____   | 43 |
| Figura 14. Representação do poço real A com suas utilidades, sendo em roxo, a proposta de injeção de desemulsificante na árvore de natal. _____  | 44 |
| Figura 15. Influência do tempo de residência na dinâmica do modelo. _____  | 48 |
| Figura 16. Comparação do efeito da emulsão na curva GLPC. _____  | 49 |

|   |    |
|---|----|
| Figura 17. Dinâmica em malha aberta da injeção gradual do aditivo químico frente a diversas perturbações na válvula, sendo injetado no <i>gas-lift</i> .  | 51 |
| Figura 18. Dinâmica em malha aberta da injeção gradual do aditivo químico frente a diversas perturbações na válvula, sendo injetado na árvore de natal.   | 51 |
| Figura 19. Diagrama de bifurcação do sistema para diferentes taxas de desemulsificante no <i>gas-lift</i> , com pontos marcados indicando a bifurcação Hopf, sendo a análise abrange a pressão da PDG (a) e da produção de óleo (b)                           | 54 |
| Figura 20. Diagrama de bifurcação do sistema analisado para diferentes taxas de desemulsificante injetados na árvore de natal, sendo que os pontos marcados são os bifurcação Hopf, sendo analisado na saída de pressão da PDG (a) e na produção de óleo (b). | 54 |
| Figura 21. Representação esquemática de um controlador multiSISO adotado no estudo do Poço A.   | 61 |
| Figura 22. Estratégia de controle MIMO apresentando a interconexão entre as malhas PDG/ <i>choke</i> e desemulsificante/desemulsificante.   | 62 |
| Figura 23. Efeito da variação de $\beta$ na dinâmica do desemulsificante.   | 63 |
| Figura 24. Representação em diagrama de blocos da estrutura de um controlador preditivo simples baseado em modelo.  | 64 |
| Figura 25. Estrutura de controle do MPC.  | 65 |
| Figura 26. Desempenho servo e regulatório das sintonias obtidas da Tabela 8, sendo o primeiro gráfico a resposta da planta e o segundo, a ação de controle.   | 73 |
| Figura 27. Análise de desempenho do desemulsificante frente a diversas mudanças de set-point.   | 74 |
| Figura 28. Análise da recuperação do escoamento, usando o desemulsificante como variável manipulada.  | 75 |
| Figura 29. Estratégia de controle comumente adotada para mitigar as golfadas, uso da válvula <i>choke</i> de topo para controlar a pressão no fundo poço.   | 76 |
| Figura 30. Comparação do desempenho servo das malhas PDG/taxa de desemulsificante (a) e PDG/ <i>choke</i> (b).  | 77 |
| Figura 31. Comparação do modelo MIMO com acoplador proporcional versus modelo SISO para o controle da pressão na PDG.   | 79 |

|   |    |
|---|----|
| Figura 32. Análise de desempenho do desemulsificante para recuperação do escoamento em golfadas. _____  | 80 |
| Figura 33. Desempenho servo e regulatório dos controladores PID multivariáveis para o controle da pressão de fundo do poço. _____   | 81 |
| Figura 34. Comparativo de desempenho servo e regulatório para o controle da pressão PDG usando o controlador MPC SISO e MPC MIMO. _____   | 84 |
| Figura 35. Dinâmica do controlador preditivo MPC SISO frente a diversas mudanças no set-point da PDG. _____   | 86 |
| Figura 36. Dinâmica do controlador preditivo MPC MIMO frente a diversas mudanças no <i>set-point</i> da PDG, mantido a injeção de desemulsificante fixada. _____                    | 86 |
| Figura 37. Comparação entre a planta linear e a não linear aplicando uma perturbação (a) degrau na choke de 8% para 9% e (b) no desemulsificante 8 para 10 g·s <sup>1</sup> . _____ | 88 |
| Figura 38. Comparação do modelo linearizado para diferentes pontos de operação de choke aplicando uma perturbação unitária (a) <i>choke</i> e (b) no desemulsificante. _____        | 88 |
| Figura 39. Diagrama de bifurcação da pressão PDG (a) e da produção de óleo (b) com a identificação do ponto Hopf para cada controlador estudado. _____                              | 90 |



**LISTA DE TABELAS**

|  |    |
|--|----|
| Tabela 1. Parâmetros físico-químicos, dados de entrada e outros valores usados no modelo simplificado modificado. ....   | 44 |
| Tabela 2. Principais resultados extraídos do ensaio em malha aberta para as diferentes alocações e dosagens de desemulsificante no poço offshore. ....   | 50 |
| Tabela 3. Determinação do ponto Hopf para diferentes graduações de aditivo. ....   | 53 |
| Tabela 4. Parâmetros obtidos na identificação do modelo MIMO. ....   | 67 |
| Tabela 5. Parâmetros dos controladores PID aplicados nesse estudo. ....  | 68 |
| Tabela 6. Parâmetros usados no MIMO <i>lead-lag</i> . ....   | 69 |
| Tabela 7. Valores obtidos para o ajuste do controlador MPC. ....   | 71 |
| Tabela 8. Sintonia obtida pelo Método Barreiros e IMC para um controlador PID-ISA de segunda ordem. ....   | 73 |
| Tabela 9. Desempenho servo das sintonias Barreiros e IMC usando o desemulsificante para controle da pressão do fundo do poço. ....   | 74 |
| Tabela 10. Desempenho servo dos controladores lineares mediante distúrbio no <i>set-point</i> para o controle da pressão do fundo do poço. ....  | 77 |
| Tabela 11. Análise de desempenho dos controladores lineares PID multivariáveis para controle de pressão PDG pela manipulação da choke e de desemulsificante. ....                                  | 82 |
| Tabela 12. Análise do tempo de assentamento para os diversos distúrbios nos controladores lineares PID multivariáveis. ....  | 83 |
| Tabela 13. Análise de desempenho robustez servo dos controladores MPC para controle de pressão PDG pela manipulação da choke e desemulsificante, avaliando no distúrbio do <i>set-point</i> . .... | 85 |
| Tabela 14. Limite de operação das malhas fechadas com as diferentes estratégias adotadas para o controle da pressão PDG. ....  | 89 |



## ABREVIATURAS

|             |   |
|-------------|---|
| <b>ANM</b>  | Árvore de Natal Molhada   |
| <b>BSW</b>  | <i>Bottom Sediments Water</i>                                   |
| <b>BPD</b>  | Barris de petróleo por dia                                      |
| <b>CV</b>   | Variável Controlada   |
| <b>FOWM</b> | <i>Fast Offshore Well Model</i>                                 |
| <b>GLPC</b> | <i>Gas-lift performance curve</i>                               |
| <b>GOR</b>  | Razão gás-óleo  |
| <b>IMC</b>  | <i>Internal Model Control</i>                                   |
| <b>MISO</b> | Espécie de controlador com múltiplas entradas, única saída      |
| <b>MIMO</b> | Espécie de controlador com múltiplas entradas, múltiplas saídas |
| <b>MV</b>   | Variável manipulada   |
| <b>MPC</b>  | <i>Model Predictive Control</i>                                 |
| <b>PI</b>   | Controlador Proporcional Integral                               |
| <b>PID</b>  | Controlador Proporcional Integral Derivativo                    |
| <b>PV</b>   | Variável controlada   |
| <b>SISO</b> | Espécie de controlador com única entrada, única saída           |
| <b>SP</b>   | <i>Set-point</i>  |



## NOTAÇÃO E SIMBOLOGIA

|                      |  |
|----------------------|--|
| $A$                  | Área da seção transversal do <i>Riser</i>  |
| $b$                  | Peso do <i>setpoint</i> na ação proporcional do controlador                          |
| $ck$                 | Abertura da <i>choke</i> de produção   |
| $c$                  | Peso do <i>setpoint</i> na ação derivativa do controlador                            |
| $C_g$                | Constante da válvula virtual   |
| $C_{out}$            | Constante da válvula <i>choke</i> de produção  |
| $C(s)$               | Função de transferência do controlador PID-ISA                                       |
| $D$                  | Diâmetro do <i>Anular</i>  |
| $D_a$                | Diâmetro do <i>Pipeline/Riser</i>  |
| $desem$              | Sensor de vazão na injeção de desemulsificante                                       |
| $D_t$                | Diâmetro do <i>Tubing</i>  |
| $E$                  | Fração de gás que by-pass pela “válvula virtual”                                     |
| $\epsilon/D$         | Rugosidade relativa  |
| $f_r$                | fator de atrito do <i>riser</i>  |
| $f_t$                | fator de atrito do <i>tubing</i>   |
| $g$                  | Aceleração gravitacional   |
| $G(s)$               | Função de transferência da planta  |
| $h$                  | Altura do <i>Riser</i>   |
| $H_{pdg}$            | Distância do leito do mar até o medidor de pressão no <i>Tubing</i>                  |
| $H_t$                | Comprimento do <i>Tubing</i>   |
| $H_{vgl}$            | Distância do leito do mar até o ponto de injeção de gás de elevação no <i>Tubing</i> |
| $k$                  | Constante determinada para cada tipo de viscosidade                                  |
| $K$                  | Ganho do processo  |
| $K_a$                | Coefficientes de fluxo da válvula de injeção   |
| $Kc$                 | Constante proporcional de controle   |
| $K_g$                | Constante da válvula virtual   |
| $K_{out}$            | Coefficientes de fluxo da válvula da produção  |
| $K_r$                | Constante de Produção do Reservatório  |
| $k_1, k_2, k_3, k_4$ | Coefficientes dependentes da taxa de deformação                                      |

|              |   |
|--------------|---|
| $K_v$        | Constante da válvula venturi                                    |
| $K_w$        | Coefficientes de fluxo da válvula da ANM                        |
| $L$          | Comprimento do pipeline do <i>Riser</i>                         |
| $L_a$        | Comprimento do <i>Anular</i>                                    |
| $L_t$        | Comprimento do <i>Tubing</i>                                    |
| $M$          | Peso molecular do gás   |
| $m_{ga}$     | Massa de gás no <i>Anular</i>                                   |
| $m_{gb}$     | Massa de gás acumulada na bolha à montante da “válvula          |
| $m_{gr}$     | Massa de gás no <i>Riser</i>                                    |
| $m_{gt}$     | Massa de gás no <i>Tubing</i>                                   |
| $m_{lr}$     | Massa de líquido no <i>Riser</i>                                |
| $m_{Lstill}$ | Acúmulo mínimo de massa de líquido a montante da inflexão       |
| $m_{lt}$     | Massa de líquido no <i>Tubing</i>                               |
| $N$          | Fator proporcional ao tempo derivativo do filtro de primeira    |
| $P_{ai}$     | Pressão no ponto de injeção de gas de elevação no <i>Anular</i> |
| $P_{ATM}$    | Pressão atmosférica   |
| $P_{bh}$     | Pressão no fundo do Poço  |
| <i>PDG</i>   | Manômetro Permanente de Fundo de Poço (PDG)                     |
| $P_{eb}$     | Pressão da bolha à montante do ponto de inflexão                |
| <i>PI</i>    | Controlador Proporcional-Integral                               |
| <i>PID</i>   | Controlador Proporcional-Integral-Derivativo                    |
| $P_r$        | Pressão no Reservatório   |
| $P_{rb}$     | Pressão à jusante da válvula virtual                            |
| $P_{rt}$     | Pressão no topo do <i>Riser</i>                                 |
| $P_{tt}$     | Pressão na Árvore de Natal Molhada                              |
| $P_{top}$    | Pressão no Topo do <i>Riser</i>                                 |
| $P_{tb}$     | Pressão no ponto de injeção de gás de elevação no <i>Tubing</i> |
| $P_s$        | Pressão no Separador  |
| $R$          | Constante universal dos gases                                   |
| $Re_r$       | Número de <i>Reynolds</i> no <i>riser</i>                       |
| $Re_t$       | Número de <i>Reynolds</i> no <i>tubing</i>                      |
| $t$          | Tempo   |
| $T$          | Temperatura média do sistema                                    |

|               |  |
|---------------|--|
| $TPT$         | <i>Temperature and Pressure Transdutor</i>                       |
| $U_l$         | Velocidade superficial de líquido                                |
| $U_{mr}$      | Velocidade média da mistura no <i>riser</i>                      |
| $U_{mt}$      | Velocidade média da mistura no tubing                            |
| $U_{sgr}$     | Velocidade superficial de gás no <i>riser</i>                    |
| $U_{sgt}$     | Velocidade superficial de gás no <i>tubing</i>                   |
| $U_{slr}$     | Velocidade superficial de líquido no <i>riser</i>                |
| $U_{slt}$     | Velocidade superficial de líquido no <i>tubing</i>               |
| $U_t$         | Velocidade da bolha  |
| $V_a$         | Volume do <i>Anular</i>  |
| $V_{eb}$      | Volume da bolha acumulado à montante da válvula virtual          |
| $V_{gt}$      | Volume do gás no <i>Tubing</i>                                   |
| $V_r$         | Volume do <i>Riser</i>   |
| $V_t$         | Volume do <i>Tubing</i>  |
| $W_{iv}$      | Fluxo de massa de gás saindo através da válvula de injeção no    |
| $W_g$         | Fluxo mássico de gás através da válvula virtual;                 |
| $W_{gc}$      | Taxa mássica de <i>gas-lift</i> que entra no <i>anular</i>       |
| $W_{gl}$      | Fluxo de massa de gás entrando através da válvula de injeção     |
| $W_{out}$     | Fluxo de produção através da <i>choke</i> de produção            |
| $W_r$         | Fluxo de produção do reservatório                                |
| $W_{wh}$      | Fluxo mássico de produção através da ANM.                        |
| $W_{whg}$     | Taxa mássica de gás na <i>Árvore de natal</i>                    |
| $W_{whl}$     | Taxa mássica de líquido na <i>Árvore de natal</i>                |
| $Y_{set}$     | <i>Set-point</i> da variável controlada no domínio da frequência |
| $y_{set}$     | <i>Set-point</i> da variável controlada no domínio do tempo      |
| $z$           | Fração de abertura da válvula <i>choke</i> de produção           |
| $\alpha_{gb}$ | Fração mássica de gás no fundo do tubing                         |
| $\alpha_{gp}$ | Fração de gás presente no <i>Pipeline-Riser</i> .                |
| $\alpha_{gr}$ | Fração de gás presente no <i>Riser</i>                           |
| $\alpha_{gt}$ | Fração de gás no <i>Tubing</i>                                   |
| $\alpha_{gw}$ | Fração de gás no reservatório                                    |
| $\alpha_{gw}$ | Fração de gás no reservatório                                    |
| $\alpha_{lr}$ | Fração média de líquido no <i>riser</i>                          |

|               |  |
|---------------|--|
| $\epsilon$    | Razão entre o volume de líquido em relação ao volume de gás        |
| $\zeta$       | Fator de amortecimento   |
| $\eta_c$      | Viscosidade da fase contínua                                       |
| $\eta_d$      | Viscosidade da fase dispersa                                       |
| $\eta_r$      | Viscosidade relativa   |
| $\theta$      | Ângulo de Inclinação do ponto de inflexão do <i>Pipeline-Riser</i> |
| $\emptyset$   | Concentração da fase dispersa em uma emulsão                       |
| $\mu$         | Viscosidade média da mistura                                       |
| $\mu_{em}$    | Viscosidade aparente média da emulsão                              |
| $\mu_f$       | Viscosidade aparente média após a injeção do desemulsificante      |
| $\rho_{ai}$   | Massa específica do gás no <i>Anular</i>                           |
| $\rho_{gr}$   | Massa específica de gás no <i>riser</i>                            |
| $\rho_L$      | Massa específica do óleo produzido                                 |
| $\rho_{mres}$ | Massa específica da mistura no reservatório                        |
| $\rho_{mr}$   | Massa específica da mistura no <i>riser</i>                        |
| $\rho_{mt}$   | Massa específica da mistura no <i>Tubing</i>                       |
| $\varphi$     | <i>Taxa de desemulsificante fornecida</i>                          |
| $\tau$        | <i>Constante de tempo do processo</i>                              |
| $\tau_\mu$    | Tempo de residência do desemulsificante                            |
| $\tau_d$      | Constante de tempo derivativa do controlador                       |
| $\tau_i$      | Constante de tempo integral do controlador                         |



## SUMÁRIO

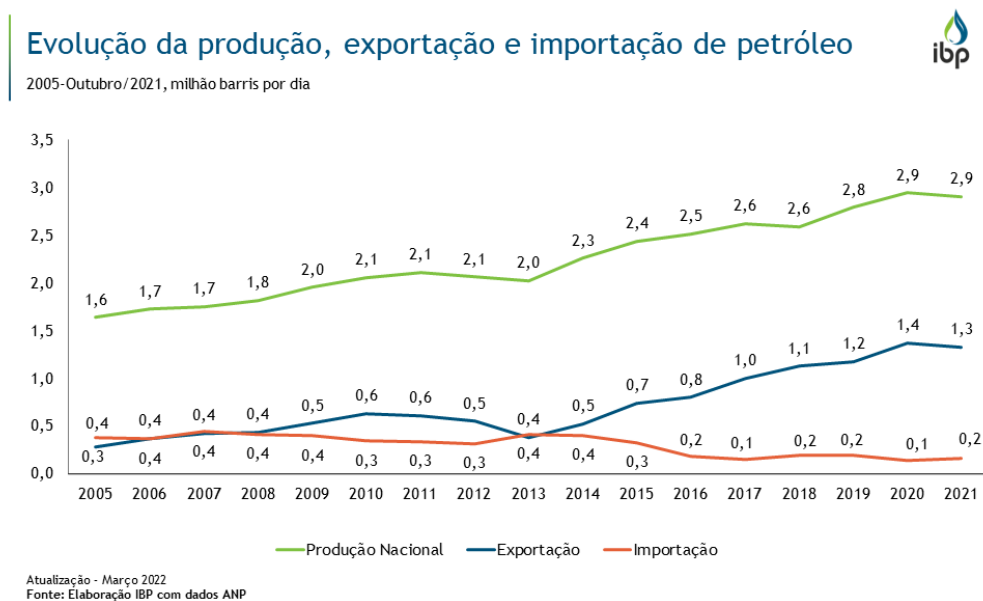
|  |           |
|--|-----------|
| <b>Capítulo 1 - Introdução .....</b>   | <b>1</b>  |
| 1.1 Motivação .....  | 2         |
| 1.2 Objetivo geral .....   | 4         |
| 1.3 Objetivos específicos .....  | 4         |
| 1.4 Estrutura do trabalho .....  | 5         |
| <b>Capítulo 2 - Sistema de produção de petróleo com <i>gas-lift</i> e com desemulsificante. 7</b>        | <b>7</b>  |
| 2.1 Extração e Produção .....  | 7         |
| 2.2 Sistema de Elevação Artificial de Petróleo por <i>Gas-Lift</i> .....                                 | 9         |
| 2.3 Golfadas.....  | 11        |
| 2.3.1 Diagrama de bifurcação.....  | 15        |
| 2.4 Emulsão.....   | 16        |
| 2.4.1 Correlações para a viscosidade na literatura.....  | 20        |
| 2.4.2 Tratamentos utilizados para a quebra da emulsão .....  | 22        |
| 2.4.3 Desemulsificação química.....  | 22        |
| 2.5 Estratégias de controle para poços com <i>gas-lift</i> .....   | 27        |
| 2.5.1 Controle ativo de golfadas.....  | 28        |
| <b>Capítulo 3 - <i>Fast Offshore Wells Model (FOWM)</i> e as propostas de modificação do modelo.....</b> | <b>33</b> |
| 3.1 <i>FOWM</i> e suas evoluções.....  | 33        |
| 3.1.1 Equacionamento da perda de carga proposta pela Santarossa.....                                     | 34        |
| 3.1.2 Modelo simplificado do desemulsificante .....  | 38        |
| 3.2 Arquitetura do poço .....  | 42        |
| <b>Capítulo 4 - Dinâmica do poço com <i>gas-lift</i> em malha aberta.....</b>                            | <b>47</b> |
| 4.1 Influência do tempo de residência ( $\tau\mu$ ) na modelagem .....                                   | 47        |
| 4.2 Geração da curva de desempenho de <i>gas-lift</i> .....  | 49        |
| 4.3 Análise da dinâmica em malha aberta .....  | 50        |
| 4.3.1 Diagrama de bifurcação.....  | 53        |
| <b>Capítulo 5 - Uso do desemulsificante como variável manipulada no controle ativo de golfadas.....</b>  | <b>57</b> |
| 5.1 Metodologia.....   | 59        |
| 5.1.1 Estruturas do controlador.....   | 60        |
| 5.1.2 Identificação da planta.....   | 65        |
| 5.1.3 Ajuste dos controladores .....   | 68        |
| 5.1.3.1 Determinação dos parâmetros .....  | 68        |
| 5.1.3.2 Ajuste do MPC .....  | 69        |
| 5.1.4 Critérios de desempenho e robustez e ganho.....  | 71        |

|  |            |
|--|------------|
| 5.2 Resultados .....   | 72         |
| 5.2.1 Desempenho do controlador monovariável .....   | 72         |
| 5.2.2 Desempenho dos controladores multivariáveis .....  | 78         |
| 5.2.2.1 Comparação de desempenho do controlador MIMO com acoplador proporcional e com filtro lead-lag versus multiSISO ..... | 80         |
| 5.2.2.2 Controlador preditivo linear baseado em modelo .....   | 83         |
| 5.2.2.3 Comparativos dos controladores estudados .....   | 89         |
| <b>Capítulo 6 - Conclusões e trabalhos futuros .....</b>   | <b>91</b>  |
| <b>Apêndice A - Equações do modelo <i>Fast Offshore Well Models (FOWM)</i> .....</b>   | <b>103</b> |
| <b>Apêndice B- Influência da dosagem na resposta da malha .....</b>  | <b>109</b> |
| <b>Apêndice C – Análise de desempenho dos controladores MIMO para supressão de golfadas .....</b>                            | <b>111</b> |

## Capítulo 1 - Introdução

Apesar de ser autossuficiente em petróleo, o Brasil, devido às características específicas do óleo bruto nacional, à estrutura das refinarias e a outros aspectos técnicos, necessita importar cerca de 13% e exportar 32% de sua produção, conforme dados do IBP (2022). A Figura 1 apresenta o crescimento da produção e da exportação, assim como a redução da importação ao longo de 16 anos.

Figura 1. Representação da produção brasileira de óleo frente ao mercado nacional e as exportações e importações em relação ao internacional.



Fonte: Extraído de Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás ( IBP, 2022).

O Brasil é um dos líderes no mercado de prospecção e extração de petróleo em ambientes *offshore*. Isso decorre dos intensos esforços na área de pesquisa com a incorporação de tecnologias de simulação e de otimização de processos. Avanços nos estudos de inteligência artificial e de estratégias de controle apresentaram serem fortes aliados para propiciar um controle mais robusto a fim de manter o escoamento estável e a busca do ganho de produção.

## 1.1 Motivação

A produção de petróleo está sujeita a instabilidades no escoamento multifásico, especialmente quando um poço atinge a maturidade. Isso ocorre devido à diminuição da pressão natural do reservatório e ao aumento da presença do teor de água e impurezas. Em certos cenários, a depender das propriedades físico-químicas do óleo e da água, associadas ao alto grau de cisalhamento que pode ocorrer no escoamento, as emulsões podem se formar, aumentando a viscosidade do fluido, sendo comumente encontrada a emulsão água em óleo (FAN; SIMON; SJÖBLOM, 2009).

A dispersão formada é cinematicamente estável, sendo que uma fase líquida imiscível, conhecida como fase dispersa, está, como o nome diz, dispersa na forma de pequenas gotículas no segundo líquido imiscível (fase contínua). Vale salientar que o termo descrito como viscosidade nesse estudo está implicitamente se referindo à viscosidade aparente, pelo fato de que a verdadeira viscosidade de cada fase individual não está relacionada com a viscosidade média medida no fluido (ALLENSON; YEN; LANG, 2011).

Um líquido mais viscoso tem a tendência de reduzir o rendimento do processo, gerando custos mais elevados de bombeamento e aumentando o tempo de residência ao longo da tubulação. Isso ocorre devido a sua baixa mobilidade, resultante do arraste causado pela alta viscosidade, assim como pelo aumento do atrito contra as paredes da tubulação (OREA *et al.*, 2015). Para solucionar essa condição, o emprego de desemulsificante tem se revelado uma eficaz alternativa. Isso se dá pela redução da viscosidade da mistura líquida, resultando na recuperação do fluxo e na diminuição da queda de pressão (OLIVEIRA *et al.*, 2017). Contudo, a sua inclusão em uma planta de

petróleo pode acarretar custos operacionais adicionais e aumento da logística de transporte e de armazenamento (DIEHL, 2018).

A desemulsificação é o processo de quebra da emulsão. Seu tratamento consiste no enfraquecimento e no rompimento da película formada pelos emulsificantes naturais (asfalto, resina etc.) que circundam as gotículas de água, sendo aplicada antes do refino do petróleo. O produto é eficiente se no momento de aplicação apresentar uma elevada velocidade de separação, uma interface nítida e clara das fases imiscíveis óleo-água, uma fase aquosa clara e resquícios pequenos de água no óleo separado (ABED *et al.*, 2019).

Dentre os tratamentos usados para romper a emulsão, sete são mais aplicados: aquecimento, sedimentação gravitacional, elétrico, químico, filtração, centrifugação e diluição. A desemulsificação química é um dos métodos mais difundidos para diminuir as emulsões de água em óleo (ABED *et al.*, 2019). O tratamento consiste de moléculas anfílicas que alteram a estabilidade interfacial, rompendo-a e coalescendo-a (GILBERT; MORLEY; ELLIOTT, 2016; RONNINGSEN, 1995; TAYLOR, 1923).

O aumento da viscosidade pode ser um dos fatores que contribuem para o surgimento de golfadas, caracterizadas por um fluxo severo e irregular, com oscilações na pressão e na vazão, podendo, em alguns casos, resultar em paradas não planejadas (DI MEGLIO *et al.*, 2012; JAHANSHAH and SKOGESTAD, 2014).

Na indústria petrolífera, a golfada acarreta impactos negativos na produção, tais como perda de carga em dutos, corrosão de equipamentos, envenenamento de catalisadores, aumento dos custos de transporte e de processamento e, especialmente, redução da produtividade (ARYAFARD *et al.*, 2016; UMAR *et al.*, 2018).

Para garantir o regime de escoamento estável e atenuar as golfadas, a estratégia comumente aplicada é manipular a válvula *choke* reduzindo sua abertura e aumentando a quantidade de gás de elevação injetado. O problema do fechamento da válvula implica a diminuição de óleo recuperado, bem como acrescenta custos de maiores quantidades do gás de elevação e não há garantias de que o sistema permaneça estável diante dos distúrbios (DIEHL *et al.*, 2018; GEREVINI; FARENZENA; TRIERWEILER, 2018; JAHANSHAH; SKOGESTAD, 2014; STASIAK; PAGANO; PLUCENIO, 2012).

Nesta dissertação, é explorada uma estratégia alternativa para suprimir as golfadas, o uso do desemulsificante químico, mantido numa injeção fixa e contínua. Para a realização dos testes, é utilizado o modelo dinâmico simplificado denominado *Fast Offshore Wells Model* (FOWM) modificado (SANTAROSSA, 2021). Para simular o comportamento dinâmico do aditivo químico, desenvolve-se uma modelagem matemática genérica que reflete o comportamento do desemulsificante químico em um poço de elevação *offshore* com emulsão em campos brasileiros, sendo inserido na Árvore de Natal Molhada (ANM), uma das regiões mais comumente utilizadas (GUERRA; OLIVEIRA, 2014; OLIVEIRA *et al.*, 2019). Outro estudo abrange a injeção de *gas-lift*.

A contribuição desse trabalho é pelo fato de usar uma estratégia de controle não convencional, o desemulsificante que pode ser combinado com as técnicas convencionais de suprimir as golfadas (*choke*); o desenvolvimento de uma equação genérica que reflete os efeitos dinâmicos do desemulsificante em um poço *offshore* com emulsão e golfadas; uso de controladores avançado de processos que usem a *choke* e o desemulsificante como variável manipuladas.

Como cada petróleo apresenta características particulares, é necessária uma formulação específica do desemulsificante, que é selecionada pelo fabricante em conjunto com a unidade de produção por meio de testes em campo. Caso não for adicionado numa dosagem correta, golfadas induzidas podem surgir em campos com elevada água de corte, como constatado no estudo de Gilbert (2016).

## 1.2 Objetivo geral

Estudar e propor estratégias de controle destinadas a aumentar a produção em poços de petróleo por meio da adição de desemulsificantes, com o intuito de reduzir a perda de carga e contribuir para a estabilização operacional.

## 1.3 Objetivos específicos

- Desenvolver uma equação empírica que descreva o comportamento do desemulsificante químico em um sistema de elevação com golfada e com emulsão;
- Identificar os efeitos da perda de carga com emulsão e sem emulsão na curva de performance de *gás-lift*;

- Complementar o trabalho iniciado por Diehl *et al.* (2017) e continuado por Santarossa (2021), investigando os efeitos da emulsão e do uso do desemulsificante como uma estratégia de controle para diminuir a viscosidade e estabilizar as golfadas em conjunto com a válvula *choke*, incorporando o modelo no *Fast Offshore Wells Model* (FOWM) modificado.
- Verificar os efeitos do desemulsificante na dinâmica em malha aberta, seus limites operacionais e sua estabilidade;
- Averiguar o impacto do desemulsificante no ponto Hopf e correspondente ganho de produção;
- Testar estratégia de controle em malha fechada por meio de uma configuração SISO identificando se somente o desemulsificante, através da manipulação da viscosidade, pode ser utilizado como variável manipulada para controlar a pressão na PDG por meio do uso de controladores de ganho fixo PID;
- Comparar com estratégia de controle convencionalmente adotadas para mitigar as golfadas por meio da manipulação da *choke*;
- Expandir o estudo para um controlador multivariável PID, sendo as variáveis manipuladas a vazão de desemulsificante e a válvula *choke* para controlar o valor setado do desemulsificante e a pressão na PDG, respectivamente. É usado três tipos de configurações de controladores: multi SISO, MIMO com acoplador proporcional e MIMO com compensador *lead-lag*;
- Comparar com o controlador preditivo baseado em modelo (*Model Predictive Control - MPC*) a fim de identificar se o uso do controlador preditivo é capaz de atingir maiores produções do que os tradicionais PID.

## 1.4 Estrutura do trabalho

Para atingir os objetivos previamente citados, a dissertação está dividida em cinco capítulos.

No Capítulo 2 é apresentada a revisão da literatura e a fundamentação teórica sobre a temática abordada: o sistema de produção de petróleo com sistema de elevação com *gas-lift*; problemas ao longo do escoamento, tais como golfadas e emulsões; métodos convencionalmente adotados para preveni-los; estudo do desemulsificante químico para

prevenir a formação de emulsões, sendo injetado no *manifold* submarino; método de controle ativo e simulação para reduzir as golfadas e as emulsões em sistema de elevação.

No Capítulo 3 é abordada a evolução do FOWM, as propostas de modificação com a inserção da perda de carga e do desemulsificante. O estudo de caso é também apresentado. Para melhor entendimento, são apresentados em conjunto a metodologia e os resultados.

No Capítulo 4 são apresentados os resultados em malha aberta, identificando o comportamento dinâmico da ação do desemulsificante mantida em vazão fixa na resposta da pressão na PDG (*Permanent Downhole Gauge*) e na de produção de óleo, bem como estudos de estabilidade por meio da adição de degraus progressivos tanto na *choke* quanto no desemulsificante.

No capítulo 5 é direcionado para o estudo do controle ativo *feedback*. Neste, é inicialmente avaliada a viabilidade do uso da taxa de desemulsificante para controle das golfadas e consequente ganho de produção, via controle PID frente ao modelo convencional que usa a *choke* como variável manipulada. Posteriormente, é expandido para um controlador avançado MIMO PID e MIMO preditivo baseado em modelo que usa o desemulsificante e a *choke* como variáveis manipuladas para controlar a pressão da PDG e um *target* no desemulsificante, que é usado como parâmetro de otimização.

Por fim, no Capítulo 6, são dispostas as conclusões desta dissertação, assim como a sugestão de trabalhos possíveis para continuidade deste estudo.



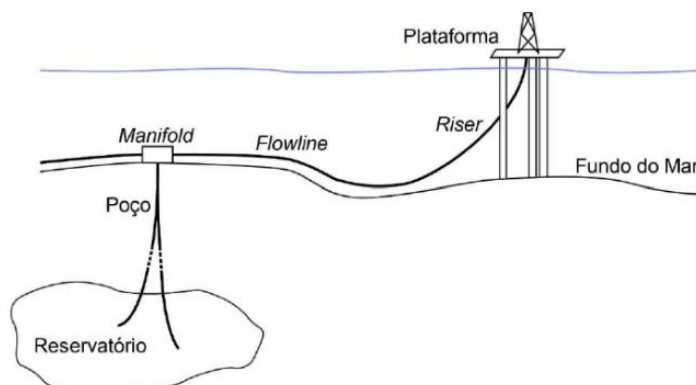
## Capítulo 2 - Sistema de produção de petróleo com *gas-lift* e com desemulsificante

Neste capítulo, realiza-se uma abordagem bibliográfica abrangendo os seguintes tópicos: na seção 2.1, apresenta-se o funcionamento de um campo de extração e produção; na seção 2.2, explora-se o uso do gás de elevação como estratégia complementar para poços que não possuem pressão suficiente para elevar seus fluidos à superfície; na seção 2.3, discutem-se as limitações frequentemente encontradas em poços com *gas-lift*, como as golfadas; na seção 2.4, apresenta-se o fenômeno das emulsões e propõe-se a remediação por meio da utilização da técnica de desemulsificação química. Por último, na seção 2.5, são discutidas as estratégias convencionais de controle aplicadas em poços de petróleo.

### 2.1 Extração e Produção

O sistema de extração e produção em plataformas *offshore* consiste em tecnologias desenvolvidas que permitem retirar o petróleo do reservatório, passando por estruturas como poços de extração, *flowline*, *riser* e instalações de superfície, tais como as plantas de processamento primário. Na Figura 2, é apresentada o sistema de extração de petróleo de uma plataforma em alto mar.

Figura 2. Ilustração esquemática de uma plataforma offshore.



Fonte: Adaptado de Di Meglio *et al.* (2011).

No reservatório, o petróleo vem acompanhado de outras substâncias como água, CO<sub>2</sub> e gás natural. Via de regra, nenhuma destas fases é produzida isoladamente. O poço extrai a mistura multifásica do reservatório elevando até o solo marinho por estruturas, conhecidas como *tubing*.

A produção dos diversos poços é direcionada pelo *manifold*, que é conectado à árvore de Natal molhada (ANM), para um único oleoduto por meio de um conjunto de válvulas e acessórios. O *flowline* conduz o óleo da ANM até o *riser*, que é uma tubulação que eleva o fluido até a plataforma.

Na parte superior do *riser* encontra-se uma válvula responsável pela regulação e controle de fluxo de produção, conhecida como válvula *choke* (MEGLIO *et al.*, 2012). Essa válvula tem importância pelo fato de ser uma válvula de restrição, a qual permite reduzir a vazão de fluxo e regular as variações de pressões. Ela é responsável por controlar a vazão de petróleo para manter uma vazão adequada para o *topside*.

Quando um poço não tem pressão suficiente para elevar naturalmente o óleo até a plataforma de produção, métodos de elevações artificiais são necessários para promover o deslocamento do fluido artificialmente, tais como a utilização de *gas-lift*, tópico abordado na seção 2.2.

## 2.2 Sistema de Elevação Artificial de Petróleo por *Gas-Lift*

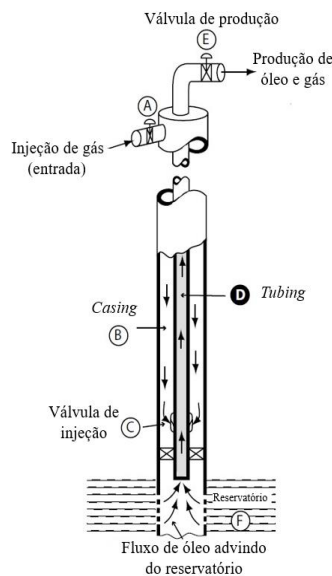
No início do ciclo produtivo das jazidas, o reservatório tem pressão suficiente para deslocar o óleo do fundo do poço até a plataforma. Esta forma de deslocamento é conhecida como elevação natural e os poços que produzem desta forma são denominados surgentes (THOMAS, 2001).

Com o passar do tempo, a pressão no reservatório tende a diminuir e, juntamente, a força motriz para o transporte do petróleo até as instalações de superfície. Isto também acontece, quando a vazão do poço está muito abaixo de sua capacidade, quando se encontra no fim de sua vida produtiva, também conhecido como maduro (THOMAS, 2001). Este problema gera uma diminuição da produção, conseqüentemente, esses poços podem deixar de ser economicamente viáveis.

