

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO  
ESCOLA DE QUÍMICA

**João Lucas Silva da Rocha**  
**Matheus Herdy Moraes**



ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CONTROLADORES PARA POÇOS DE PETRÓLEO PERFURADOS COM  
PRESSÃO GERENCIADA

RIO DE JANEIRO  
2025

João Lucas Silva da Rocha

Matheus Herdy Moraes

ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CONTROLADORES PARA POÇOS DE PETRÓLEO PERFURADOS COM  
PRESSÃO GERENCIADA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico / Engenheiro de Bioprocessos.

Orientadores: Andrea Valdman  
Andréa Parente

Rio de Janeiro

2025

R672e Rocha, João Lucas Silva da  
ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CONTROLADORES PARA POÇOS  
DE PETRÓLEO PERFURADOS COM PRESSÃO GERENCIADA /  
João Lucas Silva da Rocha. -- Rio de Janeiro, 2025.  
71 f.

Orientador: Andrea Valdman.  
Coorientador: Andréa Pereira Parente.  
Trabalho de conclusão de curso (graduação) -  
Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de  
Química, Bacharel em Engenharia Química, 2025.

1. Perfuração com Pressão Gerenciada (MPD). 2. Controladores. 3. Sintonização. 4. Scilab/XCos. 5. Segurança Operacional. I. Valdman, Andrea, orient. II. Parente, Andréa Pereira, coorient. III. Título.

João Lucas Silva da Rocha  
Matheus Herdy Moraes

ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CONTROLADORES PARA POÇOS DE PETRÓLEO PERFURADOS COM  
PRESSÃO GERENCIADA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à  
Escola de Química da Universidade Federal do  
Rio de Janeiro, como parte dos requisitos  
necessários à obtenção do grau de Engenheiro de  
Bioprocessos / Engenheiro Químico

Aprovado em maio de 2025.

---

Prof<sup>a</sup>. Andrea Valdman, D. Sc, UFRJ

---

Prof<sup>a</sup>. Andréa Parente, D. Sc., UFRJ

---

Prof<sup>a</sup> Bruno Capron, D. Sc, UFRJ

---

Prof<sup>a</sup> Walter de Mattos, MSc. Sc. UFRJ

Rio de Janeiro  
2025

## AGRADECIMENTOS

### Agradecimentos João Lucas

Agradeço primeiramente a Deus, pela força e pela oportunidade de conquistar meus objetivos.

Em segundo lugar, agradeço à minha esposa Gabriella, minha eterna namorada dos tempos de escola, por estar ao meu lado em todos os momentos — sejam eles fáceis, difíceis ou tristes. Sem ela, tenho certeza de que essa caminhada teria sido muito mais árdua. Te amo muito.

Em terceiro, agradeço à minha família: à minha mãe, Sirlene, e à minha avó, Severina, que me criaram com muito amor, sempre me oferecendo o melhor e me repreendendo quando necessário, para que eu me tornasse o homem que sou hoje. Tive uma mãe que, com muito esforço, precisou trabalhar para sustentar seus filhos e confiou à sua mãe a missão de cuidar e educar-nos. Minha avó, com todo carinho, me deu uma infância repleta de amor e respeito. Sempre serei grato. Amo muito vocês.

Agradeço também aos meus irmãos, Vinícius e Davi Miguel, por me amarem mesmo quando estamos distantes. Ao meu pai, Luciano, por sempre me orientar a estudar e por seus conselhos de vida. E ao meu segundo pai, Fábio, por cuidar de mim como se eu fosse um de seus filhos.

Quero ainda agradecer às amizades que tornaram essa jornada mais leve e especial. Primeiramente, à minha amiga Pérola Lana, pelos mais de 10 anos de amizade e com quem estudei nos primeiros anos de faculdade e compartilhei muitos cafés por volta das 7h50 antes das aulas. Ao meu amigo Samuel, pelas brincadeiras sempre engraçadas. E ao meu companheiro de TCC, Matheus — que, mesmo sendo uma amizade recente, parece que conheço há muito tempo e que se tornou alguém importante para mim. Hoje, é também meu companheiro de profissão.

Agradeço também às professoras Andrea Valdman e Andréa Parente, pela orientação, paciência e dedicação durante todo o desenvolvimento deste trabalho. O apoio de vocês foi fundamental para a realização deste projeto.

## Agradecimentos Matheus

Dedico este trabalho, com muito carinho e gratidão, às pessoas que estiveram ao meu lado durante toda essa caminhada de vida, pessoal e acadêmica.

Primeiramente, à minha esposa Bianca, pelo amor, paciência, apoio incondicional e por acreditar em mim e me motivar mesmo nos momentos em que eu duvidei. Você foi minha fortaleza e minha maior inspiração.

À minha mãe Adriana e ao meu pai Carlos, por todo o esforço, educação e valores que me transmitiram, sempre me incentivando a seguir meus objetivos. Sem vocês, nada disso seria possível. Também agradeço aos meus irmãos, Bruno e Caio, que partilharam a vida comigo, tanto morando juntos quanto à distância.

Aos amigos que, de uma forma ou de outra, contribuíram com palavras de incentivo, conselhos e aquela leveza que só a amizade verdadeira traz. Aqui destaco todos os meus padrinhos de casamento, amigos de infância e companheiros de trabalho.

E ao meu parceiro de TCC, João Lucas, por toda a parceria, dedicação e comprometimento ao longo dessa jornada. Sem o seu trabalho e colaboração, este projeto não teria sido o mesmo.

Por fim, junto do João, agradeço imensamente às professoras Andrea Valdman e Andrea Parente, que nos apoiaram totalmente, mesmo nos momentos mais difíceis dessa jornada.

A todos vocês, meu mais sincero agradecimento.

## RESUMO

ROCHA, João Lucas da Silva; MORAES, Matheus Herdy. **ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CONTROLADORES PARA POÇOS DE PETRÓLEO PERFURADOS COM PRESSÃO GERENCIADA.** Rio de Janeiro, 2025. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química / Engenharia de Bioprocessos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2025.

A perfuração com pressão gerenciada (MPD) tem se consolidado como uma técnica eficiente no controle de poços de petróleo em cenários complexos, como no pré-sal brasileiro. Os ideais desse trabalho foram desenvolvidos a partir de funções de transferência disponíveis na literatura de uma planta piloto de extração de petróleo. Os dados originais da planta piloto foram escalonados para o cenário de exploração do pré-sal brasileiro e complementados com funções de transferência da instrumentação mais próximas aos instrumentos comerciais disponíveis no mercado. Este trabalho visa sintetizar e avaliar diferentes controladores aplicados ao processo de extração de petróleo utilizando a técnica MPD, com foco na perfuração com pressão de fundo constante (CBHP). Para diferentes cenários de perfuração foram realizadas simulações utilizando o software Scilab/XCos, onde controladores dos tipos P, PI e PID foram planejados e sintonizados. Para a sintonia dos controladores, aplicaram-se os métodos de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon. O desempenho dos controladores foi avaliado frente a perturbações como degrau, pulso triangular e ondas quadradas, com o objetivo de controlar a pressão de fundo do poço e mitigar riscos operacionais e ambientais. Os resultados demonstram que os controladores PI e PID são eficazes na estabilização das variáveis de processo, com destaque para o método de Cohen-Coon, que apresentou melhores tempos de estabilização e menor erro acumulado no problema regulador e para o método de Ziegler & Nichols que se mostrou mais seguro para o problema servo. O uso de controladores ajustados adequadamente pode aumentar significativamente a segurança e a eficiência da operação, reduzindo o tempo não produtivo na exploração de poços de petróleo. Além disso, o trabalho corrobora que o uso do controlador PID continua sendo uma boa estratégia para o controle de pressão mesmo em situações complexas.

**Palavras-chave:** Perfuração com Pressão Gerenciada (MPD); Controladores; Sintonização; Scilab/XCos; Segurança Operacional.

## ABSTRACT

ROCHA, João Lucas da Silva; MORAES, Matheus Herdy. **ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CONTROLADORES PARA POÇOS DE PETRÓLEO PERFURADOS COM PRESSÃO GERENCIADA.** Rio de Janeiro, 2025. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química / Engenharia de Bioprocessos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2025.

Managed Pressure Drilling (MPD) has become established as an efficient control technique in complex scenarios, such as in the Brazilian pre-salt fields. The ideas behind this work were developed from transfer functions available in the literature for an oil extraction pilot plant. The data were scaled for a pre-salt exploration scenario and complemented with transfer functions of instruments available in the control and instrumentation market. This study aims to synthesize and evaluate different controllers applied to the oil extraction process using the MPD technique, focusing on Constant Bottom Hole Pressure (CBHP) drilling. Simulations were performed for different drilling scenarios using the Scilab/XCos software, where P, PI, and PID controllers were designed and tuned, comparing the Ziegler & Nichols and Cohen-Coon methods. The performance of the controllers was evaluated in response to disturbances such as step, impulse, and square waves, with the goal of controlling the bottom hole pressure and mitigating operational and environmental risks. The results show that PI and PID controllers are effective in stabilizing process variables, with particular emphasis on the Cohen-Coon method, which presented better stabilization times and lower accumulated error in the regulatory problem, and the Ziegler & Nichols method, which proved safer for the servo problem. The use of properly tuned controllers can significantly increase operational safety and efficiency, reducing non-productive time (NPT) in oil wells production. Furthermore, the study confirms that the use of the PID controller remains a good strategy for pressure control, even in complex situations.