Uma solução para suplementar essa redução de energia disponível é por meio da elevação artificial, sendo a mais comum a injeção de gás natural na base do poço para reduzir o peso da coluna da mistura multifásica do sistema de produção (FILHO, 2011), tal como ilustrado na Figura 3, a válvula C geralmente é o local que injeta o gás na base do poço. Este método de elevação artificial é conhecido como *gas-lift*. Como a pressão requerida no fundo do poço se torna menor, mais fácil o fluido consegue escoar ao longo da tubulação, conseqüentemente, aumenta a vazão de produção. No Brasil, cerca de 70% da produção de óleo é oriunda de poços que produzem com o auxílio do *gas-lift* contínuo (TEIXEIRA, 2013).

O gás de elevação tem papel crucial no desempenho da produção de óleo. Por isso, é ideal sempre se trabalhar na distribuição ótima de gás entre os poços de extração para que a produção de óleo seja maximizada. Tal procedimento deve ser realizado devido às limitações físicas impostas na estrutura de produção e às condições operacionais, tendo em vista que campos de petróleo ao se tornarem maduros, a sua eficiência é reduzida, requerendo o aumento da injeção do gás para dar continuidade a sua operação (RASHID; BAILEY; COUËT, 2012).

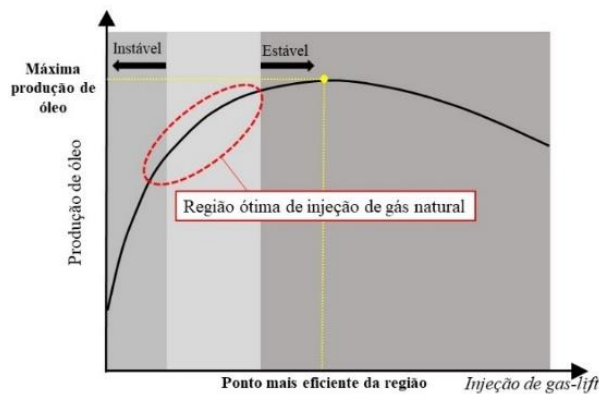
Figura 3. Esquema de um poço com gas-lift.



Fonte: Adaptado de Sinègre; Petit & Ménégatti (2005).

Para representar a distribuição ótima, MAYHILL (1974) propôs uma curva que identifica o ponto mais eficiente da injeção que maximiza a produção, denominada de curva de desempenho de elevação de gás (GLPC), também conhecida como curva de otimização de *gas-lift*, que relaciona a taxa de produção de petróleo e a taxa do gás de elevação para cada tipo de poço. A Figura 4 ilustra os pontos de máxima produção e a região econômica de injeção, sendo representado em tracejado.

Figura 4. Representação de uma configuração típica de curva de desempenho de um poço com *gas-lift* com sua região ótima de operação.



Em poços com *gas-lift*, uma injeção contínua ou intermitente de gás a alta pressão é aplicada na coluna de produção. A dosagem de gás é determinante para facilitar o

escoamento de óleo para a superfície, haja vista que a pressão requerida para o deslocar torna-se menor.

Para altas taxas de injeção, a queda de pressão ao longo da *tubing* é dominada pelo atrito. Se houver um aumento no GOR (*gas to oil ratio*), ou razão de gás-óleo, a pressão no *tubing* se eleva, desencadeando uma redução na taxa de injeção do gás. Portanto, essa região assegura uma produção estável e justifica a estabilização do poço pelo aumento da injeção de gás (AVEST; OUDEMAN, 1995; JANSEN *et al.*, 1999).

Caso opere numa região de baixa taxa de gás, o gradiente de pressão hidrostática domina a queda de pressão no *tubing*. Um pequeno aumento no GOR resulta em uma pressão mais baixa no *tubing*, elevando a taxa de injeção. Geralmente, em baixas vazões de gás, o poço se torna instável. Um exemplo é o fenômeno do *casing-heading*, um tipo de golfada que ocorre devido à pressurização do gás no anular do poço (AVEST; OUDEMAN, 1995).

A região de operação na curva de desempenho mais eficiente é a região de inclinação ascendente, uma vez que o projeto contempla pequenos distúrbios de tal forma não evolua para grandes flutuações (AVEST; OUDEMAN, 1995).

A vantagem de utilizar este método em relação a outros é que a injeção de gás pode ser feita mesmo em reservatórios com alto teor de areia ou elevada razão gás-líquido, bem como os custos de investimentos são relativamente baixos (THOMAS, 2001).

Estratégias operacionais são aplicadas no sistema de poços de *gas-lift*, geralmente a abertura da válvula *choke* e a vazão de gás injetado são mantidas constantes pela equipe de operação. A abordagem visa operar com a válvula *choke* o mais aberta possível e ajustar a vazão de *gas-lift* para valores que maximizem a produção de óleo. No entanto, em algumas situações, essa vazão pode ser limitada pela máxima pressão alcançada pela planta de compressão (DIEHL, 2018).

## 2.3 Golfadas

Sistemas de elevação de petróleo estão sujeitas a instabilidades no escoamento multifásico desencadeando variações cíclicas de longas golfadas de líquido e rápida

expulsão de gás, as quais podem ser geradas tanto no poço de produção ou na linha de produção quanto nas instalações de processamento receptoras (*receiving host processing facilities*). Essas oscilações podem adentrar em ciclo limite estável a ponto de produzir grandes amplitudes de pressão que inviabilizam operacionalmente o processo (JAHANSHAH, 2013). Dentre as causas das golfadas são a baixa pressão do poço, regime de fluxo estratificado e a geometria inclinada do duto (à montante do *riser*). Outras origens (JAHANSHAH, 2013) podem ser listadas abaixo:

- **Golfadas hidrodinâmica:** ocorre em tubulações horizontais devido à diferença de velocidade entre as fases. É menos prejudicial que a golfada severa;
- **Golfada por acidente:** gerada pela superfície irregular do fundo do mar, sendo que o líquido tende a acumular em locais com cotas mais baixas, gerando bloqueios de fluxo de gás na tubulação, especialmente entre o *pipeline-riser*.
  - O caso extremo de golfada por acidente é o *severo-slugging* ou golfada severa, visto que apresenta amplitudes maiores do que a golfada por acidente, devido ao maior volume retido no *riser*.
- **Golfada operacional:** causadas por dispositivos, como exemplo a golfada gerada pelo instrumento *pig*, que são inseridos na tubulação para executar uma variedade de tarefas, incluindo limpeza de material depositado (cera) em tubulações e coleta de dados;
- **Golfada de cabeceio do anular em poços de *gas-lift*:** similar à golfada no *riser*, contudo um grande volume de gás natural é comprimido no anular;
- **Golfadas de onda de densidade (*density wave*)** em longos risers e poços: há acúmulo de gás no fundo do *riser*, gerando uma região de baixa densidade, levando à queda da pressão hidrostática. Essa diferença de densidade da mistura no fundo do *riser* viaja para cima como uma onda de densidade (JAHANSHAH, 2013).

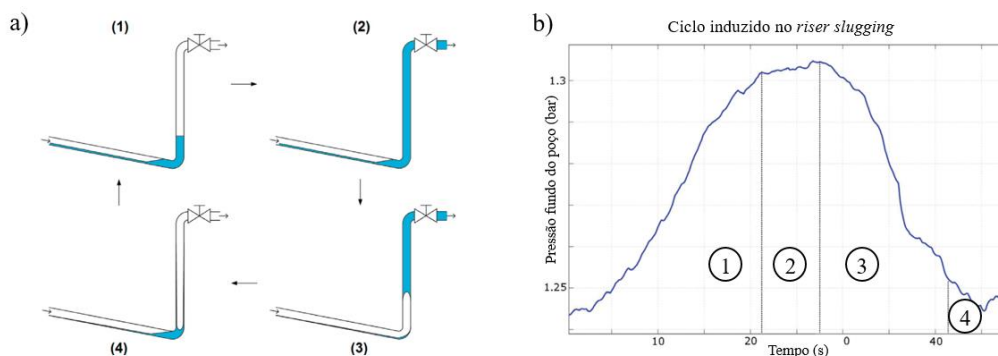
A instabilidade resultante pode afetar o sistema adversamente de várias formas, entre elas: os riscos de descontinuidade operacional e as perdas de produção na ordem de

20 a 40% são as mais comuns (STASIAK; PAGANO; PLUCENIO, 2012). Outros fenômenos podem ocorrer, tais como a separação de água e óleo, esforços de fadiga adicionais nas instalações e nas facilidades, encurtando a vida útil do dispositivo, acelerando a corrosão do componente e até ocasionando paradas de emergência (EIKREM, 2006; TAITEL, 1986; TENGESDAL; SARICA; THOMPSON, 2004).

Em poços com *gas-lift*, as golfadas provocam dificuldades no cálculo da alocação de *gas-lift* e diminui drasticamente a eficiência do gás de elevação para promover a elevação artificial de fluido, através da redução do peso da coluna da mistura multifásica, facilitando o deslocamento até a superfície (JAHANSHAH, 2013).

A Figura 5 a, ilustra como é gerada uma golfada severa mostrando as quatro etapas do ciclo: (1) O fluido multifásico se acumula na base do *riser* devido não ter a força motriz necessária para movimentar o líquido denso ao longo da tubulação; (2) O acúmulo de líquido bloqueia a entrada do gás na base do *riser*, quanto mais fluido entrar na tubulação, maior será a pressão de fundo e a seção do *riser* será cada vez mais preenchida pelo líquido; (3) Quando o gás bloqueado supera a pressão hidrostática do *riser*, ele consegue adentrar nesta tubulação e expulsar violentamente o líquido acumulado; (4) Após a descarga do líquido, a onda de gás acumulada flui através do *riser*, enquanto o líquido remanescente acumula-se novamente na base do *riser*. Em seguida, o ciclo se repete, gerando as oscilações denominadas de golfadas. Na Figura 5 b é gerada a curva referente ao ciclo, apresentando os efeitos do *slug* na pressão do fundo do poço. Identifica-se que a magnitude desta instabilidade dependerá diretamente do comprimento do *riser*, haja vista que a pressão do gás situado na base do *pipeline* necessita superar a pressão hidrostática do líquido acumulado no *riser* (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2017).

Figura 5. Esquema representativo do comportamento cíclico em uma tubulação quando há uma golfada severa induzida no *riser*: a) Esquema do comportamento cíclico; b) Efeito da golfada na saída de pressão no fundo do poço.



Fonte: Adaptado de Pedersen, Durdevic e Yang (2017).

No poço de produção, pode ser gerado o cabeceio de poço (*casing heading*) e ondas de densidade (*density wave*) (HU; GOLAN, 2003). O *Casing Heading* é um fenômeno que consiste em períodos de acúmulo de pressão no *casing* sem produção, seguidos de períodos com altas taxas de fluxo, pelo fato da injeção de gás intermitente do *casing* para a tubulação (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2015).

Na Figura 3, representado pela letra d, é o local situado que ocorre o *density wave*, também ocorre no fundo do poço. Esse fenômeno é caracterizado por um comportamento oscilatório no *tubing*, mesmo mantendo a injeção do *gas-lift* constante. A origem deve-se pelos efeitos da defasagem do fluxo de líquido vindo do reservatório e a queda de pressão total ao longo da tubulação (SINÈGRE; PETIT; MÉNÉGATTI, 2005).

Na linha de produção, é muito comum o surgimento das golfadas induzidas pelo relevo ou por acidente, especialmente quando o fluido multifásico passa em alguma linha de fluxo inclinada para baixo no *flowline*, seguida por um *riser* vertical com baixas taxas de vazão, devido ao decaimento da pressão no reservatório. Nessa conexão entre o *flowline* e o *riser*, ocorre o acúmulo de líquido na base do *riser* e na seção de curvatura da linha de fluxo, bloqueando a entrada de gás, desencadeando o ciclo representado na Figura 5.

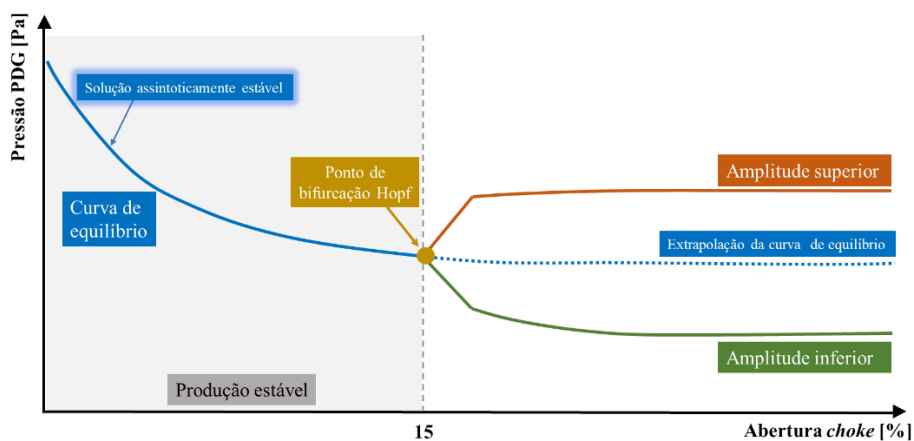


### 2.3.1 Diagrama de bifurcação

Outra maneira de analisar a influência do ciclo limite na produção é por meio da análise do diagrama de bifurcação que ilustra o comportamento dinâmico típico de um poço golfante em malha aberta por meio do estudo que envolve a dependência entre produção, estabilidade e variáveis operacionalmente manipuláveis. Para compreender melhor, a Figura 6 ilustra o diagrama de bifurcação em relação à pressão no fundo do poço (pressão na PDG) à medida que abre a válvula *choke* de produção para um poço com golfada.

Neste contexto, o termo usado como estabilidade refere-se aos sistemas dinâmicos que apresentam uma condição de estabilidade assintótica, ou seja, tendem a um determinado estado de equilíbrio. Os processos dito instáveis são aqueles não assintoticamente estáveis (MONTEIRO, 2006).

Figura 6. Esquema hipotético de um diagrama de bifurcação de um poço representando a importância do ponto Hopf na estabilidade.



Há um valor máximo de abertura que mantém o sistema estável quando nenhum controle é aplicado, denominado de abertura crítica (ponto em verde). Esse ponto delimita a transição de uma região oscilatória convergente para uma região oscilatória divergente, também conhecido como ponto de bifurcação Hopf. É nele que ocorre a mudança de regime de estabilidade do sistema. A curva à montante do ponto (azul contínua) representa o sistema dinâmico estável, em outras palavras, a pressão decai sem oscilar permanentemente até atingir esse ponto crítico.

Posteriormente a este ponto, o escoamento se torna instável e entra em ciclo limite estável, ramificando em duas amplitudes de oscilação, sendo a linha superior a amplitude máxima de pressão e a linha inferior a amplitude mínima de pressão, como mostrado em linha vermelha. A linha tracejada em azul apresenta o estado estacionário instável, através de extrapolações da curva estacionária de equilíbrio, a ideia dessa linha é apresentar o comportamento esperado, caso não houvesse o ciclo-limite ou se estivesse operando em malha fechada.

Caso as condições operacionais mudem, a estabilidade do ponto de equilíbrio também muda. Por isso, ao analisar um diagrama de bifurcação, uma entrada é variável, nesse caso a *choke*, permanecendo as demais fixas (vazão de *gas-lift*, pressão do reservatório e pressão do separador), lendo as saídas de pressão do modelo de interesse, como a pressão de topo, pressão na PDG ou pressão na árvore de natal.

Na Figura 6, também é evidenciado que a minimização de golfadas pode ser alcançada pela redução da abertura da válvula choke, em conjunto com o incremento na injeção de gas-lift. Embora não esteja representado, essa abordagem simultânea tem o potencial de otimizar a eficiência da produção, direcionando-a para a estabilização do sistema. No entanto, é importante notar que essas ações não garantem a estabilidade e podem resultar em regiões de baixa produção, comprometendo a otimização do poço (HU, 2004).

## 2.4 Emulsão

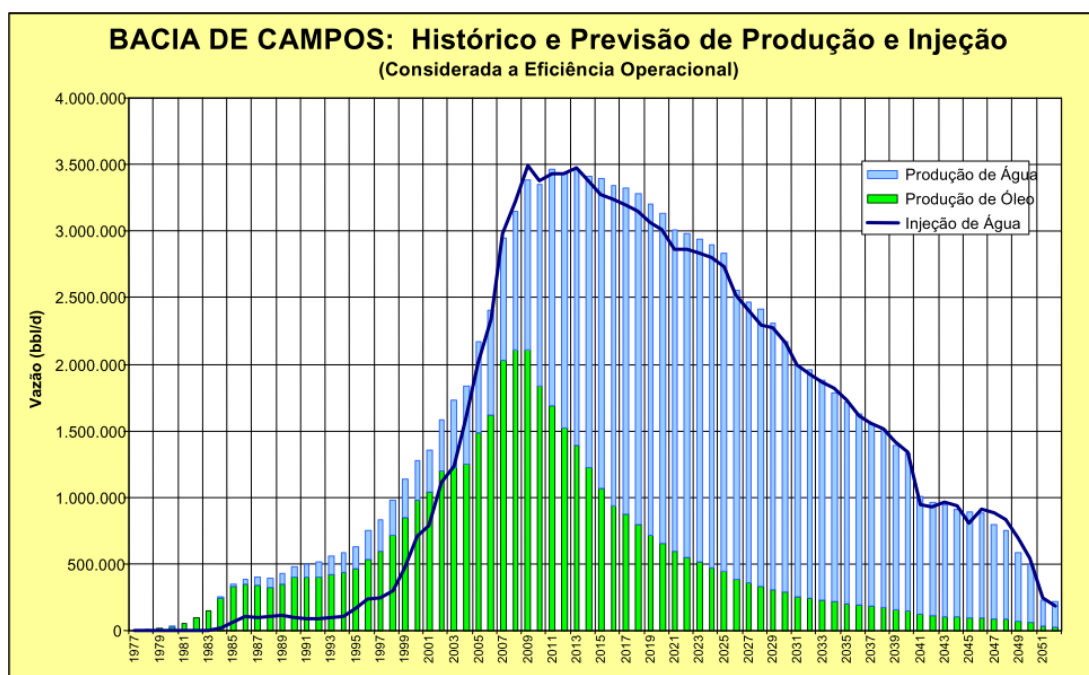
Na produção do petróleo, a água é vista como um contaminante por conter sais, microrganismos, gases dissolvidos e materiais em suspensão (SOUZA, 2010). Sua origem pode estar relacionada a vias naturais, que é proveniente do próprio reservatório (água de formação), ou vias artificiais por meio da injeção de água ou vapor, através da inserção no sistema produtor decorrente da utilização de processos de recuperação secundária.

No reservatório, no início de sua produção, a quantidade de água presente no petróleo produzido tende a ser pequena. Com a continuidade da extração, este teor aumenta em razão do mecanismo de produção, das características do reservatório ou

como consequência da injeção de água, geralmente ultrapassando o valor de 50%. No fim do ciclo produtivo do poço, o teor de água se aproxima de 100%. No momento que a produção é acompanhada de elevados teores de água, afirma-se que o campo é maduro (BEZERRA JUNIOR; SILVA; RODRIGUES, 2015).

Na Figura 7 são apresentadas os dados históricos e a previsão da produção de água, de óleo e de injeção de água de um sistema típico *offshore* na Bacia de Campos desde 1977 até 2051, sendo possível observar que o teor de água natural aumenta conforme a vida útil da unidade de produção.

Figura 7. Dados históricos e previsão da produção e injeção de água, desde o início do ciclo produtivo em 1977 até a maturidade do campo, estimada por volta de 1951 na Bacia de Campos.



Fonte: Extraído de Silva *et al.*, (2007).

O máximo teor de água presente no óleo aceito pelas refinarias é de 1% BSW (relação entre a vazão da mistura água e sedimentos e a vazão da mistura de óleo, água e sedimentos, dado em porcentagem), sendo a maioria do líquido separada por decantação (água livre) no separador de produção, contudo o remanescente, permanece sob forma de emulsão e para removê-la, é necessário o uso de processos termoquímicos e elétricos que elevem a velocidade de coalescência (SOUZA, 2010).

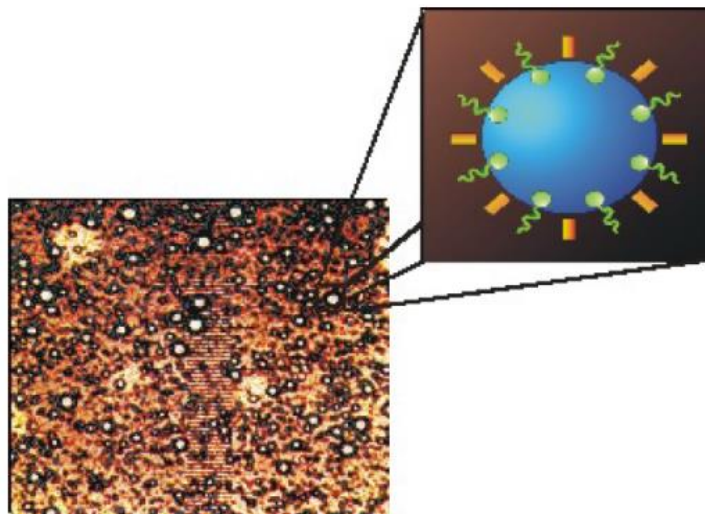
Dentre os diversos tipos de emulsões existentes - óleo em água (O/A: fase externa aquosa) e água em óleo (A/O: fase externa oleosa), o mais comum na indústria petrolífera é a formação de emulsões de água dispersa em óleo em razão da natureza hidrofóbica dos agentes estabilizantes presentes no petróleo (IIDA *et al.*, 2007).

A estabilização das gotas no meio contínuo é realizada pelos emulsificantes naturais (asfaltenos, resinas, parafinas pesadas e pequenas partículas de sólido) e de energia suficiente para gerar as gotas (SCHRAMM, 1992). Essa energia é decorrente do intenso cisalhamento e da agitação imposta ao longo do processo de elevação (SILVA *et al.*, 2007), causadas pela redução na pressão em bombas, válvulas de estrangulamento (*choke*), tubulações, restrições mecânica e altas velocidades de fluidos durante o fluxo multifásico do reservatório até as instalações de superfície (OLIVEIRA *et al.*, 2017).

Caso não houvesse a presença de emulsificante, que é uma condição preliminar, a emulsão não se formaria, mesmo que ocorresse a agitação das fases água e óleo. A dispersão independente da energia envolvida, retornaria ao equilíbrio, isto é, à separação natural das fases. Conforme a termodinâmica, essa é a região de menor energia no sistema com fluidos imiscíveis (BARATEIRO; EMERIK, 2016).

O agente emulsificante reduz a tensão interfacial e forma um filme rígido na interface entre a água e o óleo, dificultando a floculação e a coalescência das gotículas. A rigidez do filme depende da natureza e da quantidade de moléculas presentes na superfície das gotas (BARATEIRO; EMERIK, 2016). Na Figura 8 é ilustrada uma gota de água coberta por agentes emulsificantes naturais, quanto mais envelhecida a emulsão, os emulsificantes naturais irão depositar-se na interface, conseqüentemente, mais estável será a emulsão e maior será a rigidez do filme interfacial (SILVA *et al.*, 2007).

Figura 8. Microscopia de uma emulsão de óleo em água (A/O), mostrando como o agente emulsificante está disperso na interface da gota de água estabilizando-a.



**Fonte:** Extraído de Silva *et al.*, (2007).

Da mesma forma que a golfada, a produção de óleo com emulsão é um problema, visto que como o petróleo se torna mais viscoso, há o aumento da perda de carga, incrustação em dutos e equipamentos (MORIGAKI *et al.*, 2010), dificulta a troca de calor e aumenta o consumo de energia (ILKHAANI, 2009), o sal presente na água tende a corroer equipamentos, reduzindo o tempo de campanha e aumentando o tempo ocioso (UMAR *et al.*, 2018), pode ocorrer o envenenamento de catalisadores ou a sua desativação durante o processo de craqueamento (RAISIN; EMULSIONS, 2011), desencadeando maiores custos de processamento e redução na eficiência da produção.

As emulsões estáveis são o foco deste trabalho, são caracterizadas pelo aumento da viscosidade com o tempo, aumentando em torno de 400 a 1100 vezes em comparação com seu valor inicial (FINGAS; FIELDHOUSE; WANG, 2003). Geralmente, a viscosidade da emulsão é afetada por vários fatores, tais como: teor de água, viscosidade do óleo, temperatura, tamanho das gotículas e presença de sólidos (OLIVEIRA *et al.*, 2017), quanto maior a energia ou agitação fornecida, mais estável é a dispersão produzida, graças à redução do tamanho das gotas da fase interna dispersa (SOUZA, 2010).

### 2.4.1 Correlações para a viscosidade na literatura

Muitos pesquisadores (HATSCHEK; BINGHAM, 1928; PAL, 1998; RONNINGSEN, 1995; SHI *et al.*, 2018) tentaram descrever o comportamento das emulsões por meio de modelos matemáticos, geralmente é comum utilizar o conceito de viscosidade relativa ( $\eta_r$ ), cuja relação é dada por:

$$\eta_r = \frac{\eta_d}{\eta_c} = \frac{\text{viscosidade da fase dispersa}}{\text{viscosidade da fase contínua}} \quad (1)$$

Um dos pioneiros a estudar este fenômeno foi Einstein (1906). Ele estabeleceu uma relação linear entre a viscosidade relativa e a fração volumétrica da fase dispersa ( $\phi$ ). i.e:

$$\eta_r = 1 + 2,5\phi \quad (2)$$

Essa equação é válida para emulsões muito diluídas, sendo que a interação entre as partículas dispersas não ocorre ( $\phi$  até 5%).

Em 1923, Taylor propôs uma equação semelhante à equação de Einstein, como mostrada na Equação 3, a viscosidade relativa do sistema é uma combinação das viscosidades das fases contínua ( $\eta_c$ ) e dispersa ( $\eta_d$ ), ponderadas pelas frações volumétricas correspondentes ( $\phi$ ). É importante notar que essa equação continua válido para baixas concentrações da fase da dispersa em que as interações entre as partículas dispersas são negligenciáveis.

$$\eta_r = 1 + 2,5\phi \left( \frac{\eta_d + 0,4\eta_c}{\eta_d + \eta_c} \right) \quad (3)$$

Em 1952, Brinkman propôs uma equação similar à equação de Einstein, expandindo a correlação para considerar o efeito da adição de uma molécula soluto a uma solução existente, que é tratada como um meio contínuo. Esse modelo é aplicado a partículas de soluto esféricas e o expoente 2,5 foi obtido por meio de testes experimentais em emulsões contendo asfaltenos. A correlação é apresentada na Equação 4, i.e.

$$\eta_r = (1 + \phi)^{-2.5} \quad (4)$$

Richardson (1933) identificou que o comportamento das emulsões não era linear, mas que tinha uma tendência para exponencial simples à medida que a concentração da fase dispersa aumentava, a Equação 5 demonstra essa relação.

$$\eta_r = e^{k\phi} \quad (5)$$

onde  $k$  representa uma constante que deve ser ajustado para cada emulsão.

Broughton e Squires (1938) adaptaram a Equação 5, adicionando uma constante  $A$ , como apresentado na Equação 6 e sua forma linearizada Equação 7.

$$\eta_r = Ae^{k\phi} \quad (6)$$

$$\ln(\eta_r) = a + k\phi \quad (7)$$

onde  $k$  e  $A$  (ou  $a = \ln(A)$ ) representam constantes que devem ser ajustadas para cada emulsão.

Baseado no modelo de Broughton e Squires, Ronningsen (1995) identificou experimentalmente que a viscosidade relativa das emulsões água em óleo é afetada também pela temperatura e a taxa de cisalhamento, i.e:

$$\eta_r = e^{k_1 + k_2 T + k_3 \phi + k_4 \phi T} \quad (8)$$

onde  $k_1, k_2, k_3$  e  $k_4$  são coeficientes dependentes da taxa de deformação,  $T$  é a temperatura em °C e  $\phi$  a concentração volumétrica da fase dispersa.

Pal e Rhodes (1989) propuseram uma equação válida para emulsões em que o fluido exibe comportamento tanto newtoniano quanto não-newtoniano, obtido via abordagem empírica. Contudo, há uma limitação para esse modelo, a fase dispersa necessita se apresentar um volume menor que 74% (VENKATRAMAN *et al.*, 2015). A Equação 9 apresenta essa correlação.

$$\eta_r = \left[ 1 + \frac{\left(\frac{\phi}{k_2}\right)}{1,1884 - \left(\frac{\phi}{k_2}\right)} \right]^{2,50} \quad (9)$$

onde  $\emptyset$  é a concentração volumétrica da fase dispersa,  $k_2$  é a fração volumétrica da fase dispersa que torna a viscosidade relativa igual a 100.

#### 2.4.2 Tratamentos utilizados para a quebra da emulsão

O processo de desestabilização da emulsão tem de ser cuidadosamente estudado, haja visto que se houver a quebra da emulsão durante a elevação pode suceder o aumento da taxa de corrosão dos dutos e das linhas de produção, bem como o aparecimento de depósitos inorgânicos (incrustação), especialmente no interior da coluna de produção. Para remediar essa situação, é necessário o uso de material construtivo adequado e produtos químicos compatíveis com o óleo, tais como inibidor de corrosão, anti-incrustante e desemulsificante (SILVA *et al.*, 2007). A desemulsificação é o processo de quebra da emulsão, consistindo no enfraquecimento e no rompimento da película formada pelos emulsificantes naturais (asfalteno, resina etc.) que circunda as gotículas de água, sendo aplicada antes do refino do petróleo. Ele será mais eficiente se no momento de aplicação apresentar uma elevada velocidade de separação, uma interface nítida e clara das fases imiscíveis óleo-água, uma fase aquosa clara e resquícios pequenos de água no óleo separado (ABED *et al.*, 2019).

Dentre os tratamentos usados para romper a emulsão, sete são mais aplicados: aquecimento, sedimentação gravitacional, elétrico, químico, filtração, centrifugação e diluição. Esses três últimos não são muito utilizados pelo fato de necessitar a combinação de dois ou mais métodos para ser eficiente a separação (AJIENKA, 2007). Nas indústrias, o método termoquímico é comumente utilizado em conjunto com a adição de desemulsificante (MARTÍNEZ-PALOU *et al.*, 2013). As emulsões também podem ser tratadas por meio de separação por membrana e ajuste de pH (GAFONOVA; YARRANTON, 2001).

#### 2.4.3 Desemulsificação química

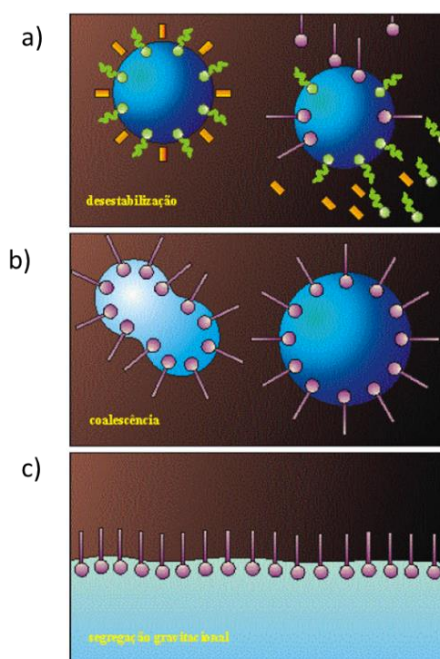
A desemulsificação química, também denominada de quebrador de emulsão (*emulsion breaker*) ou redutor de viscosidade, é um dos métodos mais difundidos para diminuir as emulsões de água em óleo (ABED *et al.*, 2019). Ela envolve o uso de moléculas anfifílicas que atuam na superfície da emulsão, alterando sua estabilidade



(SILVA *et al.*, 2007), visando a redução da viscosidade, a perda de carga do sistema e o aumento da estabilidade do escoamento.

O processo de atuação do aditivo químico consiste em três etapas, como mostrado na Figura 9: sua adição desloca os agentes emulsificantes naturais da superfície das gotas, permitindo a ruptura do filme interfacial. Desta desestabilização, ocorre a ruptura do filme interfacial e as gotas do líquido começam a coalescer em gotas de maior tamanho e peso (b). No último estágio (c), sucede a separação das fases água e petróleo por meio da sedimentação (segregação gravitacional) das gotas de água (SILVA *et al.*, 2007).

Figura 9. Ilustração do mecanismo de atuação do desemulsificante na superfície da gota de água.



Fonte: Extraído de Silva *et al.* (2007).

A técnica de desemulsificação e a resistência à coalescência derivam das propriedades físico-químicas que surgem durante a formação da dispersão coloidal. Essas características também são influenciadas pelas condições de envelhecimento e de emulsificação. Em outras palavras, devido às propriedades únicas de cada tipo de petróleo, a emulsão exibe características físico-químicas distintas. Portanto, é essencial adotar métodos variados para otimizar a desemulsificação da emulsão água em óleo (ABED *et al.*, 2019).

No cenário brasileiro de extração e exploração de combustíveis fósseis, duas realidades se destacam. Os poços maduros apresentam alta produção de água e sedimentos (BSW), enquanto os novos campos estão sendo explorados em águas cada vez mais profundas. Ambos exigem volumes significativos de injeção de produtos químicos, impactando negativamente nos custos operacionais. Além disso, muitos campos, devido às suas propriedades físico-químicas, requerem obrigatoriamente o uso de aditivos químicos para manter o poço produtivo. A interrupção desses processos pode resultar em um *shutdown* na unidade de produção (BARATEIRO; EMERIK, 2016).

Por isso, é primordial o desemulsificante químico ser dosado na sua quantidade correta, visto que traz benefícios operacionais e financeiros. Se for injetado numa porção inferior ao ideal, ele não conseguirá desestabilizar a emulsão, desperdiçando material e pode resultar em problemas operacionais. Caso for injetada numa taxa excessivamente alta, acarretará custos à produção, tendendo a instabilizar a emulsão e aumentar o BSW (BARATEIRO; EMERIK, 2016). Além disso, o uso do agente redutor de viscosidade em ambientes *offshore* promove aumento de logística e de transporte (DIEHL, 2018).

Diante desse contexto, é necessário que os sistemas de injeção de produtos químicos operem de forma automática, altamente precisa e confiável, assegurando a taxa de dosagem no valor otimizado. Caso houver algum distúrbio advindo da bomba de injeção ou do escoamento, o sistema detectará o problema indesejado e corrigirá automaticamente para manter a dosagem ótima de desemulsificante, evitando perdas durante o processo, reduzindo assim, os custos operacionais (BARATEIRO; EMERIK, 2016).

As características físico-químicas particulares do petróleo sugerem que há uma formulação específica do agente químico para cada campo de exploração e extração, que é selecionado pelo fabricante em conjunto com a unidade de produção. A quantidade e o tipo são definidos por meio de testes de campo. O tempo de aplicação e a intensidade da dispersão desses agentes químicos na emulsão são fatores relevantes no resultado do tratamento desejado (SOUZA, 2010). A injeção continua até que o poço atinge 70 a 80% da água de corte ou até o fim de sua vida, dependendo da estabilidade da vazão de produção do petróleo (OLIVEIRA *et al.*, 2017).

Além disso, outro fator importante para o sucesso da desestabilização da emulsão é o local de injeção do agente desemulsificante, podendo ser no *manifold* submarino, localizado próximo à árvore de natal, ou fundo do poço equipado com mandril de injeção química no anular. Geralmente são injetados via umbilicais a fim de proteger os equipamentos *subsea* ou aumentar o tempo de exposição dos químicos com o fluido (BARATEIRO; EMERIK, 2016). O aditivo químico no *subsea* atua na redução das pressões de contrafluxo, gerado pelos fluidos produzidos desde a cabeça dos poços até a chegada à plataforma (CRESPO *et al.*, 2020). É essencial que a viscosidade dos químicos injetados sejam baixas o suficiente para permitir o bombeamento.

Opta-se pela injeção no fundo do poço (*downhole*), quando os sistemas *subsea* não são capazes de combater a formação de incrustação ou outros problemas inerentes do processo (BARATEIRO; EMERIK, 2016). A injeção através do *gas-lift* pode ser uma alternativa nos casos de campos de produção que não há disponível o sistema umbilical de injeção química, ou o poço não é equipado com com mandril de injeção química no anular ou quando o sistema de injeção submarino estiver propenso a formar bolsões de vácuo. Geralmente, esta rota é eficiente e confiável, contudo há algumas limitações, tais como a necessidade de adequar o produto químico injetado com solventes de baixa pressão de vapor, o controle da dosagem e a determinação correta do tempo para que o desemulsificante chegue no poço (OLIVEIRA *et al.*, 2019).

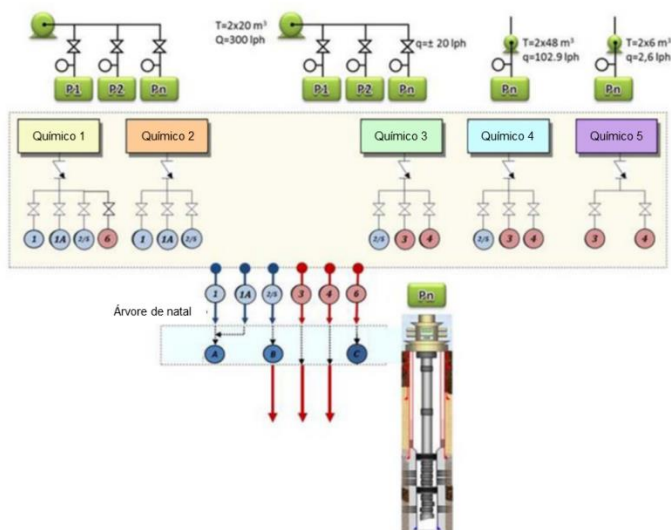
Há também a possibilidade de ocorrer incompatibilidades se diversos produtos químicos forem aplicados no mesmo umbilical, tal como o uso de inibidores de incrustação e de corrosão que são injetados na mesma linha, podendo ocasionar o seu bloqueio (BARATEIRO; EMERIK, 2016).

Vale ressaltar que o ponto de injeção deve estar localizado distante da planta de processamento primário em virtude da intensa agitação e do cisalhamento as quais os fluidos são submetidos nestas unidades, uma vez que a ação do produto se torna menos efetiva por causa da possibilidade do aumento da formação de gotas menores, gerando emulsões estáveis (SILVA *et al.*, 2007).

Em relação à Petrobras, o sistema de injeção de desemulsificante submarino geralmente é constituído de tanques de armazenamento, bombas de injeção químico,

medidores de vazão, medidores de pressão e de temperatura, tubulações e mangueiras que são conectados no interior dos umbilicais e válvulas de injeção química ou linhas de *gas-lift*, como ilustrado na Figura 10 (OLIVEIRA *et al.*, 2019).

Figura 10. Representação de uma planta de injeção de desemulsificante químico na unidade de produção.



**Fonte:** Adaptado de Oliveira *et al.* (2019).

Aplicações de injeção de desemulsificante submarino em poços *offshore*, particularmente ocorrido na Bacia de Campos em 2003, promoveu um acréscimo de 47% na produção ou 3.000 barris por dia (bbl/d). Testes via simulador de escoamento multifásico em estado estacionário e do software rigoroso OLGA demonstraram que o poço A sem emulsão apresentou um aumento da produção de 26% e 67%, respectivamente, em relação a um poço emulsionado, bem como a queda de pressão por fricção manteve-se aproximadamente constante (OLIVEIRA *et al.*, 2017).

Allenson *et al.* (2011) apresentaram estudos sobre a eficiência da injeção *subsea* de desemulsificante em conjunto com a aplicação de *gas-lift* em um campo de petróleo americano com óleo pesado emulsionado, mais especificamente na Costa Oeste dos EUA. Eles constataram que o agente químico promoveu a redução na pressão no *flowline* e na demanda de injeção de gás natural, bem como reduziu a demanda da vazão de gás. A produção elevou-se aproximadamente 30%. Na pressão do fundo do poço, identificou mudanças na estabilidade na linha de produção.

Gilbert *et al.* (2016) estudaram a eficiência de um desemulsificante comercial a fim de eliminar a quantidade de emulsão gerada em campos maduros de óleo pesado da Austrália com gás de elevação e formação de pireno. O objetivo principal era quantificar o aumento da produção e determinar os problemas operacionais decorrentes da aplicação do aditivo químico via injeção nos *manifolds* submarinos e via injeção no fundo do poço. Os resultados do *manifold* submarino e da injeção no fundo do poço indicaram um aumento de produção de 4% e 18%, respectivamente, e a concentração mínima da dose estável determinada empiricamente foi de 4 a 10 ppm à base de óleo e 60 a 140 ppm à base de óleo, respectivamente. O desempenho superior do tratamento no fundo do poço em relação ao *manifold* deve-se pela sua localização mais à montante dos acessórios que causam cisalhamento adicional, tais como a árvore de natal e a *choke* de produção. Além disso, no ponto de injeção de fundo de poço apresentou temperaturas de fluido mais altas (aproximadamente 60°C) em comparação com o *manifold* submarino (aproximadamente 35 a 45°C), permitindo um melhor desempenho na separação das fases do fluido.

Gilbert *et al.* (2016) também evidenciaram a presença de instabilidades do sistema para baixas dosagens de desemulsificante com um padrão cíclico na pressão do fundo do poço. Acima de um limite mínimo de concentração, determinado empiricamente, o poço se estabilizou. Eles assumiram esse fato como um efeito dinâmico similar ao fenômeno dos poços de pirenos não tratados com desemulsificante com um corte médio de água próximo ao ponto de inversão (75 a 80% corte de água, do inglês *water cut*). Devido à não uniformidade na distribuição da água de corte nas zonas de produção de completude horizontal, ocorrem flutuações locais de corte de água no interior da tubulação ocasionados pela quase inversão de emulsão, gerando golfadas de fluido emulsionado (alta viscosidade) e de fluido de emulsão invertida (baixa viscosidade).

## 2.5 Estratégias de controle para poços com *gas-lift*

Métodos de controle ativo e passivo são implementados como alternativa para suprimir as golfadas. O controle ativo é aquele que usa estratégias de controle retroalimentado (*feedback*) automático por meio da manipulação de atuadores, tal como a válvula *choke*. O controle passivo é aquele que realiza alguma modificação no projeto

da unidade ou adiciona um novo sistema a fim de suprimir o regime instável (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2015).

A vantagem de utilizar o controle ativo é a implementação deste sistema em ambientes reais sem a necessidade de elevados investimentos, especialmente em sistemas já comissionados, uma vez que há a possibilidade de utilizar as variáveis disponíveis nos campos de produção, requerendo somente a instalação do *software* de controle (ALSHEHRI; RICARDEZ-SANDOVAL; ELKAMEL, 2010).

Em poços com gás de elevação, os principais atuadores envolvem a abertura da válvula de *choke* e a vazão do *gas-lift*, ambas tipicamente mantidas constantes durante a operação. Outra variável que pode ser usada no poço é o desemulsificante químico, geralmente aplicado com uma concentração fixa na árvore de natal ou mesmo na coluna de produção pelas válvulas de *gas-lift* (DIEHL, 2018).

#### 2.5.1 Controle ativo de golfadas

Para eliminar o ciclo limite, o controle ativo envolve a manipulação de atuadores, que são instalados ao longo do processo. Geralmente, o *feedback* é gerado por um sensor de pressão, de temperatura ou de vazão (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2015).

Diversas configurações de controladores são adotadas como estratégia para aprimorar o desempenho e a robustez dos processos industriais. O modelo mais básico é caracterizado por uma variável manipulada e uma variável controlada, sendo também denominado como SISO (*Single Input, Single Output*).

Contudo, em problemas práticos de controle, há muitas variáveis de saída a controlar simultaneamente por meio de estímulos aplicados aos diferentes sinais de entrada. Nesse caso, trata-se de um sistema MIMO (*Multiple Input, Multiple Output*), sendo importante a análise de sua interação e um adequado emparelhamento das variáveis controladas e manipuladas. Ressalta-se que a configuração MIMO é aplicável, quando as variáveis possuem elevada interação, caso contrário, um sistema SISO é suficiente.

O controle da válvula *choke*, localizado *no topside*, é o método mais popular (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2017). O principal objetivo é operá-lo com a maior abertura possível e é usada para regular a pressão para um dado *set-point*. As variáveis de

processo comumente utilizadas para monitoramento são a pressão no manômetro permanente do fundo de poço (*PDG*, no *Permanent Downhole Gauge*), a pressão no topo do poço (*TPT*, *Temperature/Pressure Transducer*) e a pressão à montante da *choke* ( $P_{rt}$ ). A pressão da *PDG* é a melhor variável de controle para o controle SISO do poço pelo fato do posicionamento e do tempo de resposta relativo aos demais pontos de medição (JAHANSHAHI; SKOGESTAD; HELGESEN, 2012)

O controle da válvula *choke* de *topside* foi sugerido pela primeira vez em 1979 por Schmidt (SCHMIDT; BRILL; BEGGS, 1979) as quais identificaram que a restrição da válvula de topo pode eliminar a ocorrência de golfada.

Outro método de eliminação tem sido investigado é o uso de *gas-lift*. Schmidt (1979) e Yocum (1973) deduziram que o uso do gás de elevação possuía um elevado custo ao ser injetado no fundo do *riser*. Hill (1990, 1989) estudou os efeitos da injeção do gás de elevação para mitigar as golfadas severas em um sistema *pipeline-riser*, concluiu que era necessário uma grande quantidade de gás para obter uma estabilidade satisfatória do escoamento no *riser*. Como vantagens, observou-se uma redução da queda de pressão do *riser*, facilitando a vazão de óleo para a superfície.

Taitel (1986) investigou outras formas de obter a recuperação do escoamento por meio do aumento da pressão do separador gravitacional ou adição de um controlador proporcional *feedback* que usa a *choke* como variável manipulada. Ao restringir a válvula, aumenta a contrapressão do poço.

Blick e Boone (1986) implementaram um controlador *feedback* que usa como variável manipulada a *choke* da cabeça de produção (*tubing*) para estabilizar o *casing heading*.

Lemetayer e Miret (1991) realizaram experimentos em um campo de Gonelle (Gabon). Eles implementaram uma estratégia que usa a *choke* de produção e a injeção do gás de elevação como variáveis manipuladas para controlar a temperatura da cabeça de produção (*tubing head*), a pressão da cabeça de produção e a pressão da cabeça de revestimento (*casing head*) através de um Controlador Lógico Programável (CLP).

Jansen *et al.* (1999) também usaram a *choke* de produção e a injeção de *gas-lift* para controlar a pressão da *PDG*, a pressão da cabeça do poço (*wellhead*) e a pressão do

*casing* em um poço com gás de elevação. A principal contribuição é o uso de um modelo dinâmico (transitório) para projetar vários controladores lineares. A vantagem do controlador é a possibilidade de estabilizar pressões, temperaturas e vazões em um ponto de operação que é instável em malha aberta, bem como estabilizar poços com diferentes dispositivos de medição (sensores) disponíveis para fins de controle.

Havre *et al.* (2001) foram os primeiros trabalhos reportados que aplicaram testes em campo da implementação de um controlador *feedback* para controlar as golfadas de terreno-induzido (causada pela geometria do terreno), localizada entre a cabeça do poço e a plataforma, sendo a válvula *choke* a variável manipulada. A análise comprovou o potencial do controlador *feedback* para estabilizar o escoamento e aumentar o ganho de produção.

Apesar das diferentes abordagens de análise, os estudos de Storakaas (2005) Storakaas e Skogestad (2007) e Jahanshahi *et al.* (2012b) analisaram a controlabilidade de um sistema *pipeline-riser* com diferentes medidas disponíveis ou diferentes combinações para estabilizar o escoamento por meio de uma estratégia *feedback* que usa da *choke* de *topside* como variável manipulada. Ambos confirmaram, de forma teórica, que a implementação da *choke* de topo por meio de um controlador simples é eficaz na mitigação das golfadas no *riser*. Bem como, sugerem que os medidores de pressão de topo e da taxa de vazão de topo podem ser implementados por uma estrutura SIMO (simples entrada, múltiplas saídas) em um controlador cascata para controlar o sistema poço-*pipeline-riser*. A válvula *choke* submarina, localizada entre a saída do poço para o *pipeline*, também é uma candidata para variável manipulada, podendo atuar numa configuração SISO (simples entrada, simple saída) ou em conjunto com a *choke* de *topside* em uma estrutura MISO (múltiplas entradas, única saída).

Krima *et al.* (2012) realizaram várias estratégias de controle com controladores PI (Proporcional-Integral) via simulação OLGA (SPT GROUP, 2015) para mitigar as golfadas. Concluiu que a melhor escolha é por meio de um controlador MIMO (múltiplas entradas, múltiplas saídas), que utiliza a *choke* e o gás de elevação instantaneamente, o ajuste adequado permite que a taxa de gás de elevação seja minimizada.



Jahanshahi *et al.* (2012a) testaram diversas configurações em vários pontos de medição com as possíveis candidatas à variável controlada para controlar sistemas instáveis poço-*pipeline-riser*, usando a *choke* de topo e a taxa de *gas-lift* como variáveis manipuladas. Eles chegaram à conclusão de que a melhor resposta para estabilizar o processo é aquela que usa a pressão de fundo do poço em uma configuração SISO, que usa a *choke* de produção, haja vista apresentou um maior ganho estacionário e um melhor desempenho em comparação com os testes aplicados no *riser* de tubulação. Uma segunda proposta é a combinação da pressão do fundo do poço (PDG) e vazão de saída à jusante da *choke* de produção para controlar o sistema poço-*pipeline-riser*. Caso não estiver a pressão do fundo do poço, uma outra configuração envolve o uso da pressão de topo e a vazão de saída à jusante da *choke*. Aplicações na indústria de petróleo e gás com o uso do controlador preditivo em poços de *gas-lift* tem provado ser uma estratégia promissora para garantir estabilização do escoamento e a maximização da produção. No estudo proposto por Campos *et al.* (2017), as variáveis manipuladas contemplavam a válvula *choke* de topo e a injeção de *gas-lift*, enquanto as controladas eram os medidores típicos de pressão e temperatura localizados no fundo do poço (PDG), a pressão da TPTe a pressão de topo situada nas instalações da superfície. O modelo de processo usado foi o próprio FOWM desenvolvido pelo Diehl *et al.* (2017). As vantagens de tal modelo implementado em uma plataforma *offshore* refletem na estabilidade e segurança operacional, redução da alta pressão do cabeçalho de produção (*header*) e o número de paradas não programadas.

Diehl *et al.* (2018) investigaram o uso do controlador avançado NMPC (*Nonlinear Model Predictive Control*) usando a válvula *choke* do *topside* e a vazão de *gas-lift* como variáveis manipuladas, enquanto a variável controlada é a pressão na PDG. A ideia é aumentar a estabilidade do escoamento em poços operados com o gás de elevação. Resultados demonstraram que houve um ganho de 45% na produção, aumentou a fronteira de estabilidade desde que o sistema opere com baixa variação de fluxo tanto da *choke* quanto a de *gas-lift*, permitindo sua implementação em sistemas com válvulas *choke* de baixa velocidade.

Gerevini *et al.* (2018) também adotaram o uso do controlador avançado NMPC pelo algoritmo de Linearização Local na Trajetória (LLT) usando o *Fast Offshore Well*

*Model* (FOWM) como modelo interno. A ideia é identificar as vantagens de usar um controlador NPMC em relação ao controlador linear, usando a *choke* como variável manipulada e a PDG com variável controlada. O controlador preditivo mostrou ganhos similares ao controlador PI com um aumento de produção teórico de óleo de até 9,0% e uma maior estabilidade nas regiões de baixo ganho em relação aos controladores lineares. A estratégia multivariável NMPC apresentou ser menos agressiva e mais robusta, apesar de não ter suprimido as golfadas nas regiões críticas. Com a adoção do controlador MISO, adicionando o gás de elevação como variável manipulada, mostrou uma diminuição de 80% na manipulação da *choke*.

Na literatura, diversos trabalhos abordaram o tema controle anti-golfada, sendo comum o uso da válvula *choke* e a taxa do gás de elevação trabalhados individualmente ou em conjunto para estabilizar o fluxo de produção. Poucos estudos abordaram a dinâmica do desemulsificante, através de testes em campo real, para recuperar a produção de poços, bem como não foram encontrados na literatura, estratégias do uso do aditivo para prevenção de golfada severa.

As contribuições das publicações do desemulsificante, tal como a de Allenson *et al.* (2011) e a de Gilbert *et al.* (2016), discutido na seção 2.4.3, permite identificar no âmbito prático através de testes em campo e em laboratório, como é a dinâmica do aditivo químico, qual o melhor local de injeção e a sua importância para o aumento de produção.

Esbai e Khalifa (2018) verificaram a importância da injeção de desemulsificante contínua (CDI – *Continuous Demulsifier Injection*) para o tratamento da emulsão e das oscilações constantes do campo Bahrain, um dos mais antigos da região, por meio da adoção do sistema de controle e automação SCADA (supervisão e aquisição de dados). A otimização e a automação com o ajuste correto da dosagem permitiram maior autonomia da produção, o controlador compensou os distúrbios por meio das correções automáticas e obteve um ganho de produção em torno de 20 barris de petróleo por dia.

Concluindo, a utilização do desemulsificante em conjunto com a malha fechada revelou-se uma abordagem valiosa para otimizar processos. As diversas contribuições observadas destacam-se a eficácia dessa combinação, não apenas na quebra de emulsões, mas também na melhoria do controle operacional.

## Capítulo 3 - *Fast Offshore Wells Model (FOWM)* e as propostas de modificação do modelo

Este capítulo descreve o modelo simplificado *Fast Offshore Well Model* (FOWM), bem como as modificações propostas neste trabalho para inserção da influência dinâmica do agente desemulsificante. Por fim, o estudo de caso é detalhado.

### 3.1 FOWM e suas evoluções

Diehl *et al.* (2017) baseado nos trabalhos de Vogel (1968), Eikrem *et al.* (2008), Meglio (2011), Jahanshahi e Skogestad (2011), Jahanshahi *et al.* (2012) e Jahanshahi (2013) desenvolveu o *Fast Offshore Well Model* (FOWM), um modelo dinâmico simplificado para controle e aplicações em tempo real em sistemas de escoamento multifásico, composto pelo reservatório, coluna de produção, injeção de *gas-lift* na região do anular, *flowline* e *riser*, que exhibe o comportamento de um sistema de elevação dos poços de produção brasileiros de petróleo *offshore* em regiões profundas e ultra profundas. Para mais detalhes, o Apêndice A apresenta a modelagem original do FOWM.

Santarossa (2021) propôs a inserção do termo de perda de carga por fricção em função das velocidades superficiais no FOWM original a fim de determinar a curva de performance de *gas-lift* (GLPC). A modelagem matemática é fundamentada nos estudos de Jahanshahi, Skogestad e Hansen (2012) e Jahanshahi e Skogestad (2014).

O modelo apresentado neste trabalho foi elaborado em uma etapa subsequente dos estudos realizados por Diehl *et al.* (2017) e por Santarossa (2021), objetivando inserir os efeitos da emulsão e reproduzir o comportamento do desemulsificante químico injetado tanto na árvore de Natal Molhada, quanto junto ao *gas-lift*. Este sistema foi adicionado no *Fast Offshore Wells Model* (FOWM).

A modelagem foi implementada em Modelica (2022), sendo compilada através do JMODELICA 2.14 (MODELON, 2023) e simulado em Python (2022) através do pacote PYFMI (JMODELICA, 2023).

### 3.1.1 Equacionamento da perda de carga proposta por Santarossa (2021)

Para fins de simplificação, o escoamento é considerado bifásico (fase gasosa e fase líquida) na tubulação. A massa específica e os demais parâmetros relacionados ao líquido são obtidos pela média ponderada da fração volumétrica das fases contínuas do óleo e da água para determinada temperatura e pressão. Há também uma aproximação, que é a condição de não deslizamento entre as fases líquida (água e óleo) e gás, a qual sugere que a velocidade *in situ* de ambas as fases é igual. Conforme Jahanshahi e Skogestad (2014), essa hipótese não afeta significativamente a previsão no início da golfada.

No que tange à perda de carga, no FOWM original somente as equações de válvula acarretam a queda de pressão (parâmetros  $K_a$ ,  $K_w$  e  $C_{out}$ ). A proposta de intervenção sugerida foi adicionar termos de perda de carga por fricção na pressão da PDG (*Permanent Downhole Gauge* -  $P_{pdg}$ ) no *tubing* e na pressão do *flowline* antes da posição da bolha no *riser* ( $P_{rb}$ ). A Equação 10 e a Equação 11 mostram o termo aditivo na direita.

$$P_{pdg} = P_{tb} + \rho_{mres} \cdot g \cdot (H_{pdg} - H_{vgl}) + \Delta P_t \quad (10)$$

$$P_{rb} = P_{rt} + \frac{(m_{1r} + m_{L,still}) \cdot g \cdot \sin(\theta)}{A} + \Delta P_r \quad (11)$$

onde:  $P_{pdg}$  é a pressão no manômetro permanente do fundo de poço (PDG);  $P_{tb}$  é a pressão no ponto de injeção de gás no lado do *tubing*;  $\rho_{mres}$  é a massa específica de mistura do fluido do reservatório;  $g$  é a aceleração da gravidade;  $H_{pdg}$  é a distância do leito do mar até o medidor de pressão no *Tubing*;  $H_{vgl}$  é a distância do leito do mar até o

ponto de injeção de gás de elevação no *Tubing*;  $P_{rb}$  é a pressão à jusante da válvula virtual;  $P_{rt}$  é a pressão de topo no *riser*;  $m_{lr}$  é a massa de líquido no *riser*;  $m_{L,still}$  é o acúmulo mínimo de massa de líquido a montante da inflexão (massa mínima de líquido que permanece no *flowline/riser*);  $\theta$  é o ângulo de inclinação do ponto de inflexão do *pipeline-riser*;  $A$  é a área da seção transversal da seção *flowline/riser*.

O cálculo da perda de carga por fricção tanto do *riser* ( $\Delta P_r$ ) quanto do *tubing* ( $\Delta P_t$ ) são feitos por meio da equação implícita de Colebrook-White proposta por Haaland (1983), i.e.

$$\Delta P_r = \frac{f_r \cdot \rho_{mr} \cdot U_{mr}^2 \cdot L}{2D} \quad (12)$$

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot \alpha_{lmed} \cdot \rho_{mt} \cdot U_{mt}^2 \cdot L_t}{2D_t} \quad (13)$$

sendo que  $f_r$  e  $f_t$  são os fatores de atrito do *riser* e do *tubing*, respectivamente;  $\rho_{mr}$  é a massa específica média da mistura no *riser*;  $U_{mr}$  é a velocidade média da mistura no *riser*;  $L$  é o comprimento do *riser*;  $D$  é o diâmetro do *riser*;  $\rho_{mt}$  é a massa específica média da mistura no *tubing*;  $\alpha_{lmed}$  é a fração média de líquido no *tubing*;  $U_{mt}$  é a velocidade média da mistura no *tubing*;  $L_t$  é o comprimento do *tubing* e  $D_t$  é o diâmetro do *tubing*. A perda por atrito na tubulação somente ocorre com a fase líquida (BRILL; BEGGS, 1991), a fase gás é desconsiderada.

O fator de atrito no *riser* ( $f_r$ ) é calculado como uma aproximação implícita da equação de Colebrook-White para vazão turbulenta (GENIĆ *et al.*, 2011), i.e.

$$f_r = \left( -1,8 \cdot \log_{10} \left[ \left( \frac{\epsilon/D}{3,7} \right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re_r} \right] \right)^{-2} \quad (14)$$

sendo  $\epsilon/D$  é a rugosidade relativa e  $Re_r$  é o Número de Reynolds da mistura aplicado no *riser*, dado por:

$$Re_r = \frac{\rho_{mr} \cdot U_{mr} \cdot D}{\mu_{mr}} \quad (15)$$

onde  $\mu_{mr}$  é a viscosidade média da mistura.

A velocidade média de mistura ( $U_{mr}$ ) no *riser* é determinada sob a premissa de que as velocidades superficiais da fase líquida ( $U_{slr}$ ) e gasosa ( $U_{sgr}$ ) são aproximadamente equivalentes, i.e.

$$U_{mr} = U_{slr} + U_{sgr} \quad (16)$$

A velocidade superficial de líquido ( $U_{slr}$ ) e de gás ( $U_{sgr}$ ) estão relacionadas com a vazão mássica de produção da árvore de Natal segregada em fase líquida ( $W_{whl}$ ) e em fase gás ( $W_{whg}$ ), respectivamente, i. e.

$$U_{slr} = \frac{W_{whl}}{\rho_L \cdot A} \quad (17)$$

$$U_{sgr} = \frac{W_{whg}}{\rho_{gr} \cdot A} \quad (18)$$

onde  $\rho_L$  é a massa específica média produzida,  $A$  é a área da seção transversal do *riser* e  $\rho_{gr}$  é a massa específica de gás produzida ao longo da coluna de produção.

A massa específica de gás ( $\rho_{gr}$ ), a massa específica média da mistura ( $\rho_{mr}$ ) e a viscosidade média da mistura ( $\mu_{mr}$ ) no *riser* são propriedades físicas mantidas à temperatura constante. Bem como, a fase gás se comporta como gás ideal. Uma consideração no modelo estudado é a que a viscosidade na fase líquida ( $\mu_L$ ) e na fase gás ( $\mu_g$ ) possuem o mesmo valor inicialmente sem emulsão. Com o incremento da emulsão, o módulo da viscosidade da fase líquida aumenta.

$$\rho_{gr} = \frac{m_{gr}}{V_r - \frac{m_{lr}}{\rho_L}} \quad (19)$$

$$\rho_{mr} = \frac{(m_{gr} + m_{lr})}{V_r} \quad (20)$$

$$\mu_{mr} = \alpha_{lr} \cdot \mu_L + (1 - \alpha_{lr}) \cdot \mu_g \quad (21)$$

$$\alpha_{lr} = \frac{m_{lr}}{V_r \cdot \rho_L} \quad (22)$$

onde  $m_{gr}$  é a massa de gás e líquido no *riser*,  $V_r$  é o volume do *riser* e  $\alpha_{lr}$  é a fração média de líquido no *riser*.

De forma análoga, o fator de atrito no *tubing* ( $f_t$ ) é obtido pela mesma expressão implícita de Colebrook-White, i.e.

$$f_t = \left( -1,8 \cdot \log_{10} \left[ \left( \frac{\epsilon/D}{3,7} \right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re_t} \right] \right)^{-2} \quad (23)$$

sendo, o cálculo do Número de Reynolds ( $Re_t$ ) no *tubing* determinado pela Equação 24.

$$Re_t = \frac{\rho_{mt} \cdot U_{mt} \cdot D_t}{\mu_{mt}} \quad (24)$$

onde  $\mu_{mt}$  é a viscosidade média da mistura.

Para a velocidade média da mistura ( $U_{mt}$ ) no *tubing* é empregado as velocidades superficiais de líquido ( $U_{slt}$ ) e de gás ( $U_{sgt}$ ).

$$U_{mt} = U_{slt} + U_{sgt} \quad (25)$$

O cálculo da velocidade superficial de líquido ( $U_{slt}$ ) e de gás ( $U_{sgt}$ ) é feito uma simplificação de que a taxa mássica dos modelos no *tubing* é equivalente à taxa mássica do reservatório ( $W_r$ ). Isso ajuda no problema da determinação da pressão de fundo do poço ( $P_{pdg}$ ) em relação à queda de pressão por atrito ( $\Delta P_t$ ), uma vez que essas equações são todas interdependentes, como mostrado na Equação 10.

$$U_{slt} = \frac{4(1 - \alpha_{gb}) \cdot W_r}{\rho_L \cdot \pi \cdot D_t^2} \quad (26)$$

$$\alpha_{gb} = \frac{\alpha_{gw}}{\alpha_{gw} + 1} \quad (27)$$

onde  $W_r$  é a taxa mássica do reservatório estimado pela equação de Vogel (1968),  $\alpha_{gb}$  é a fração mássica de gás no fundo do *tubing* e  $\alpha_{gw}$  é a fração de gás no reservatório.

O parâmetro  $\alpha_{gb}$  pode ser interpretado da mesma forma que a razão gás-óleo (RGO), isto é, um valor constante que relaciona a fração mássica de gás ( $\alpha_{gw}$ ) e de líquido produzido no reservatório e a fração mássica de gás produzida no fundo do poço.

Para o cálculo da velocidade superficial da fase gás no *tubing* ( $U_{sgt}$ ) é acrescentando o termo da taxa mássica de *gas-lift* injetado na coluna de produção ( $W_{iv}$ ).

$$U_{sgt} = \frac{4(W_{iv} + \alpha_{gb} \cdot W_r)}{\rho_{gt} \cdot \pi \cdot D_t^2} \quad (28)$$

A massa específica da mistura no *tubing* ( $\rho_{mt}$ ) é obtida mediante a relação das massas de líquido ( $m_{lt}$ ) e de gás ( $m_{gt}$ ) em função do volume da coluna de produção ( $V_t$ ).

$$\rho_{mt} = \frac{(m_{lt} + m_{gt})}{V_t} \quad (29)$$

Similarmente, a fração mássica média de líquido ( $\alpha_{lmed}$ ) no *tubing* é obtida pela seguinte relação mássica, i.e.

$$\alpha_{lmed} = \frac{m_{lt}}{V_t \cdot \rho_L} \quad (30)$$

### 3.1.2 Modelo simplificado do desemulsificante

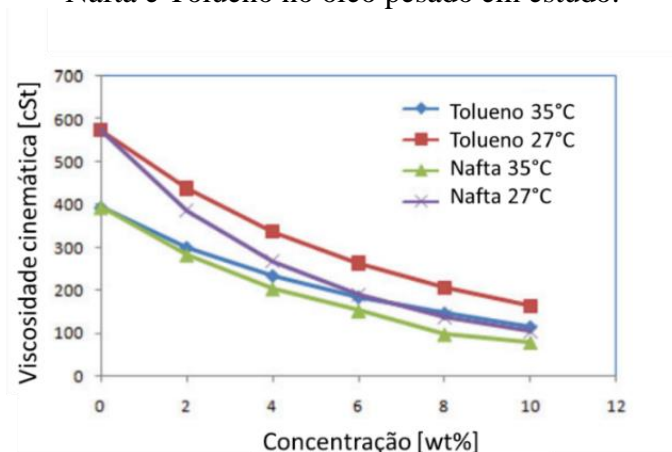
A modificação proposta para o FOWM foi fundamentada no estudo de Oliveira *et al.* (2017), que descreve os impactos da emulsão água em óleo na queda de pressão de dois poços de produção brasileiro, bem como a influência da taxa de desemulsificante como agente de remediação de elevada viscosidade.

O objetivo deste desenvolvimento de modelo é avaliar o ganho teórico estático e dinâmico do desemulsificante na pressão e vazão de óleo, além de determinar a estratégia mais eficaz para estabilizar as golfadas no *riser*.

Na literatura (BEZERRA JUNIOR; SILVA; RODRIGUES, 2015; HAJIVAND; VAZIRI, 2015; OLIVEIRA *et al.*, 2019; RAJAK *et al.*, 2016; TIWARI, 2019), é possível identificar uma relação entre a taxa de desemulsificante e a viscosidade dinâmica com um padrão de comportamento exponencial decrescente. Nas consultas realizadas, não há uma equação genérica que estabeleça essa dependência das duas variáveis, embora os resultados experimentais, tal como apresentado por FARIS *et al.* (2015) na Figura 11 tendesse a esse padrão.



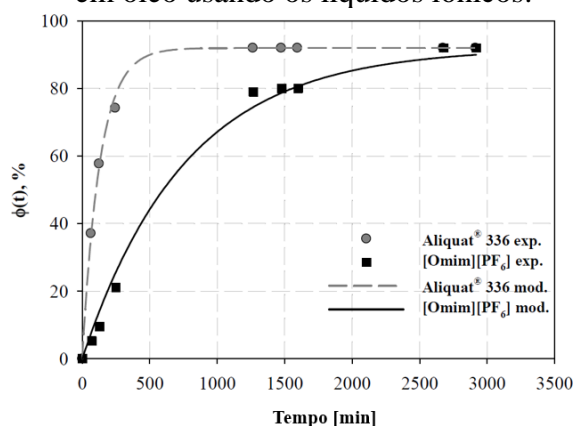
Figura 11. Influência da temperatura e das diferentes concentrações de desemulsificante Nafta e Tolueno no óleo pesado em estudo.



Fonte: Adaptado de Faris *et al.* (2015).

Um estudo realizado por BALSAMO *et al.* (2017) reforça essa ideia, visto que avaliaram a desemulsificação dinâmica em função do tempo de uma emulsão água em óleo que foram aplicados dois líquidos iônicos ([Omim][PF<sub>6</sub>] e Aliquat 336 IL) como agentes desemulsificantes para analisar a eficiência de desidratação ( $\phi$ ). Os perfis experimentais mostraram que a desemulsificação química apresentava uma cinética de pseudo-primeira ordem, a Figura 12 ilustra o resultado da comparação do modelo experimental e do modelo predito da eficiência de desidratação dos líquidos iônicos com concentração fixa ( $2,9 \times 10^{-2} \text{ mol} \cdot \text{L}^{-1}$ ).

Figura 12. Comparação dos perfis de desemulsificação química de uma emulsão água em óleo usando os líquidos iônicos.



Fonte: Extraído de BALSAMO *et al.* (2017).

Para determinar o limite da viscosidade emulsionada, Oliveira *et al.* (2017) fizeram um estudo reológico de diferentes tipos de petróleo brasileiro. Uma de suas

conclusões era sobre o perfil de escoamento das emulsões que se situava numa faixa de regime laminar. Partindo dessa premissa, a viscosidade dinâmica emulsionada média ( $\mu_{em}$ ) adotada no modelo é de 0,1098 Pa·s. Esse valor satisfaz a condição de escoamento sob regime laminar ao substituir na Equação de Reynolds (ver Equação 15 e Equação 24) com os demais parâmetros.

Para definir a quantidade de desemulsificante ( $\varphi$ ) utilizada, este trabalho se baseia o trabalho de Alshehri *et al.* (2010), a qual utiliza uma taxa de injeção do agente químico de 70 GPD a 450 GPD (galões por dia). Assume-se uma média dessa quantidade, resultando em 260 GPD (0,01231 kg·s<sup>-1</sup>).

Diante da análise da Figura 11 e da Figura 12, a função matemática que mais aproxima o comportamento da viscosidade em função da quantidade de desemulsificante é a de uma exponencial decrescente de primeira ordem dependente de um parâmetro  $k$ , modelado para cada tipo de emulsão.

$$\mu_f = \mu_{em} \cdot e^{k \cdot \varphi} \quad (31)$$

onde  $\mu_f$  é a viscosidade dinâmica final do sistema (Pa·s);  $\mu_{em}$  é a viscosidade dinâmica emulsionada (Pa·s);  $\varphi$  é a taxa de injeção de desemulsificante (kg·s<sup>-1</sup>) e o parâmetro  $k$  é uma constante que depende para cada tipo de viscosidade.

A validação do modelo foi realizada com base em trabalhos de literatura, pois os fenômenos envolvidos são complexos e difíceis de capturar o efeito do desemulsificante em simuladores rigorosos ao longo da tubulação.

Na planta estudada, o FOWM com a perda de carga, a viscosidade dinâmica inicialmente atribuída era de  $1,43 \cdot 10^{-4}$  Pa·s. Esse valor foi extraído de uma média da viscosidade dinâmica entre o gás e o óleo do trabalho de Jahanshahi e Skogestad (2014). A viscosidade emulsionada é de 0,1098 Pa·s e a dosagem de desemulsificante varia numa faixa de 0,00 a 0,01231 kg·s<sup>-1</sup>. Substituindo esses dados na Equação 31, obtém-se a Equação 34 e o valor de  $k$  mostrado na Equação 35. Caso mudasse a viscosidade, o parâmetro  $k$  seria outro.

$$1,43 \cdot 10^{-4} = 0,1098 \cdot e^{k \cdot 0,01231} \quad (32)$$

$$k = -538,42 \quad (33)$$

A simulação do efeito do desemulsificante é representada pelo modelo desenvolvido neste trabalho, conforme demonstrado na Equação 34.

$$\mu_f = 0,1098 \cdot e^{-538,42 \cdot \varphi} \quad (34)$$

A Equação 34 mostra que a viscosidade dinâmica do sistema reduzirá exponencialmente por meio da injeção do agente químico que varia desde 0,00 kg·s<sup>-1</sup>, quando o sistema se encontra totalmente emulsionado, até 0,01231 kg·s<sup>-1</sup>, quando o sistema se encontra sem emulsão.

Na Equação 35, inseriu-se uma dinâmica de primeira ordem (BALSAMO; ERTO; LANCIA, 2017) a fim de fornecer um sentido mais físico ao sistema,  $\tau_\mu$  é o tempo de residência, um parâmetro não fixo relacionando o comprimento (m) e a velocidade do fluido no *riser* (m/s). A viscosidade dinâmica  $\mu_{final}$  é adicionada na equação de Reynolds (ver Equação 15 e Equação 24) na planta do FOWM com perda de carga para simular os efeitos do aumento de viscosidade na queda de pressão do modelo.

$$\tau_\mu \cdot \frac{d\mu_{final}}{dt} = \mu_f - \mu_{final} \quad (35)$$

Duas abordagens são realizadas para comparar os efeitos da emulsão na resposta da simulação. Ressalta-se que em ambas as situações, o aditivo químico é injetado com vazão fixa e contínua no seu valor estático.

A primeiras delas é considerar a ação do desemulsificante na injeção de *gas-lift*, o termo é adicionado na equação de Reynolds da perda de carga por atrito na coluna de produção e, posteriormente, inserido na pressão no ponto de injeção do gás no lado do *tubing* ( $P_{tb}$ ).