Keywords: Managed Pressure Drilling (MPD); Controllers; Tuning; Scilab/XCos; Operational Safety.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

|   |    |
|---|----|
| Figura 1 – Janela operacional de perfuração. Adaptado de (REHM BILL, SCHUBERT JEROME, <i>et al.</i> , 2008) .....                     | 17 |
| Figura 2 – Esquema de funcionamento da malha feedback – Elaboração própria.....   | 25 |
| Figura 3 - Planta piloto (VEGA, VIEIRA, <i>et al.</i> , 2016).....  | 27 |
| Figura 4 - Bloco de parâmetros da função step no XCOS .....   | 40 |
| Figura 5 - Curva da função de comportamento da perturbação pulso triangular no XCOS.....  | 40 |
| Figura 6 – Bloco de parâmetro da função Set Pulse no Xcos .....   | 40 |
| Figura 7 - Comportamento das perturbações.....  | 40 |
| Figura 8 – Malha de controle feedback elaborada para as simulações no XCOS. Simulação da perturbação degrau - Elaboração própria..... | 46 |
| Figura 9 - Determinação experimental do ganho crítico. ....   | 47 |
| Figura 10 - Resposta ao desvio da perturbação degrau dos controladores P (regulador).....   | 50 |
| Figura 11 - Resposta ao desvio da perturbação ondas quadradas dos controladores P .....   | 51 |
| Figura 12 – Resposta ao desvio da perturbação pulso triangular dos controladores P.....   | 52 |
| Figura 13 - Resposta ao desvio da perturbação degrau dos controladores PI .....   | 54 |
| Figura 14 - Resposta ao desvio da perturbação ondas quadradas dos controladores PI.....   | 56 |
| Figura 15 - Resposta ao desvio da perturbação pulso triangular dos controladores PI.....  | 57 |
| Figura 16 - Resposta ao desvio da perturbação degrau dos controladores PID .....  | 59 |
| Figura 17 - Resposta ao desvio da perturbação ondas quadradas dos controladores PID .....   | 60 |
| Figura 18 - Resposta ao desvio da perturbação pulso triangular dos controladores PID .....  | 61 |
| Figura 19 - Resposta ao desvio no setpoint do controlador PI no problema servo .....  | 63 |
| Figura 20 - Resposta da válvula de atuação ao desvio no setpoint do controlador PI.....   | 64 |
| Figura 21 - Resposta ao desvio no setpoint do controlador PID no problema servo .....   | 65 |

## LISTA DE TABELAS

|   |    |
|---|----|
| Tabela 1 – Condições iniciais de operação.....  | 28 |
| Tabela 2 – Parâmetros da função de transferência do processo escolhidas do estudo original... ..  | 28 |
| Tabela 3 – Parâmetros da função de transferência da carga escolhidas do estudo original.....  | 29 |
| Tabela 4 – Ferramentas do software XCOS utilizadas para elaboração da simulação .....   | 32 |
| Tabela 5 – Perturbações simuladas e reais.....  | 33 |
| Tabela 6 – Cenários em simulação.....   | 37 |
| Tabela 7 – Parâmetros para sintonia do controlador por Ziegler & Nichols pelo método do período crítico.....  | 38 |
| Tabela 8 – Parâmetros para sintonia do controlador por Cohen-Coon.....  | 39 |
| Tabela 9 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares.....   | 39 |
| Tabela 10 – Funções de transferência modificadas.....   | 44 |
| Tabela 11 – Parâmetros dos controladores P, PI e PID utilizando o método de Ziegler & Nichols.....  | 46 |
| Tabela 12 - Parâmetros dos controladores P, PI e PID utilizando o método de Cohen Coon.....   | 48 |
| Tabela 13 – Parâmetros dos controladores sintonizados.....  | 48 |
| Tabela 14 – Parâmetros de sintonia dos controladores P .....  | 49 |
| Tabela 15 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau na variável distúrbio em controle do tipo P .....           | 50 |
| Tabela 16 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação ondas quadradas na variável distúrbio em controle do tipo P .....  | 51 |
| Tabela 17 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação pulso triangular na variável distúrbio em controle do tipo P ..... | 53 |
| Tabela 18 – Indicadores de desempenho do controlador P frente as perturbações.....  | 53 |
| Tabela 19 – Parâmetros de sintonia dos controladores PI.....  | 54 |
| Tabela 20 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau na variável distúrbio em controle do tipo PI.....           | 55 |
| Tabela 21– Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação ondas quadradas na variável distúrbio em controle do tipo PI.....   | 56 |
| Tabela 22– Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação pulso triangular na variável distúrbio em controle do tipo PI.....  | 57 |
| Tabela 23 – Indicadores de eficiência do controlador PI.....  | 58 |
| Tabela 24 – Parâmetros de sintonia dos controladores PID.....   | 58 |

|  |    |
|--|----|
| Tabela 25 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau na variável distúrbio em controle do tipo PID.....           | 59 |
| Tabela 26 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação ondas quadradas na variável distúrbio em controle do tipo PID.....  | 60 |
| Tabela 27 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação pulso triangular na variável distúrbio em controle do tipo PID..... | 61 |
| Tabela 28 – Indicadores de eficiência do controlador PID.....  | 62 |
| Tabela 29 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau no problema servo em controle do tipo PI.....                | 63 |
| Tabela 30 – Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau no problema servo em controle do tipo PID.....               | 65 |

**LISTA DE ABREVIATURAS E SIMBOLOS**

|          |  |
|----------|--|
| Gp       | Função de transferência do processo                    |
| GL       | Função de transferência da carga                       |
| Gv       | Função de transferência da válvula                     |
| Gm       | Função de transferência do medidor                     |
| MPD      | Managed Pressure Drilling                              |
| P        | Controlador proporcional                               |
| PI       | Controlador proporcional e integral                    |
| PID      | Controlador proporcional, integral e derivativo        |
| ECD      | Equivalent Circulating Density                         |
| CBHP     | Constant Bottom Hole Pressure                          |
| NPT      | Tempo não produtivo                                    |
| ECD      | Equivalent Circulating Density                         |
| IAE      | Integral do erro absoluto                              |
| Tr       | Tempo de subida  |
| Ts       | Tempo de estabilização                                 |
| Tu       | Período último   |
| $\tau_i$ | Constante de tempo do controlador integral             |
| $\tau_d$ | Constante de tempo do controlador derivativo           |
| $\tau_L$ | Constante de tempo da função de transferência da carga |

## SUMÁRIO

|  |           |
|--|-----------|
| <b>1 INTRODUÇÃO .....</b>  | <b>15</b> |
| 1.1 OBJETIVOS .....  | 16        |
| <b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>   | <b>17</b> |
| 2.1 JANELA DE OPERAÇÃO, PRESSÃO DE PORO E PRESSÃO DE FRATURA.....                                | 17        |
| 2.2 SISTEMAS E DISPOSITIVOS DE SEGURANÇA.....  | 18        |
| 2.3 EVENTOS INDESEJADOS EM PLATAFORMAS DE PETRÓLEO E GÁS.....                                    | 19        |
| 2.4 ACIDENTES EM PLATAFORMAS DE PETRÓLEO.....  | 20        |
| 2.5 CONTROLE AVANÇADO EM PLATAFORMAS DE PETRÓLEO E GÁS USANDO<br>MANAGED PRESSURE DRILLING ..... | 22        |
| 2.6 TÉCNICA DE CONTROLE FEEDBACK DO TIPO PID .....   | 24        |
| <b>3 METODOLOGIA.....</b>  | <b>26</b> |
| 3.1 ESTUDO DE CASO DE UMA PLANTA PILOTO DE PERFURAÇÃO .....                                      | 26        |
| 3.2 MODELAGEM E AJUSTE DAS FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA .....  | 27        |
| <b>3.2.1 Condições de regime iniciais.....</b>   | <b>28</b> |
| <b>3.2.2 Escalonamento das funções de transferência da carga e do processo .....</b>             | <b>29</b> |
| <b>3.2.3 Funções de transferência da instrumentação industrial.....</b>                          | <b>30</b> |
| 3.3 SIMULAÇÃO .....  | 32        |
| <b>3.3.1 Recursos computacionais.....</b>  | <b>32</b> |
| <b>3.3.2 Tipos de perturbação.....</b>   | <b>33</b> |
| <b>3.3.3 Cenários analisados .....</b>   | <b>36</b> |
| 3.4 TÉCNICAS DE SINTONIA E ESTABILIDADE DE CONTROLADORES .....                                   | 37        |
| 3.5 PARÂMETROS DE AVALIAÇÃO DA EFICÁCIA DOS CONTROLADORES .....                                  | 40        |
| 3.6 RESPOSTA DA VÁLVULA MANIPULADA .....   | 41        |
| <b>4 RESULTADOS .....</b>  | <b>43</b> |
| 4.1 CENÁRIOS E SIMULAÇÃO .....   | 43        |
| <b>4.1.1 Condições iniciais de pressão nos poros e nas fraturas.....</b>                         | <b>43</b> |
| <b>4.1.2 Escalonamento das funções de transferência do processo e da carga .....</b>             | <b>43</b> |
| <b>4.1.3 Funções de transferência da instrumentação.....</b>                                     | <b>44</b> |
| <b>4.1.4 Malha de controle feedback simulada .....</b>   | <b>45</b> |
| 4.2 SINTONIA DOS CONTROLADORES .....   | 46        |
| <b>4.2.1 Método de Ziegler &amp; Nichols .....</b>   | <b>47</b> |
| <b>4.2.2 Método de Cohen-Coon .....</b>  | <b>48</b> |

|  |           |
|--|-----------|
| 4.3 PROBLEMA REGULADOR.....  | 50        |
| <b>4.3.1 Respostas do controlador P .....</b>                            | <b>50</b> |
| <b>4.3.2 Respostas do controlador PI.....</b>                            | <b>55</b> |
| <b>4.3.3 Respostas do controlador PID .....</b>                          | <b>59</b> |
| 4.4 PROBLEMA SERVO .....   | 63        |
| <b>4.4.1 Resposta do controlador PI .....</b>                            | <b>63</b> |
| <b>4.4.2 Resposta da variável manipulada para o controlador PI .....</b> | <b>65</b> |
| <b>4.4.3 Resposta do controlador PID .....</b>                           | <b>66</b> |
| <b>5 CONCLUSÕES.....</b>   | <b>68</b> |
| <b>6 REFERÊNCIAS .....</b>   | <b>70</b> |

## 1 INTRODUÇÃO

A exploração e produção de petróleo são atividades essenciais para a economia global, fornecendo a maior parte da energia consumida mundialmente e sendo um componente fundamental para diversas indústrias. O Brasil encontra-se entre os maiores produtores e detentores de reservas petrolíferas do mundo, com o petróleo sendo responsável por 13% do PIB brasileiro e 50% da oferta de energia (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, 2020), representando uma fonte crucial de arrecadação de impostos e royalties, que financiam diversos programas sociais e investimentos em infraestrutura. Além disso, a cadeia produtiva do petróleo, que inclui exploração, produção, refino e distribuição, gera milhares de empregos diretos e indiretos, impulsionando o desenvolvimento de várias regiões do país. (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, 2020)

As atividades relacionadas à extração do petróleo apresentam desafios técnicos significativos, especialmente quando realizadas em ambientes de perfuração complexos e desafiadores, como os encontrados em águas profundas na exploração do pré-sal, que representa 75% da produção nacional (KONCHINSKI, 2022). Um dos principais desafios na perfuração de poços de petróleo é manter a segurança e a integridade das plantas e dos colaboradores. Em virtude disso, o controle preciso da pressão - principal variável de risco envolvida - é essencial para garantir a segurança e a eficiência do processo. Quando se olha pela ótica econômica, aumentar a precisão do controle dos processos envolvidos em uma perfuração diminui o tempo ocioso provocado por distúrbios, como o de pressão, gerando um impacto positivo expressivo na viabilidade financeira do projeto. Além disso, o controle da pressão é necessário para proporcionar uma maior produtividade do poço. (YORK, INT', et al., 2009)

A convivência com faixas estreitas de operação requer atenção especial dos engenheiros. A evolução de procedimentos de controle é frequente e cada vez mais avançada e complexa, sempre visando o menor desvio e menor oscilação possível da variável medida em comparação ao seu set point. O *Managed Pressure Drilling* (MPD) emergiu como uma gama de técnicas avançadas para enfrentar esses desafios, oferecendo um controle mais preciso e eficaz do perfil de pressão ao longo do poço (REHM BILL, SCHUBERT JEROME, et al., 2008).

O MPD permite o ajuste dinâmico da pressão de perfuração para evitar problemas como influxo de fluidos, perda de circulação e instabilidade do poço, os quais não apenas aumentam os custos operacionais, mas também representam riscos significativos à segurança e ao meio ambiente. A justificativa para este estudo está na necessidade de garantir a segurança e a

eficiência do processo de perfuração de poços em águas profundas, assegurando que, além da proteção humana e ambiental, o projeto seja tecnicamente viável. O conhecimento das funcionalidades do controle MPD é essencial para garantir o pleno funcionamento da planta. Quando aplicado corretamente, o método pode reduzir significativamente os tempos não produtivos, e, por ser automatizado, acelera a resposta do sistema aos distúrbios observados.

### 1.1 OBJETIVOS

Além de compreender os mecanismos que levam ao desenvolvimento da malha de controle, é de suma importância também entender a função do controlador. O objetivo específico deste trabalho é propor, simular, avaliar e comparar diferentes controladores para processos de extração em poços de petróleo perfurados utilizando tecnologia de controle MPD. Especificamente, serão investigados cenários aplicados com a estratégia de controle feedback, avaliando suas configurações específicas para o contexto do método de pressão de fundo de poço constante. A metodologia adotada para a sintonia dos controladores foram os métodos clássicos de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon. A análise da eficácia dos controladores será realizada com base em parâmetros críticos, como tempo de resposta, estabilidade, offset gerado e integral do erro absoluto (IAE).

Para alcançar esses objetivos, a metodologia adotada ainda inclui a modelagem das funções de transferência em malha fechada tanto do processo como a dos componentes complementares, a elaboração de malhas de controle teóricas e o desenvolvimento de um simulador no software Xcos no ambiente Scilab.

Como as funções de transferência do processo estudadas tem origem em um processo em planta piloto, com o objetivo de levar a simulação mais próxima de um processo em escala real, foram propostas formas de escalonamento para os parâmetros das funções de transferência utilizadas, buscando deixar a simulação a mais próxima possível da realidade de uma planta industrial.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Nesse capítulo, serão abordados temas relevantes para o entendimento dos procedimentos envolvidos no controle de pressão na exploração de petróleo em águas profundas, bem como seus objetivos e os eventos que devem ser evitados. Neste contexto, a presente revisão busca explorar as principais perspectivas e abordagens teóricas, destacando os estudos mais relevantes e suas contribuições para o entendimento dos processos envolvidos.

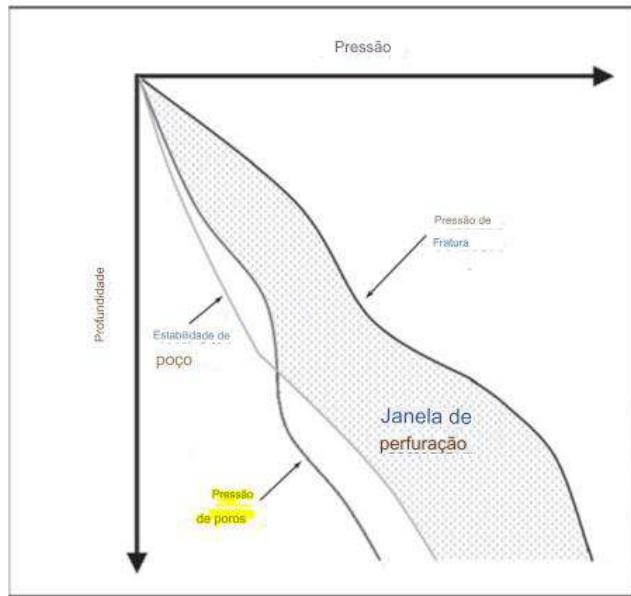
### 2.1 JANELA DE OPERAÇÃO, PRESSÃO DE PORO E PRESSÃO DE FRATURA

A pressão de poro se refere a pressão do fluido nos espaços porosos de uma formação rochosa. É definida como um potencial hidráulico escalar que atua dentro de um espaço poroso interconectado em profundidade. O valor da pressão de poro em profundidade geralmente é descrito em relação à pressão hidrostática (ou normal), da pressão associada a uma coluna de água da superfície até a profundidade de perfuração. A pressão de poro hidrostática aumenta com a profundidade a uma taxa de 10 MPa/km (dependendo da salinidade) (ZOBACK, 2007).

A pressão de fratura é definida como a intensidade em que uma formação pode suportar antes de falhar ou romper. Ela também pode ser definida como a pressão na qual uma formação se rompe e o fluido circulante é perdido. A pressão de fratura é maior em formações mais profundas. (REHM BILL et al., 2008)

**A janela operacional de perfuração é definida como a área entre a pressão de fratura e pressão de poro, em uma relação entre a profundidade e a pressão de fundo. Como pode ser observado na**

Figura 1 a convergência entre a pressão de poro e a pressão de fratura deixa uma janela operacional de pressão de fundo de poço muito estreita. (REHM BILL et al., 2008) Trata-se de um típico problema em operações *offshore* em águas profundas, mas também pode ser encontrado em algumas operações *onshore*. Observa-se também que a janela não ocorre de maneira linear, variando sua área de acordo com a profundidade e a natureza geológica do poço.



**Figura 1 – Janela operacional de perfuração. Adaptado de (REHM BILL, SCHUBERT JEROME, et al., 2008)**

Na Figura 1, as linhas referentes as pressões de poro e fratura estão indicadas onde é possível observar o seu comportamento frente a profundidade específica daquele poço. O comportamento pode variar de acordo com a natureza de cada formação.

## 2.2 SISTEMAS E DISPOSITIVOS DE SEGURANÇA

Os sistemas de segurança são fundamentais para a operação segura e eficiente de instalações industriais, especialmente na indústria de petróleo e gás. Eles são projetados para prevenir acidentes, mitigar os efeitos de falhas e garantir a proteção das pessoas, do meio ambiente e dos ativos da empresa. A compreensão e a implementação eficaz desses sistemas são essenciais para o sucesso a longo prazo das operações e para a manutenção de um ambiente de trabalho seguro e saudável.

Dentre os dispositivos de segurança do processo se destacam:

- *Blowout Preventer (BOP)*
- Válvulas de Segurança de Pressão
- Válvulas de Alívio
- Disco de Ruptura
- Válvula piloto operada
- Válvulas SDV
- Tipos de Válvulas Corta Chama
- BDV (*Blowdown Valve*)

- Painel e Sensores de Fogo e Gás
- Sistema de Intertravamento de Segurança (SIS - *Safety Interlock System*)

## 2.3 EVENTOS INDESEJADOS EM PLATAFORMAS DE PETRÓLEO E GÁS

Dentre os eventos adversos que ocorrem durante a exploração de um poço se destacam: *Kick*, *blowout*, perda de circulação e o colapso do poço. A perfuração de poços em ambientes marinhos ou terrestres, especialmente em sedimentos moles, frequentemente resulta em problemas de pressão, como influxos de fluidos (*kicks*), perda de circulação e emperramento diferencial da tubulação. Esses problemas não apenas aumentam os custos operacionais, mas também representam riscos significativos para a segurança e o meio ambiente. (REHM BILL et al., 2008).

Um *kick* ou influxo é um fenômeno perigoso que ocorre quando fluidos do reservatório subterrâneo, como gás, óleo ou água, invadem o poço de forma descontrolada devido à pressão do reservatório exceder a pressão do fluido de perfuração. A resposta a um influxo, ou *kick response*, consiste em um conjunto de ações para detectar, controlar e cessar o influxo indesejado de fluidos durante a perfuração. Ao fechar o poço, a pressão não é aliviada, o que impede a expansão do gás. Esse gás, então, ascende com a pressão de poro da formação, a qual é transmitida ao longo de todo o percurso até a superfície. O aumento dessa pressão pode causar fraturas na formação geológica. Assim, em casos de *kick*, recomenda-se inicialmente o ajuste da válvula estranguladora.

Em definição, um *blowout* ocorre quando a pressão interna de um poço de petróleo ou gás excede a capacidade de contenção da lama de perfuração e outros sistemas de controle. Isso resulta na liberação incontrolável de hidrocarbonetos (petróleo ou gás) para a superfície. Holand et. al. (1997) ressalta que os *blowouts* ocorrem com mais frequência durante a fase de perfuração, embora possam também acontecer durante a produção e manutenção do poço. A probabilidade e a gravidade das consequências de um *blowout* dependem de diversos fatores, incluindo a profundidade do poço, a pressão interna e as condições geológicas da formação. As consequências podem variar desde danos ambientais significativos até a perda de equipamentos e fatalidades. Já Thomas (2001) define o *blowout* como um evento que acontece quando o fluido do poço se torna completamente descontrolado. As consequências incluem grandes impactos ambientais, destruição de equipamentos, perda do reservatório e acidentes pessoais, que podem resultar em lesões graves ou morte. Para prevenir tais eventos, são implementados sistemas de controle de pressão, sendo o principal deles o *Blowout Preventer* (BOP).

O BOP é um equipamento crítico para evitar *blowouts*, conforme descrito por Holand et al. (1997). Ele atua como uma barreira mecânica que fecha o poço quando há um aumento repentino da pressão. Em situações de *kick* mesmo com o uso do controlador primário, uma segunda medida de segurança recomendada é a utilização do *Blowout Preventer* (BOP). Esse dispositivo é responsável por selar o poço, aumentando significativamente a pressão hidrostática e, consequentemente, interrompendo o influxo. O BOP possui várias válvulas que podem ser fechadas automaticamente, a selagem ocorre por meio de *rams*, blocos de aço que se movem horizontalmente para selar o poço. Existem diferentes tipos de *rams*, como: *Pipe Rams*: Fecham em torno do tubo de perfuração. *Blind Rams*: Fecham completamente o poço quando não há tubo presente. *Shear Rams*: Cortam o tubo de perfuração e selam o poço. *Annular Preventer*: Um anel de borracha que se comprime ao redor do tubo de perfuração para selar o poço.

Quando os métodos de controle do influxo não são eficazes, o *kick* pode evoluir para um *blowout*, que pode ocorrer tanto no fundo do mar quanto na superfície. A primeira medida a ser tomada é tentar acionar o BOP. Ao ser ativado, o BOP fecha suas válvulas e interrompe o fluxo de hidrocarbonetos, evitando a ocorrência de uma erupção catastrófica.