A segunda é simular o impacto da injeção do aditivo químico na árvore de natal e os seus efeitos ao longo da *flowline/riser*, sendo essa variável adicionada na equação de Reynolds da perda de carga na pressão do  $P_{rb}$  (pressão do *flowline* antes da válvula virtual). Na coluna de produção, o sistema encontra-se totalmente emulsionado, através da inserção do termo da viscosidade emulsionado na equação de Reynolds da pressão PDG, o valor utilizado é aquele previamente determinado, isto é, 0,1098 Pa·s.

Da mesma forma que o FOWM original, o FOWM modificado com a perda de carga e com a injeção do desemulsificante presume que as propriedades estimadas do gás

ainda são consideradas como gás-ideal, a queda de pressão continua sendo em função das velocidades de gás e de líquido. Há também o aumento na viscosidade do líquido a fim de representar os efeitos da emulsão ao longo do escoamento.

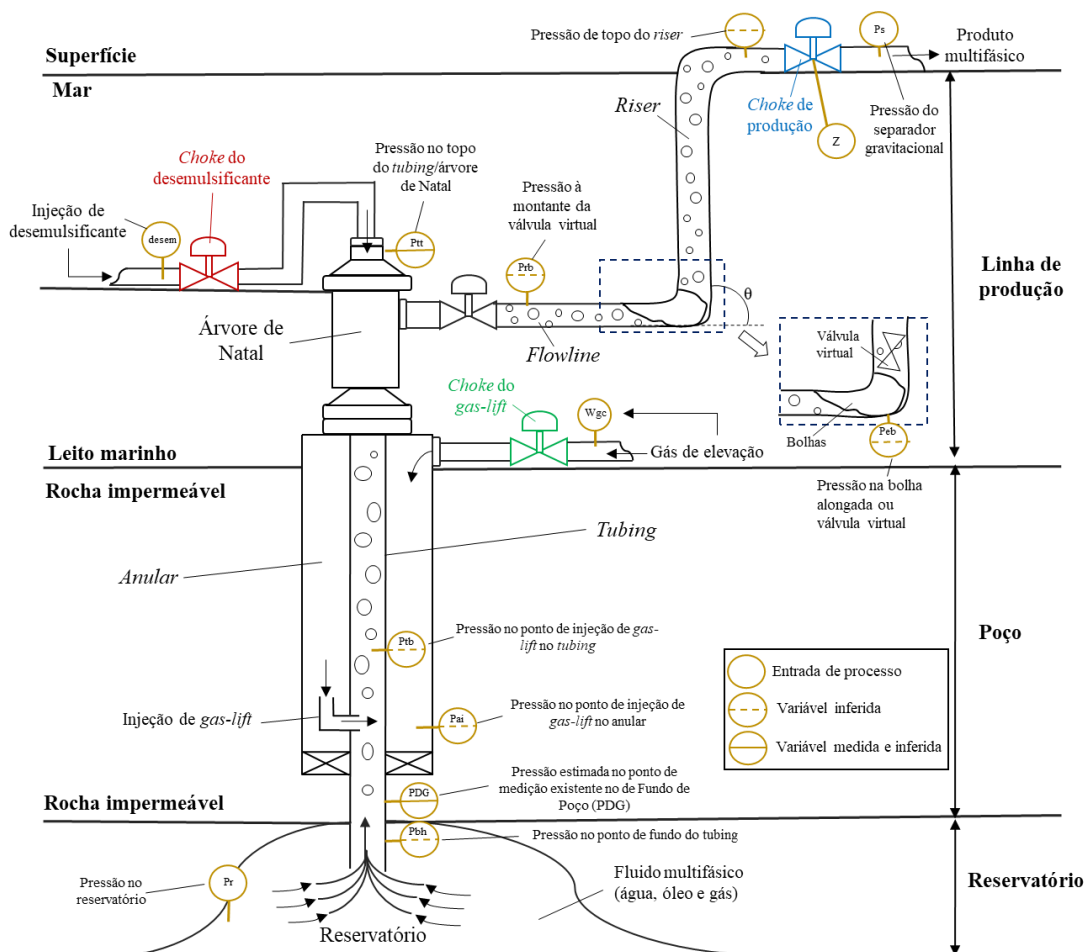
Nesta dissertação, a análise em malha fechada se concentra na utilização de desemulsificante para manipular a viscosidade, em conjunto com a válvula *choke*. Essa abordagem visa aumentar a produção através da redução da viscosidade da mistura líquida. Além disso, a manipulação da viscosidade é realizada pela injeção do aditivo na árvore de natal, simulando o efeito do *subsea manifold*, que é amplamente aplicado. A pesquisa também se concentra no estudo da golfada severa e suas implicações ao longo do processo de produção de petróleo com gás de elevação.

### 3.2 Arquitetura do poço

A Figura 13 apresenta um desenho esquemático de um poço de produção e extração de petróleo *offshore*, proposto pelo Diehl *et al.* (2017) mostrando as três regiões: reservatório, contém a mistura multifásica água, óleo e gás; o poço de produção, composto por *tubing*, anular e injeção de *gas-lift* (representado com a *choke* verde); e, a linha de produção formada pela árvore de natal, injeção de desemulsificante (representado com a *choke* vermelha), *flowline* e *riser*. Na superfície, encontra-se a válvula reguladora de vazão, a *choke* de produção (representado com a *choke* azul).

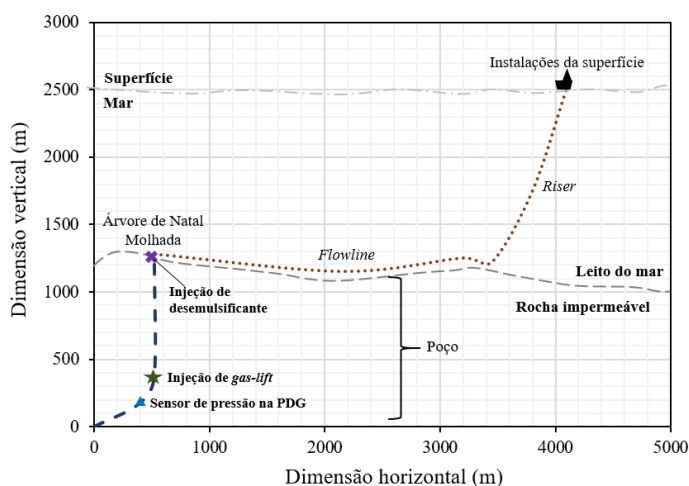
Também são apresentados os pontos de medição de pressão mais comumente usados, localizados na PDG ( $P_{pdg}$ ), na árvore de natal ( $P_{it}$ ) e à montante da válvula *choke* ( $P_{rt}$ ). A medição na PDG será a variável de interesse, assim como a abertura da válvula *choke* de produção ( $z$ ) e a de desemulsificante (*desem*). As demais variáveis que constituem a modelagem do FOWM são também indicadas na imagem com sua localização.

Figura 13. Representação esquemática de uma estrutura de produção offshore brasileiro com injeção de *gas-lift* (verde) e de desemulsificante (vermelho).



A equação de taxa de desemulsificante foi avaliada com dados de um poço real, extraídos do artigo de Diehl et al. (2017), referente ao Poço A. Na Figura 14 é mostrada a arquitetura deste poço, ressaltando as regiões de adição de desemulsificante e de *gas-lift*.

Figura 14. Representação do poço real A com suas utilidades, sendo em roxo, a proposta de injeção de desemulsificante na árvore de natal.



Fonte: Adaptado de Diehl et al. (2017).

Em relação aos parâmetros do FOWM, esses são divididos em três categorias: físico-químico, físico e de estimação. Para o ajuste dos parâmetros de estimação é adotado o modelo desenvolvido pelo Rodrigues, Trierweiler e Farenzena (2018). Para os parâmetros físico-químicos, dados de entrada e físico são retirados do artigo Diehl *et al.* (2017). Os demais são obtidos via ajuste fino.

Tabela 1. Parâmetros físico-químicos, dados de entrada e outros valores usados no modelo simplificado modificado.

| Tipo de parâmetro | Símbolo       | Descrição  | Valor               | Unidade                                     |
|-------------------|---------------|--|---------------------|---|
| Físico-químico    | G             | Aceleração da gravidade  | $9,81 \cdot e^0$    | $m \cdot s^{-2}$                            |
|                   | M             | Peso molecular do gás  | $1,80 \cdot e^1$    | $kg \cdot kmol^{-1}$                        |
|                   | T             | Temperatura média  | $2,98 \cdot e^2$    | K   |
|                   | R             | Constante universal dos gases  | $8,31 \cdot e^3$    | $m^3 \cdot Pa \cdot kmol^{-1} \cdot K^{-1}$ |
|                   | $\alpha_{gw}$ | Fração de gás no reservatório  | $1,88 \cdot e^{-2}$ | -   |
|                   | $\rho_L$      | Peso específico do óleo produzido  | $8,92 \cdot e^2$    | $kg \cdot m^{-3}$                           |
|                   | $\rho_{mres}$ | Peso específico da mistura no reservatório                               | $9,00 \cdot e^2$    | $kg \cdot m^{-3}$                           |
| Dados de entrada  | $P_r$         | Pressão do reservatório aproximada do fundo do poço                      | $2,25e^7$           | Pa  |
|                   | $P_s$         | Pressão do separador gravitacional nas instalações da planta de processo | $1,01 \cdot e^6$    | Pa  |
|                   | $W_{gc}$      | Injeção de <i>gas-lift</i>   | $1,43 \cdot e^0$    | $kg \cdot s^{-1}$                           |
|                   | z             | Válvula <i>choke</i> do topside  | 0-100               | %   |
|                   | $\emptyset$   | Injeção de desemulsificante  | $0-1,23e^{-2}$      | $kg \cdot s^{-1}$                           |

| Tipo de parâmetro    | Símbolo                          | Descrição   | Valor                | Unidade |
|----------------------|----------------------------------|---|----------------------|---------|
| Parâmetros estimados | E                                | Fração de gás preso na bolha  | $3,58 \cdot e^{-2}$  | -       |
|                      | Ka                               | Coefficiente de fluxo entre o anular e a tubulação  | $1,77 \cdot e^{-4}$  | -       |
|                      | Kr                               | Coefficiente de fluxo diretamente proporcional da produção do reservatório para a tubulação | $2,47 \cdot e^{-2}$  | -       |
|                      | Kw                               | Coefficiente de fluxo na árvore de Natal  | $1,02 \cdot e^{-3}$  | -       |
|                      | mLstill                          | Massa mínima de líquido no <i>riser holdup</i>  | $7,10 \cdot e^{-2}$  | -       |
|                      | V <sub>eb</sub>                  | Volume da bolha alongada  | $9,02 \cdot e^{-1}$  | -       |
|                      | C <sub>g</sub>                   | Coefficiente de fluxo da válvula virtual  | $2,35 \cdot e^{-5}$  | -       |
|                      | C <sub>out</sub>                 | Coefficiente de fluxo da válvula <i>choke</i> do <i>topside</i>                             | $5,81 \cdot e^{-3}$  | -       |
|                      | $\omega_u$                       | Parâmetro assistente usado para alocar a bolha virtual                                      | $1,00 \cdot e^{-2}$  | -       |
| Físico               | D <sub>a</sub>                   | Seção do diâmetro do anular   | $1,40 \cdot e^{-4}$  | m       |
|                      | D <sub>t</sub>                   | Seção do diâmetro da tubulação  | $1,50 \cdot e^{-4}$  | mm      |
|                      | D                                | Seção de diâmetro do <i>riser</i>   | $1,50 \cdot e^{-4}$  | mm      |
|                      | L <sub>a</sub>                   | Comprimento do anular   | $1,11 \cdot e^{-3}$  | m       |
|                      | L <sub>r</sub>                   | Comprimento do <i>riser</i>   | $4,50 \cdot e^{-3}$  | m       |
|                      | L <sub>t</sub>                   | Comprimento da <i>tubing</i>  | $1,64 \cdot e^{-3}$  | m       |
|                      | H <sub>pdg</sub>                 | Distância vertical entre a árvore de natal e a medição de PDG                               | $1,11 \cdot e^{-3}$  | m       |
|                      | H <sub>t</sub>                   | Distância vertical entre a árvore de natal e o fundo do poço                                | $1,28 \cdot e^{-3}$  | m       |
|                      | H <sub>vgl</sub>                 | Distância vertical entre a árvore de natal e o ponto de injeção de gás                      | $9,16 \cdot e^{-2}$  | m       |
| $\theta$             | Inclinação média do <i>riser</i> | $7,85e^{-1}$  | rad                  |         |
| Outros dados         | epsi                             | Parâmetro de suavização   | $1,00 \cdot e^{-10}$ | -       |
|                      | $\mu_f$                          | Viscosidade após a aplicação do desmulsificante   | $1,43 \cdot e^{-4}$  | Pa·s    |
|                      | $\mu_{em}$                       | Viscosidade inicial elevada   | $10,98 \cdot e^{-1}$ | Pa·s    |
|                      | ruogo                            | Rugosidade da tubulação   | $2,80 \cdot e^{-5}$  | -       |





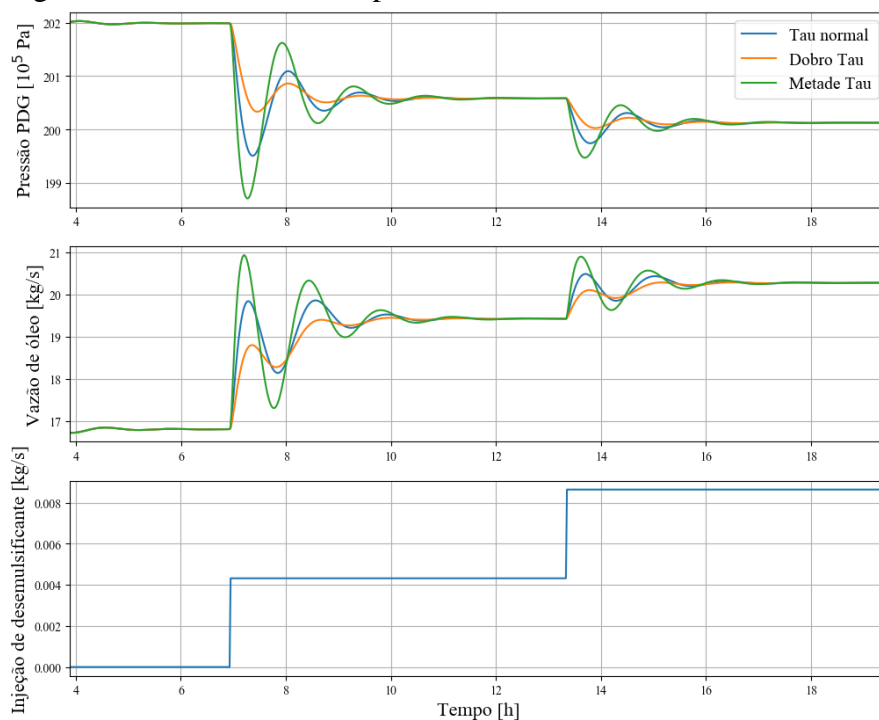
## Capítulo 4 - Dinâmica do poço com *gas-lift* em malha aberta

O objetivo deste capítulo é analisar o comportamento dinâmico do sistema em malha aberta, abordando os aspectos estacionário e dinâmico da adição de desemulsificante à estabilidade do processo. Realizou-se uma análise da influência do tempo de residência na dinâmica do modelo e comparou-se o efeito da emulsão na curva de desempenho do *gas-lift*. Além disso, foram testados dois pontos de injeção — um na árvore de natal e outro no *gas-lift* — para identificar o local que proporciona maior ganho na produção e estabilidade.

### 4.1 Influência do tempo de residência ( $\tau_\mu$ ) na modelagem

O tempo de residência do desemulsificante é um parâmetro não fixo que relaciona o comprimento (m) e a velocidade do fluido no *riser* ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ ). A Figura 15 apresenta o impacto desse parâmetro para três situações hipotéticas: normal  $\tau_\mu$ , aquele que é calculado diretamente do modelo, e duas propostas de intervenção, dobrar o seu valor e reduzi-lo pela metade. A abertura da *choke* manteve-se fixa em 10% e a vazão de *gas-lift* em  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ . Aplicaram-se degraus positivos progressivos de  $0,0041 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  na injeção de desemulsificante em dois momentos – tempo de 64 000 s (17,8 h) e de 86 400s (24 h).

Figura 15. Influência do tempo de residência na dinâmica do modelo.



É possível observar que a simples mudança do parâmetro  $\tau_{\mu}$  afeta a dinâmica do processo, alterando a velocidade de resposta da planta em relação ao distúrbio no desemulsificante. O tempo de residência médio, denominado “normal”, é de 943,22 s ou aproximadamente 15,72 min e possui um leve comportamento oscilatório convergente, bem como o tempo de assentamento ficou em torno de 6,21 h e a produção média teórica em  $19,25 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Ao dobrar o tempo de residência, nota-se que a dinâmica ficou mais suave com uma diminuição na produção e no tempo de assentamento em 1,32% e 28,20%, respectivamente, em relação ao “normal”. O valor de  $\tau_{\mu}$  também reduziu para  $937,21 \text{ s}^{-1}$  ou  $15,62 \text{ min}^{-1}$ .

Ao diminuí-lo pela metade, a ação da planta ficou mais agressiva, o  $\tau_{\mu}$  elevou-se para 944,35 s ou aproximadamente 15,74 min com um aumento no ganho de vazão em 0,21% e uma redução no tempo de assentamento equivalentes a 6,27%.

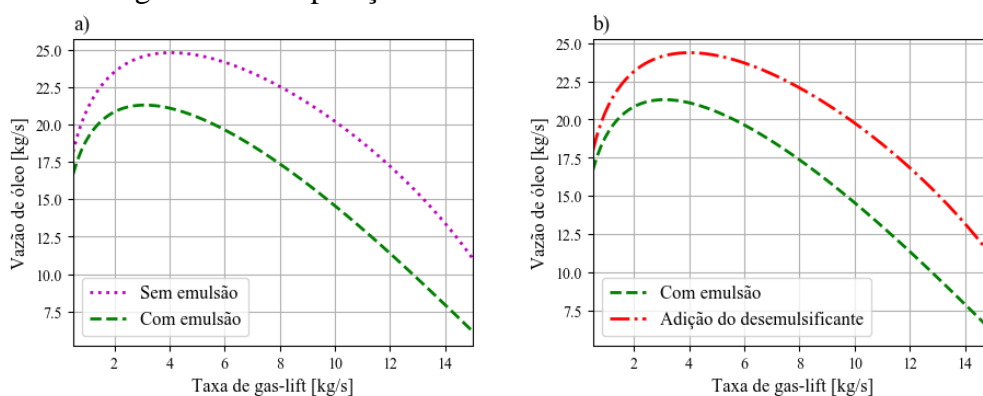
## 4.2 Geração da curva de desempenho de *gas-lift*

Para avaliar a curva de desempenho do poço, é realizada uma comparação do FOWM com perda de carga e os efeitos da emulsão na resposta do sistema. Para construção da curva, a abertura de *choke* é mantida fixa em 10%.

Na Figura 16, observam-se dois gráficos que comparam as consequências da emulsão na vazão de óleo, (a) e os efeitos da adição do desmulsificante para diminuir a viscosidade do modelo (b), utilizando o modelo modificado proposto pela Santarossa (2021). Ressalta-se que o valor “com emulsão” equivale a concentração de aditivo químico no mínimo, enquanto o valor “adição de desmulsificante” é proporcional à concentração máxima ( $12,31 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ).

Com a inserção da emulsão no sistema, a produção média teórica máxima passou de 24,95 para  $21,30 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ , isso corresponde a uma diminuição de 14,62% no ganho. Essa diminuição na vazão deve-se pelo aumento da perda de carga que a emulsão gera. Os resultados estão consoantes com Oliveira *et al.* (2017). Ela afirma que a elevação da viscosidade oriunda de uma emulsão estável tende a gerar redução na produção à medida que a queda de pressão se eleva.

Figura 16. Comparação do efeito da emulsão na curva GLPC.



Outro fator que pode deslocar o máximo é a quantidade de desmulsificante presente, quanto maior a taxa do aditivo, mais o máximo é deslocado para maiores taxas de gás de elevação. Como pode ser visto na Figura 16 b, a injeção do aditivo promoveu o deslocamento do máximo de *gas-lift* de  $3,14 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  (com emulsão) para  $4,01 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ .

### 4.3 Análise da dinâmica em malha aberta

Visando simular os efeitos da emulsão e a eficiência do desemulsificante são escolhidos dois locais diferentes para injetar o aditivo químico, um situado na injeção de *gas-lift* no fundo do poço e outro na árvore de natal (OLIVEIRA *et al.*, 2019), como mostrado na Figura 17 e na Figura 18, respectivamente. Além disso, degraus progressivos (3%, 6%, 9%, 12% e 15%) são realizadas para averiguar a influência da abertura da válvula *choke* na dinâmica da produção. A Tabela 2 sumariza os dados obtidos ao longo da simulação. A escolha destes valores é proposital, haja vista que aberturas superiores a 15% com o desemulsificante na sua taxa mássica máxima ( $12,31 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ), o sistema encontra-se em ciclo-limite, levando ao limite operacional em malha aberta. Ressalta-se que o limite operacional é dependente da vazão de desemulsificante. A taxa de injeção de *gas-lift* é mantida fixa em  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Tabela 2. Principais resultados extraídos do ensaio em malha aberta para as diferentes alocações e dosagens de desemulsificante no poço *offshore*.

| Taxa de desemulsificante<br>[g·s <sup>-1</sup> ] | Injetado no fundo do poço                 |  |   |  | Injetado na árvore de natal               |  |   |  |
|--|---|--|---|--|---|--|---|--|
|  | Produção de óleo<br>[kg·s <sup>-1</sup> ] | Pressão na PDG<br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Queda de pressão no <i>tubing</i><br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Queda de pressão no <i>riser</i><br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Produção de óleo<br>[kg·s <sup>-1</sup> ] | Pressão na PDG<br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Queda de pressão no <i>tubing</i><br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Queda de pressão no <i>riser</i><br>[10 <sup>5</sup> Pa] |
| 0,00   | 26,50                                     | 218,51                                 | 7,24  | 59,65  | 24,97                                     | 219,33                                 | 3,13  | 67,96  |
| 4,00   | 29,76                                     | 216,54                                 | 4,76  | 41,85  | 28,08                                     | 217,43                                 | 4,06  | 50,72  |
| 8,00   | 30,68                                     | 215,99                                 | 3,65  | 36,68  | 29,47                                     | 216,39                                 | 4,38  | 45,41  |
| 12,31  | 30,83                                     | 215,90                                 | 3,37  | 35,83  | 29,62                                     | 216,35                                 | 4,43  | 44,53  |

Figura 17. Dinâmica em malha aberta da injeção gradual do aditivo químico frente a diversas perturbações na válvula, sendo injetado no *gas-lift*.

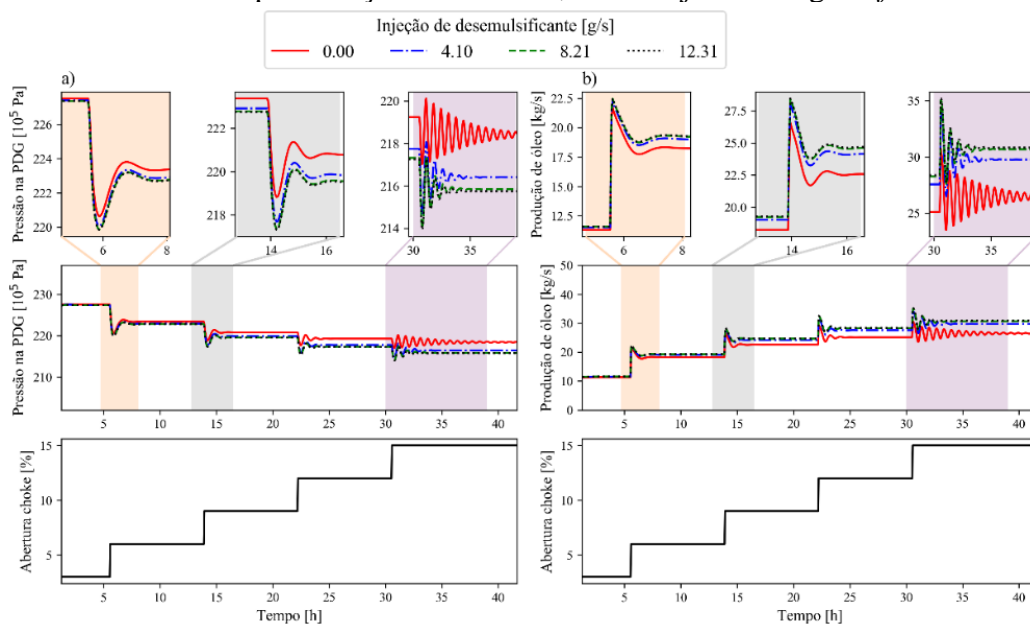
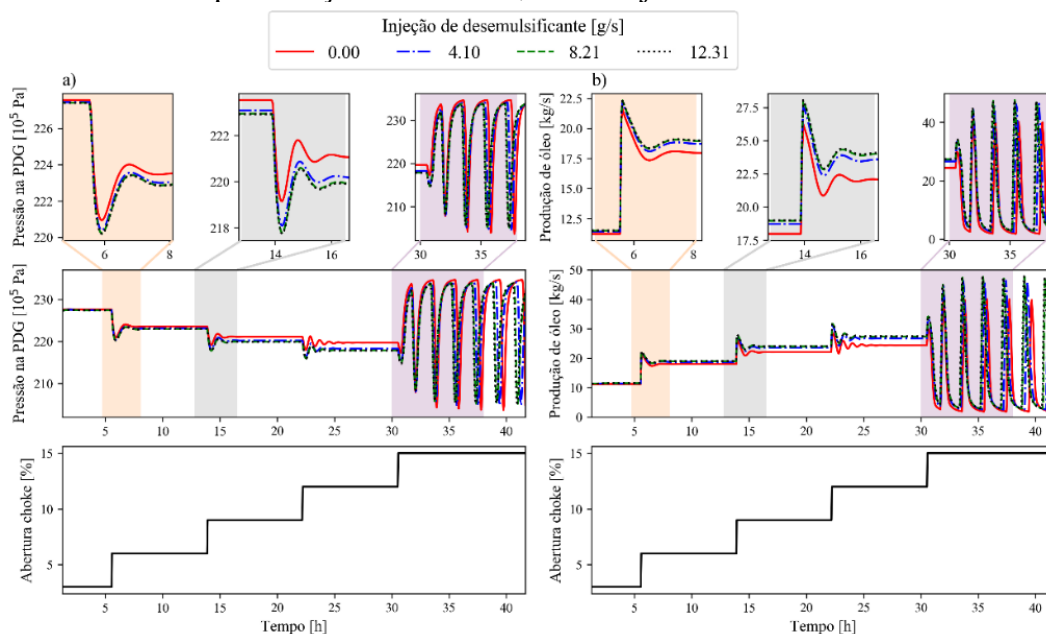


Figura 18. Dinâmica em malha aberta da injeção gradual do aditivo químico frente a diversas perturbações na válvula, sendo injetado na árvore de natal.



Do ponto de vista geral, a adição progressiva de aditivo promove aumento da recuperação de óleo, ajudando na redução da perda de carga e de pressão, devido a diminuição da viscosidade ao longo do escoamento. A maior redução de viscosidade ocorre quando a água é totalmente separada da fase oleosa, nesse caso, quando é injetado com  $12,31 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , resultando numa maior produção de óleo.

O aditivo químico injetado no *gas-lift* mostra ser o mais eficiente no que tange a produtividade, como pode ser visto na Figura 17 no intervalo de 30 h a 35 h. Uma explicação plausível é a ação do desemulsificante atuando desde o fundo do poço, permitindo uma maior redução da viscosidade, e conseqüentemente, menor queda de pressão durante o escoamento. Os resultados da Tabela 2 confirmam essa hipótese por apresentar uma menor queda de pressão no *tubing* e uma maior redução da queda de pressão no *riser* em relação aos valores da árvore de natal. Tal observação condiz com a literatura a respeito na melhora do fluxo de produção e na redução na viscosidade (OLIVEIRA et al., 2017).

O mesmo resultado não é aplicável para o ensaio da Figura 18 no intervalo de 30 h a 35 h, visto que a golfada é uma região não aceitável de operação por gerar várias conseqüências indesejadas, como redução na produção, paradas não programadas, aumento da perda de carga, entre outros problemas.

A produção média teórica quando o aditivo químico é aplicado no fundo do poço aumenta em 12,30%, 15,78% e 16,33% para concentrações de  $4 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ,  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  e  $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente. Nota-se que uma dosagem superior a  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , o ganho não apresenta uma mudança significativa. A abertura de *choke* fica limitada a 16%, isto é, momento que o sistema entra em ciclo limite.

A produção média teórica na árvore de natal aumentou progressivamente em 11,07%, 18,02% e 18,62% para concentrações de  $4 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ,  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  e  $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente. Um ganho médio inferior a 4,50% em relação ao do fundo do poço. Acima de 14% de abertura, o desemulsificante não apresentou eficácia para estabilizar o ciclo limite.

Da mesma forma, Gilbert (2016) também identificou que a injeção no fundo do poço rendeu um resultado superior em relação ao *manifold submarino* com um aumento de produção de óleo em 18% e 4% no fundo do poço e no *manifold* submarino, respectivamente. A hipótese sugerida é que as emulsões são formadas à montante do mandril de injeção química no fundo do poço e têm um efeito significativo na queda de pressão adicional por fricção no *tubing*. Ao serem tratadas mais à montante no fundo do poço com uma dosagem adequada de produto, o fluido apresenta uma redução da

viscosidade com uma melhor separação das fases, já que a temperatura no fundo do poço é mais alta (aproximadamente 60 °C) comparado ao *subsea manifold* (aproximadamente 35°C a 45°C), bem como garante menor cisalhamento adicional ao passar por pontos de formação de emulsão, tais como a árvore de natal e a *choke* de produção.

A queda de pressão na linha de produção mostra-se um valor superior ao do poço pelo fato da dimensionalidade da tubulação e sua relação com a perda de energia dinâmica do fluido - fricção das partículas do fluido entre si e contra as paredes do sistema. Como o comprimento do *tubing* (1639 m) é menor que a do *flowline/riser* (4497 m), a tendência daquele é apresentar uma menor perda de carga em relação a este, como apresentado na Tabela 2.

#### 4.3.1 Diagrama de bifurcação

O diagrama de bifurcação é uma maneira de analisar dinamicamente o comportamento do escoamento por meio da mudança de uma variável independente a fim de identificar o ponto crítico antes que o sistema entre em ciclo limite. Nesse caso, a variável independente de interesse é a abertura da *choke* de *topside*. Os pontos que ocorrem essa mudança são chamados de ponto crítico ou pontos de bifurcação Hopf.

A Figura 19 e a Figura 20 são apresentadas o diagrama de bifurcação para quatro pontos de operação fixos de desemulsificante injetado no gás de elevação e na árvore de natal, respectivamente, variando a concentração de 0,00 g·s<sup>-1</sup> a 12,31 g·s<sup>-1</sup>, relacionando sua influência na saída de pressão da PDG e na produção de óleo frente a diferentes aberturas de válvula (varia de 0% até 30%), a Tabela 3 quantifica o valor dessas saídas.

Tabela 3. Determinação do ponto Hopf para diferentes graduações de aditivo.

| Taxa de desemulsificante<br>[g·s <sup>-1</sup> ] | Injetado no fundo do poço                 |  |   | Injetado na árvore de natal               |  |   |
|--|---|--|---|---|--|---|
|  | Produção de óleo<br>[kg·s <sup>-1</sup> ] | Pressão na PDG<br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Ponto Hopf (abertura <i>choke</i> ) [%] | Produção de óleo<br>[kg·s <sup>-1</sup> ] | Pressão na PDG<br>[10 <sup>5</sup> Pa] | Ponto Hopf (abertura <i>choke</i> ) [%] |
| 0,00   | 25,39                                     | 219,45                                 | 13,33                                   | 24,97                                     | 219,33                                 | 13,58                                   |
| 4,00   | 29,22                                     | 216,74                                 | 15,35                                   | 28,50                                     | 217,43                                 | 14,84                                   |
| 8,00   | 30,65                                     | 215,99                                 | 15,86                                   | 29,40                                     | 216,61                                 | 15,10                                   |
| 12,31  | 30,99                                     | 215,50                                 | 16,11                                   | 29,81                                     | 216,49                                 | 15,35                                   |

A injeção de *gas-lift* (1,43 kg·s<sup>-1</sup>) e de desemulsificante foram mantidos constantes ao longo do processo. A curva estacionária depois do ponto Hopf é obtida via

extrapolação por ajuste exponencial da região não golfante (antes do ponto Hopf) em malha aberta, o mesmo adotado pela Santarossa (2021).

Figura 19. Diagrama de bifurcação do sistema para diferentes taxas de desemulsificante no *gas-lift*, com pontos marcados indicando a bifurcação Hopf, sendo a análise abrangida a pressão da PDG (a) e da produção de óleo (b)

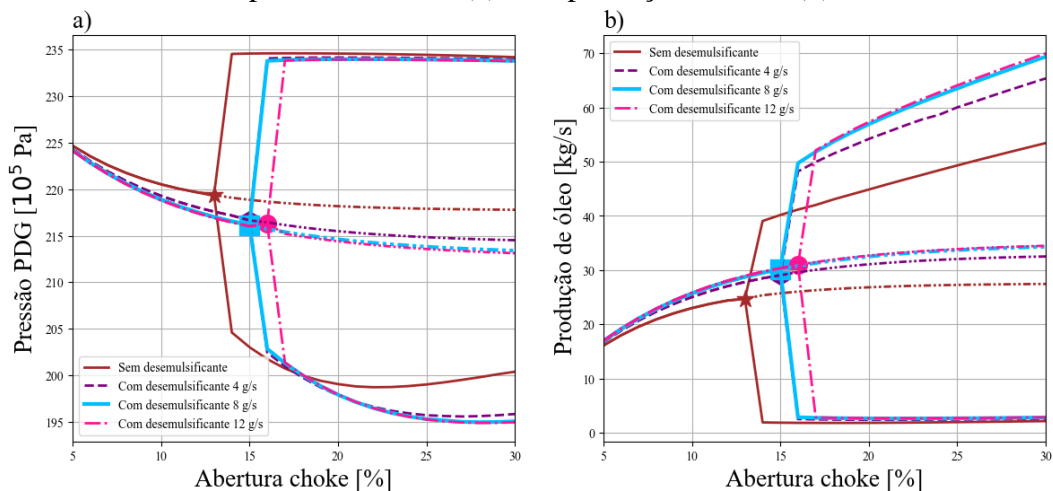
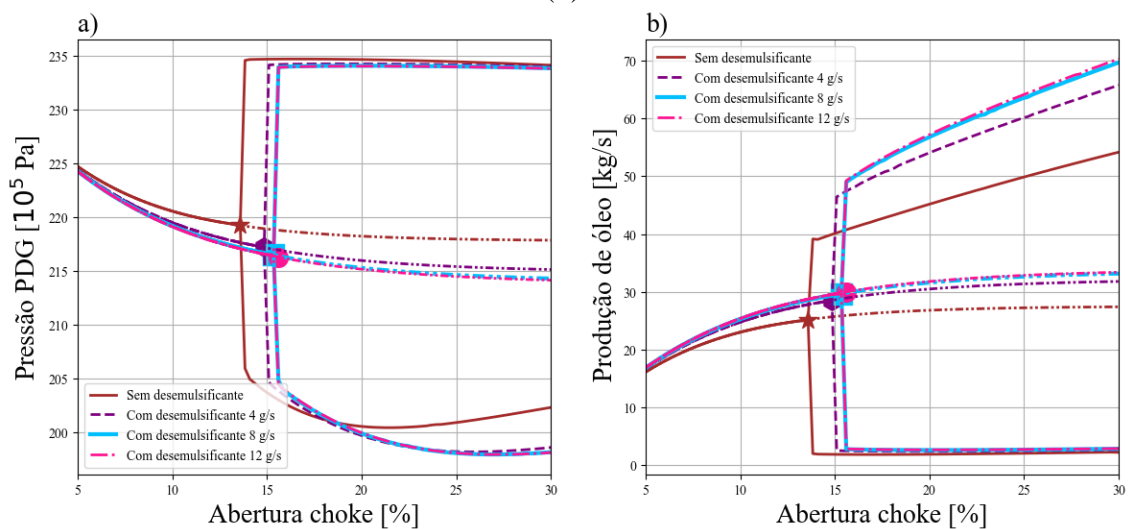


Figura 20. Diagrama de bifurcação do sistema analisado para diferentes taxas de desemulsificante injetados na árvore de natal, sendo que os pontos marcados são os bifurcação Hopf, sendo analisado na saída de pressão da PDG (a) e na produção de óleo (b).



Em ambas as simulações, a dosagem gradual do aditivo promove a diminuição da oscilação do processo e o deslocamento do ponto Hopf para maiores aberturas de válvula, ajudando no aumento de estabilidade do escoamento e no ganho de produção teórico do sistema. O ponto Hopf sem desemulsificante permaneceu com uma abertura média de 13,45%.