O *kick* pode resultar em um aumento abrupto da pressão no sistema, o que pode ser simulado através de uma perturbação do tipo pulso triangular onde ocorre o aumento repentino por um tempo específico. Já o *blowout* pode ser simulado através do uso de uma perturbação degrau onde a pressão do poço atinge novos patamares de pressão sendo necessário seu controle imediato para que o novo patamar seja controlado. A perda de circulação pode causar uma diminuição na pressão no fundo do poço, uma vez que a falta de fluido no reservatório de circulação pode afetar a pressão hidrostática do fluido de perfuração. Isso pode ser simulado com um comportamento dinâmico que altera a pressão de fundo de forma inesperada na forma de um pulso triangular ou degrau negativos, e a resposta do sistema de controle precisa ser ajustada para garantir que o poço não sofra danos, como o colapso das paredes do poço ou a perda de integridade da formação.

## 2.4 ACIDENTES EM PLATAFORMAS DE PETRÓLEO

A revisão de acidentes, como o *blowout* na Plataforma de Enchova, em 1984, operada pela Petrobras, exemplifica a gravidade do fenômeno. Durante a completação de um poço, um erro na cimentação e as falhas subsequentes nos procedimentos de controle resultaram em um *blowout* que provocou um incêndio, destruindo parte da plataforma, e acarretando 42 mortes. Este caso, descrito por Holand et al. (1997), ilustra a importância do BOP e de práticas

adequadas de segurança na prevenção de *blowouts*, *tais como* um sistema de controle robusto com múltiplas camadas de proteção, por exemplo.

Um dos mais graves acidentes da indústria petrolífera foi o ocorrido com a plataforma Deepwater Horizon, em 20 de abril de 2010, no poço Macondo, operado pela multinacional BP. De acordo com Souza *et al.* (2022), esse acidente é considerado o maior desastre do século no setor de óleo e gás. O evento teve consequências devastadoras do ponto de vista humano, resultou na morte de 11 trabalhadores e deixou outros 17 feridos. Além disso, a plataforma sofreu perda total, e o vazamento de aproximadamente 5 milhões de barris de petróleo ao longo de 87 dias causou o maior desastre ambiental da história do Golfo do México.

Esse desastre foi provocado por uma combinação de falhas técnicas, erros humanos e decisões gerenciais inadequadas. A cimentação do poço, sob responsabilidade da empresa Halliburton, apresentou problemas que permitiram a entrada de hidrocarbonetos. Testes de pressão indicaram anomalias que foram desconsideradas, e, durante uma troca de turno, houve interpretações divergentes dos dados, resultando na continuidade da operação. Esse cenário levou a um *blowout*, um escoamento descontrolado de fluidos que culminou em uma explosão ao entrar em contato com uma fonte ignitora. Além disso, os sistemas de segurança falharam, incluindo o *blowout preventer* (BOP), que não conseguiu selar o poço, agravando o incêndio e culminando no naufrágio da plataforma. O vazamento persistiu por quase três meses, tornando-se um marco de ineficiência na gestão de riscos da indústria petrolífera.

Um caso conhecido em terras brasileiras é o naufrágio da plataforma semissubmersível P-36, a maior até então. De acordo com o relatório de investigação da Agência Nacional do Petróleo (ANP, 2001), a tragédia teve início durante uma operação de esgotamento de água contaminada com resíduos oleosos do tanque de drenagem de emergência da coluna de popa bombordo. Devido a dificuldades na partida da bomba de esgotamento, ocorreu um fluxo reverso de óleo e gás, que, através de uma válvula possivelmente danificada ou parcialmente aberta, atingiu o tanque de popa boreste. A contínua pressurização deste tanque levou ao seu rompimento mecânico, caracterizando a primeira explosão às 00h22 do dia 15 de março de 2001. Cerca de 20 minutos após o rompimento do tanque, houve uma segunda explosão devido ao acúmulo de gás nos conveses superiores. Essas explosões causaram danos estruturais significativos, levando ao naufrágio da plataforma dias depois.

O acidente da P-36 evidenciou falhas críticas no controle de processos e na gestão operacional. A ausência de procedimentos adequados para a operação de esgotamento dos tanques de drenagem de emergência, aliada à falta de manutenção preventiva e à resposta inadequada às condições anômalas durante a operação, contribuíram para a escalada do

incidente. Além disso, a deficiência na cultura de segurança e a subestimação de riscos operacionais foram fatores determinantes para a ocorrência do acidente.

Esses acidentes demonstram como falhas técnicas, aliadas a deficiências no controle de processos e na cultura de segurança, podem resultar em catástrofes de grandes proporções. Assim, a implementação de medidas preventivas rigorosas e a constante revisão dos procedimentos operacionais, impulsionadas pelo desenvolvimento de sistemas de controle robustos e eficientes, são essenciais para mitigar riscos na indústria petrolífera.

## 2.5 CONTROLE AVANÇADO EM PLATAFORMAS DE PETRÓLEO E GÁS USANDO MANAGED PRESSURE DRILLING

O desafio significativo da proximidade entre a pressão de poro e a pressão de fratura é um fator importante no projeto de um poço, sendo alvo de estudos de controle afim de minimizar problemas que envolvem a segurança do poço e sua viabilidade econômica. Essa questão pode resultar em tempo não produtivo (NPT) e a necessidade de múltiplos revestimentos adicionais. O *Managed Pressure Drilling* (MPD) surgiu como uma técnica adaptativa para enfrentar esses desafios, oferecendo um controle mais preciso e eficaz do perfil de pressão ao longo do poço. Em águas profundas, como na exploração do pré-sal brasileiro, a viabilidade econômica não seria possível sem a aplicação de técnicas de MPD. (REHM BILL, SCHUBERT JEROME, *et al.*, 2008)

Embora o MPD ofereça capacidade de controle de pressão sem precedentes, torna o processo complexo, e que exige instrumentos como bombas e válvulas que devem ser coordenadas simultaneamente, uma tarefa além da capacidade manual humana. Esta visão tem alavancado a pesquisa na direção do controle e automação da planta como um todo (BREYHOLTZ, NYGAARD, *et al.*, 2010). No mesmo sentido, aumenta-se a necessidade de mão de obra qualificada para projetar e operar esses sistemas.

Entre 1993 e 2003, operações de exploração em águas profundas no Golfo do México apresentaram 40% de tempo não produtivo (NPT) associado a procedimentos e operações de perfuração, conforme reportado por York *et al.* (2009) e James K. Dodson Co. (2004). Uma parte significativa desses problemas estava diretamente relacionada a influxos indesejados, como perda de circulação, *kicks* e instabilidade do poço.

Técnicas de *Managed Pressure Drilling* (MPD) têm sido amplamente aplicadas nesse contexto, mostrando-se superiores aos métodos convencionais. Essa tecnologia permite detectar precocemente influxos de gás, controlar a pressão no fundo do poço e reduzir riscos de *blowouts* e instabilidades, sendo eficaz em operações de perfuração em águas profundas e formações

geologicamente complexas (CHEN, HE, *et al.*, 2023). A revisão feita por Chen et al. (2023) destaca variantes da MPD, como a perfuração com pressão de fundo constante (CBHP) e a perfuração de duplo gradiente (DGD), mostrando sua eficácia em ambientes desafiadores. Métodos de detecção convencionais e não convencionais são comparados, incluindo medições de níveis de lama no tanque e o uso de sensores acústicos, mas a literatura aponta que ainda há necessidade de aprimorar a sensibilidade e a precisão desses métodos para uma resposta mais eficaz.

Xu, Yang, *et al.* (2023) apresentam uma abordagem avançada para detecção de *kicks* em alto-mar, chamada PRKD (*Pattern-Recognition-based Kick Detection*), que utiliza técnicas de reconhecimento de padrões, teoria Bayesiana e cálculos de fluxo multifásico para monitorar e detectar invasões de gás. Em Kinik, Gumus, *et al.* (2015), foi demonstrado, através de simulações de eventos de um poço *onshore* em Alberta, Canadá, que o uso da MPD levou a um NPT significativamente menor em comparação aos métodos convencionais, que não conseguiram evitar a interrupção momentânea da operação.

Técnicas avançadas de controle, como o uso de controladores de modelo preditivo, também estão sendo aplicadas para rastrear e rejeitar perturbações, mantendo a pressão de fundo estabilizada. Zhou e Krstic (2016) avaliaram essa abordagem em simulações de alta fidelidade e operações no Mar do Norte, obtendo resultados promissores para o controle automatizado. Além disso, o uso de inteligência artificial, como algoritmos de redes neurais, está sendo proposto para otimizar a interpretação de parâmetros de perfuração em tempo real, permitindo decisões automatizadas (CHEN, HE, *et al.*, 2023).

Além da fase de perfuração, a MPD também está sendo aplicada em outras etapas do processo. Feder (2019) descreve a aplicação do *Managed Pressure Cementing* (MPC) no Golfo do México, uma técnica avançada de cimentação de poços para controlar a pressão durante o processo. Essa técnica, uma extensão das práticas de MPD, foi projetada para superar desafios específicos, como picos de pressão durante a descida do cimento, que podem comprometer as barreiras da janela de operação.

Entre as principais técnicas utilizadas no MPD destacam-se os métodos de pressão de fundo de poço constante, perfuração pressurizada (*Pressurized Mud-Cap Drilling*) e do gradiente duplo.

O método *Pressurized Mud-Cap Drilling* consiste em uma técnica avançada de perfuração sem retorno de fluido para a superfície com uma coluna de fluido (lama) pressurizada mantida constante acima da formação. O controle da pressão hidrostática da coluna de fluido é usado para compensar a pressão da formação. (REHM BILL *et al.*, 2008) Já

o método de Gradiente Duplo é o termo geral para uma série de abordagens diferentes para controlar a pressão anular ascendente gerenciando o ECD (*Equivalent Circulating Density*) na perfuração marítima em águas profundas (REHM BILL, SCHUBERT JEROME, *et al.*, 2008). A Densidade de Circulação Equivalente (ECD, do inglês *Equivalent Circulating Density*) é uma medida utilizada na perfuração de poços de petróleo que se refere à densidade do fluido de perfuração enquanto está circulando no poço. É uma medida importante porque afeta a pressão exercida nas paredes do poço durante a perfuração. A ECD é calculada levando em consideração a densidade do fluido de perfuração, a taxa de circulação do fluido e a velocidade do fluido dentro do poço.

De maneira geral, o método conhecido como método de pressão de fundo de poço constante (MDP), refere-se a um processo pelo qual a pressão anular em um poço é mantida constante ou quase constante em uma profundidade específica. Neste contexto, constante significa manter a BHP (pressão de fundo do poço) dentro de uma janela delimitada por um limite superior e inferior de pressão. A diferença entre esses limites também é conhecida como margem. A pressão inferior é comumente utilizada como a pressão de poro, mas também pode ser utilizada a pressão de estabilidade do poço.

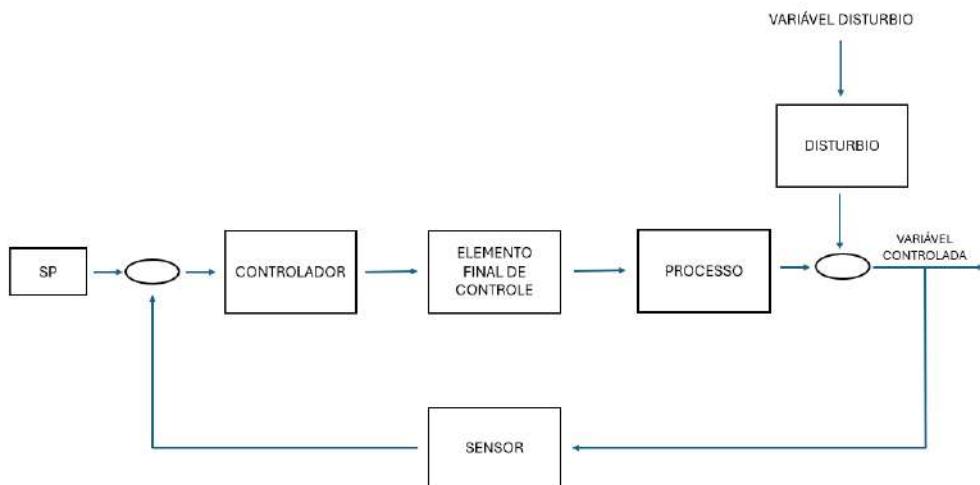
## 2.6 TÉCNICA DE CONTROLE FEEDBACK DO TIPO PID

Os processos industriais são essenciais para vida em sociedade. À medida que esses processos se tornam de maior escala e/ou mais complexos, o papel da automação de processos se torna cada vez mais importante. (BEQUETTE, 2002)

Existem 3 estratégias principais de controle: *Feedback*, *Feedforward* e Cascata. Cada uma tem suas características e podem ainda ser combinadas por necessidade do processo ou visando melhorar a eficiência do controle. Neste trabalho utilizamos a estratégia do tipo *feedback*, por ser universalmente aceita ainda como a base da maioria das estratégias de controle de processos.

No controle do tipo *Feedback*, a variável que está sendo controlada é medida e comparada com um valor alvo (*setpoint*). Essa diferença entre o valor real e o desejado após a estabilização é chamada de erro (*offset*). O controle *feedback* manipula uma entrada no sistema para minimizar esse erro. A Figura 2 mostra uma visão geral da malha de controle *feedback* onde um controlador manda um sinal para o elemento final de controle, como uma válvula por exemplo, atuar no sentido de corrigir o erro, e, ciclicamente, a variável medida é controlada novamente para se aproximar do *setpoint*, com o objetivo de zerar o *offset*. A saída do controlador envia uma resposta analógica ou digital para o elemento final de controle para que

a manobra seja realizada. Outros instrumentos como transdutores podem estar inclusos nos instrumentos, haja vista que normalmente é necessária uma conversão de sinais entre os instrumentos. A conversão é realizada no equipamento por meio da interface do usuário, para se adequar ao *range* de trabalho do processo, permitindo a medida por um medidor de fluxo, termômetro ou instrumento de medição, e a diferença é calculada no controlador. (WOOLF, 2009)



**Figura 2 – Esquema de funcionamento da malha *feedback* – Elaboração própria**

As vantagens dessa estratégia estão no fato de que ela utiliza os dados medidos na saída do processo como referência a ser mantida sob controle. Dessa forma, o sistema é capaz de reagir a perturbações inesperadas, uma vez que monitora continuamente o comportamento da saída. O controle por feedback baseia-se na capacidade de acompanhar a saída do processo, permitindo avaliar e ajustar o desempenho geral do sistema. No entanto, sua principal desvantagem está associada ao atraso de tempo inerente ao processo. Isso ocorre porque uma variação que surge nas etapas iniciais só será detectada quando refletida na saída. Assim, o sistema de controle só poderá atuar após o desvio já ter ocorrido, o que pode levar a correções tardias e, consequentemente, a desvios significativos ao longo do processo. (WOOLF, 2009)

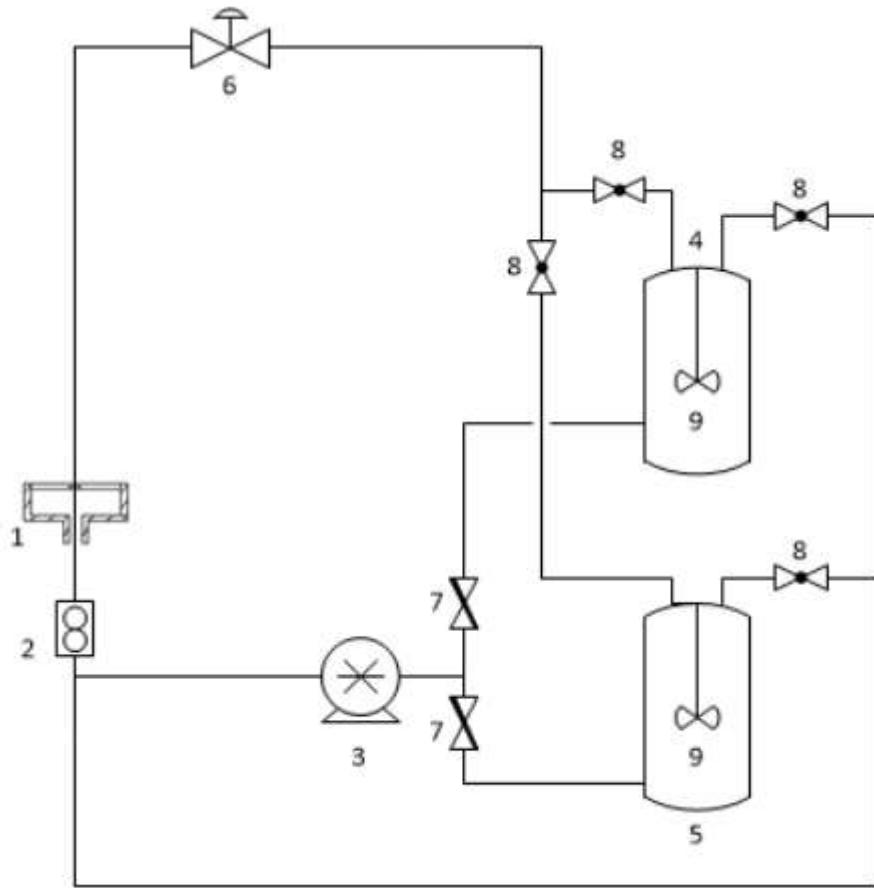
### 3 METODOLOGIA

Inicialmente, este trabalho desenvolve metodologias para escalar os parâmetros de processo obtidos de estudos anteriores em uma planta piloto, visando uma maior proximidade aos casos de exploração comercial. A partir do modelo escalonado, são utilizados os métodos de sintonia de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon para projetar controladores dos tipos P, PI e PID para o controle de pressão de fundo de poço em alguns cenários hipotéticos de exploração nos campos do pré-sal.

#### 3.1 ESTUDO DE CASO DE UMA PLANTA PILOTO DE PERFURAÇÃO

O presente trabalho se baseia no estudo de caso apresentado no artigo "SMART MONITORING AND DECISION MAKING FOR REGULATING ANNULUS BOTTOM HOLE PRESSURE WHILE DRILLING OIL WELLS" (VEGA, VIEIRA, *et al.*, 2016), em que modelos empíricos de primeira ordem com tempo morto foram construídos pelo método da curva de reação para coleta de parâmetros das funções de transferência do processo e do distúrbio, em diversos cenários. As modificações dos cenários ocorreram para perturbações do tipo degrau na frequência da bomba de fluido de perfuração e na abertura da válvula de estrangulamento em um sistema MPD.

A planta piloto desenvolvida por Vega, Vieira *et al.* (2016) foi construída com uma unidade de perfuração de poços usando uma coluna de perfuração de 6 metros - Figura 3 - contendo um transdutor de pressão (1), sensor de vazão e densidade (2), bomba helicoidal (3), tanques de alimentação (4 e 5), válvula de estrangulamento (6), válvula borboleta (7), válvulas de reciclo (8) e misturadores (9). Tendo em vista a confiabilidade e a complexidade dos experimentos realizados e sua proximidade com os projetos realizados em grande escala, este trabalho utiliza as funções de transferência obtidas como base para avaliar o comportamento da pressão de fundo do poço tanto em problemas reguladores quanto em problemas servos em um poço de petróleo hipotético de 5000 metros, profundidade semelhante à da exploração do pré-sal brasileiro.



**Figura 3 - Planta piloto (VEGA, VIEIRA, et al., 2016)**

O principal objetivo é realizar o controle PID de uma perfuração automatizada MPD, para evitar problemas de perda de circulação, tubulação presa, afundamento de barita, influxos, picos de pressão e problemas de limpeza do poço.

### 3.2 MODELAGEM E AJUSTE DAS FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA

Nesta seção, discute-se a necessidade de ajustar os parâmetros obtidos na planta modelo de Vega, Vieira *et al.* (2016) para refletir condições comerciais típicas de operação, que atingem profundidades significativamente maiores.

Enquanto o procedimento experimental original foi conduzido em uma unidade de 6 metros de profundidade, a profundidade no pré-sal varia de 4500 a 7000 metros, conforme definido pela Petrobrás em fato relevante publicado em 8 de agosto de 2007 (ALMIR GUILHERME BARBASSA, 2007). A partir dos dados experimentais obtidos em trabalhos anteriores, o presente trabalho propõe ajustes principalmente nos parâmetros temporais do modelo para se aproximar da realidade do pré-sal.

Além dos ajustes nas funções de transferência de processo e carga obtidas experimentalmente por Vega, Vieira *et al.* (2016), foram modeladas as demais funções de transferência dos instrumentos envolvidos na malha. Para isso definiu-se a função de transferência do medidor e da válvula associados aos processos. Com essas informações adicionais, podemos agora considerar que foram definidas todas as funções de transferência necessárias para uma simulação adequada com proximidade da realidade.

### 3.2.1 Condições de regime iniciais

Na posse dos cenários observados por Vega, Vieira *et al.* (2016), foi escolhida uma região específica de operação para ser utilizada no estudo, apresentada na Tabela 1. A região foi escolhida por não estar nos extremos da faixa de estudo, tratando-se de uma região mais central. Com as condições do processo claramente definidas, as funções de transferência foram construídas para representar de forma adequada as características dinâmicas e as relações entre as variáveis do sistema em estudo.