Identifica-se que a aplicação no *gas-lift* promove maiores aberturas de produção em relação à árvore de natal nos demais casos. Em valores numéricos, a adição do aditivo no fundo do poço com estas doses de  $4 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ,  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  e  $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  proporciona um aumento da válvula em 15,35%, 15,86% e 16,11%, respectivamente. Da mesma forma, na injeção na linha de produção, a abertura da *choke* fica restringida à 14,84%, 15,10% e 15,35%, respectivamente. O ganho de produção de óleo na coluna de produção apresentou um acréscimo médio de 6,88%, 5,03% e 4,95% (ver Tabela 3) comparado à árvore de natal.

É importante destacar que a linha tracejada representa o escoamento teórico em equilíbrio, isto é, é a região de interesse que se deseja alcançar com a malha fechada, bem como pode ser usada como uma base para a análise de controlabilidade do desmulsificante em malha fechada. Para elevadas aberturas de válvula, o ganho do sistema tende a se reduzir quase a zero, o que, por consequência, inviabilizaria a execução do controle. Isso implica que o controlador não é mais capaz de compensar essa perda de ganho, tornando a operação de controle impraticável.



## Capítulo 5 - Uso do desemulsificante como variável manipulada no controle ativo de golfadas

Neste capítulo, o uso do desemulsificante como variável auxiliar ao controle de golfadas será analisado e utilizado no desenvolvimento de estratégias de controle, uma vez que seu efeito na pressão do sistema é parecido com à abertura da válvula *choke*, de forma que seu uso conjugado a ela no controle de golfadas pode permitir um maior deslocamento do ponto de bifurcação Hopf, em comparação com a utilização apenas da *choke*, acarretando maiores produtividades em operação estável.

Com a possibilidade de se usar duas variáveis manipuladas para controlar a PDG e a produção do poço, abre-se espaço para otimização. Tendo em mente que a utilização do desemulsificante envolve custos adicionais e apresenta uma faixa de variação menor que a *choke* é natural que se utilize essa variável como especificada na camada de otimização, logo terá seu valor operacional estático definido nesta camada, podendo ser usado como variável auxiliar no transiente na camada de controle.

Desta forma, o problema a ser resolvido é composto de duas variáveis manipuladas (uso do desemulsificante e a *choke* de topo) e uma controlada (pressão no fundo do poço - PDG). Como o sistema apresenta mais variáveis manipuladas do que controladas, pode-se usar um sistema de controle estendido com um canal desacoplado. Para tal, usa-se o artifício de um *target* no desemulsificante, ou seja, o desemulsificante

controlará o próprio desemulsificante, este visa ser um parâmetro de otimização que é definido nas camadas superiores, geralmente busca-se um modelo econômico que calcule a dosagem ideal do aditivo químico que minimize os custos operacionais e maximize a produção. Diferentes abordagens multivariáveis de controladores podem ser seguidas, tais como o uso de MIMO proporcional, MIMO *lead-lag* e/ou MIMO MPC.

A estratégia de controle anti-golfadas mais comumente adotada é o uso da pressão de fundo do poço (PDG) como variável controlada de um algoritmo PID e a *choke* de topo como variável manipulada (STASIAK; PAGANO; PLUCENIO, 2012; STORKAAS, 2005), cujo objetivo é eliminar ou minimizar os distúrbios aos quais os fluidos estão sujeitos ao longo da elevação (CAMPOS *et al.*, 2017).

Na literatura, não foram encontrados registros de simulações que envolvam o uso combinado dessas variáveis. No entanto, um estudo realizado por Gilbert *et al.* (2016) abordou uma situação semelhante ao investigar a eficiência de um desemulsificante comercial na redução da quantidade de emulsão gerada em campos maduros. Durante a injeção do aditivo no fundo do poço, o sistema entrou em ciclo limite, o que exigiu a restrição da abertura da *choke* superior para mitigar as golfadas. Após ajustes adequados na dosagem, o sistema se manteve estável, permitindo uma abertura de *choke* mais elevada, mas todas as intervenções foram realizadas de forma manual e não automatizada.

Arzhanov e Arzhanova (2020) identificaram que é possível usar o controle automático para a dosagem do desemulsificante em tempo real para monitoração da temperatura e da quantidade de óleo tratado por meio da implementação de controladores PID (proporcional, integral e derivativo) e MPC (*Model predictive control* - controle preditivo baseado em modelo) nas plantas de desidratação de óleo.

Müller *et al.* (2023) desenvolveram uma estratégia de otimização em cascata para maximizar a produção de petróleo a partir de um poço *offshore* com *gas-lift*, usando um problema de otimização que envolve produção de óleo, injeção de desemulsificante, taxa de gás queimado (queimado) na plataforma e taxa de *gás-lift* injetado. Os experimentos foram conduzidos no simulador MARLIM - *Multiphase Flow and Artificial Lift Modelling* - (SEMAN *et al.*, 2020). Para comparar o efeito do desemulsificante na produção de óleo, um estudo de caso real é abordado. Com o gerenciamento otimizado

do desemulsificante, nota-se uma redução na injeção de *gas-lift* e um ganho de 11,5% na produção total de óleo em relação à não utilização de desemulsificante no poço.

Posto isso, o presente capítulo foi dividido nos seguintes tópicos: na seção 5.1 será descrita a metodologia e na seção 5.2 serão abordados os resultados obtidos em malha fechada.

## 5.1 Metodologia

Primeiramente, é feito um estudo que compara as variáveis manipuladas individuais (*choke* e desemulsificante) em uma estrutura de controlador SISO para controlar a pressão do fundo do poço. A intenção é analisar como diferentes variáveis, quando manipuladas isoladamente afetam o controle da pressão do fundo do poço, bem como qual apresentou melhor desempenho.

Na segunda abordagem, é proposta uma estrutura de controlador MIMO, que combina o uso do aditivo químico e da *choke* de *topside*. Ambos são utilizados para controlar a pressão da PDG. O controle do desemulsificante visa ser um parâmetro coadjuvante, um auxiliar dinâmico que pode facilitar a redução da golfada e aumentar a produtividade. Em todos os modelos, o desemulsificante variou a sua dosagem de 0,00 a 12,31 g·s<sup>-1</sup> e a abertura de *choke* de topo variou de 0 a 100%.

Ressalta-se que a injeção de desemulsificante foi aplicada na árvore de natal, visto que é um dos locais de maior facilidade de aplicação, e, portanto, mais abordado na literatura (ALLENSON; YEN; LANG, 2011; GILBERT; MORLEY; ELLIOTT, 2016, OLIVEIRA *et al.*, 2019).

Esta seção é segmentada em quatro subseções: na 5.1.1, são abordadas as estruturas de controlador aplicados nesta dissertação; na 5.1.2, é mostrado como foi feita a identificação da planta FOWM; na 5.1.3 é explicado como os ajustes dos modelos dos controladores foram determinados; na 5.1.4 é abordado as estratégias de desempenho para quantificar qual controlador apresentou melhores resultados. Por último, na seção 5.2, são apresentados os resultados da análise das diversas estratégias aplicadas.

### 5.1.1 Estruturas do controlador

Visando corroborar a hipótese que o desemulsificante é adequado no controle ativo de golfadas, diferentes cenários envolvendo estruturas de controle e controladores foram analisados neste estudo, a saber:

1. SISO PID
2. MultiSISO - PID
3. MIMO com PIDs na diagonal e desacoplador proporcional em apenas um sentido
4. MIMO com PIDs na diagonal e desacoplador *lead-lag* em apenas um sentido
5. MPC

Para todos os controladores PID estudados nessa dissertação, a parametrização padrão da ISA (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 1995) em configuração paralelo numa *estratégia feedback* é escolhida para controlar o Poço A, cujo modelo matemático é mostrado na Equação 36:

$$PID(s) = K_p \cdot \left\{ b \cdot Y_{SET} - Y + \frac{Y_{SET} - Y}{\tau_i s} + \frac{\tau_D s (c \cdot Y_{SET} - Y)}{\frac{\tau_D}{N} s + 1} \right\} \quad (36)$$

onde  $K_p$  é o ganho proporcional;  $\tau_i$  é a constante do tempo integral;  $\tau_d$  é a constante do tempo derivativo,  $b$  é o peso do *set-point* para parte proporcional (valor fixado em 1),  $c$  é o peso da derivada do *set-point* na ação derivativa (valor fixado em 0),  $N$  é o filtro da ação derivativa (valor fixado em 10). O  $Y_{SET}$  é o valor setado no *set-point*, isto é, um valor-alvo que o controlador fará o possível para alcançar. Neste trabalho, o ganho proporcional  $K_p$  é mantido fixo tanto no modelo SISO quanto no MIMO.

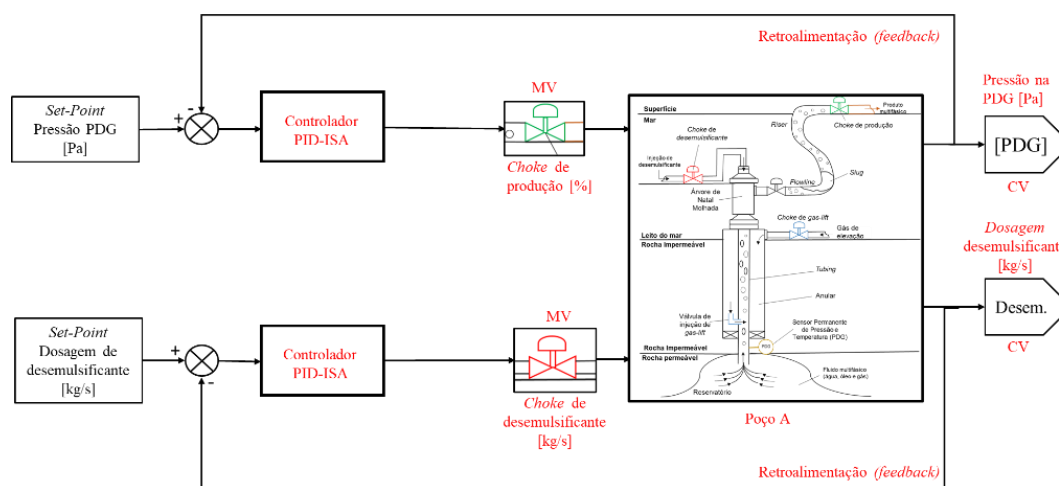
Há também o artifício *bias*, uma forma de corrigir as variações abruptas, também conhecido como “*bump*” na inicialização do controlador. Além de incrementar uma estratégia *anti-windup* a fim de evitar problemas decorrentes da saturação na variável manipulada ocasionada pela ação integral, sua ação consiste em parar de integrar quando a variável satura. A taxa de atualização ( $Ta$ ) do *anti-windup* foi definida como igual a  $\tau_i$  e a saturação da variável manipulada em relação à injeção de desemulsificante varia de 0,00 a 0,01231 kg/s e a *choke*, o valor oscila entre de 0 a 1, correspondendo 0 totalmente fechada e 1 totalmente aberta.

No primeiro cenário, é feita uma análise prévia do uso do desemulsificante como variável manipulada numa configuração SISO para controlar a pressão da PDG, identificando suas principais contribuições comparado ao controlador clássico, que envolve a *choke* de produção de topo. Os valores do ganho teórico de produção em malha aberta para uma dosagem de desemulsificante de  $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  diferem do capítulo 4 pelo fato de operarem com condições iniciais diferentes. O valor limite de operação em malha aberta é de  $204,43\cdot 10^5 \text{ Pa}$ , abertura de *choke* restrita a 15,11% e vazão de óleo centrada em  $26,75 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ .

O segundo cenário envolve o uso de dois controladores PIDs independentes e desacoplados (multiSISO). O emparelhamento utilizado é direto, visto que a matriz de ganhos do sistema envolve a válvula *choke* utilizada para o controle da PDG e a taxa de desemulsificante utilizada para o controle dela própria (*target*). A .

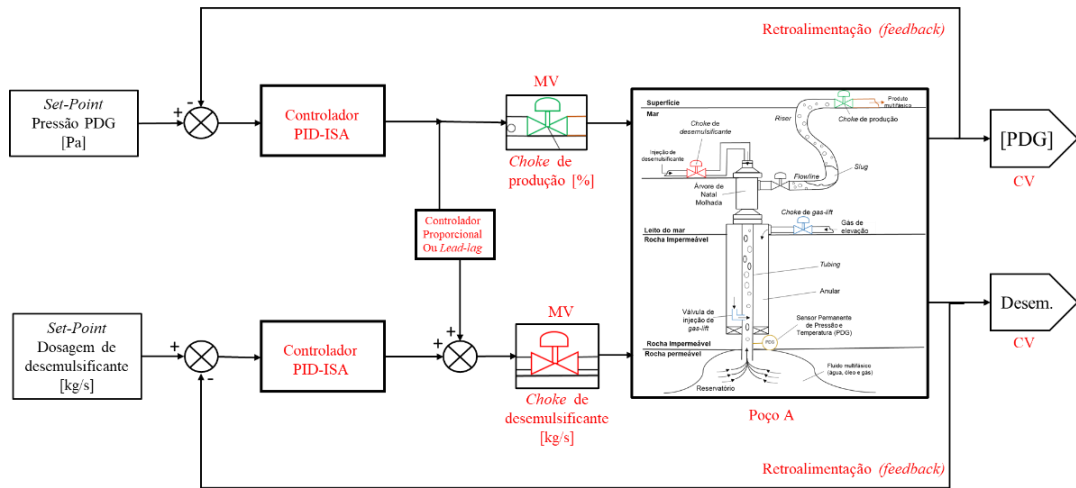
Figura 21 ilustra essa abordagem multiSISO.

Figura 21. Representação esquemática de um controlador multiSISO adotado no estudo do Poço A.



Nos demais cenários (3 a 5), diferentes abordagens multivariáveis foram utilizadas. Na primeira, ilustrada na Figura 22 é acrescentado o canal desacoplado  $\frac{\Delta P_{pdg}}{\Delta \text{Taxa\_desemr}}$ , mostrando a interação entre o desemulsificante e a pressão PDG, cujo objetivo é fazer a interconexão das malhas (PDG/*choke* e *target* de desemulsificante/desemulsificante) para promover dois casos de estudo: o uso de um desacoplador proporcional e de um desacoplador *lead-lag*.

Figura 22. Estratégia de controle MIMO apresentando a interconexão entre as malhas PDG/*choke* e desemulsificante/desemulsificante.



Além dos controladores PID previamente estudados no multiSISO, também foi adicionada uma dinâmica com ganho proporcional na ação de controle, resultando na configuração denominada MIMO proporcional, devido à inclusão do canal desacoplado proporcional, conforme apresentado na Equação 37.

$$U(s) = k_{pPDG}(SP_{PDG} - CV_{PDG}) \quad (37)$$

onde:  $k_{pPDG}$  é o ganho proporcional do canal PDG/desemulsificante,  $SP_{PDG}$  é o valor desejado (*set-point*) da pressão na PDG,  $CV_{PDG}$  é a variável de controle da PDG, que é a saída da pressão na PDG.

No quarto cenário, um compensador *lead-lag* é utilizado no referido canal. Nesse estudo, o controlador será denominado de MIMO *lead-lag*. Seu nome advém da capacidade de mudar a fase de um sinal de controle de tal maneira que a saída permanece atrasada em baixas frequências e em altas frequências relativas produz um avanço de fase no sinal de entrada (KRIKELIS; FASSOIS, 1984).

A Equação 38 é usada na implementação desse trabalho, sendo o parâmetro de ajuste  $\beta$  um valor a ser definido e que será analisado na faixa entre 0 e 1;  $\tau_f$  é a constante de tempo compatível com a dinâmica do processo. Ressalta-se que o valor da faixa de  $\beta$  é um valor arbitrado, mas pode assumir valores maiores que 1.

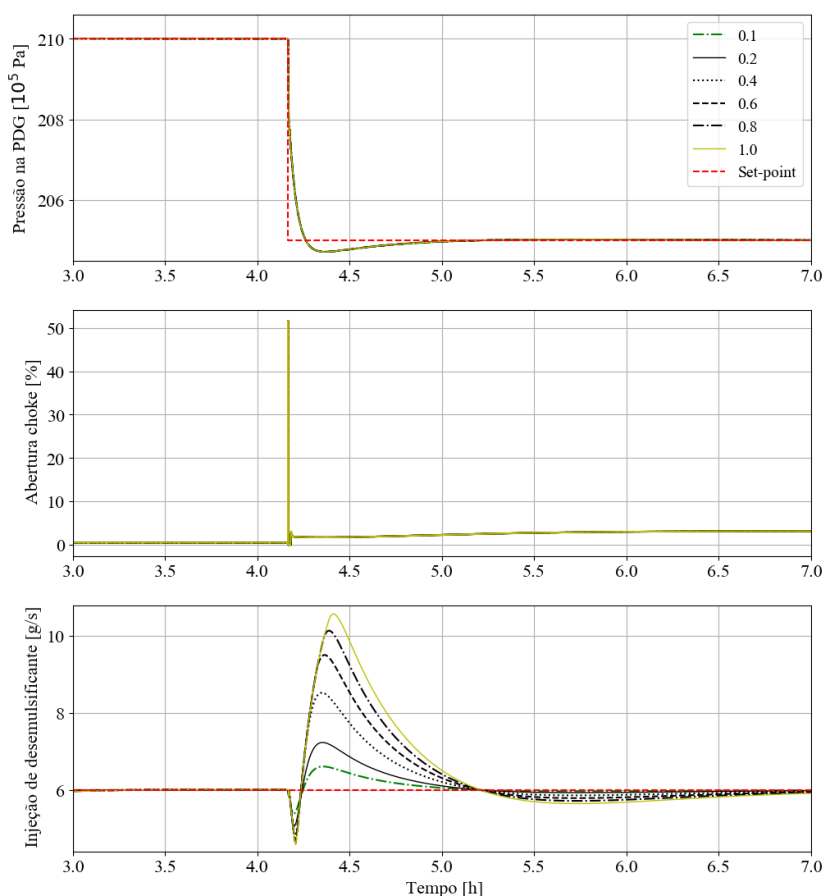
$$U(s) = k_p \left( \frac{\beta \cdot \tau_f s + 1}{\tau_f + 1} \right) \quad (38)$$



Sua principal vantagem é a combinação das ações de avanço (*lead*) e de atraso (*lag*) de fase, simultaneamente a fim de melhorar o desempenho em regime transitório (OGATA, 1996).

A Figura 23 mostra o resultado da simulação em malha fechada para diversos valores de  $\beta$ , identificando que quanto menor a sua magnitude, mais rápida é a resposta na ação de controle. Apesar não haver uma diferença significativa no ganho na pressão da PDG. O valor de  $\beta = 1$  equivale ao controlador proporcional.

Figura 23. Efeito da variação de  $\beta$  na dinâmica do desmulsificante.



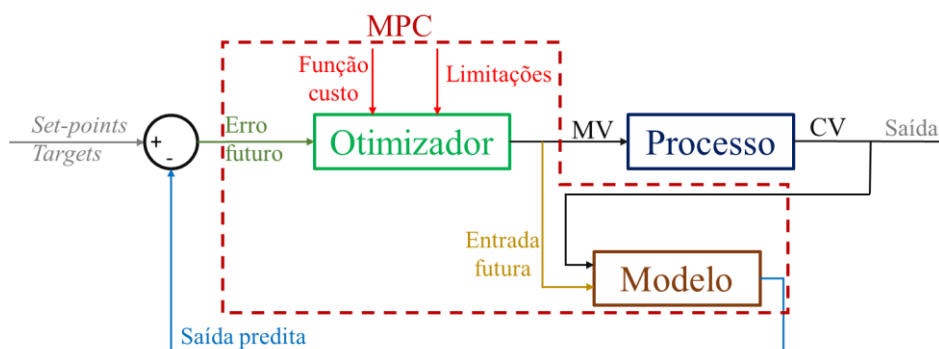
O valor de  $k_{pPDG}$  foi determinado da mesma forma que o ajuste do controlador, mediante perturbação degrau e posteriormente ajuste fino.

No quinto cenário, foi utilizado um controlador preditivo baseado em modelo (MPC - *Model Predictive Control*). Esse difere dos demais métodos estudados pelo fato de ser um controlador avançado que usa modelos dinâmicos a fim de prever o

comportamento de um processo no tempo futuro, capaz de trabalhar com restrições operacionais e físicas (CAMACHO; BORDONS, 2000). Além disso, tem como vantagem que o problema de controle de processo possa ser usado no domínio do tempo.

Enquanto os modelos clássicos PID operam com base no erro passado entre a variável controlada e o valor desejado (*set-point*), o controlador preditivo, como o MPC, incorpora no seu modelo o comportamento futuro previsto do processo no projeto do controlador. Dessa forma, o MPC leva em consideração não apenas o erro atual até o presente, mas também o comportamento futuro previsto do processo para planejar as ações de controle. Além disso, uma vantagem adicional do controlador preditivo é sua capacidade de lidar com as restrições operacionais das variáveis manipuladas (TRIERWEILER, 1997). A Figura 24 ilustra a estrutura do MPC.

Figura 24. Representação em diagrama de blocos da estrutura de um controlador preditivo simples baseado em modelo.

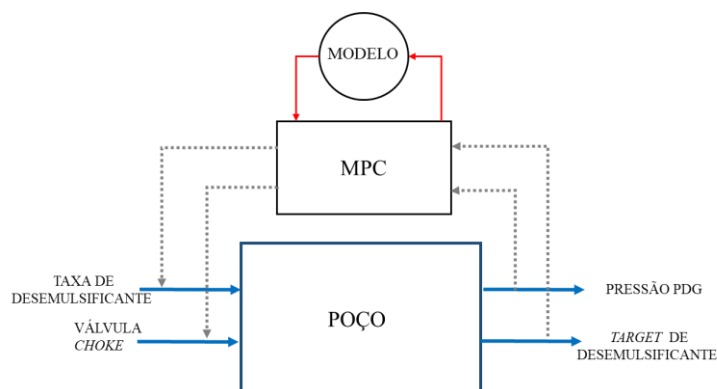


Fonte: Adaptado de Rana *et al.* (2012).

Para implementar essa configuração de controlador, é necessário o uso de um explícito modelo de processo, tal como o espaço de estados ou uma função de transferência; uma equação preditora que calculará a predição da saída de processo por meio de uma simulação direta para um número fixado de perturbação *steps* no domínio do tempo; uma trajetória de referência futura conhecida; e, uma função custo que geralmente será minimizada, baseada no erro quadrático da saída futura ou do processo. (TRIERWEILER, 1997).

A estrutura de controle proposta no estudo do desmulsificante é a mesma aplicada ao PID, como mostrado na Figura 25. As variáveis manipuladas continuam a ser a *choke* de *topside* e a injeção de desmulsificante, enquanto as de controle são a pressão da PDG e o *target* da injeção de desmulsificante.

Figura 25. Estrutura de controle do MPC.



O FOWM modificado com desemulsificante é o modelo utilizado como planta não linear. O controlador é implementado em espaço de estados discretizados, usando o método *zero-order hold* da biblioteca *Control* (Control Systems Library, 2023). Aqui se utilizará o pacote MPC em Python desenvolvido pelo GIMSCOP por Costa, Escobar e Trierweiler (2011). Bem como, utiliza técnicas de otimização de Programação Quadrática (QP), empregando o pacote CVXOPT (Python Software for Convex Optimization, 2023) para ajustar dinamicamente as ações de controle com base em previsões futuras.

Aplicações na indústria de petróleo e gás com o uso do controlador preditivo em poços de *gas-lift* tem provado ser uma estratégia promissora para garantir estabilização do escoamento e a maximização da produção. No estudo proposto por Campos (2017), as variáveis manipuladas contemplavam a válvula *choke* de topo e a injeção de *gas-lift*, enquanto as controladas eram os medidores típicos de pressão e temperatura localizados no fundo do poço (PDG), a pressão da TPT (*Temperature and Pressure Transmitter*) localizada na árvore de Natal e a pressão de topo situada nas instalações da superfície (CAMPOS *et al.*, 2015).

### 5.1.2 Identificação da planta

Para realizar a identificação da planta, é feita aplicação de degrau positivo de  $0,002 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  na taxa de injeção de desemulsificante, partindo numa condição inicial do aditivo em  $0,008 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ . A abertura da *choke* manteve-se fixa em 8% e a vazão de *gas-lift* em  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Em relação à *choke*, é realizado também uma perturbação degrau de magnitude de uma unidade, partindo numa condição de 8 % de abertura. As condições operacionais permaneceram as mesmas anteriores, isto é,  $0,008 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  de aditivo e  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  do gás de elevação.

A representação matricial da função de transferência da planta com as respectivas entradas e saídas é apresentada na Equação 39.

$$\begin{bmatrix} \text{Pressão PDG} \\ \text{Target de desemulsificante} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ 0 & \frac{1}{\tau_f s + 1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \text{Abertura choke} \\ \text{Dosagem de desemulsificante} \end{bmatrix} \quad (39)$$

onde  $g_{11}$  e  $g_{12}$  são as funções de transferências da planta aplicado uma função de segunda ordem com tempo morto e  $\tau_f$  é uma constante de tempo.

Como o ponto de operação selecionado possui uma dinâmica subamortecida, a função de transferência de segunda ordem com tempo morto é uma escolha adequada. A inclusão de um zero na função de transferência melhora a correspondência com a planta real. É importante ressaltar que o ajuste da função de transferência de segunda ordem é diretamente influenciado pelas características dinâmicas do sistema, uma vez que essa função captura a resposta da simulação a perturbações.

Ela é escolhida para representar a função de transferência do canal Pressão PDG/injeção de desemulsificante e do canal Pressão PDG/*choke*. Para encontrar a função de transferência é feito o ajuste dos dados simulados com as respectivas funções de transferência de segunda ordem (no domínio do tempo) com tempo morto e um zero. Essa representação é dada por:

$$G(s) = \frac{K (\beta s + 1) e^{-\theta s}}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1} \quad (40)$$

onde:  $K$  é o ganho,  $\beta$  é o zero da planta,  $\tau$  é a constante de tempo,  $\theta$  é o tempo morto e  $\zeta$  é o fator de amortecimento do modelo. Os parâmetros foram estimados utilizando o Matlab (THE MATHWORKS, 2023) por meio da função *procest* que identifica o modelo de processo, empregando os sinais de entrada e saída no domínio do tempo. A ordem da função de transferência foi definida utilizando a função *idproc*, que ajusta o modelo de acordo com a preferência do usuário. Neste caso específico, considerando que o sistema

é subamortecido, o melhor ajuste foi obtido utilizando uma função de transferência de segunda ordem com dois polos complexos e um zero.

Como há mais variáveis manipuladas do que controladas, optou-se por um sistema de modelo multivariável expandido que usa como uma das saídas um valor desejado, neste caso, o desemulsificante, que é previamente determinado nas camadas supervisórias e de otimização. Como o canal *target* de desemulsificante/*choke* não faz sentido físico, o seu valor é zero, indicando que não há interação entre as variáveis. Para o canal *target* de desemulsificante/desemulsificante, como o artifício do *target* ou valor desejado é usado, uma função de primeira ordem com ganho 1 e tau equivalente a 550 s é suficiente para representar a dinâmica. O tempo morto de 1 s foi considerado nas dinâmicas. A função de transferência obtida é mostrada na Tabela 4.

Tabela 4. Parâmetros obtidos na identificação do modelo MIMO.

| Saída   | Entrada  |   |
|---|--|---|
|   | Injeção taxa de desemulficante<br>(Taxa_desemr)                      | <i>Choke</i><br>(z)   |
| Pressão na PDG (Ppdg)                                       | $\frac{-(12,89 \cdot 10^3 s + 1)}{s^2 + 0,06978s + 0,01129} e^{-1s}$ | $\frac{-(8,94 \cdot 10^6 s + 1)}{s^2 + 0,07132s + 0,01014} e^{-1s}$ |
| Taxa de desemulficante<br>com valor fixado<br>(Taxa_desemC) | $\frac{1}{550s + 1} e^{-1s}$   | 0   |

Um fator que limita o desempenho dos controladores é o tipo de atuador utilizado comumente nos poços de produção. O atuador de passo que manipula a válvula *choke* de produção apresenta uma dinâmica lenta, da ordem de 5 min a 10 min para sair de uma posição totalmente fechada (0% de abertura) para uma posição totalmente aberta (100% de abertura) e vice-versa. A fim de representar essa limitação, assume-se uma taxa de abertura/fechamento de  $0,24\% \cdot s^{-1}$ , sendo incluída nas simulações em malha fechada como restrição de velocidade na válvula *choke*, o que equivale aproximadamente 7 min para sair de uma posição totalmente fechada para uma posição totalmente aberta (DIEHL *et al.*, 2018).

### 5.1.3 Ajuste dos controladores

Para o controlador PID, várias técnicas são propostas na literatura, dentre elas, duas serão utilizadas nessa seção: o método clássico *Internal Model Control* (BELIBI BELIBI *et al.*, 2015) e o Método Barreiros (BARREIROS; TRIERWEILER; FARENZENA, 2021).

#### 5.1.3.1 *Determinação dos parâmetros*

Os parâmetros de ajuste dos controladores PID são encontrados na Tabela 5. Os valores dos parâmetros implementados para o controlador MIMO *lead-lag* são mostrados na Tabela 6. O valor do ganho proporcional ( $k_{pPDG}$ ) para o MIMO proporcional foi reduzido para aproximadamente um terço do valor do ganho ( $k_p$ ) da PDG/choke

Tabela 5. Parâmetros dos controladores PID aplicados nesse estudo.

|           | SISO                   | MultiSISO              |                                       | MIMO com acop proporcional |                        |                                       |
|-----------|------------------------|------------------------|---------------------------------------|----------------------------|------------------------|---------------------------------------|
| Canal     | PDG/choke              | PDG/choke              | Desemulsificante/<br>desemulsificante | PDG/choke                  | PDG/desemulsificante   | Desemulsificante/<br>desemulsificante |
| Método    | Barreiros              | Barreiros              | IMC                                   | Barreiros                  |                        | IMC                                   |
| Parâmetro | PID                    | PID                    | PID                                   | PID                        | P                      | PID                                   |
| $k_p$     | $-4,83 \times 10^{-7}$ | $-8,59 \times 10^{-6}$ | 52,00                                 | $-9,20 \times 10^{-7}$     | $-3,20 \times 10^{-7}$ | 60                                    |
| $\tau_i$  | 1772,91                | 593,2                  | 650,00                                | 457,60                     | 0                      | 325                                   |
| $\tau_d$  | 563,95                 | 62,5                   | 75,00                                 | 75,62                      | 0                      | 75                                    |

É importante destacar que o canal PDG/desemulsificante foi projetado para operar exclusivamente com ação proporcional, enquanto o canal desemulsificante/desemulsificante mantém a estrutura PID. Essa escolha se baseia nos resultados obtidos, os quais demonstraram um desempenho e robustez superiores em comparação com um controlador operado apenas com ação proporcional. A ação proporcional é considerada suficiente para controlar efetivamente o canal desacoplado PDG/desemulsificante.

Tabela 6. Parâmetros usados no MIMO *lead-lag*.

|           | MIMO <i>lead-lag</i>   |                        |                                       |
|-----------|------------------------|------------------------|---------------------------------------|
| Canal     | PDG/ <i>choke</i>      | PDG/desemulsificante   | Desemulsificante/<br>desemulsificante |
| Método    | Barreiros              |                        | IMC                                   |
| Parâmetro | PID                    | P                      | PID                                   |
| $k_p$     | $-8,59 \times 10^{-7}$ | $-3,20 \times 10^{-7}$ | 52,00                                 |
| $\tau_i$  | 1186,40                | 0                      | 650,00                                |
| $\tau_d$  | 220,00                 | 0                      | 62,50                                 |
| $\beta$   | -                      | 0,10                   | -                                     |
| $\tau_f$  | -                      | 250,00                 | -                                     |

### 5.1.3.2 Ajuste do MPC

Para o ajuste do controlador, a sistemática foi aplicada para o controle de uma região de subamortecimento com 8,00% de *choke* e uma injeção inicial de  $8,00 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$ . A vazão de *gas-lift* permaneceu fixada em  $1,43 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$ . As funções de transferência utilizadas na planta são as mesmas da Tabela 4.

Para o controlador MIMO, a escolha do tempo de amostragem é de 100 s, equivalentes a 8 pontos. Esse resultado apresentou boa relação entre o valor da taxa de amostragem e o custo de implementação, visto que satisfaz os critérios de desempenho e a representatividade da dinâmica. O horizonte de predição foi obtido mediante uma relação entre 80% do tempo de assentamento e o tempo de amostragem. No que concerne ao horizonte de controle, um ajuste bom corresponde a um quarto do valor do horizonte de predição. O processo de ajuste de sintonia é realizado através do número de desempenho robusto (RPN). Para mais detalhes, basta consultar o artigo Trierweiler, Farina e Duraiski (2001).

As restrições aplicadas na manipulada consistem na abertura de *choke* variando no valor de 0 a 100% e a injeção de desemulsificante variando de 0 a  $12 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$ .

Como o sistema envolve duas variáveis controladas com magnitudes distintas, como a pressão, medida em ordens de  $10^7 \text{ Pa}$ , e o desemulsificante, na escala de centésimos de  $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ . O escalonamento torna-se essencial, visto que simplifica o ajuste

dos pesos do controlador ao trazer as variáveis para uma escala mais comparável. A função custo  $J_s$ , usado no MPC, já incorpora esses elementos em duas matrizes diagonais  $Q$  e  $W$ , correspondentes ao peso das variáveis controladas e manipuladas, respectivamente, como mostrado na Equação 41. O  $W$  também pode ser chamado de supressão de movimento (TRIERWEILER; FARINA; DURAIKI, 2001).

$$J_s = \sum_{j=P_0}^P \|\hat{y}_s(t+j|t) - r_s(t+j)\|_Q^2 + \sum_{j=1}^M \|\Delta u_s(t+j-1)\|_W^2 \quad (41)$$

onde  $P_0$  é o horizonte de predição inicial;  $P$  o horizonte de controle final;  $\hat{y}_s(t+j|t)$  é a saída predita para  $j$  passos em um intervalo de tempo disponível  $t$ ;  $r(t+j)$  é o sinal de referência para  $j$  passos no intervalo futuro;  $M$  é o horizonte de controle;  $\Delta u(t+j-1)$  é a variação nas ações de controle em um horizonte de predição para  $j$  passos em um intervalo de tempo anterior;  $\|x\|_Q^2$  e  $\|x\|_W^2$  é o peso da norma euclidiana, sendo  $x \in \mathbb{R}^n$ ;  $W$  é o fator de supressão de movimento, correspondentes ao peso do controlador da variável manipuladas.

Como a estrutura do MPC é dependente do sistema métrico de unidades utilizado para a medida das variáveis de entrada e saída, é necessário realizar uma correção nas matrizes  $Q$  e  $W$  por meio de uma multiplicação matricial com os valores ótimos do condicionamento mínimo obtido pela matriz de escalonamento  $L$  e  $R$  (TRIERWEILER; FARINA; DURAIKI, 2001). As matrizes  $Q_u$  e  $W_u$ , apresentadas na Equação 42 e na Equação 43, são o resultado ajustado do modelo adicionados com os pesos das variáveis de processo e de controle, respectivamente.

$$Q_u = Q * L \quad (42)$$

$$W_u = W^{-1} * R \quad (43)$$

Condicionamento mínimo: é um indicador do grau de direcionalidade de um sistema e da sensibilidade do modelo em relação às incertezas na entrada. Um valor superior a 50 pode gerar dificuldades no projeto do controlador. Em resumo, um problema é considerado bem condicionado, quando pequenas alterações nos dados de entrada resultam em pequenas alterações nos resultados. Caso contrário, o sistema é considerado mal condicionado. Matematicamente, o condicionamento mínimo é calculado mediante



via escalonamento, multiplicando as matrizes diagonais e singulares da esquerda ( $L$ ) e a direita ( $R$ ) do sistema  $G(s)$  (TRIERWEILER, 1997).

Os valores obtidos do ajuste são sumarizados na Tabela 7. As diagonais principais da matriz  $L$  e  $Q$  correspondem às saídas das variáveis controladas PDG na diagonal principal [1,1] e do *target* de desemulsificante na diagonal [2, 2]. Enquanto as diagonais da matriz  $R$  e  $W$  estão relacionadas as saídas das variáveis manipuladas do desemulsificante na primeira diagonal [1,1] e da *choke* na diagonal [2,2].