**Tabela 1 – Condições iniciais de operação**

| Abertura inicial da válvula de estrangulamento | Frequência máxima da bomba | Profundidade | Pressão de trabalho ( <i>setpoint</i> ) |
|--|----------------------------|--------------|---|
| 35%  | 50Hz                       | 5000m        | 11200psi                                |

Com base na escolha do cenário e nas informações disponíveis na tabela de dados referentes às funções de transferência de processo  $G_p$  e carga  $G_L$  (Frequência de bombeamento), obtidas por Vega, Vieira *et al.* (2016), procedeu-se a extração dos valores específicos correspondentes a essas funções. A Tabela 2 apresenta os parâmetros da função de transferência de 1ª ordem com tempo morto que relaciona a pressão de fundo com a abertura da válvula *choke*.

**Tabela 2 - Parâmetros da função de transferência do processo escolhidas do estudo original**

| Bomba (Hz) | Degrau na abertura da Válvula (%) | Tempo morto (s) – $\Theta_P$ | Constante de Tempo (s) – $\tau_P$ | Ganho (psi/abertura) – $K_P$ | Função de Transferência<br>$G_P = \frac{K \cdot e^{-\Theta t}}{\tau s + 1}$ |
|------------|-----------------------------------|------------------------------|-----------------------------------|------------------------------|---|
| 50         | 95-35                             | 0,022                        | 0,005                             | 0,539                        | $G_P = \frac{0,539 \cdot e^{-0,022t}}{0,005s + 1}$                          |

A Tabela 3 apresenta os parâmetros da função de transferência de 1<sup>a</sup> ordem com tempo morto que relaciona a pressão de fundo com a frequência da bomba.

**Tabela 3 - Parâmetros da função de transferência da carga escolhidas do estudo original**

| Abertura da válvula (%) | Degrau na Frequência da bomba (Hz) | Tempo morto (s) – $\Theta_L$ | Constante de Tempo (s) – $\tau_L$ | Ganho (psi/ Hz) – $K_L$ | Função de Transferência<br>$G_L = \frac{K \cdot e^{-\Theta t}}{\tau s + 1}$ |
|-------------------------|------------------------------------|------------------------------|-----------------------------------|-------------------------|---|
| 35                      | 15-50                              | 0,041                        | 0,011                             | 2,141                   | $G_L = \frac{2,141 \cdot e^{-0,041t}}{0,011s + 1}$                          |

### 3.2.2 Escalonamento das funções de transferência da carga e do processo

Juntamente com o aumento da escala, observa-se em consequência um aumento também no tempo necessário para atingir um novo estado estacionário. A constante de tempo é um parâmetro importante em sistemas dinâmicos e é frequentemente usada para descrever a rapidez com que um sistema responde a uma mudança. Em funções de primeira ordem, o tempo de resposta é geralmente considerado de forma conservadora como aproximadamente quatro vezes a constante de tempo do sistema (OGATA, 2010). Visando levar o cenário experimental mais próximo do caso industrial as funções de transferência da carga (GL) e do processo (Gp) tiveram seus coeficientes temporais escalonados de acordo com as referências escolhidas. Além disso, em função de mudanças na profundidade do poço, o tempo morto também pode ser alterado.

Em relação ao tempo morto de ambas as funções de transferência (Gp e GL), primeiramente, considera-se a relação direta e linear entre este parâmetro e a profundidade, introduzindo a expressão "Tempo Morto Ajustado". O escalonamento deste parâmetro foi calculado multiplicando o tempo morto tabelado pela razão entre a profundidade real do cenário estudado e a profundidade experimental de 6 metros. Conforme descrito na Equação 1.

$$\text{Tempo morto ajustado} = \text{Tempo morto tabelado} * \frac{\text{Profundidade real (m)}}{6 \text{ (m)}} \quad \text{Equação (1)}$$

Além disso, para a função de transferência da carga, relacionando a pressão do fundo do poço e a frequência de bombeamento, ajustes nas constantes de tempo são propostos para refletir valores mais próximos dos observados em operações em plataforma. Esta adaptação envolve multiplicar as constantes de tempo tabeladas pelo fator correspondente à profundidade

real. Apesar da relação não ser estritamente linear existe uma correlação direta significativa entre esses fatores. (CARLSEN, NYGAARD, *et al.*, 2008)

$$\tau_{Lajustado} = \tau_L * Profundidade \quad \text{Equação (2)}$$

Por outro lado, para a função de transferência do processo, uma relação entre a pressão do fundo do poço e a abertura da válvula de estrangulamento, uma fórmula específica é sugerida, através de dados empíricos, para ajustar a constante de tempo em função da profundidade (ANIRUDH NANDAN, STEPHEN BUTT, *et al.*, 2014). Embora essa equação não represente uma situação estritamente linear é destacado que ela gera valores mais próximos das operações reais de perfuração de poços em comparação com os resultados obtidos na planta mostrada em Vega, Vieira *et al.* (2016), inclusive tratando-se de um poço semelhante ao simulado no presente estudo. Na Equação 3 o valor de 37 é a constante de tempo base para 4000 m, e o fator 0,00473625 ajusta o tempo adicional para cada metro além de 4000m. (ANIRUDH NANDAN, STEPHEN BUTT, *et al.*, 2014).

Portanto, a constante de tempo ajustada para Gp (pressão de fundo do poço).

$$\tau_{Pajustado} = 37 + 0,00473625 * (L_{annulus} - 4000) \quad \text{Equação (3)}$$

$$L_{annulus} = rop * T_{active} \quad \text{Equação (4)}$$

Onde  $rop$  é taxa de perfuração (metros por segundo) e  $T_{active}$  é o tempo decorrido de perfuração ativa, resultando em  $L_{annulus}$  significar basicamente a profundidade do poço no determinado momento em metros.

### **3.2.3 Funções de transferência da instrumentação industrial**

As funções de transferência da instrumentação foram implementadas para tornar o resultado simulado ainda mais próximo de um resultado real, considerando que cada instrumento interfere de maneira singular na dinâmica do sistema.

Inicialmente, foi crucial estabelecer a função de transferência do medidor de pressão. Este procedimento demandou a identificação da faixa operacional do medidor, para o qual foram conduzidas observações em uma profundidade de 5000 metros, estabelecida para todo o estudo subsequente. Para o ajuste da faixa de operação, foi realizado o cálculo das pressões de poro e fratura do poço hipotético em psi. (ROCHA, AZEVEDO, 2019).

$$P_c = G \cdot C \cdot D \quad \text{Equação (5)}$$

Em que G é o gradiente de pressão (lb/gal), C é a constante de conversão (gal/in<sup>2</sup>m) e D é a profundidade do poço (m)

A função de transferência  $Gm$  incorpora a sensibilidade do medidor por meio do parâmetro ganho do medidor (Km) e considera que o tempo de resposta do medidor é desprezível diante da dinâmica dos outros componentes.

Sendo assim, a função de transferência  $Gm$ , com  $\tau_m = 0$  é dada por:

$$Gm = \frac{Km}{\tau_{ms} + 1} = Km = \frac{\Delta V_{med}}{\Delta V_c} \quad \text{Equação (6)}$$

$\Delta V_{med}$  é o *span* do sinal de saída do medidor em mA.

$\Delta V_c$  é o *span* do sinal de entrada do medidor em psi, cabe ressaltar que esse valor entra na forma de calibração do medidor.

A função de transferência  $Gv$ , relacionada ao comportamento dinâmico da válvula, tem a forma de uma função de transferência de primeira ordem (Equação 8). A função  $Gv$  representa a dinâmica da válvula, levando em consideração o tempo de resposta associado a ela, tornando, assim, o processo simulado mais próximo da realidade. A válvula projetada é de função reversa *air-to-open*, esses tipos de válvulas recebem sinal de pressão para sua abertura e em caso de falha fecha. Sendo assim em um caso crítico de falha no fornecimento de ar comprimido a válvula irá fechar completamente e desta forma interrompendo a ação a bomba, com isso há a possibilidade de ocorrência de *kicks* que podem ser evitados com sistema de redundância, ou seja, uma outra válvula *choke* com outro sistema de ar comprimido de backup. Em caso de *air-to-close* no caso de falha a válvula abriria totalmente, teria um substancial aumento de pressão que poderia ocasionar a ruptura da rocha e perda de circulação do fluido.

$$K_v = K_{conv} * K_{atua} * K_{corpo} \quad \text{Equação (7)}$$

$$G_v = \frac{K_{conv} * K_{atua} * K_{corpo}}{\tau_v s + 1} \quad \text{Equação (8)}$$

Essas funções adicionais, integradas ao modelo existente, enriquecem a representação do sistema de perfuração de poços de petróleo, levando em consideração não apenas as características estáticas do medidor e da válvula, mas também os efeitos temporais associados. Esse nível de detalhe é crucial para uma simulação mais precisa e uma compreensão mais completa do comportamento dinâmico do sistema durante as operações de perfuração e suas variáveis.

### 3.3 SIMULAÇÃO

#### 3.3.1 Recursos computacionais

As simulações deste estudo foram desenvolvidas por meio do Xcos, editor gráfico integrante do pacote do *software* Scilab. Esta ferramenta permite a modelagem e simulação de sistemas dinâmicos híbridos, abrangendo processos em tempo contínuo e discreto. O Xcos dispõe de uma variedade de blocos e recursos que possibilitam a construção de modelos adequados às características dos processos analisados. No âmbito deste trabalho, a Tabela 4 apresenta os ícones correspondentes e descreve as funcionalidades dos principais blocos empregados nas simulações.

**Tabela 4 - Ferramentas do software XCOS utilizadas para elaboração da simulação**

| Ferramenta | Nome do Bloco | Funcionalidade   |
|------------|---------------|--|
|            | Step function | Função Degrau: Define-se o valor inicial e final de uma determinada variável           |
|            | PULSE_SC      | Ondas Quadradas: Define-se o valor da amplitude e do período.                          |
|            | CURV_f        | Possível modelar qualquer perturbação por meio de um gráfico.                          |
|            | Time delay    | Tempo Morto: atrasa a entrada por um período especificado                              |
|            | CLR           | Função de Transferência: Deve inserir a constante de tempo e o ganho                   |
|            | BIGSUM_f      | Este bloco realiza adição ou subtração em suas entradas escalares ou vetoriais.        |
|            | PID           | Este bloco implementa um controlador PID paralelo (Proporcional-Integral-Diferencial). |
|            | CLOCK_c       | Define um tempo de início e um intervalo leitura da variável controlada.               |
|            | TOWS_c        | Esse bloco é usado para colocar dados simulados na área de trabalho do Scilab          |

### 3.3.2 Tipos de perturbação

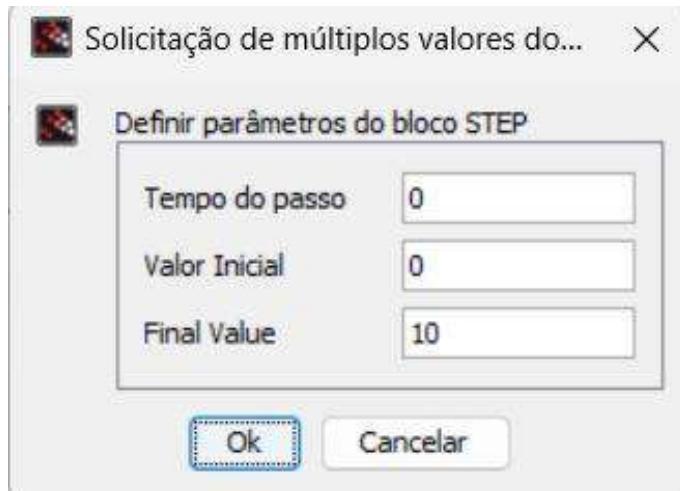
Para os problemas servo e regulador propostos foram avaliadas perturbações de diferentes tipos, pensadas em analogia a possíveis causas reais, conforme apresentado na Tabela 5. Para o problema regulador foram avaliadas as perturbações do tipo degrau, ondas quadradas e pulso triangular. Os distúrbios foram aplicados na frequência da bomba de fluido de perfuração variando conforme Tabela 6.

Para o problema do tipo servo, onde o distúrbio ocorre no *setpoint*, foi avaliada apenas a do tipo degrau, haja vista que uma perturbação não deliberada no *setpoint*, como, por exemplo, o pulso triangular, não tem sentido prático.

**Tabela 5 - Perturbações simuladas e reais**

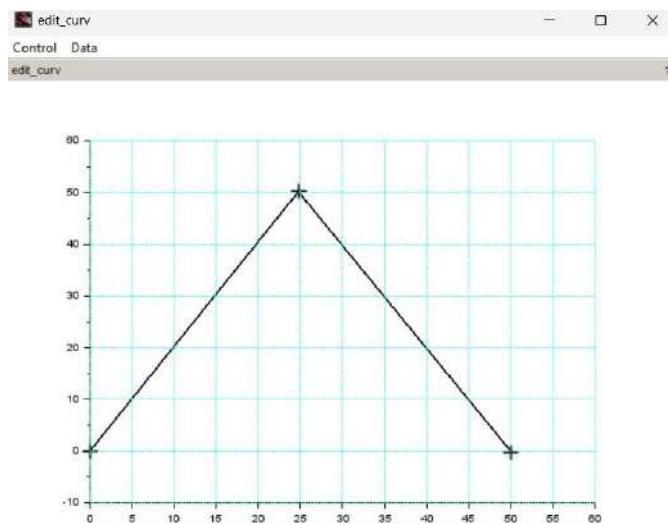
| Perturbação simulada | Perturbação real  |
|----------------------|---|
| Degrau               | <i>Blowout</i><br>Perda de circulação                             |
| Pulso triangular     | <i>Kick</i><br>Perda de circulação                                |
| Ondas quadradas      | <i>Blowout</i><br>Emperramento diferencial<br>Vibrações mecânicas |

Em problemas de perfuração de poços de petróleo, um exemplo de perturbação degrau é uma mudança repentina na pressão de fundo de poço. Isso pode ocorrer devido a diversas razões, como a falha de equipamentos envolvidos no processo ou mesmo a mudança na profundidade do poço que pode atingir formações geológicas diferentes com propriedades físico-químicas significativamente diferentes. Além disso a perturbação pode ser tanto positiva como no caso de um *blowout* como negativa como no caso de uma perda de circulação. A modelagem da perturbação degrau na simulação foi realizada com uso da função *Step function* presente no software Xcos/Scilab e indicado na Figura 4.



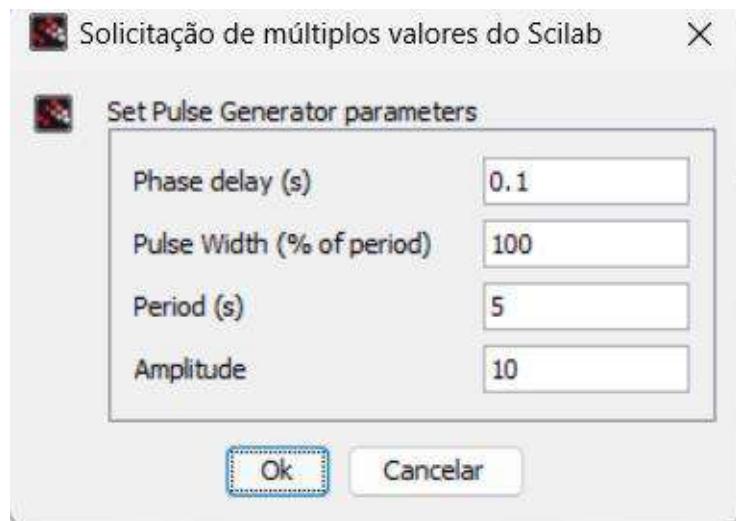
**Figura 4 – Bloco de parâmetros da função step no XCOS.**

A "perturbação pulso triangular" em controle de processos refere-se a uma mudança brusca e momentânea na entrada de um sistema, que afeta seu comportamento em um tempo específico. O gráfico da função de uma perturbação desse tipo se assemelha a um triângulo equilátero onde o tempo de subida e de descida é o mesmo. A entrada de uma bolha de ar ou vácuo momentâneo no sistema são exemplos em que pode ocorrer esse tipo de variação brusca, exemplos semelhantes a um *kick* ou uma perda de circulação breve. A perturbação foi modelada no Xcos através de uma função curva (*curve\_f*), que permite a definição de pontos interligados por retas para gerar uma curva. Conforme mostrado na Figura 5, foi construída uma curva com 3 pontos para representar a perturbação pulso triangular de amplitude 50 Hz e largura 50 segundos.



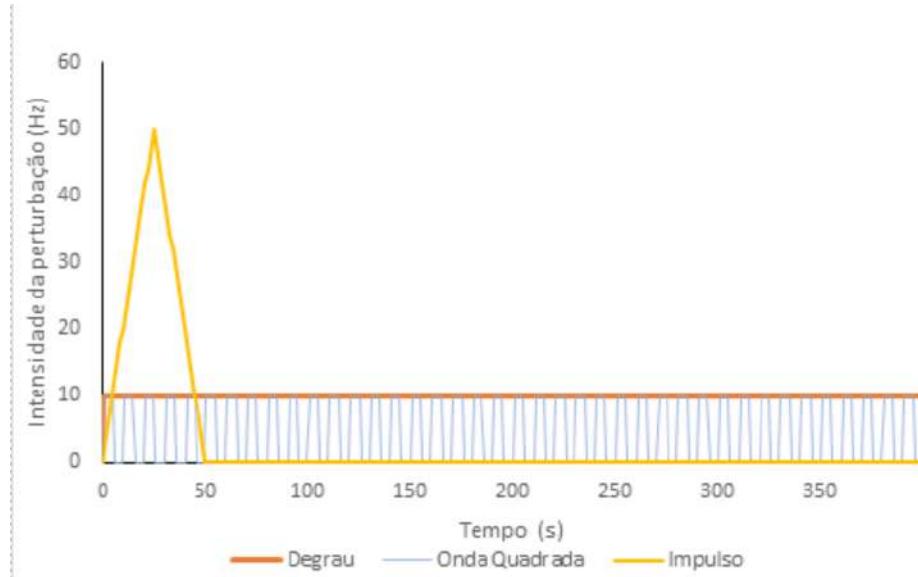
**Figura 5 – Curva da função de comportamento da perturbação pulso triangular no XCOS.**

Para uma plataforma de exploração de petróleo, a perturbação tipo ondas quadradas pode ser relevante em diversos contextos, como por exemplo, na análise de forças atuantes devido às ondas do mar ou vibrações mecânicas dos equipamentos. A vibração ou oscilação do conjunto de perfuração, devido a irregularidades na formação ou operações como a "martelagem" da broca, pode gerar pulsos triangulares temporários de pressão e/ou vibração no sistema. Ademais os eventos de um *blowout* ou entupimento podem alterar o gradiente de pressão da estrutura. Esse tipo de perturbação pode ser modelado de forma satisfatória como um pulso triangular na forma de ondas quadradas, de frequência e amplitudes bem definidas. A função foi modelada no *software* conforme Figura 6 onde o atraso de fase, o período e a amplitude foram estabelecidos.



**Figura 6 – Bloco de parâmetros da função Set Pulse no XCOS.**

Na Figura 7 é possível observar graficamente o comportamento de todas as perturbações aplicadas nas simulações analisadas e como cada bloco ou função modifica a variável perturbação.



**Figura 7 - Comportamento gráfico das perturbações**

### 3.3.3 Cenários analisados

Os estudos de caso desenvolvidos no presente trabalho adotaram a estratégia de controle *feedback*. Nesse sentido, os parâmetros dos controladores foram calculados utilizando as metodologias clássicas de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon (BEQUETTE, 2002) para os controladores do tipo P, PI e PID. Perturbações do tipo degrau, pulso triangular e ondas quadradas foram aplicadas na variável distúrbio, para testar as respostas dos controladores em problemas reguladores. Além disso, um problema servo foi estudado frente a uma perturbação do tipo degrau no *setpoint*. O objetivo dessas abordagens foi identificar as melhores formas de controlar a pressão de fundo do poço manipulando a vazão de escoamento do fluido de perfuração e avaliar o desempenho de cada controlador sintonizado em resposta às diferentes perturbações, com o intuito de verificar a viabilidade de um controlador suficientemente robusto para operar em diversos cenários.

Nos cenários definidos na Tabela 6, foram analisados 3 Casos A: problemas reguladores com perturbações degrau (A1) e ondas quadradas (A2) foram definidas magnitudes de 20% da frequência inicial da bomba (50Hz). Por fim, para a simulação da perturbação pulso triangular (A3), definiu-se um cenário crítico, duplicando momentaneamente o seu valor original, por conta de uma possível falha no equipamento.

Para o problema do tipo Servo, foi simulado o Caso B, em que a amplitude do degrau foi definida para 5% do *setpoint* inicial de 11200 psi, garantindo que as extremidades da faixa

de trabalho se mantenham entre as pressões de fratura e poro, conforme cálculo demonstrado posteriormente no presente trabalho.