Tabela 7. Valores obtidos para o ajuste do controlador MPC.

| Parâmetros básicos do MPC           | Estratégia SISO PDG/choke | Estratégia MIMO  |
|-------------------------------------|---------------------------|--|
| Tempo de amostragem (s)             | 64                        | 100  |
| Horizonte de predição (P)           | 123                       | 90   |
| Horizonte de controle (M)           | 31                        | 22   |
| Horizonte de predição inicial (P0)  | 0                         | 0  |
| Matriz de escalonamento L           | $[7,03 \cdot 10^9]$       | $\begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1,24 \cdot 10^{10} \end{bmatrix}$            |
| Matriz de escalonamento R           | $[5,21 \cdot 10^4]$       | $\begin{bmatrix} 1,12 \cdot 10^2 & 0 \\ 0 & 1,81 \cdot 10^5 \end{bmatrix}$ |
| Matriz Q                            | [0,5]                     | $\begin{bmatrix} 500 & 0 \\ 0 & 10 \end{bmatrix}$                          |
| Matriz W                            | 0,5                       | $\begin{bmatrix} 0,95 & 0 \\ 0 & 0,5 \end{bmatrix}$                        |
| Restrição operacional na manipulada | Choke 0-100%              | Choke 0-100%   |
| Passo da variável manipulada        | 0,002                     | Desemulsificante 0 -12 g/s<br>[0,00012 0,002]                              |

#### 5.1.4 Critérios de desempenho e robustez e ganho

Para avaliar a dinâmica dos diversos controladores em malha fechada, uma sucessão de degraus no *set-point* na pressão do fundo do poço é aplicada, analisando o desempenho servo. Os valores dos *set-point* são obtidos mediante perturbações degraus até chegar no limite de operação do modelo, isto é, quando inicia a golfada, setados para diferentes valores de desemulsificante com valores fixados.

A robustez está associada à capacidade do sistema de controle de manter a estabilidade apesar das incertezas inerentes da planta, isto é, os distúrbios a quais estão submetidos. Aplicaram-se perturbações degraus na carga para identificar a capacidade de rejeição de distúrbios na carga. Na *choke* e no desemulsificante são inseridos um degrau positivo de 3% e  $2 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$ , respectivamente.

Para a análise de desempenho do controlador, a métrica de acompanhamento da integral do erro quadrático das variáveis controladas ao longo do tempo é avaliada. O desempenho está relacionado à capacidade do sistema de acompanhar sinais de referência ( $Y_{set}$ ) e de rejeitar distúrbios medidos e não medidos.

$$ISE(t) = \sum (Y_{set} - Y)^2 \quad (44)$$

onde:  $Y_{set}$  é o valor desejado e o  $Y$  é o valor obtido da variável de processo.

Outras métricas também foram adotadas: média e desvio-padrão da variável de processo ( $CV$ ) e da variável manipulada ( $MV$ ), e a taxa máxima de variação da manipulada aplicados no distúrbio da pressão do fundo do poço (PDG).

$$Média_{CV} = \frac{\sum_1^n CV}{n}; Média_{MV} = \frac{\sum_1^n MV}{n} \quad (45)$$

$$Desvio - padrão_{CV} = \frac{\sum_1^n (CV - \overline{CV})^2}{n}; Desvio - padrão_{MV} = \frac{\sum_1^n (MV - \overline{MV})^2}{n} \quad (46)$$

$$Taxa máxima de variação da manipulada = \max \frac{(MV_{i-1}) - MV_i}{(t_{i-1}) - t_i} \quad (47)$$

onde:  $\overline{CV}$  é o valor médio da variável controlada,  $\overline{MV}$  é o valor médio da variável manipulada,  $n$  é o número de elementos que compõem o sistema,  $MV_i$  é a amplitude máxima da variável manipulada no tempo  $t_i$  e  $MV_{i-1}$  é a amplitude mínima da variável manipulada no tempo  $t_{i-1}$ .

A quantificação do ganho de produção em malha fechada MIMO e MPC dos diversos modelos é comparada pela produção média de óleo em malha fechada do modelo convencional SISO que usa a *choke* como variável manipulada.

$$Ganho teórico [\%] = \frac{Produção média de óleo em malha fechada - Produção de óleo em malha fechada SISO PDG/choke}{Produção de óleo Siso PDG/choke} \quad (48)$$

## 5.2 Resultados

### 5.2.1 Desempenho do controlador monovariável

Nesta seção, o intuito é realizar um comparativo das estruturas de controle linear clássicas (PID) que envolvem o uso de estratégias de controle monovariável, utilizando como variável manipulada a *choke* ou o desmulsificante para controlar a pressão do fundo do poço (PDG).

Inicialmente, para avaliar a viabilidade do uso da taxa de desemulsificante como candidata à variável manipulada, realizou-se a sintonia do referido controlador. As condições operacionais são mantidas fixas: abertura de *choke* de 10% e injeção de *gas-lift* fixas  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ . O tempo morto é considerado igual a 1 s. Os parâmetros de ajuste do controlador PID para as duas sintonias abordadas são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8. Sintonia obtida pelo Método Barreiros e IMC para um controlador PID-ISA de segunda ordem.

| Parâmetro   | Barreiros              | IMC                    |
|---|------------------------|------------------------|
| $K_p$ [ $\text{Pa}\cdot\text{s}\cdot\text{kg}^{-1}$ ] | $-3,71 \times 10^{-7}$ | $-2,28 \times 10^{-7}$ |
| $\tau_I$ [s]  | 1072,34                | 1123,42                |
| $\tau_D$ [s]  | 104,13                 | 336,74                 |

A Figura 26 mostra o teste realizado para avaliar a capacidade de rejeição de distúrbios na carga e de seguir o *set-point* com uma perturbação de  $-1,0 \cdot 10^5 \text{ Pa}$  na pressão e  $4,00 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  no desemulsificante, respectivamente. A Tabela 9 traz um comparativo da análise de desempenho e robustez dessas sintonias. Identifica-se que na situação de controle servo, o controlador com o método Barreiros (2021) apresentou-se uma ação de controle mais agressiva na mudança de *set-point*, por isso, apresentou o menor erro quadrático. No controle regulatório, observa-se que a sintonia Barreiros apresenta um melhor desempenho e uma maior rejeição de distúrbios na carga do que o IMC.

Figura 26. Desempenho servo e regulatório das sintonias obtidas da Tabela 8, sendo o primeiro gráfico a resposta da planta e o segundo, a ação de controle.

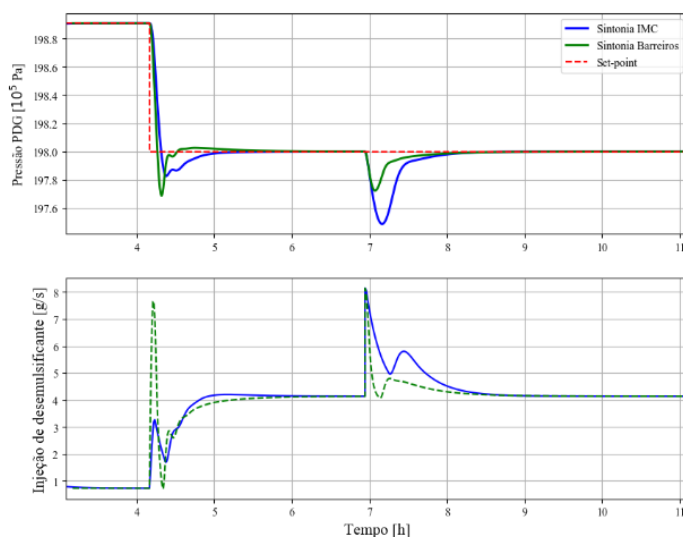
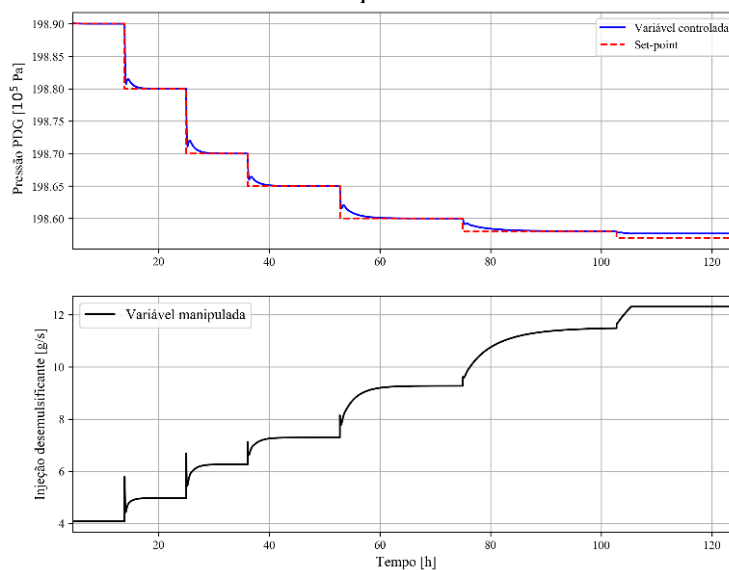


Tabela 9. Desempenho servo das sintonias Barreiros e IMC usando o desemulsificante para controle da pressão do fundo do poço.

|   | Barreiros             | IMC                   |
|---|-----------------------|-----------------------|
| $\sum(SP - PV)^2$ [Pa] <sup>2</sup>     | $2,81 \times 10^{13}$ | $1,65 \times 10^{12}$ |
| Média $\pm$ DP [ $10^5 \cdot$ Pa] da PV | $198,14 \pm 0,41$     | $198,41 \pm 0,50$     |
| Média $\pm$ DP [%] da MV                | $3,85 \pm 1,88$       | $3,04 \pm 0,10$       |
| Desemulsificante [g/s]                  |                       |                       |
| Taxa Máxima de Variação (MV)            | 8,08                  | 7,14                  |
| Desemulsificante [g/s]                  |                       |                       |

Como a planta em estudo possui uma dinâmica subamortecida, a escolha do controlador para atingir um melhor desempenho robusto é o método Barreiros (2021), visto que apresenta menor rejeição de distúrbios na carha, apesar do desempenho apresentar um comportamento mais agressivo, refletindo ações de controle mais agressivas para levar a planta ao *set-point* desejado. Ressalta-se que o método Barreiros também é usado para a malha SISO PDG/*choke*, e os canais PDG/*choke* e PDG/desemulsificante das malhas MIMOS PID.

Figura 27. Análise de desempenho do desemulsificante frente a diversas mudanças de *set-point*.



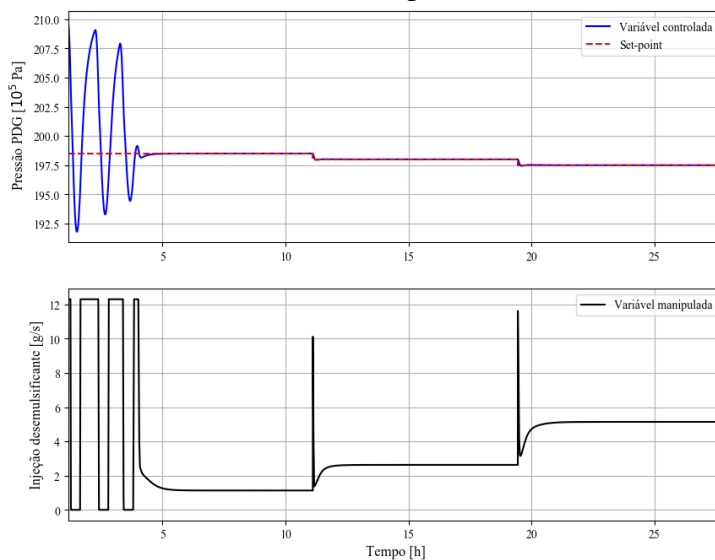
A Figura 27 apresenta uma análise do desempenho do controlador de pressão, frente ao decréscimo do *set-point*. As condições operacionais permanecem as mesmas, isso é, usa-se os mesmos parâmetros da sintonia Barreiros (Tabela 8), a válvula *choke* e

a taxa de *gas-lift* são mantidas fixas em 10% e  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente. O sistema não golfa pelo fato de que a *choke* opera em uma região de abertura estável (10%).

O limite operacional da manipulada alcança o valor de  $198,58 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ , a produção teórica média é de  $23,14 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  e a taxa de desemulsificante é de  $11,84 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ . A faixa de atuação do agente químico como variável manipulada na pressão é de  $1,12 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ . Acima desse valor, a variável não compensa os distúrbios saturando-a e a mantém fixa, apresentando *offset*. Essa saturação decorre do valor máximo atribuído à variável de processo, que é o limite de operação do aditivo químico, variando numa faixa de 0,00 a  $12,31 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Caso mude a condição inicial de abertura da válvula de topo para uma abertura inicial de 13%, que é uma região onde ocorrem as golfadas, o sistema compensa pelo aumento da taxa de desemulsificante, tal como mostrado na Figura 28. Nessa região, a produção teórica média e a taxa de aditivo ficam limitadas a  $23,77 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  e  $2,25 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente. Acima de 14% de abertura, a manipulada não apresenta eficácia para estabilizar o ciclo limite.

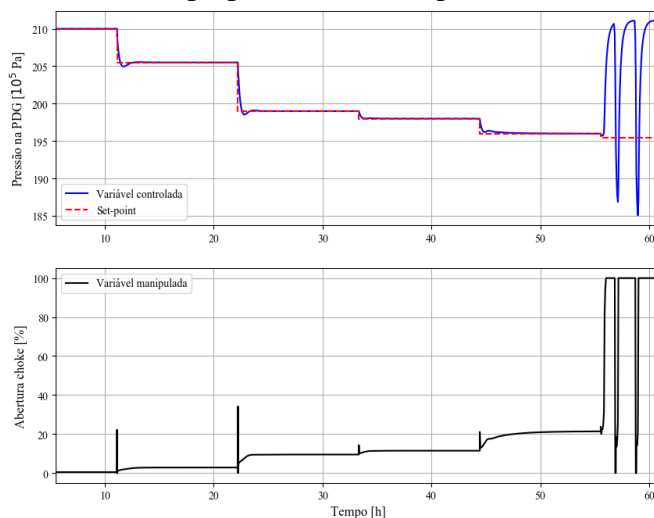
Figura 28. Análise da recuperação do escoamento, usando o desemulsificante como variável manipulada.



Para fins de comparação, é implementada a malha PDG/*choke* para averiguar qual a amplitude da ação de controle da válvula *choke* de topo sem golfar. A Figura 29 mostra o desempenho servo para controlar a pressão no fundo do poço. As condições operacionais são mantidas fixas: taxa de desemulsificante limitada à  $8,00 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  e injeção

de *gas-lift* fixa à  $1,43 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ . Os parâmetros adotados para o controlador são os de Barreiros, cujos valores são descritos na Tabela 5.

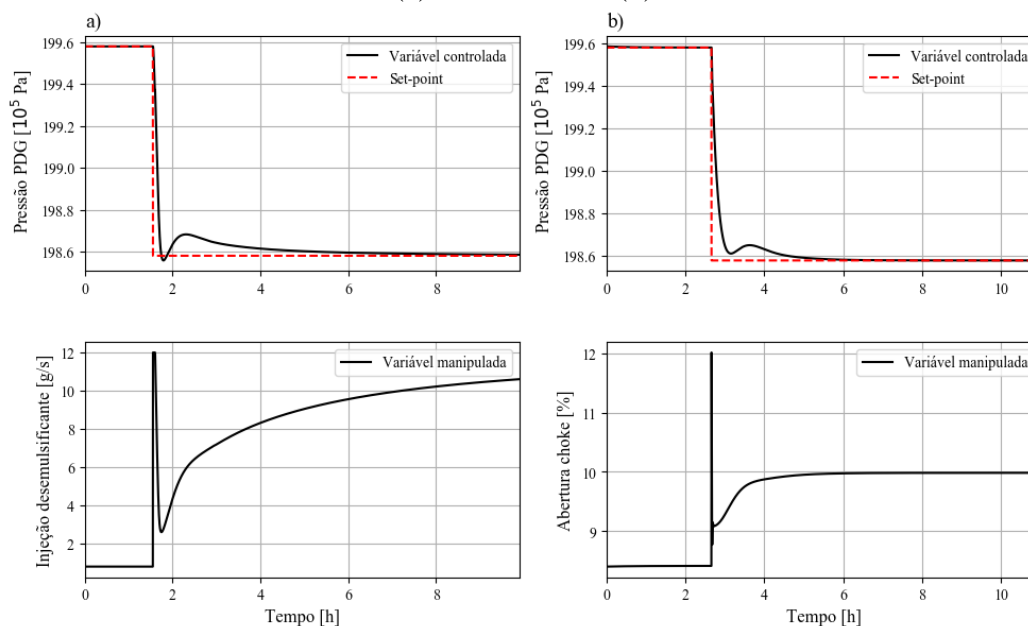
Figura 29. Estratégia de controle comumente adotada para mitigar as golfadas, uso da válvula choke de topo para controlar a pressão no fundo poço.



É possível observar que a região de operação estável da malha SISO PDG/*choke* é relativamente superior à malha SISO PDG/desemulsificante. O valor de abertura limite é de 22,38%, a vazão de óleo é de  $27,91 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  e pressão aproximada a  $195,79 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ . Nesse sistema, a região de atuação da *choke* abrange uma faixa de  $14,1 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ . Bem como, o ganho teórico médio é de 4,19% em relação à malha aberta. Esses valores serão usados para análises posteriores de ganho em malha fechada.

Um comparativo entre as duas estratégias é então realizado. Para isso, é aplicado no *set-point* um degrau de  $-1,00 \cdot 10^5 \text{ Pa}$  no tempo de 8,33 h (30 000 s). A Figura 30 ilustra o desempenho de cada variável manipulada. Identifica-se que ambas as malhas apresentam desempenhos semelhantes, diferindo-se no tempo de assentamento da resposta. Em valores numéricos, a malha PDG/ desemulsificante, representada pela letra a, mostra o tempo de assentamento de 13,75 h (49 500 s), equivalente a uma variação de 5,33h (ou 19 000 s) em relação ao distúrbio, enquanto o sistema PDG/*choke*, representada pela b, um tempo aproximado de 10,55 h (38 000 s) e a variação de 2,22 h (8 000 s). Isto significa que a resposta da ação de controle com a manipulada *choke* revela uma dinâmica superior à 2,4 vezes frente ao desemulsificante.

Figura 30. Comparação do desempenho servo das malhas PDG/taxa de desemulsificante (a) e PDG/choke (b).



A Tabela 10 complementa a análise do tempo de assentamento, identificando que o esforço da *choke* para alcançar o novo *set-point* é três vezes inferior em relação a outra manipulada, bem como apresenta um erro quadrático menor.

Tabela 10. Desempenho servo dos controladores lineares mediante distúrbio no *set-point* para o controle da pressão do fundo do poço.

|  | Desemulsificante      | <i>choke</i>          |
|--|-----------------------|-----------------------|
| $\sum(SP - PV)^2 [Pa]^2$                 | $2,25 \times 10^{11}$ | $2,17 \times 10^{11}$ |
| Média $\pm$ DP [ $10^5 \cdot Pa$ ] da PV | $198,63 \pm 0,036$    | $198,61 \pm 0,076$    |
| Média $\pm$ DP [%] da MV                 | $8,84 \pm 1,40$       | $9,90 \pm 0,12$       |
| <i>Choke</i> [%]                         |                       |                       |
| Desemulsificante [g/s]                   |                       |                       |
| Taxa Máxima de Variação (MV)             | 11,2                  | 3,59                  |
| <i>Choke</i> [%]                         |                       |                       |
| Desemulsificante [g/s]                   |                       |                       |

Conclui-se que o aditivo químico nesse modelo possui pouca ação de controle como variável manipulada, indicando uma dinâmica lenta e agressiva, visto que a malha satura rapidamente. Em termos econômicos, usar uma malha SISO com somente o desemulsificante como variável manipulada, mantendo a *choke* e o *gas-lift* fixados, é um

método pouco viável para controlar a pressão PDG, devido seu baixo *gap* de atuação. Por isso, é proposto uma estratégia de controle multivariável que utiliza a *choke* em conjunto com o desemulsificante para estabilizar a produção e mitigar as golfadas.

Em relação aos ganhos de produção, para o caso óleo/*choke* o ganho é  $1,19 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  enquanto que para óleo/desemulsificante é de  $0,1436 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}/ \text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ . Esses resultados mostram que a *choke* como variável manipulada tem um efeito mais significativo na variável controlada (produção de óleo) em comparação com o desemulsificante. Com base nisso, foi decidido que o desemulsificante será usado como variável de otimização, enquanto a *choke* será usada como malha principal de controle.

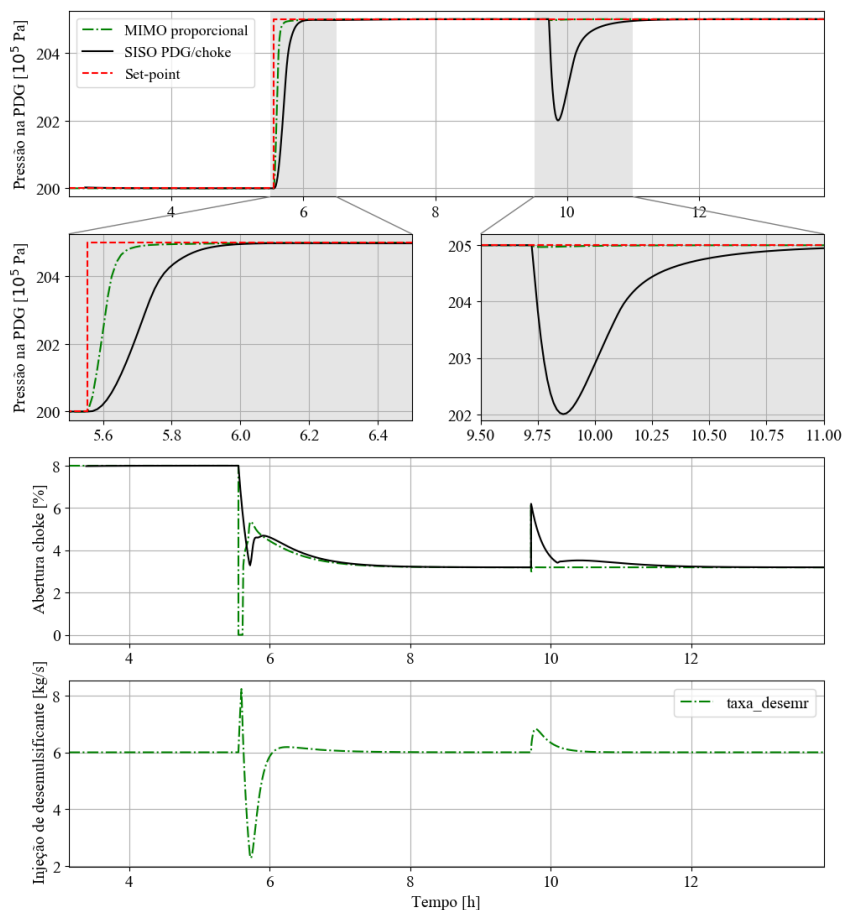
Essa decisão é tomada para garantir que o controle do processo seja mais eficiente, priorizando a variável que tem um impacto maior na produção de óleo e usando-a como malha principal. Enquanto isso, o desemulsificante, com seu ganho menor, será usado coadjuvadamente para melhorar ainda mais o desempenho geral do sistema.

### 5.2.2 Desempenho dos controladores multivariáveis

Uma análise preliminar qualitativa do desempenho servo e regulatório entre um controlador MIMO proporcional e SISO PDG/*choke* é mostrada na Figura 31. Identifica-se claramente a vantagem em toda a faixa de frequências para o controlador MIMO proporcional. Além disso, para um distúrbio na *choke* de 3% (tempo aproximado de 9,8 h), o sistema multivariável compensa bem o distúrbio. Em ambos os modelos, o desemulsificante encontra-se fixado em  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ .

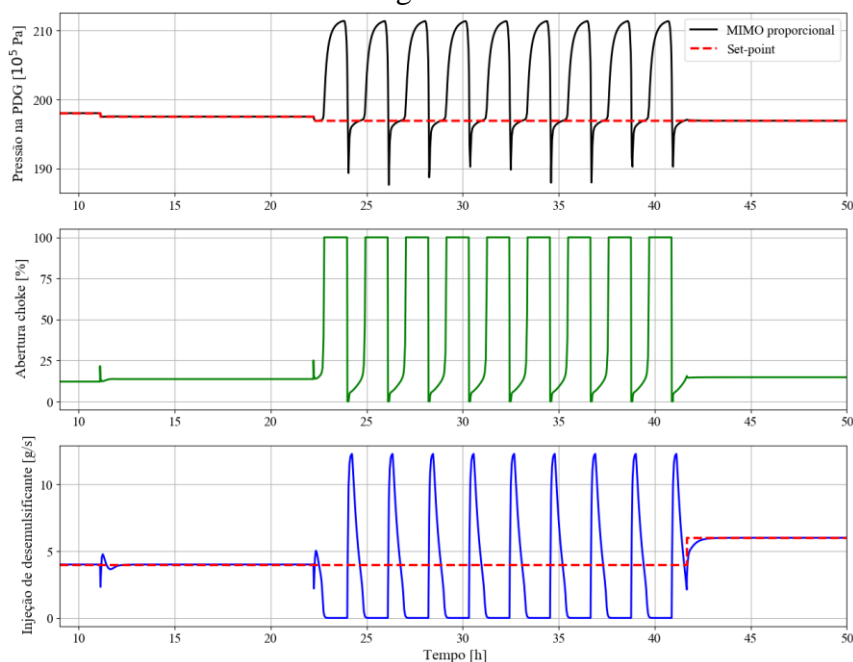


Figura 31. Comparação do modelo MIMO com acoplador proporcional versus modelo SISO para o controle da pressão na PDG.



Uma outra vantagem do redutor de viscosidade é sua capacidade de melhorar a produtividade, conforme ilustrado na Figura 32. Para realizar esse estudo, foram aplicadas perturbações no *set-point* da pressão PDG até que o sistema atingisse o ciclo-limite (aproximadamente após 22,75 horas de teste). Apesar de manter o valor do desmulsificante em  $4 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , a válvula de topo, como variável manipulada, não foi capaz de estabilizar o sistema. No entanto, após 41,00 horas de simulação, ao aumentar a dosagem em 2 unidades, chegando a  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , observou-se instantaneamente que a planta deixou de apresentar golfadas.

Figura 32. Análise de desempenho do desemulsificante para recuperação do escoamento em golfadas.



No Apêndice B, foi conduzido um estudo abordando a influência da dosagem do desemulsificante na resposta da vazão de óleo, visando identificar a sensibilidade do modelo e realizar uma análise econômica. Com base nos resultados dessa análise, a decisão foi tomada de adotar uma dosagem fixa de  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ . Essa escolha visa assegurar tanto a economia de material quanto um desempenho operacional eficaz da planta.

No Apêndice C é mostrada a análise de estabilidade da planta até chegar ao limite operacional para os diversos controladores MIMOs PID estudados e a possibilidade de recuperação do escoamento, mediante a mesma análise da Figura 32.

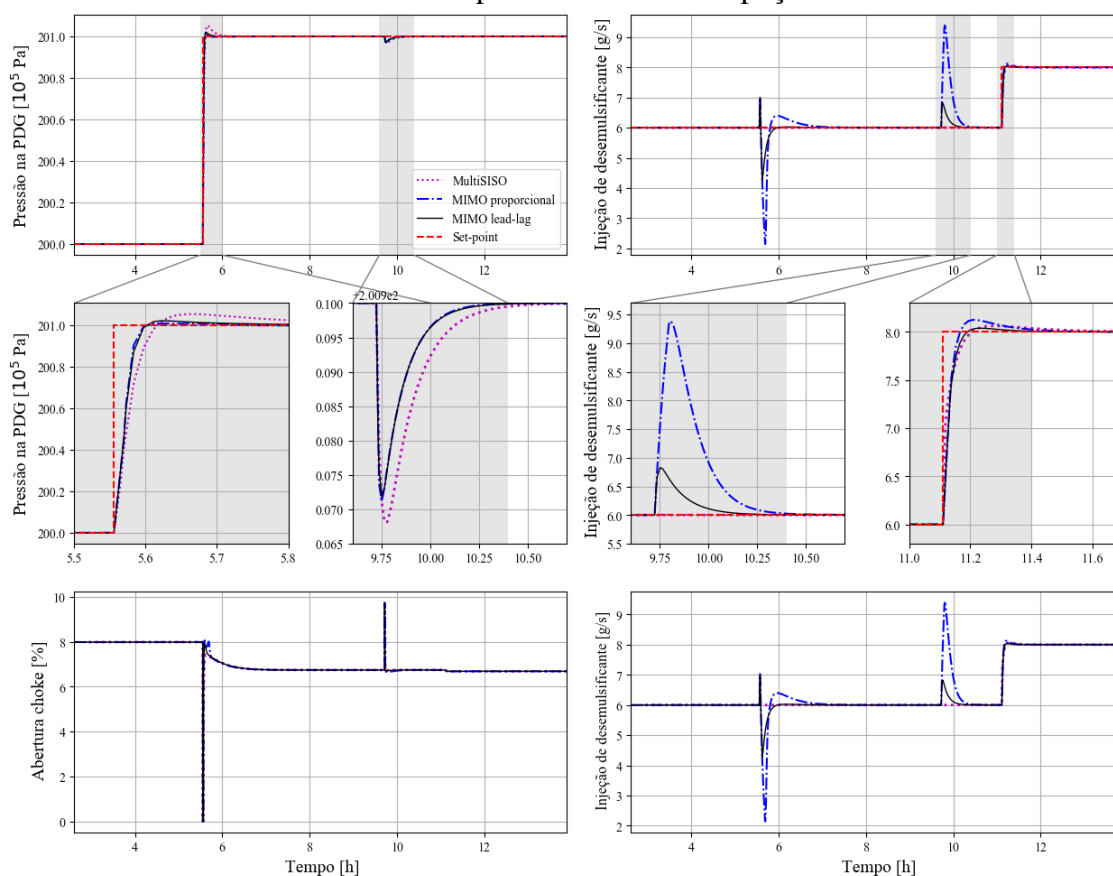
### 5.2.2.1 Comparação de desempenho do controlador MIMO com acoplador proporcional e com filtro lead-lag versus multiSISO

A configuração MIMO difere da configuração multiSISO, devido à sua capacidade de considerar as interações entre variáveis de processo, como evidenciado pela inclusão do canal desacoplado PDG que se conecta à ação de controle do desemulsificante.

Para avaliar o desempenho das estruturas multivariáveis em relação à rejeição de distúrbios, aplicamos um degrau positivo de  $1,0 \cdot 10^5$  Pa à pressão PDG, introduzimos um

distúrbio de 3% na abertura da válvula *choke* e aumentamos a dosagem do desemulsificante de  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  para  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , como ilustrado na Figura 33. Os resultados da análise de desempenho e da resposta ao distúrbio na abertura da válvula *choke* para atingir o *set-point* e o distúrbio na *choke* estão apresentados na Tabela 11. As condições iniciais do sistema permaneceram constantes, com a válvula *choke* mantendo uma abertura de 8% e uma dosagem de aditivo químico de  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Figura 33. Desempenho servo e regulatório dos controladores PID multivariáveis para o controle da pressão de fundo do poço.



Uma análise qualitativa preliminar identifica que a ação de controle do desemulsificante apresenta uma ação mais agressiva na mudança de *set-point* comparado à válvula *choke* para os modelos MIMO proporcional e MIMO *lead-lag* com uma taxa máxima de variação média do aditivo em torno de  $3,81 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , enquanto a da *choke* movimenta-se em média 1,34%. No controlador multiSISO, como o desemulsificante encontra-se fixado, nota-se o esforço maior da *choke* para o sistema atingir o valor desejado.

Tabela 11. Análise de desempenho dos controladores lineares PID multivariáveis para controle de pressão PDG pela manipulação da choke e de desemulsificante.

|  | Distúrbio no SP PDG                |                                    |                                     | Distúrbio na <i>choke</i> (3%)     |                                      |                                     |
|--|------------------------------------|------------------------------------|-------------------------------------|------------------------------------|--------------------------------------|-------------------------------------|
|  | Malha multiSISO                    | MIMO proporcional                  | MIMO <i>lead-lag</i>                | Malha multiSISO                    | MIMO proporcional                    | MIMO <i>lead-lag</i>                |
| $\Sigma(SP - PV)^2$ [Pa] <sup>2</sup>                      | $8,63 \times 10^9$                 | $6,81 \times 10^9$                 | $6,55 \times 10^9$                  | $1,03 \times 10^8$                 | $5,87 \times 10^7$                   | $5,63 \times 10^7$                  |
| Média $\pm$ DP [10 <sup>5</sup> .Pa] da PV                 | 200,92 $\pm$ 0,0081                | 200,91 $\pm$ 0,15                  | 200,96 $\pm$ 0,080                  | 200,99 $\pm$ 0,0081                | 200,99 $\pm$ 0,0064                  | 200,99 $\pm$ 0,0062                 |
| Média $\pm$ DP [%] da MV                                   | 7,08 $\pm$ 0,26/<br>6,00 $\pm$ 0,0 | 7,18 $\pm$ 0,35<br>5,77 $\pm$ 0,82 | 7,02 $\pm$ 0,31/<br>5,84 $\pm$ 0,36 | 6,80 $\pm$ 0,10/<br>6,00 $\pm$ 0,0 | 6,87 $\pm$ 0,027/<br>6,91 $\pm$ 0,95 | 6,83 $\pm$ 0,18/<br>6,16 $\pm$ 0,17 |
| <i>Choke</i> [%]/Desem. [g/s]                              |                                    |                                    |                                     |                                    |                                      |                                     |
| Taxa Máxima de Variação (MV) <i>Choke</i> [%]/Desem. [g/s] | 3,46/<br>0,00                      | 1,51/<br>4,88                      | 1,17/<br>2,74                       | 3,00/<br>0,00                      | 3,08/<br>3,39                        | 3,05/0,83                           |

Identifica-se que na situação de controle servo, o controlador MultiSISO apresenta uma ação de controle mais agressiva na mudança de *set-point*, por isso, apresentou o erro quadrático maior (ver Tabela 11). No controle regulatório, observa-se que o MIMO *lead-lag* apresenta um melhor desempenho e uma maior rejeição de distúrbios na carga do desemulsificante do que o MIMO proporcional. Em valores numéricos, a resposta da ação de controle com a manipulada taxa de desemulsificante usando o controlador com MIMO *lead-lag* revela uma dinâmica superior a 2,15 vezes frente ao MIMO proporcional.

Outra análise feita é a capacidade de rejeição de distúrbios na carga da *choke*. Os resultados revelaram que o controlador multiSISO obteve o pior desempenho, evidenciado por um maior erro quadrático e um tempo de assentamento mais prolongado. Em todos os três casos, o esforço da *choke* foi semelhante, com uma mudança média de apenas 3%. No entanto, no que diz respeito ao desemulsificante, é perceptível que o controlador *lead-lag* demonstrou um desempenho mais robusto, resultando em uma ação de controle mais atenuada, com uma variação inferior a 75,51% na variável manipulada em comparação com o MIMO proporcional.

Em termos de média da variável controlada e da variável manipulada, todas as estruturas apresentam resultados similares, sendo que a média na variabilidade das válvulas ficou limitada a 2,1%, levando o processo para regiões próximas de operação.

Em relação ao ganho teórico médio, o controlador *lead-lag* apresentou maior produção restrita a  $19,33 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ , valores superiores a 1,74% e 1,96% em relação aos modelos proporcional e multiSISO, respectivamente.

O controlador que apresentou melhor mudança de *set-point* e rejeição de distúrbio é o controlador MIMO *lead-lag* justificada pelo menor erro quadrático, bem como a ação de controle apresenta maior rapidez e menor esforço da manipulada em relação aos demais modelos, como mostrado em valores numéricos na Tabela 11.

O tempo de assentamento da Tabela 12 complementa a análise, identificando que a ação de controle do *lead-lag* é a mais rápida para alcançar o valor desejado. Os resultados permitem observar que para um mesmo distúrbio no *set-point* na pressão PDG de  $1,0\cdot 10^5 \text{ Pa}$ , como exemplo, o controlador com filtro *lead-lag* alcança o valor estacionário em torno de 12 minutos (0, 20h), enquanto o controlador proporcional e multiSISO necessita de 18,6 min e 33 min, respectivamente.

Tabela 12. Análise do tempo de assentamento para os diversos distúrbios nos controladores lineares PID multivariáveis

|                      | Tempo de assentamento (h)             |  |  |
|----------------------|---------------------------------------|--|--|
|                      | Distúrbio no SP<br>PDG<br>Pressão PDG | Distúrbio na<br><i>choke</i> (3%)<br>Pressão PDG | Distúrbio no SP<br>desemulsificante (+2 g/s)<br><i>Target</i> Desemulsificante |
| Malha multiSISO      | 0,55                                  | 0,98   | 0,55   |
| MIMO proporcional    | 0,31                                  | 0,67   | 0,35   |
| MIMO <i>lead-lag</i> | 0,20                                  | 0,65   | 0,27   |

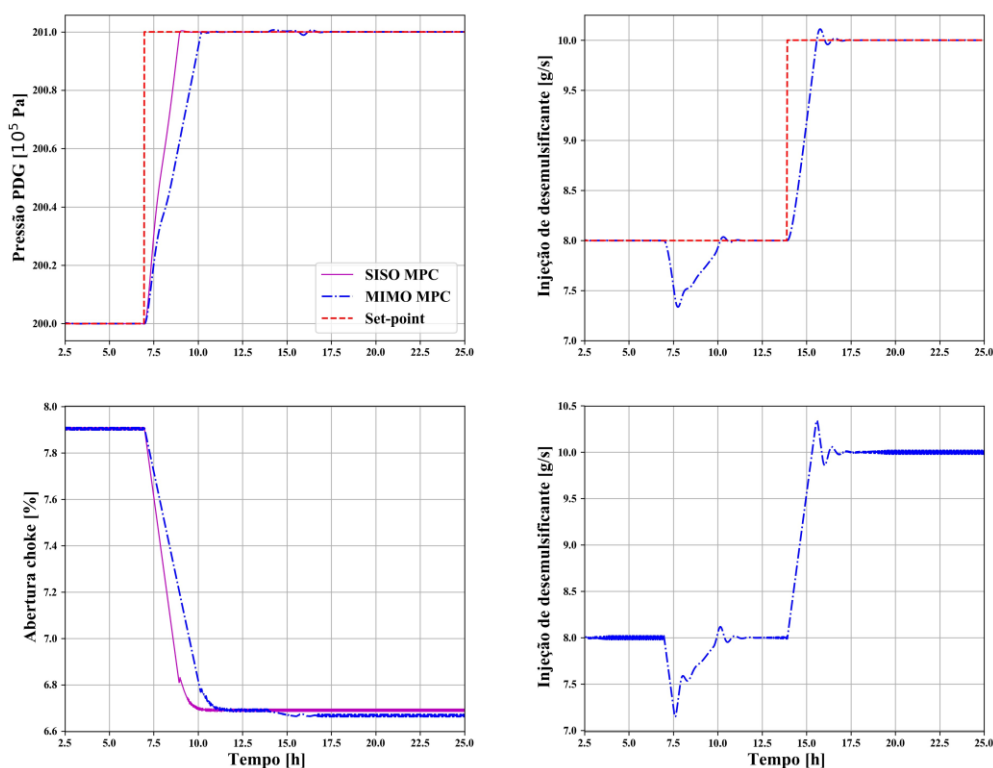
#### 5.2.2.2 Controlador preditivo linear baseado em modelo

O controlador preditivo baseado em modelo utiliza as matrizes A, B, C e D da representação do modelo em espaço de estado como fundamentos. Para obtê-lo, o sistema é linearizado no ponto operação correspondente a 8% de abertura de *choke* e  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  de taxa de desemulsificante e posteriormente, discretizado e usado um simulador. A planta é modelada de forma não linear, conforme discutido anteriormente, sendo empregado o FOWM modificado.

Testes iniciais são feitos para avaliar a característica servo do controlador por meio da aplicação de uma perturbação degrau no *set-point* de  $+1,0 \cdot 10^5$  Pa na pressão. Também é avaliado para o modelo MIMO, o distúrbio na carga através do aumento de  $2 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$  do desemulsificante. Dois modelos de plantas são estudados, um envolve o uso da *choke* para controlar a pressão de fundo do poço (PDG) numa configuração SISO. Outra é feita uma abordagem multivariável a qual o desemulsificante e a *choke* de topo são utilizados para controlar a pressão no PDG e o *target* de desemulsificante, o mesmo conceito MIMO 2x2 aplicado nos controladores MIMO PID.

Aplicando-se a sintonia dos controladores obtida na Tabela 7 foram gerados os resultados do controlador preditivo ilustrado na Figura 34. Independente da configuração, os controladores apresentaram bom desempenho no alcance do *set-point*.

Figura 34. Comparativo de desempenho servo e regulatório para o controle da pressão PDG usando o controlador MPC SISO e MPC MIMO.



Uma análise qualitativa preliminar identifica que o controlador MPC SISO apresenta uma dinâmica mais rápida para alcançar o valor desejado. Os resultados permitem observar que para um mesmo distúrbio no *set-point* na pressão PDG de  $1,0 \cdot 10^5$  Pa, o controlador com MPC SISO alcança o valor estacionário em torno de 2,01h

(120,53min), enquanto o controlador MPC MIMO necessita de 3,80h (228,33 min). Ambos os casos, o tempo de assentamento apresentou uma dinâmica mais lenta em relação ao controlador PID MIMO *lead-lag*, cujo valor foi de 0,20 (12 min).

O controlador MPC MIMO por apresentar oscilações na sua dinâmica, o ganho da manipulada desemulsificante teve que ser diminuído, refletindo no comportamento mais lento no alcance do valor desejado da pressão e menor variabilidade na *choke*. Os valores do desempenho servo são descritos na Tabela 13.

Tabela 13. Análise de desempenho robustez servo dos controladores MPC para controle de pressão PDG pela manipulação da *choke* e desemulsificante, avaliando no distúrbio do *set-point*.

|  | MPC SISO              | MPC MIMO              |
|--|-----------------------|-----------------------|
| $\sum(SP - PV)^2 [Pa]^2$                 | $3,65 \times 10^{11}$ | $3,87 \times 10^{11}$ |
| Média $\pm$ DP [ $10^5 \cdot Pa$ ] da PV | 200,94 $\pm$ 0,10     | 200,01 $\pm$ 0,41     |
| Média $\pm$ DP [%] da MV                 | 6,77 $\pm$ 0,13/0     | 7,95 $\pm$ 0,51/      |
| <i>Choke</i> [%]/                        |                       | 8,14 $\pm$ 0,99       |
| Desemulsificante [g/s]                   |                       |                       |
| Taxa Máxima de Variação (MV)             | 1,23/0                | 1,44/3,19             |
| <i>Choke</i> [%]/                        |                       |                       |
| Desemulsificante [g/s]                   |                       |                       |

Ao atingir o valor desejado, um degrau positivo de  $2 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$  é aplicado no desemulsificante para identificar se o sistema é capaz de atingir novamente o estacionário. Nota-se que a ação de controle é eficaz, levando o sistema para o novo ponto de operação. O tempo de assentamento para alcançar o valor desejado permaneceu em 1,42h (85min). A taxa de variação da *choke* ficou em torno de 0,13%, enquanto a do aditivo foi de  $2,65 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$ .

Para fins de comparação de desempenho, seguindo a mesma análise dos controladores PID, uma série de variações regressivas são iniciadas na pressão PDG a fim de identificar o limite operacional da planta. Na Figura 35 é apresentado o controlador MPC SISO e o seu limite operacional, enquanto na Figura 36 é mostrado o MPC MIMO. Ambas as situações, o aditivo químico é mantido numa concentração fixa de  $8 \text{ g} \cdot \text{s}^{-1}$ .

Figura 35. Dinâmica do controlador preditivo MPC SISO frente a diversas mudanças no *set-point* da PDG.

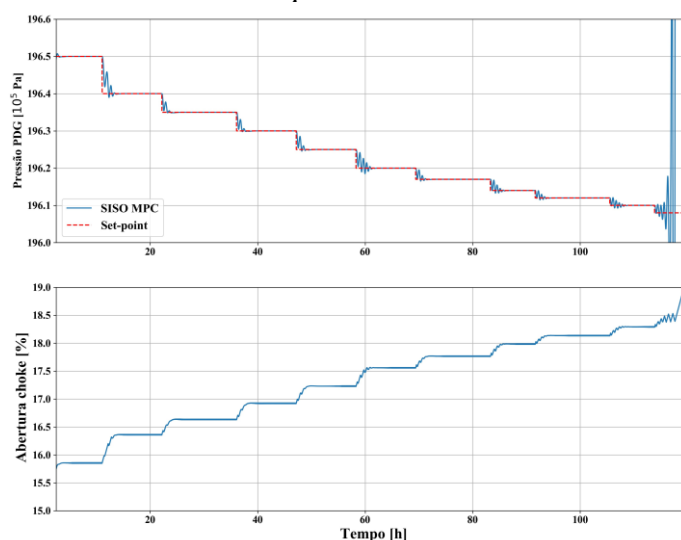
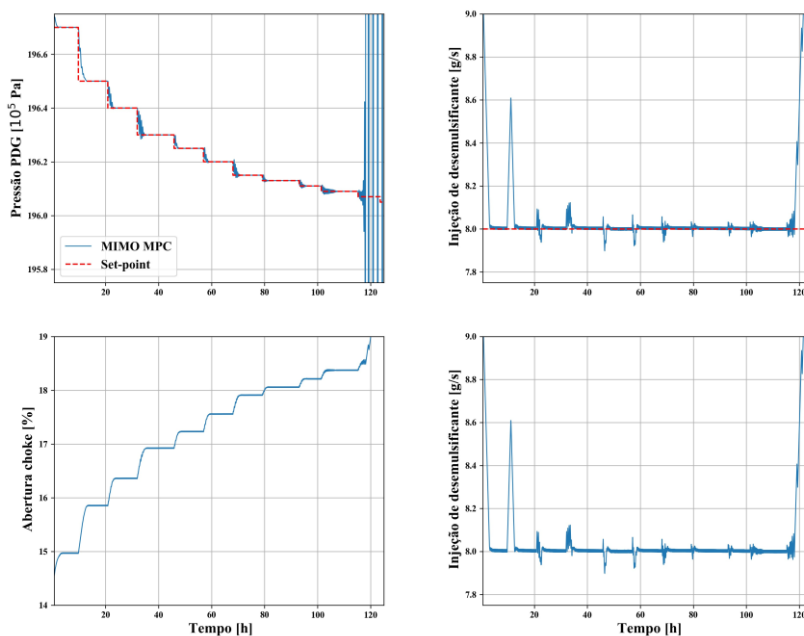


Figura 36. Dinâmica do controlador preditivo MPC MIMO frente a diversas mudanças no *set-point* da PDG, mantido a injeção de desemulsificante fixada.



Após sucessivas mudanças degraus na pressão, o controlador é eficiente para levar o processo no valor desejado. O limite operacional da planta alcançou a pressão de  $196,10 \cdot 10^5$  Pa e  $195,94 \cdot 10^5$  Pa para os controladores MPC SISO e MPC MIMO, respectivamente, bem como a abertura crítica ficou centrada em 18,30% e 18,65%, respectivamente. Em termos de controlabilidade, a adição de um controlador preditivo multivariável não apresenta ganhos significativos em relação ao MPC simples.



No tocante ao controlador MPC, independente da forma SISO ou MIMO, não houve ganho de produção significativo comparado aos controladores SISO PDG/*choke* e MIMO PID, visto que não houve uma ampliação para novos pontos de operação. Em relação à malha aberta, houve um aumento teórico de produção aproximadamente 1,05% e 1,36% para os controladores MPC SISO e MPC MIMO, respectivamente.

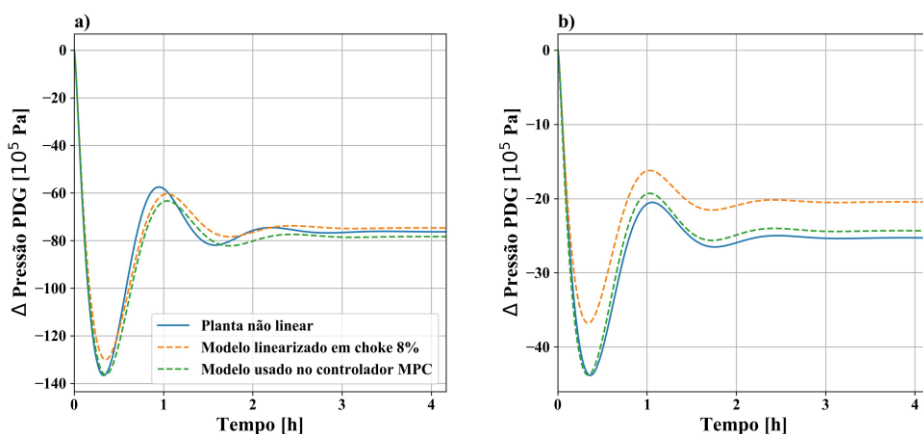
Uma comparação entre a planta linearizada no ponto de operação  $8,00 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  de desemulsificante e 8,00% de abertura de *choke*, é conduzida para investigar a discrepância entre o modelo empregado no controlador e a dinâmica real da planta. O pacote `control.matlab` (PYTHON, 2023) foi empregado para efetuar a linearização do modelo, usando as funções *tf* para criar a função de transferência linearizada e *ss* para estabelecer uma representação em forma de espaço de estados linearizado. A maneira mais eficaz de comparar a resposta degrau de uma simulação linear com uma não linear é por meio do gráfico da variável de desvio dividida pelo tamanho do degrau, i.e.

$$\Delta P_{pdg} = \frac{P_{pdg}(t) - P_{pdg}(0)}{\text{Tamanho do degrau} = \text{choke ou desemulsificante}} \quad (49)$$

onde a variável  $\Delta P_{pdg}$  representa o desvio da pressão no fundo do poço, a  $P_{pdg}(t)$  denota a pressão em um instante qualquer  $t$ , a  $P_{pdg}(0)$  refere-se à pressão no início da simulação, o tamanho do degrau varia conforme a análise da variável manipulada - seja *choke* ou desemulsificante.

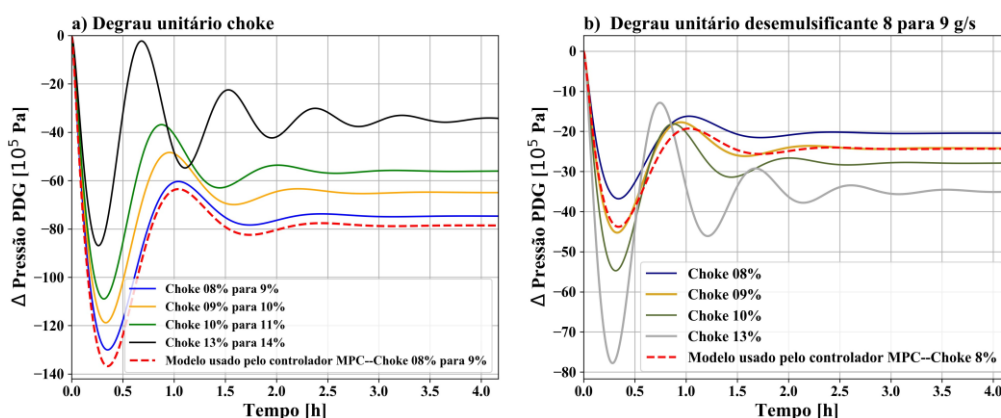
A Figura 37 ilustra a resposta na variável desvio da pressão PDG do modelo linearizado versus não linearizado com um degrau de 1% na válvula *choke* (a) e um degrau de  $2 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$  na taxa de desemulsificante (b). O modelo em pontilhado corresponde à identificação da planta, usado tanto no controlador MPC quanto PID para realizar o ajuste de sintonia (ver Tabela 4). Sugere-se que a presença de não linearidades seja responsável pela restrição nos ganhos obtidos pelo controlador MPC. Isso é evidenciado pela discrepância entre o modelo não linear e o modelo linear, haja vista que quanto mais próximas são essas curvas, maior é a linearidade do sistema.

Figura 37. Comparação entre a planta linear e a não linear aplicando uma perturbação (a) degrau na choke de 8% para 9% e (b) no desemulsificante 8 para 10  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ .



A partir dos mesmos pontos de operação (8,00  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$  de desemulsificante e 8,00% de abertura na válvula *choke*) da Figura 37, realiza-se uma comparação utilizando modelos linearizados com diferentes configurações de abertura da válvula (8%, 9%, 10% e 13%). No entanto, ao ultrapassar o limiar de 13%, o sistema entra em ciclo limite, dificultando qualquer tentativa de linearização. A Figura 38 ilustra a resposta do sistema, sendo aplicado um degrau unitário para as diferentes aberturas de válvula no item a, e também no aditivo químico, item b, aumentando de 8,00 para 9,00  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Figura 38. Comparação do modelo linearizado para diferentes pontos de operação de *choke* aplicando uma perturbação unitária (a) *choke* e (b) no desemulsificante.



Observa-se que à medida que eleva a abertura de válvula, não apenas ocorre uma redução na queda de pressão, como também a velocidade de resposta do sistema tende a se tornar mais oscilatória. Essa oscilação crescente acaba por impor limitações ao desempenho do controlador.

Paralelamente, a Figura 38 b, nota-se um aumento na queda de pressão da PDG, possivelmente devido ao aumento na vazão de óleo resultante da abertura mais ampla da válvula *choke*, juntamente com o aumento na quantidade de desemulsificante.

### 5.2.2.3 Comparativos dos controladores estudados

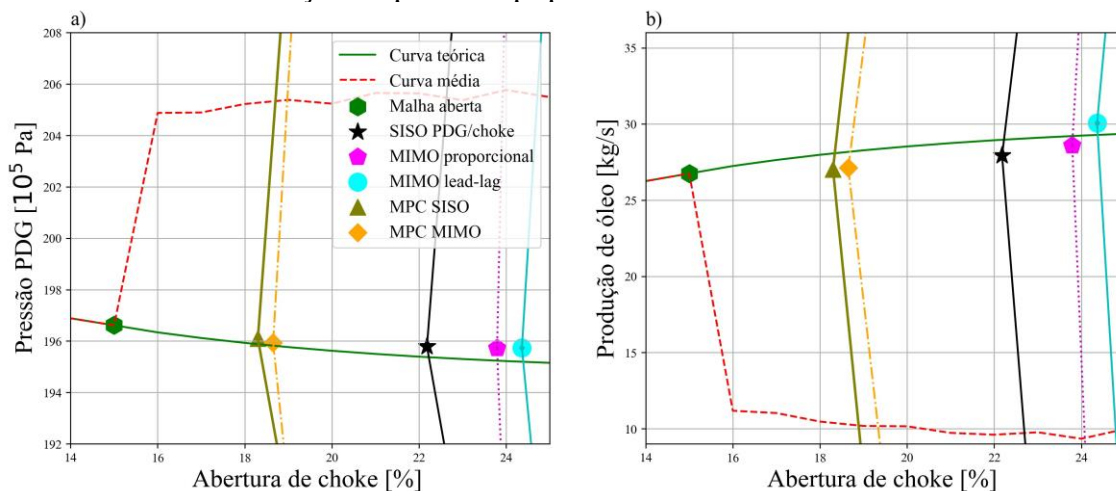
Para identificar qual controlador obteve o melhor desempenho, fez-se um comparativo dos modelos estudados. A Figura 39 apresenta o ponto crítico antes do sistema entrar em ciclo limite (ponto Hopf) e a Tabela 14 quantifica esses resultados. A dosagem de desemulsificante permaneceu fixo em  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Tabela 14. Limite de operação das malhas fechadas com as diferentes estratégias adotadas para o controle da pressão PDG.

| Malha                             | Pressão [ $10^5 \cdot \text{Pa}$ ] | Abertura de <i>choke</i> [%] | Produção de óleo [ $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ ] |
|-----------------------------------|------------------------------------|------------------------------|--|
| Malha aberta com desemulsificante | 204,43                             | 15,11                        | 26,75  |
| SISO PDG/ <i>choke</i>            | 195,79                             | 22,18                        | 27,93  |
| MIMO proporcional                 | 195,72                             | 23,79                        | 28,60  |
| MIMO <i>lead-lag</i>              | 195,74                             | 24,36                        | 30,06  |
| MPC SISO                          | 196,10                             | 18,30                        | 27,03  |
| MPC MIMO                          | 195,94                             | 18,65                        | 27,12  |

\* A malha aberta com desemulsificante corresponde ao ponto Hopf com a concentração do aditivo na sua dosagem máxima ( $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ) injetado na árvore de natal.

Figura 39. Diagrama de bifurcação da pressão PDG (a) e da produção de óleo (b) com a identificação do ponto Hopf para cada controlador estudado.



Independentemente da configuração do controlador multivariável, a inclusão do aditivo químico como variável manipulada atuando coadjuvamente com a *choke*, houve o deslocamento do ponto Hopf para maiores aberturas de válvula, diminuindo os custos de processamento e elevando o ganho de produção. Comparando-se com o melhor desempenho (MIMO *lead-lag*), supondo a concentração de 8 g·s<sup>-1</sup>, houve um ganho teórico na recuperação de óleo de 12,37%, seguido de 9,68% do MIMO proporcional e 5,53% do SISO PDG/*choke* em relação à malha aberta.

## Capítulo 6 - Conclusões e trabalhos futuros

Os resultados em malha aberta indicam que, à medida que se aumenta a taxa de injeção do produto químico, observa-se, como esperado, uma diminuição na pressão na PDG e um aumento na produção de óleo, devido à redução da viscosidade, independentemente do ponto de aplicação. Esses resultados estão em consonância com os estudos realizados por Oliveira *et al.* (2017). O agente desemulsificante mostrou a capacidade de estabilizar a produção, aumentando a abertura do *choke* de 13,58% para 15,35% (no Ponto Hopf) quando injetado na árvore de natal, e de 13,33% para 16,11% quando injetado no gás de elevação. No entanto, há um limite operacional em malha aberta, o que justifica a adoção de uma estratégia em malha fechada para maximizar o ganho de produção.

Em malha fechada, o sistema PID SISO com somente a atuação do desemulsificante acompanhou bem as mudanças de *set-point* e os distúrbios na carga para controlar a pressão PDG, permitindo sua viabilidade como variável manipulada. Porém, sua ação de controle é limitada, uma vez que, com uma abertura acima de 14% na *choke*, o fluxo permanece em regime golfante. Portanto, identifica-se que a estratégia mais eficaz é utilizá-lo em conjunto com a *choke*, de forma coadjuvante.

O ganho de produção teórico do uso de controladores avançados MIMO PID está diretamente relacionado à dosagem do aditivo químico. Para dosagens abaixo de  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , a aplicação dessas estratégias não oferece vantagens em relação à malha SISO PDG/*choke*, uma vez que os desempenhos das malhas apresentam resultados semelhantes

ou inferiores ao controlador simples. No entanto, para dosagens mais altas, como a fixada em  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , o uso desses controladores é compensador, mostrando bom desempenho e robustez com um aumento teórico na produção de 7,70% e 2,47% para os controles MIMO *lead-lag* e MIMO proporcional, respectivamente, comparado ao SISO PDG/choke. O controlador que obteve maior performance tanto na análise servo e regulatório foi a configuração MIMO *lead-lag* seguido do proporcional.

O controlador MPC, utilizando a planta não linear, demonstrou um bom desempenho ao atingir os *set-points* desejados. No entanto, não foi observado um ganho significativo em comparação com o controlador SISO que utiliza a *choke* para controlar a pressão na PDG. Isso justifica que a estratégia MIMO PID foi mais eficiente em termos de desempenho geral e não há a necessidade de implementar um controlador preditivo.

Concluindo a análise desta dissertação, o uso de agentes desemulsificantes em conjunto com a *choke* apresentou ser uma alternativa viável que aumenta a taxa de recuperação dos reservatórios e a eficiência do processo, permitindo uma maior abertura da válvula *choke* e, conseqüentemente, aumento de produção.

Para trabalhos futuros, a implementação de um controlador MPC (*model predictive control*) não linear pode ser uma alternativa viável para compensar a baixa ação de controle do desemulsificante. O MPC não linear é capaz de considerar a dinâmica não linear do sistema, o que pode levar a um desempenho de controle melhor do que o controlador PID tradicional, além de poder ser ajustado para fornecer um desempenho de controle otimizado. Isso significa que eles podem ser ajustados para atender às necessidades específicas do sistema.

## REFERÊNCIAS

ABED, S. M. *et al.* Oil emulsions and the different recent demulsification techniques in the petroleum industry - A review. **IOP Conference Series: Materials Science and Engineering**, v. 702, n. 1, p. 012060, 2019. Disponível em: <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/702/1/012060>.

AJIENKA, J. A. **Lecture material on demulsification of oilfield emulsions**. 2007. 1–41 f. - University of Port Harcourt, 2007.

ALLENSON, S. D.; YEN, A. T.; LANG, F. Application of emulsion viscosity reducers to lower produced fluid viscosity. **Proceedings of the Annual Offshore Technology Conference**, v. 1, p. 623–632, 2011.

ALSHEHRI, A. K.; RICARDEZ-SANDOVAL, L. A.; ELKAMEL, A. Designing and Testing a Chemical Demulsifier Dosage Controller in a Crude Oil Desalting Plant: An Artificial Intelligence-Based Network Approach. **Chemical Engineering & Technology**, n. 6, p. 973-982, 2010. Disponível em: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/ceat.200900615>.

ARYAFARD, E. *et al.* Modeling electrostatic separation for dehydration and desalination of crude oil in an industrial two-stage desalting plant. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, v. 58, p. 141–147, 2016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jtice.2015.06.028>.

ARZHANOV, K. V.; ARZHANOVA, A. V. Automatic Control of Emulsifier Consumption in Oil Treatment Unit. *In: Lecture Notes In Electrical Engineering*. v. 641, p. 74–82, 2020. Disponível em: [http://link.springer.com/10.1007/978-3-030-39225-3\\_10](http://link.springer.com/10.1007/978-3-030-39225-3_10).

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. **PID Controller: Theory, Design and Tuning**: Instrument of Society of America, 1995. v. 2

AVEST, D. Ter; OUDEMAN, P. Dynamic simulator to analyse and remedy gas lift problems. **Proceedings - SPE Annual Technical Conference and Exhibition**, [s. l.], v. Pi, p. 93–103, 1995.

BALSAMO, M.; ERTO, A.; LANCIA, A. Chemical demulsification of model water-in-oil emulsions with low water content by means of ionic liquids. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, [s. l.], v. 34, n. 1, p. 273–282, 2017.

BARATEIRO, C. E.; EMERIK, R. Injeção De Químicos No Offshore: Novas Fontes Dos Sistemas De Injeção E Fatores Impactantes Na Dosagem. Versão IBP1808\_16. Rio de Janeiro, **Brazil: Rio Oil & Gas Expo and Conference**, 2016.

BARREIROS, B. F.; TRIERWEILER, J. O.; FARENZENA, M. Reliable and straightforward PID tuning rules for highly underdamped systems. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, n. I, p. 15, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s43153->

021-00127-0.

BELIBI BELIBI, P. *et al.* Microfiltration ceramic membranes from local Cameroonian clay applicable to water treatment. **Ceramics International**, [s. l.], v. 41, n. 3, p. 2752–2759, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ceramint.2014.10.090>.

BLICK, E. F.; BOONE, L. Stabilization of Naturally Flowing Oil Wells Using Feedback Control. *In:* , 1986. **SPE California Regional Meeting**. Society of Petroleum Engineers, 1986. p. 53–60. Disponível em: <http://www.onepetro.org/doi/10.2118/15096-MS>.

BRILL, J. P.; BEGGS, H. D. **Two-Phase Flow In Pipes**. Sixth edited. Tulsa, Oklahoma: University of Tulsa, 1991.

BRINKMAN, H. C. The Viscosity of Concentrated Suspensions and Solutions. **The Journal of Chemical Physics**, v. 20, n. 4, p. 571–571, 1952. Disponível em: <http://sor.scitation.org/doi/10.1122/1.549141>.

BROUGHTON, G.; SQUIRES, L. The viscosity of oil-water emulsions. **Journal of Physical Chemistry**, v. 42, n. 1, p. 253–263, 1938.

CAMACHO, E. F.; BORDONS, C. **Model Predictive Control**. 2nd. ed. London: Springer-Verlag, 2000.

CAMPOS, M. *et al.* Anti-Slug Advanced Control for Offshore Production Platforms. **OTC**, p. 1596–1610, 2015. Disponível em: <https://onepetro.org/OTCBRASIL/proceedings/15OTCB/2-15OTCB/Rio de Janeiro, Brazil/77836>.

CAMPOS, M. C. M. M. *et al.* Intelligent System for Start-Up and Anti-Slug Control of a Petroleum Offshore Platform. **OTC**, Rio de Janeiro, Brazil, 2017.

COSTA, R. C. D.; ESCOBAR, M. de S.; TRIERWEILER, J. O. **Relatório MPC Python**. 2011. 25 f. UFRGS, 2011.

CRESPO, K. E. *et al.* Avaliação de Desempenho de um Desemulsificante Subsea Injetado Via Umbilical. **Revista de Engenharia da Faculdade Salesiana**, Macaé, Rio de Janeiro, v. 12, n. 1, p. 7–15, 2020.

DIEHL, F. C. **Aumento da Produção de Petróleo em Poços Offshore através da Utilização de Técnicas de Controle e Otimização de Processos**. 92 f., 2018.

DIEHL, F. C. *et al.* Fast Offshore Wells Model (FOWM): A practical dynamic model for multiphase oil production systems in deepwater and ultra-deepwater scenarios. **Computers & Chemical Engineering**, v. 99, p. 304–313, 2017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.compchemeng.2017.01.036>.

DIEHL, F. C. *et al.* Oil production increase in unstable gas lift systems through



nonlinear model predictive control. **Journal of Process Control**, v. 69, p. 58–69, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2018.07.009>.

EIKREM, G. O. **Stabilization of Gas-Lift Wells by Feedback Control**. 136 f. - Norwegian University of Science and Technology, 2006.

EIKREM, G. O.; AAMO, O. M.; FOSS, B. A. On instability in gas lift wells and schemes for stabilization by automatic control. **SPE Production and Operations**, v. 23, n. 2, p. 268–279, 2008.

EINSTEIN, A. Eine neue Bestimmung der Moleküldimensionen. **Annalen der Physik**, v. 324, n. 2, p. 289–306, 1906.

ESBAI, R.; KHALIFA, M. Automating Continuous Demulsifier Injection (CDI) for Oil Well Treatment. **KnE Engineering**, v. 3, n. 7, p. 150, 2018.

FAN, Y.; SIMON, S.; SJÖBLOM, J. Chemical destabilization of crude oil emulsions: Effect of nonionic surfactants as emulsion inhibitors. **Energy and Fuels**, v. 23, n. 9, p. 4575–4583, 2009.

FARIS, H. A. *et al.* The performance of toluene and naphtha as viscosity and drag reducing solvents for the pipeline transportation of heavy crude oil. **Petroleum Science and Technology**, v. 33, n. 8, p. 952–960, 2015.

FILHO, H. dos S. R. **A Otimização de Gás Lift na Produção de Petróleo: Avaliação da Curva de Performance do Poço**. 92 f. - Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2011.

FINGAS, M.; FIELDHOUSE, B.; WANG, Z. The long term weathering of water-in-oil emulsions. **Spill Science and Technology Bulletin**, v. 8, n. 2, p. 137–143, 2003.

GAFONOVA, O. V.; YARRANTON, H. W. The stabilization of water-in-hydrocarbon emulsions by asphaltenes and resins. **Journal of Colloid and Interface Science**, v. 241, n. 2, p. 469–478, 2001.

IBP, INSTITUTO BRASILEIRO DE PETRÓLEO E GÁS. **Evolução da produção, exportação e importação de petróleo no Brasil**. Disponível em: <https://www.ibp.org.br/observatorio-do-setor/producao-importacao-e-exportacao-de-petroleo/>. Acesso em: 24 maio 2022.

GENÍĆ, S. *et al.* A review of explicit approximations of Colebrook's equation. **FME Transactions**, v. 39, n. 2, p. 67–71, 2011.

GEREVINI, G. G. **ATENUAÇÃO DE GOLFADAS EM SISTEMAS DE ELEVAÇÃO DE PETRÓLEO EM AMBIENTE OFFSHORE**. 2017. 155 f. - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2017.

GEREVINI, G.; FARENZENA, M.; TRIERWEILER, J. O. Slugging attenuation using Nonlinear Model Predictive Control in offshore oil production. **Journal of**

**Petroleum Science and Engineering**, v. 165, p. 187–198, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2018.01.054>.

GILBERT, M. L.; MORLEY, D. A.; ELLIOTT, P. A. Application of subsea demulsifier chemicals to reduce heavy oil emulsion viscosity and enhance production in the pyrenees development. **Society of Petroleum Engineers - SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition 2016**, v. SPE-182217, p. 1–16, 2016.

GUERRA, L. A.; OLIVEIRA, G. H. Designing downhole chemical injection systems. **Proceedings - SPE Annual Technical Conference and Exhibition**, v. 4, n. October, p. 2623–2633, 2014.

HAALAND, S. E. Simple and explicit formulas for the friction factor in turbulent pipe flow. **Journal of Fluids Engineering, Transactions of the ASME**, v. 105, n. 2, p. 242–243, 1983.

HAJIVAND, P.; VAZIRI, A. Optimization of demulsifier formulation for separation of water from crude oil emulsions. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 32, n. 1, p. 107–118, 2015.

HATSCHEK, E.; BINGHAM, E. C. The viscosity of liquids. **J. Rheol**, v. 2, n. 2, p. 235–236, 1928. Disponível em: <https://www.scopus.com/inward/record.uri?eid=2-s2.0-85051636914&partnerID=40&md5=433e5765d2f24915bf11477a32fb5bae>.

HAVRE, K.; STORNES, K. O.; STRAY, H. Taming slug flow in pipelines. **Pipes and Pipelines International**, v. 46, n. 2, p. 23–30, 2001.

HILL, T. J. Gas injection at riser base solves slugging flow problems. **Oil and Gas Journal**, v. 88:9, n. 26, p. 88–92, 1990. Disponível em: <https://www.osti.gov/biblio/6975426>.

HILL, T. J. 1. Riser-base gas injection into the S.E. *In:* , 1989, Forties. **Proc. 4th Int. Conf. BHRA**. Forties: p. 133–148, 1989.

HU, B. **Characterizing gas-lift instabilities**. Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics. Norwegian University of Science and Technology Trondheim, Norway, 178 f. , 2004.

HU, B.; GOLAN, M. Gas-lift Instability Resulted Production Loss and Its Remedy by Feedback Control: Dynamical Simulation Results **Proceedings - SPE International Improved Oil Recovery, Conference in Asia Pacific: SPE 84917**. Kuala Lumpur, Malaysia, 2003.

IIDA, P. H. *et al.* Estudo do efeito da água em emulsões de petróleo. *In:* , 2007, Campinas, São Paulo. **Congresso Brasileiro em P&D em Petróleo e Gás (PDPETRO)- 4º Edition**. Campinas, São Paulo: p. 10, 2007.

ILKHAANI, S. **Modeling and Optimization of Crude Oil Desalting**. 2009. p. 121 f. - University of Waterloo, Ontario, Canada, 2009.

JAHANSHAHI, E. **Control Solutions for Multiphase Flow- Linear and nonlinear approaches to anti-slug control**. 2013. 196 f. - Norwegian University of Science and Technology, 2013.

JAHANSHAHI, E.; SKOGESTAD, S. Simplified Dynamic Models for Control of Riser Slugging in Offshore Oil Production. **Oil and Gas Facilities**, v. 3, n. 06, p. 080–088, 2014.

JAHANSHAHI, E.; SKOGESTAD, S. Simplified Dynamical Models for Control of Severe Slugging in Multiphase Risers. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 44, n. 1, p. 1634–1639, 2011. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.3182/20110828-6-IT-1002.00981>.

JAHANSHAHI, E.; SKOGESTAD, S.; HANSEN, H. Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells. **IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)**, v. 8, n. PART 1, p. 93–100, 2012.

JAHANSHAHI, E.; SKOGESTAD, S.; HELGESEN, A. H. Controllability analysis of severe slugging in well-pipeline-riser systems. **IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)**, v. 1, n. PART 1, p. 101–108, 2012.

JANSEN, B. *et al.* Automatic Control of Unstable Gas Lifted Wells. **SPE**, 1999. p. 433–441, 1999. Disponível em: <https://onepetro.org/SPEATCE/proceedings/99ATCE/All-99ATCE/SPE-56832-MS/60483>.

**JMODELICA**. Welcome PYFMI. Disponível em: <https://jmodelica.org/pyfmi/>. Acesso em: 7 dez. 2023.

KRIKELIS, N. J.; FASSOIS, S. D. Microprocessor Implementation of PID Controllers and Lead-Lag Compensators. **IEEE Transactions on Industrial Electronics**, v. IE-31, n. 1, p. 79–85, 1984. Disponível em: <https://ieeexplore.ieee.org/document/4158497>.

KRIMA, H.; CAO, Y.; LAO, L. Gas Injection for Hydrodynamic Slug Control. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 45, n. 8, p. 116–121, 2012. Disponível em: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1474667015372578>.

LEMETAYER, P.; MIRET, P. M. Tool of the 90's To Optimize Gas-Lift Efficiency in the Gonnelle Field, Gabon. *In:* , 1991. **Offshore Europe: Society of Petroleum Engineers**, 1991. p. 513–520. Disponível em: <http://www.onepetro.org/doi/10.2118/23089-MS>.

MARTÍNEZ-PALOU, R. *et al.* Demulsification of heavy crude oil-in-water emulsions: A comparative study between microwave and thermal heating. **Fuel**, v. 113, n. 6, p. 407–414, 2013. Disponível em: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236113005139>.

MAYHILL, T. D. Simplified method for gas-lift well problem identification and diagnosis. **Annual Fall Meeting of the Society of Petroleum Engineers of AIME**: 49th

Annual Fall Meeting. Houston, Texas, 1974.

MEGLIO, F. Di. **Dynamics and control of slugging in oil production**. 113 f. - École Nationale Supérieure des Mines de Paris, 2011.

MEGLIO, F. Di *et al.* Stabilization of slugging in oil production facilities with or without upstream pressure sensors. **Journal of Process Control**, v. 22, n. 4, p. 809–822, 2012. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jprocont.2012.02.014>.

**OPEN MODELICA**. OpenModelica Connection Editor (OMEdit). Disponível em: <https://www.openmodelica.org/?id=78:omconnectioneditoromedit&catid=10>. Acesso em: 5 abr. 2023.

MODELON. **JModelica**. Disponível em: <https://jmodelica.org/>. Acesso em: 8 maio 2023.

MONTEIRO, L. H. A. **Sistemas dinâmicos**. 2. ed. São Paulo: Livraria da Física, 2006.

MORIGAKI, M. K. *et al.* Salinity of crude oil: Optimization of methodology and new method for extraction of salt in petroleum. **Quimica Nova**, v. 33, n. 3, p. 607–612, 2010.

MÜLLER, E. R. *et al.* Optimizing Operations Sequencing and Demulsifier Injection in Offshore Oil Production Platforms. **IEEE Access**, v. 11, n. January, p. 33414–33427, 2023. Disponível em: <https://ieeexplore.ieee.org/document/10090932/>.

OGATA, K. **Modern Control Engineering**. Thirded. Prentice Hall, 1996.

OLIVEIRA, M. C. de K. de *et al.* Subsea demulsifier injection to enhance crude oil production in offshore brownfields - A success case. **Proceedings of the Annual Offshore Technology Conference**, v. 2019-May, p. 1–6, 2019.

OLIVEIRA, M. C. K. de *et al.* Subsea demulsifier injection to reduce emulsion viscosity and enhance crude oil production. *In:* , 2017. **OTC Brasil 2017**. p. 1651–1659, 2017.

OREA, M. *et al.* Dilution of heavy crude oils for pipeline transportation purposes: The asphaltene instability issue. *In:* , 2015. **Heavy Oil Latin America Conference & Exhibition**. p. 1–12. 2015

PAL, R. A novel method to correlate emulsion viscosity data. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, v. 137, n. 1–3, p. 275–286, 1998. Disponível em: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0927775797003749>.

PEDERSEN, S.; DURDEVIC, P.; YANG, Z. Challenges in slug modeling and control for offshore oil and gas productions: A review study. **International Journal of Multiphase**, v. 88, p. 270–284, 2017.

PEDERSEN, S.; DURDEVIC, P.; YANG, Z. Review of slug detection, modeling

and control techniques for offshore oil & gas production processes. **IFAC-PapersOnLine**, v. 28, n. 6, p. 89–96, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ifacol.2015.08.015>.

PYTHON. **Control Systems Library**. Disponível em: <https://pypi.org/project/control/>. Acesso em: 7 dez. 2022.

PYTHON. **Python 2.7.0 Release**. Disponível em: <https://www.python.org/download/releases/2.7/>. Acesso em: 10 abr. 2023.

**CVXOPT**. PYTHON SOFTWARE FOR CONVEX OPTIMIZATION. <https://cvxopt.org/index.html>. Acesso em: 10 set. 2023

RAISIN, J.; EMULSIONS, E. Electrocoalescence eau-huile Emulsions : Vers une efficacité critère. Electrocoalescence in Water-in-Oil Emulsions : Toward an Efficiency Criterion. 2011.

RAJAK, V. K. *et al.* Optimization of separation of oil from oil-in-water emulsion by demulsification using different demulsifiers. **Petroleum Science and Technology**, v. 34, n. 11–12, p. 1026–1032, 2016.

RANA, M. S.; POTA, H. R.; PETERSEN, I. R. Model predictive control of atomic force microscope for fast image scanning. *In:* , 2012. **2012 IEEE 51st IEEE Conference on Decision and Control (CDC)**. IEEE, 2012. p. 2477–2482. Disponível em: <http://ieeexplore.ieee.org/document/6426103/>.

RASHID, K.; BAILEY, W.; COUËT, B. A survey of methods for gas-lift optimization. **Modelling and Simulation in Engineering**, v. 2012, n. 24, p. 17, 2012.

RICHARDSON, E. G. Über die Viskosität von Emulsionen. **Kolloid-Zeitschrift**, v. 65, n. 1, p. 32–37, 1933.

RODRIGUES, R. F.; TRIERWEILER, J. O.; FARENZENA, M. New methodology for parameter estimation of offshore slug models with Hopf bifurcation. **Computers and Chemical Engineering**, v. 117, p. 247–255, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2018.06.012>.

RONNINGSEN, H. P. **Correlations for predicting Viscosity of W/O-Emulsions based on North Sea Crude Oils** Paper presented at the **SPE International Symposium on Oilfield Chemistry**. San Antonio, Texas, USA: 1995.

SANTAROSSA, B. I. **COMPARAÇÃO DE TÉCNICAS BASEADAS EM MODELO PARA OTIMIZAÇÃO DA PRODUÇÃO DE PETRÓLEO EM SISTEMAS MULTIPOÇO**. 2021. 90 f. - UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL, 2021. Disponível em: <https://lume.ufrgs.br/handle/10183/230143>.

SCHMIDT, Z.; BRILL, J. P.; BEGGS, H. D. Choking Can Eliminate Severe Pipeline Slugging. **Oil and Gas Journal**, v. 77, n. 46, p. 230–238, 1979.

SEMAN, L. O. *et al.* Derivative-free parameter tuning for a well multiphase flow simulator. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 192, p. 107288, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2020.107288>.

SHI, S. *et al.* A new method for calculating the viscosity of W/O and O/W emulsion. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 171, n. January, p. 928–937, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2018.08.015>.

SHOSA, J. D.; SCHRAMM, L. L. **Surfactants: Fundamentals and Applications in the Petroleum Industry**. 3. ed. Washington, D.C: Petroleum Recovery Institute, 2001-. ISSN 08831351.v. 16

SILVA, A. L. F. da *et al.* **Processamento Primário de Petróleo**. 1. ed. Rio de Janeiro: UNIVERSIDADE PETROBRAS, v.1, 2007.

SINÈGRE, L.; PETIT, N.; MÉNÉGATTI, P. Distributed delay model for density wave dynamics in gas lifted wells. **Proceedings of the 44th IEEE Conference on Decision and Control, and the European Control Conference**, p. 7390–7397, 2005.

SOUZA, L. de A. **Apostila Programa de Alta Competência - Noções de processamento primário de petróleo**. 1 ed. Rio de Janeiro: 2010.

SPT GROUP. **Dynamic Multiphase Flow Simulator**, 2015. Disponível em: <http://www.sptgroup.com/upload/documents/Brochures/Transient-Well-Flow-Simulations.pdf>. .

STASIAK, M.; PAGANO, D.; PLUCENIO, A. A New Discrete Slug-Flow Controller for Production Pipeline Risers. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 45, n. 8, p. 122–127, 2012. Disponível em: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S147466701537258X>.

STORKAAS, E. **Stabilizing control and controllability: Control solutions to avoid slug flow in pipeline-riser systems**. 156 f. - Norwegian University of Science and Technology, 2005.

STORKAAS, E.; SKOGESTAD, S. Controllability analysis of two-phase pipeline-riser systems at riser slugging conditions. **Control Engineering Practice**, v. 15, n. 5, p. 567–581, 2007. Disponível em: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S096706610600181X>.

TAITEL, Y. Stability of severe slugging. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 12, n. 2, p. 203–217, 1986.

TAYLOR, G. I. The viscosity of a fluid containing small drops of another fluid. **Proceedings of Royal Society A**, v. 19, n. 1906, p. 41–48, 1923.

TEIXEIRA, A. F. **OTIMIZAÇÃO DA PRODUÇÃO DE POÇOS DE PETRÓLEO COM GAS LIFT CONTÍNUO**. 111 f. - Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2013.

TENGESDAL, J. Ø.; SARICA, C.; THOMPSON, L. Severe slugging attenuation for deepwater multiphase pipeline and riser systems. **SPE Reprint Series**, n. 58, p. 110–120, 2004.

THE MATHWORKS, I. **IDPROC - MATLAB version: 8.0.0.783 (R2012b)**. Disponível em: [https://www.mathworks.com/help/ident/ref/idproc.html#mw\\_ae0c833a-f03a-4193-b2a0-ff18c29db963](https://www.mathworks.com/help/ident/ref/idproc.html#mw_ae0c833a-f03a-4193-b2a0-ff18c29db963). Acesso em: 7 dez. 2023.

THOMAS, J. E. **Fundamentos de Engenharia de Petróleo - Petrobras**. 2<sup>a</sup> edição. Rio de Janeiro, Brazil: 2001.

TIWARI, M. P. Effects of demulsifiers on dynamic viscosity and interfacial tension for governing crude oil demulsification. **International Journal of Recent Scientific Research**, v. 10, n. 09 (D), p. 34791–34793, 2019.

TRIERWEILER, J. O. **A Systematic Approach to Control Structure Design**. 1997. 190 f. - Dortmund, 1997.

TRIERWEILER, J. O.; FARINA, L. A.; DURAIISKI, R. G. RPN tuning strategy for model predictive control. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 34, n. 25, p. 245–250, 2001. Disponível em: [http://dx.doi.org/10.1016/S1474-6670\(17\)33831-4](http://dx.doi.org/10.1016/S1474-6670(17)33831-4).

UMAR, A. A. *et al.* A review of petroleum emulsions and recent progress on water-in-crude oil emulsions stabilized by natural surfactants and solids. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 165, p. 673–690, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2018.03.014>.

VENKATRAMAN, A. *et al.* Modeling impact of geochemical reactions on a real reservoir fluid mixture during CO<sub>2</sub>. **SPE Annual Technical Conference and Exhibition**. 2015.

VOGEL, J. V. Inflow Performance Relationships for Solution-Gas Drive Wells. **Journal of Petroleum Technology**, v. 20, n. 01, p. 83–92, 1968.

YOCUM, B. T. Offshore Riser Slug Flow Avoidance: Mathematical Models for Design and Optimization. **SPE European Meeting, London**, United Kingdom, , v. SPE-4312-M, 1973.

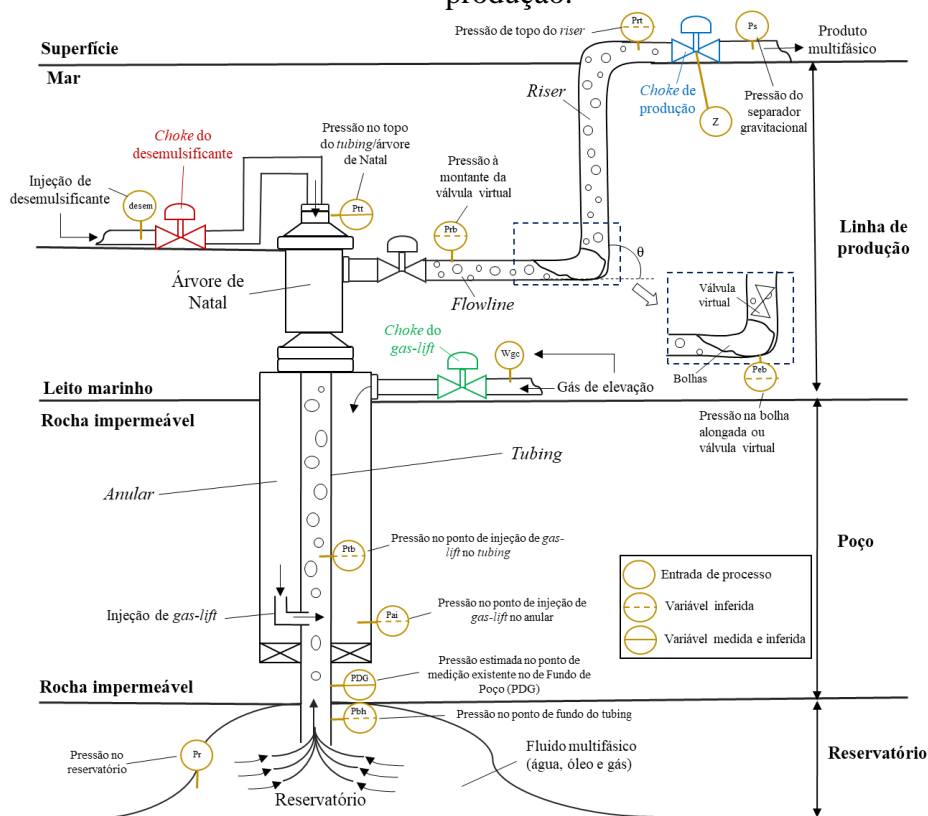




## APÊNDICE A - EQUAÇÕES DO MODELO *FAST OFFSHORE WELL MODELS (FOWM)*

O FOWM é o primeiro modelo simplificado que descreve um sistema de produção completo, contendo reservatório, coluna de produção, injeção de *gas-lift* na região do anular, *flowline* e *riser*. Além disso, este modelo foi testado em dois poços reais, cujos resultados obtidos foram satisfatórios em simular os ciclos limites (golfadas). Nas páginas seguintes são demonstradas as equações desse modelo.

Figura A1. Representação de uma estrutura de produção offshore com injeção de *gas-lift*, sendo representado em preto, o reservatório; em verde, o poço; e em azul, a linha de produção.



O FOWM é composto por seis equações de balanço de massa que ilustra o estado dinâmico do sistema, sendo representadas pelas equações abaixo.

$$\frac{dm_{ga}}{dt} = W_{gc} - W_{iv} \quad (1)$$

$$\frac{dm_{gt}}{dt} = W_r \cdot \alpha_{gw} + W_{iv} - W_{whg} \quad (2)$$

$$\frac{dm_{lt}}{dt} = W_r(1 - \alpha_{gw}) - W_{whl} \quad (3)$$

$$\frac{dm_{gba}}{dt} = (1 - E) \cdot W_{whg} - W_g \quad (4)$$

$$\frac{dm_{gr}}{dt} = E \cdot W_{whg} + W_g - W_{gout} \quad (5)$$

$$\frac{dm_{lr}}{dt} = W_{whl} - W_{lout} \quad (6)$$

onde:  $m_{ga}$  é a massa de gás no casco anular,  $m_{gt}$  é a massa de gás no *tubing*,  $m_{lt}$  é a massa de líquido no *tubing*,  $m_{gba}$  é a massa da bolha de gás na linha de produção,  $m_{gr}$  e  $m_{lr}$ , respectivamente, são a massa de gás e líquido no *riser*,  $W_{gc}$  é a taxa mássica de *gas-lift* entrando no casco anular,  $E$  é a fração mássica de gás na tubulação fração de gás que *bypass* a “válvula virtual” e  $\alpha_{gw}$  é a fração mássica de gás do reservatório em dadas condições de temperatura e pressão. As unidades de massa estão todas, conforme o sistema internacional de unidade, em quilograma (kg).

Como este sistema tem a finalidade de simular um escoamento multifásico com golfada, adiciona-se na modelagem o artifício proposto por Di Meglio *et al.* (2009), que é a presença de uma “válvula virtual” no ponto de inflexão e ascensão da tubulação, gerando o acúmulo de gás-líquido e a golfada. Assume nesta região da válvula virtual também o escoamento laminar, haja vista que o fluxo é monofásico (GEREVINI, 2017).

As equações de fluxo mássico são representadas na sequência, ambas estão todas na unidade de  $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ . No fluxo de produção do reservatório ( $W_r$ ) é inserido um comportamento dinâmico não linear, proposto pelo Vogel (1968), devido à dependência da energia disponível com a resistência estática da coluna de produção. Além disso, as demais equações de fluxo mantiveram o comportamento não linear (presença da raiz quadrática) cuja objetivo é manter as características principais das válvulas de injeção e do fluxo bifásico (GEREVINI, 2017).

Outro artifício matemático proposto é a utilização de máximos e mínimos em algumas equações com singularidades com o intuito de garantir que os parâmetros mantivessem o seu sentido físico e possibilitar a convergência numérica, tais como nas equações da taxa mássica para evitar o fluxo reverso, nas frações mássicas para garantir

que o resultado se dá entre 0 e 1, bem como nas pressões e massas para evitar resultados negativos.

$$W_{iv} = K_a \sqrt{\rho_{ai} \cdot \max(0, (P_{ai} - P_{tb}))} \quad (7)$$

$$W_{whg} = W_{wh} \cdot \alpha_{gt} \quad (8)$$

$$W_{whl} = W_{wh} \cdot (1 - \alpha_{gt}) \quad (9)$$

$$W_{wh} = K_w \cdot \sqrt{\rho_L \cdot \max(0, (P_{tt} - P_{rb}))} \quad (10)$$

$$W_r = K_r \left[ 1 - \left( 0.2 \frac{P_{bh}}{P_r} \right) - \left( 0.8 \frac{P_{bh}}{P_r} \right)^2 \right] \quad (11)$$

$$W_{out} = C_{out} \cdot z \cdot \sqrt{\rho_L \cdot \max(0, (P_{rt} - P_s))} \quad (12)$$

$$W_{lout} = \alpha_l \cdot W_{out} \quad (13)$$

$$W_{gout} = \alpha_g \cdot W_{out} \quad (14)$$

$$W_g = C_g \cdot \max(0, (P_{eb} - P_{rb})) \quad (15)$$

$$\alpha_g = \min \left( \left( \frac{m_{gr}}{m_{gr} + m_{lr}} \right), 1 \right) \quad (16)$$

$$\alpha_l = 1 - \alpha_g \quad (17)$$

$$\alpha_{gt} = \min \left( \left( \frac{m_{gt}}{m_{gt} + m_{lt}} \right), 1 \right) \quad (18)$$

$$\rho_{ai} = \frac{M \cdot P_{ai}}{R \cdot T} \quad (19)$$

$$\rho_{gt} = \frac{m_{gt}}{V_{gt}} \quad (20)$$

$$V_{gt} = V_t - \frac{m_{lt}}{\rho_L} \quad (21)$$

sendo que:  $W_{iv}$  é a taxa mássica de gás do casco anular para o tubing,  $W_r$  é a taxa mássica do reservatório para o fundo do poço,  $W_{whg}$  e  $W_{whl}$  são as taxas mássicas de gás e de líquido na Árvore de Natal Molhada,  $W_g$  é a taxa mássica na válvula virtual, e  $W_{gout}$  and  $W_{lout}$  são as taxas mássicas de gás e líquido na válvula *choke* da parte superior do sistema de elevação e  $W_{out}$  é a taxa mássica total à montante da *choke*; a abertura da válvula *choke* é uma fração que varia de 0 a 1, representada por  $z$ ;  $P_r$  e  $P_s$  são as pressões do reservatório

e do separador, respectivamente;  $K_r$  é o coeficiente de fluxo do reservatório,  $K_a$  é o coeficiente de fluxo na válvula de injeção,  $K_w$  o coeficiente de fluxo na Árvore de Natal;  $C_g$  e  $C_{out}$  são os coeficientes da válvula virtual e da *choke*, respectivamente;  $\alpha_g$  e  $\alpha_l$  as frações de gás e líquido no *riser*,  $\alpha_{gt}$  a fração mássica de gás no *tubing* e  $\rho_{ai}$  a massa específica no casco anular,  $\rho_{gt}$  é a massa específica de gás no *tubing* e  $V_{gt}$  o volume ocupado pelo gás no *tubing*.

Na etapa de produção e extração do petróleo, é comum o operador ou o técnico acompanhar a produção por meio do monitoramento da pressão do fundo de poço (PDG, *Permanent Downhole Gauge*), da pressão no topo do poço (*TPT, Temperature and Pressure Transductor*) e da pressão no topo do *riser* ( $P_{rt}$ ). Contudo, a PDG é a melhor escolha para controlar o poço pelo fato do posicionamento e do tempo de resposta relativo aos demais pontos de medição (DIEHL *et al.*, 2017).

Com relação as pressões em fase gás, fez-se a hipótese de que o gás é ideal e a temperatura se mantém constante. As demais pressões são calculadas como se fossem perda estática ( $\rho \cdot g \cdot H$ ), como demonstrados na sequência:

$$P_{ai} = \left( \frac{R \cdot T}{V_a \cdot M} + \frac{g \cdot L_a}{V_a} \right) \cdot m_{ga} \quad (22)$$

$$P_{tb} = P_{tt} + \rho_{mt} \cdot g \cdot H_{vgl} \quad (23)$$

$$P_{bh} = P_{pdg} + \rho_{mres} \cdot g \cdot (H_t - H_{pdg}) \quad (24)$$

$$P_{pdg} = P_{tb} + \rho_{mres} \cdot g \cdot (H_{pdg} - H_{vgl}) \quad (25)$$

$$P_{tt} = \frac{\rho_{gt} \cdot R \cdot T}{M} \quad (26)$$

$$P_{rb} = P_{rt} + P_{eb} = \frac{m_{gb} \cdot R \cdot T}{M \cdot V_{eb}} \quad (27)$$

$$P_{rt} = \frac{m_{gr} \cdot R \cdot T}{M \cdot \left( \omega_u \cdot V_r - \frac{(m_{lr} + m_{L,still})}{\rho_L} \right)} \quad (28)$$

onde:  $P_{ai}$  é a pressão no ponto em que o gás é injetado do casco para o *tubing*,  $P_{tb}$  é a pressão no ponto de injeção no lado do *tubing*,  $P_{bh}$  é a pressão no fundo do poço – na conexão entre poço e reservatório,  $P_{pdg}$  é a pressão no *Permanent Downhole Gauge* (PDG),  $P_{tt}$  é a pressão no topo do *tubing*,  $P_{rb}$  é a pressão na base do *riser*,  $P_{eb}$  é a pressão

da bolha e  $P_{rt}$  é a pressão no topo do *riser*. As variáveis medidas (disponíveis em sistemas reais) são a pressão  $P_{pdg}$  e a pressão  $P_{tt}$ .

Outros parâmetros também são abordados:  $T$  é temperatura constante do sistema,  $M$  é a massa molar do gás,  $R$  é a constante universal dos gases e  $g$  a aceleração da gravidade.

Em relação a estrutura do poço:  $V_a$  é o volume do casco anular e  $L_a$  seu comprimento;  $H_t$  é o comprimento do *tubing*,  $H_{vgl}$  é a distância vertical do leito do mar até o ponto de injeção de gás de elevação no *tubing* e o  $H_{pdg}$  é a distância vertical do leito do mar até o medidor de pressão (PDG) no *tubing*;  $\theta$  é a inclinação do *riser*;  $V_{eb}$  é o volume da bolha acumulado à montante da “válvula virtual”;  $\omega_u$  é um parâmetro usado para ajuste do volume da tubulação submarina.

Os parâmetros físico-químicos do fluido são: a massa específica da mistura no *tubing* é  $\rho_{mi}$  e a do gás nessa seção é  $\rho_{gt}$ ;  $\rho_L$  é a massa específica do líquido no *riser*; a massa específica da mistura do reservatório é constante e dada por  $\rho_{mres}$ ;  $m_{L,still}$  é a massa mínima de líquido na tubulação submarina.

Os cálculos geométricos são apresentados nas Equações 29-32.

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (29)$$

$$V_a = \frac{L_a \cdot \pi \cdot D_a^2}{4} \quad (30)$$

$$V_t = \frac{L_t \cdot \pi \cdot D_t^2}{4} \quad (31)$$

$$V_r = L \cdot A \quad (32)$$

onde:  $D$  é o diâmetro do *riser*;  $D_a$  é o diâmetro equivalente do anular e  $D_t$  é o diâmetro do *tubing*;  $L$  o comprimento do *riser* e  $V_r$  o volume do *riser*.

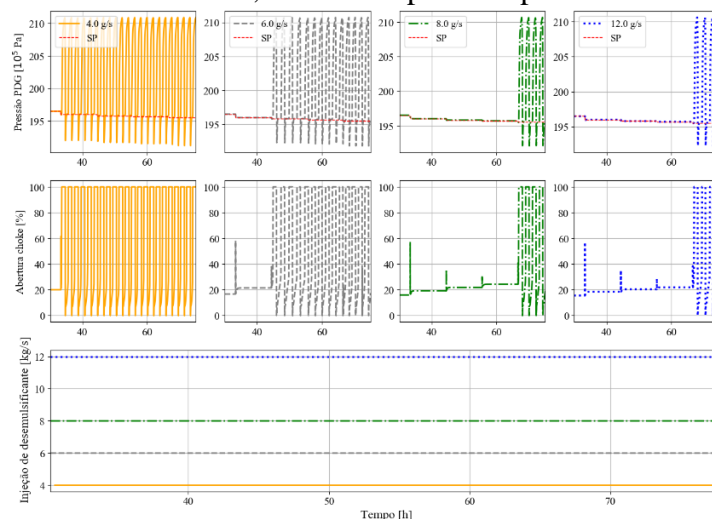


## APÊNDICE B- INFLUÊNCIA DA DOSAGEM NA RESPOSTA DA MALHA

Com base no ajuste PID apresentado na Tabela 5, foi implementado um sistema de controle com duas malhas individuais (SISO - *Single-Input Single-Output*). Nesse sistema, o desemulsificante é mantido em um valor fixo, tornando a malha essencialmente uma malha PDG/choke simples.

Para identificar a dosagem do aditivo com maior significância para a dinâmica da planta frente a diversos perturbações no *set-point*, é abordado quatro tipos de concentrações, variando de 4 a 12  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ . O resultado gerado mostra que o uso do desemulsificante como coadjuvante é eficaz para concentrações superiores à 8  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ , devido ao aumento de abertura da *choke* e de estabilidade. É possível observar que a região de operação para dosagens inferiores a 4  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ , o controlador limita a abertura de válvula para 16%, a vazão de óleo em 26,91  $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$  e a pressão a 197,50  $\cdot 10^5$  Pa, resultados próximos ao do ponto Hopf em malha aberta (ver Figura 20). Para dosagens de 6  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ , o resultado mostra um ganho de produção 3,44% (27,87  $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ ) superior em relação a dosagem anterior, em termos de pressão e de abertura de *choke*, o valor corresponde a 196,50  $\cdot 10^5$  Pa e 21,39%, respectivamente.

Figura B1. Implementação do controle PDG/choke para quatro tipos de dosagens de desemulsificante, lendo a resposta na pressão PDG.



Da mesma forma, para dosagens superiores à 8  $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$ , há um aumento na estabilidade, identificando que o controlador opera com maiores pressões 1,957  $\cdot 10^7$  Pa,

indicando que a abertura expandiu para 22,42% e vazão de óleo para 28,57 kg·s<sup>-1</sup>. O ganho teórico de produção em relação à malha aberta e à composição 6 g·s<sup>-1</sup> são, respectivamente, 6,80% e 2,58%.

Com a dosagem do aditivo no máximo (12 g·s<sup>-1</sup>), a abertura ficou centrado numa média de 22,82%, vazão de óleo aproximadamente 28,87 kg·s<sup>-1</sup> e a pressão em 1,95610<sup>7</sup> Pa. Houve um aumento do ganho teórico de 1,05% e 7,92% em relação a composição de 8 g·s<sup>-1</sup> e malha aberta, respectivamente,

Do ponto de vista econômico, um aumento superior à 8 g·s<sup>-1</sup> obtém ganhos similares ao de 12 g·s<sup>-1</sup>. Por isso, as demais análises centrarão com uma dosagem fixa de 8 g·s<sup>-1</sup>, visto que representa economia de material e bom desempenho na operacionalidade da planta.

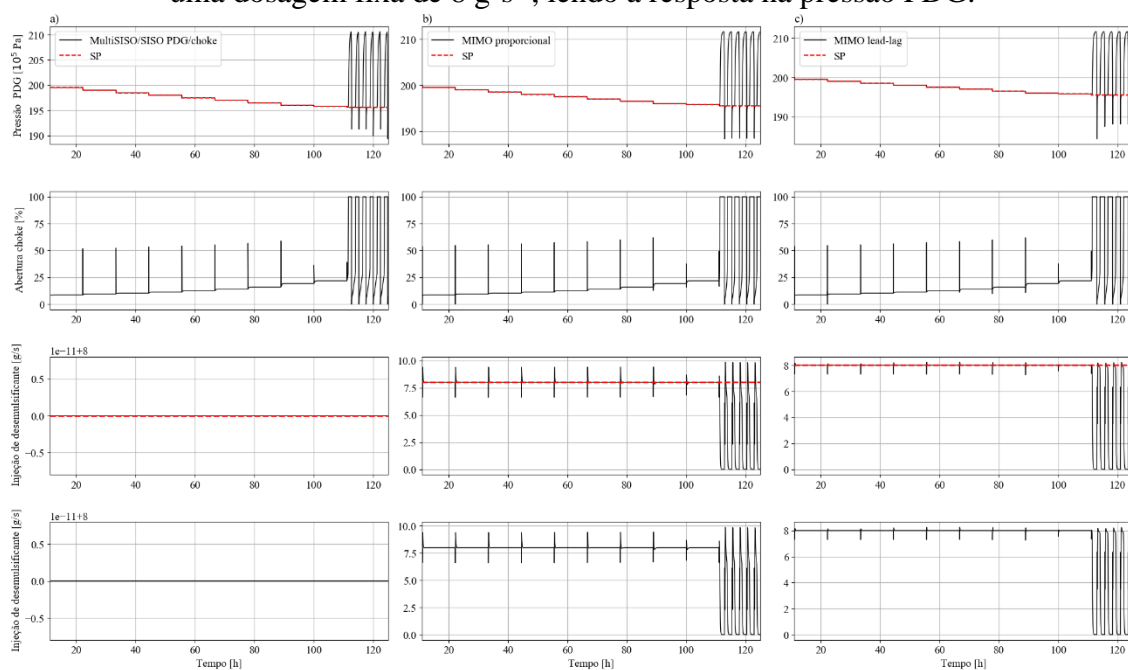


## APÊNDICE C – ANÁLISE DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES MIMO PARA SUPRESSÃO DE GOLFADAS

Para fins de desempenho e comparação, é feito uma análise da estabilidade da planta mediante perturbações sucessivas no *set-point da pressão*. O valor escolhido como ponto de partida para o desemulsificante é de  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ . Esse número é obtido do estudo do controlador SISO PDG/*choke* da Figura B1. A Figura C1 indica os resultados do ensaio e na Tabela C1 são transcritos os resultados numéricos.

É importante ressaltar que, embora a Figura C1a seja denominada multiSISO, a malha de controle se torna essencialmente uma malha PDG/*choke* simples devido ao fato de que o aditivo químico é mantido fixo. É justificável o nome de multiSISO, caso venha ocorrer um transiente no desemulsificante, como mostrado na Figura 33.

Figura C1. Comparação de desempenho do controlador multiSISO/SISO PDG/*choke* (a) e do MIMO com acoplador proporcional (b) e com o compensador lead-lag (c) para uma dosagem fixa de  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , lendo a resposta na pressão PDG.



Os controladores multivariáveis apresentaram elevado desempenho com o alcance dos *set-points* desejados até o momento que entra em ciclo limite. Nota-se que a ação de controle da *choke* apresenta pouca variabilidade entre os modelos, indicando que o fator limitante para obter maior ganho será mediante o uso do desemulsificante.

A inserção do desacoplador *lead-lag* apresenta uma ação de controle mais suave, rápida e com melhor desempenho na rejeição de distúrbios comparada aos demais modelos, devido ao filtro aplicado na manipulada.

Tabela C1. Limite de operação das malhas fechadas com as diferentes estratégias adotadas para o controle da pressão PDG, assumindo desemulsificante fixo inicial de  $8 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ .

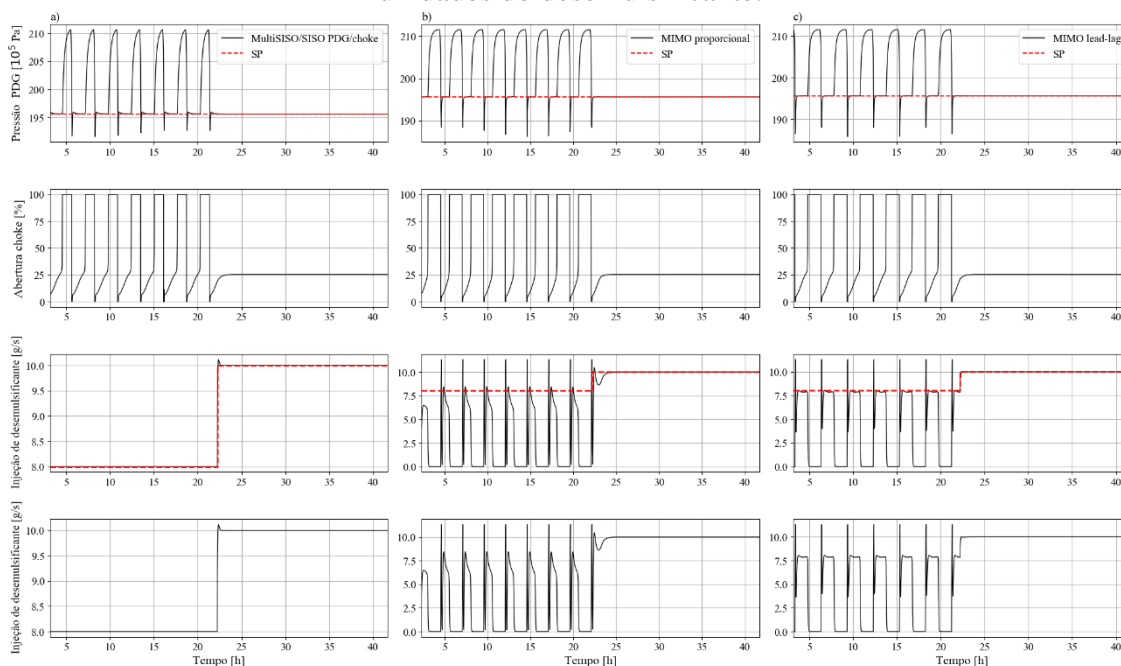
| Malha  | Pressão [ $10^5 \cdot \text{Pa}$ ] | Abertura de <i>choke</i> [%] | Produção de óleo [ $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ ] |
|--|------------------------------------|------------------------------|--|
| Malha aberta com desemulsificante $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ | 204,43                             | 15,11                        | 26,75  |
| SISO PDG/ <i>choke</i>   | 195,79                             | 22,18                        | 27,93  |
| MIMO com acoplador proporcional                                    | 195,72                             | 23,79                        | 28,60  |
| MIMO com acoplador <i>lead-lag</i>                                 | 195,74                             | 24,36                        | 30,06  |

\* A malha aberta com desemulsificante corresponde ao ponto Hopf com a concentração do aditivo na sua dosagem máxima ( $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ) injetado na árvore de natal.

O controlador que obteve maior performance foi a configuração MIMO *lead-lag* seguido do MIMO proporcional, ambos apresentaram uma abertura de faixa média em torno de 24,36 % e 23,79%, respectivamente, bem como o ganho de produção teórico médio comparado à malha fechada SISO PDG/*choke* elevou para 7,63 e 2,40%, respectivamente.

Partindo das condições operacionais em que a planta perde seu desempenho (pressão equivalente à  $1,956 \cdot 10^7 \text{ Pa}$ ), o aumento gradual da concentração de desemulsificante ajudou na estabilidade e na recuperação de óleo. A Figura C2 mostra que não é necessário setar o aditivo químico na sua dosagem máxima ( $12 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ) com apenas um aumento de  $2,0 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ , o sistema recupera sua produção. Ressalta-se que a ação integral do controlador proporcional teve que ser elevada em 1,5 vezes o valor da Tabela 5 para alcançar o valor desejado do *set-point* da PDG. Por isso, que sua ação está um pouco mais agressiva em relação aos demais modelos. Contudo, com a aplicação do filtro *lead-lag*, a ação de controle do desemulsificante é atenuada, apresentando melhor robustez a configuração anterior.

Figura C2. Recuperação do escoamento mediante aumento da dosagem de duas unidades do desemulsificante.



Os controladores multivariáveis apresentaram bom desempenho e robustez para concentrações de desemulsificante (acima de  $6 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}$ ). Abaixo desse valor, implementar estruturas de controle avançado não possuem benefícios em relação à malha SISO PDG/*choke*, visto que o desempenho das malhas MIMOs apresentaram resultados semelhantes ou inferiores ao controlador simples.

Caso a escolha do controlador venha a se valer de desempenho, a escolha mais adequada é o controlador MIMO *lead-lag* pelo fato de apresentar resposta mais rápida, menor variação na manipulada do desemulsificante e menores *overshoots* nas mudanças de *set-points* da pressão.

Confrontando esses dados com a da literatura, especialmente a de Gilbert (GILBERT; MORLEY; ELLIOTT, 2016) e Allenson (ALLENSON; YEN; LANG, 2011), observa-se que a dinâmica do desemulsificante na simulação apresenta comportamento similar aos estudos realizados por meio de testes em campo do desemulsificante comercial injetado via *manifold* submarino. Em outras palavras, caso queira elevar a produção de óleo, a pressão tende a diminuir por meio do aumento da abertura da válvula de desemulsificante e da *choke* de produção simultaneamente e vice-versa.