**Tabela 6 - Cenários em simulação**

| Caso | Tipo de Controle | Tipo de perturbação | Intensidade da perturbação | Variável perturbação | Abertura inicial da válvula % | Pressão Inicial (psi) |
|------|------------------|---------------------|----------------------------|----------------------|-------------------------------|-----------------------|
| A    | Regulador        | Degrau              | 20%                        | Frequência da bomba  | 35%                           | 11200                 |
|      |                  | Ondas quadradas     | 20%                        |                      | 35%                           | 11200                 |
|      |                  | Pulso triangular    | 100%                       |                      | 35%                           | 11200                 |
| B    | Servo            | Degrau              | 5%                         | Set point de pressão | 35%                           | 11200                 |

### 3.4 TÉCNICAS DE SINTONIA E ESTABILIDADE DE CONTROLADORES

As técnicas de sintonia de controladores são métodos utilizados para ajustar os parâmetros de um controlador, como um controlador PID (Proporcional, Integral, Derivativo), de forma a otimizar o desempenho de um sistema de controle. Neste projeto os métodos clássicos de Cohen-Coon, baseado na curva de reação do processo, e Ziegler & Nichols, baseado na sensibilidade limite, foram utilizados para sintonizar os controladores dos tipos P, PI e PID para posterior avaliação frente as perturbações propostas.

O método de Ziegler & Nichols, desenvolvido em 1942, é uma técnica clássica e valiosa para a sintonia de controladores. A abordagem proposta por Ziegler & Nichols baseia-se na análise da resposta ao degrau de um sistema dinâmico. Os parâmetros críticos derivados desse método são o ganho crítico e a frequência crítica, que são identificados experimentalmente a partir da curva de resposta ao degrau. A simplicidade desse método permitiu sua ampla aplicação, mesmo após o desenvolvimento de técnicas mais avançadas. Para sintonizar um controlador usando a técnica de Ziegler e Nichols, os engenheiros ajustam inicialmente o ganho do controlador até que o sistema alcance a margem de estabilidade, conhecida como ganho crítico ( $K_u$ ). Em seguida, a frequência crítica ( $T_u$ ) é identificada, determinando a frequência na qual ocorre a fase de transição da resposta ao degrau, a partir desses valores utiliza-se a Tabela 7 para encontrar os parâmetros do controlador (OGATA, 2010). Esses parâmetros fornecem uma configuração inicial eficaz para o controlador, sendo particularmente úteis em sistemas dinâmicos complexos nos quais a modelagem detalhada pode ser desafiadora.

**Tabela 7 - Parâmetros para sintonia do controlador por Ziegler & Nichols pelo método do período crítico**

| Tipo de controlador | K <sub>p</sub>          | T <sub>i</sub>          | T <sub>d</sub>            |
|---------------------|-------------------------|-------------------------|---------------------------|
| P                   | <b>0,5K<sub>u</sub></b> | -                       | -                         |
| PI                  | <b>0,4K<sub>u</sub></b> | <b>0,8T<sub>u</sub></b> | -                         |
| PID                 | <b>0,6K<sub>u</sub></b> | <b>0,5T<sub>u</sub></b> | <b>0,125T<sub>u</sub></b> |

Fonte: (OGATA, 2010)

Além das formulações matemáticas e tabelas de parâmetros, cada método de sintonia adota um critério de desempenho específico, o qual influencia diretamente na resposta dinâmica do sistema em malha fechada.

No caso do método de Ziegler e Nichols, o critério empregado é conhecido como  $\frac{1}{4}$  de decaimento (*quarter amplitude decay*). Tal critério busca ajustar o controlador de modo que a resposta ao degrau do sistema apresente oscilações amortecidas, em que a amplitude de cada pico subsequente seja aproximadamente 25% inferior à do pico anterior. Esse comportamento resulta em uma resposta rápida e agressiva, com boa velocidade de estabilização, porém pode apresentar sobressinal significativo e margem de estabilidade reduzida, especialmente em processos com tempo morto elevado ou características não lineares.

Uma alternativa ao experimento de sensibilidade limite de Ziegler & Nichols é o cômputo teórico dos limites de estabilidade utilizando o método de substituição direta. Quando um sistema em malha fechada está próximo da instabilidade, pelo menos um par de raízes da equação característica deve residir no eixo imaginário do plano complexo; nesse caso, essas raízes marginalmente estáveis,  $s = \pm jw$ , satisfazem a equação característica e podem ser diretamente substituídas. Resolver a equação 9, resultante para os parâmetros desconhecidos do controlador estabelecerá os limites de estabilidade necessários. (OGUNNAIKE, RAY W. HARMON, 1994)

$$1 + G_p * G_c * G_m * G_f = 0 \quad \text{Equação (9)}$$

Os parâmetros foram obtidos através da substituição direta de forma teórica e matemática e, para fins comparativos, foi realizada a busca do  $K_c$  último através do experimento proposto por Ziegler & Nichols utilizando a simulação da malha de controle implementada. O método consiste em ajustar o controlador para somente o modo proporcional

e aumentar seu valor até que o sistema entre em oscilações sustentadas (amplitude constante e período fixo).

A técnica de sintonia desenvolvida por G. Cohen e G. Coon em 1953 é reconhecida por sua simplicidade e eficácia na obtenção de configurações iniciais para controladores PID. O princípio básico por trás do método de Cohen-Coon envolve o método da curva de reação – que consiste na análise da resposta ao degrau do sistema em malha aberta e admite que a função de transferência  $G$  que combina o processo, o medidor e o elemento final de controle, é de primeira ordem com tempo morto, descrita pelos parâmetros-chave: constante de tempo ( $\tau$ ), tempo morto( $\theta$ ) e ganho estático ( $K$ ) do processo. Com esses valores conhecidos, os parâmetros do controlador podem ser calculados por meio da Tabela 8.

**Tabela 8 - Parâmetros para sintonia do controlador por Cohen-Coon**

| Tipo de controlador | $K_p$   | $T_i$   | $T_d$   |
|---------------------|---|---|---|
| P                   | $\frac{1}{K\theta} \left( 1 + \frac{\theta}{3\tau} \right)$           | -   | -   |
| PI                  | $\frac{1}{K\theta} \left( 0,9 + \frac{\theta}{12\tau} \right)$        | $\theta \left( \frac{30 + 3(\frac{\theta}{\tau})}{9 + 20(\frac{\theta}{\tau})} \right)$ | -   |
| ID                  | $\frac{1}{K\theta} \left( \frac{4}{3} + \frac{\theta}{4\tau} \right)$ | $\theta \left( \frac{36 + 6(\frac{\theta}{\tau})}{13 + 8(\frac{\theta}{\tau})} \right)$ | $\theta \left( \frac{4}{11 + 2(\frac{\theta}{\tau})} \right)$ |

Este método presume que o sistema pode ser aproximado por uma função de transferência de primeira ordem com atraso, não sendo ideal para sistemas altamente não lineares, além de não ser resistente em face das variações nos parâmetros do sistema. Quando os parâmetros do processo variam consideravelmente ou existem incertezas no modelo do processo, os parâmetros de sintonia determinados pelo método de Cohen-Coon podem não ser robustos o suficiente para garantir a estabilidade do sistema de controle em todas as condições operacionais (BEQUETTE, 2002). Como o método de Cohen-Coon gera configurações iniciais, ajustes finos podem ser necessários com base na resposta prática do sistema.

Assim como no método de Ziegler & Nichols, o método de Cohen-Coon também se baseia em um critério de desempenho. Trata-se da razão entre o tempo morto ( $\theta$ ) e a constante de tempo ( $\tau$ ) do processo, frequentemente denominada razão L/T. Esse critério leva em

consideração o grau de dificuldade no controle do processo: quanto maior a razão  $\theta/\tau$ , mais desafiador será obter um desempenho satisfatório.

### 3.5 PARÂMETROS DE AVALIAÇÃO DA EFICÁCIA DOS CONTROLADORES

Os parâmetros de avaliação de um controlador são cruciais para assegurar a eficácia e a adequação do controle aplicado em relação a sintonia do controlador e a abordagem utilizada. Com esse fim, foram selecionados cinco indicadores comumente empregados na literatura para avaliar os resultados obtidos pelos diferentes controladores sintonizados.

**Tabela 4 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares**

| Parâmetros:               |
|---------------------------|
| Offset                    |
| Tempo de subida           |
| Tempo de estabilização    |
| Valor máximo              |
| Integral do erro absoluto |

O *offset* corresponde à diferença persistente entre o valor desejado (*setpoint*) e o valor real da variável controlada, após o sistema ter atingido o equilíbrio ou o estado estacionário. Este efeito ocorre apenas para os controladores do tipo P e não se aplica aos modos de controle PI e PID, uma vez que a presença da ação integral garante a inexistência de erros estacionários.

O "tempo de subida" ou tR em um sistema de controle refere-se ao intervalo de tempo necessário para que a resposta do sistema vá de 10 a 90%, 5 a 95% ou 0 a 100% da variação entre o estado inicial e o estado final, em resposta a uma mudança de entrada. Esse parâmetro é uma medida chave da rapidez com que um sistema responde a uma mudança. (OGATA, 2010)

Para este projeto o tempo de subida será o tempo necessário para a variável controlada ir de 10% até 90% do valor desejado. Desta forma é evidente que o tempo de subida só será avaliado nos problemas servo e em malhas abertas, haja vista que no problema regulador, com o ajuste do controlador visando eliminar o offset, o valor final sempre será igual ao inicial, exceto para os casos do controlador P puro em casos em que não se zera o *offset*.

O "tempo de estabilização" ou tS em um sistema de controle se refere ao período necessário para que a saída do sistema alcance uma faixa de variação máxima de 2% e permaneça dentro dessa faixa após uma perturbação ou uma mudança na entrada. Este parâmetro é uma medida importante da capacidade do sistema de retornar ao equilíbrio após ser perturbado. É calculado a partir do momento em que a resposta ultrapassa pela última vez a faixa especificada até o momento em que permanece dentro dessa faixa.

O "valor máximo" ou "valor de pico" em um sistema de controle refere-se ao ponto mais alto alcançado pela resposta do sistema durante ou após uma perturbação ou mudança na entrada. Este valor representa a amplitude máxima da resposta do sistema em relação ao ponto de equilíbrio ou à referência desejada. A medição ocorre a partir da posição de equilíbrio até o ponto mais alto atingido pela curva de resposta. (OGATA, 2010)

A "integral do erro absoluto" refere-se à integral do valor absoluto (ou módulo) do erro ao longo do tempo em um sistema de controle. Em termos matemáticos, se  $e(t)$  representa o erro instantâneo em um determinado instante de tempo  $t$ , então a integral do erro absoluto, denotada como  $\int_{t_1}^{t_2} |e(t)| dt$  é a área acumulada sob a curva do valor absoluto do erro em relação ao tempo. A integral do erro absoluto é utilizada em sistemas de controle como parte dos critérios de desempenho.

### 3.6 RESPOSTA DA VÁLVULA MANIPULADA

Com o objetivo de acompanhar o comportamento dinâmico da resposta da válvula de controle, foram coletados dados de sua saída em tempo real conforme as perturbações fossem impostas.

A análise da resposta da válvula de controle durante o ajuste de um controlador é essencial para garantir que o sistema opere de maneira eficiente e estável. A válvula pode apresentar características como atraso, histerese, zona morta e saturação, que afetam diretamente o desempenho do controle. Se essas dinâmicas não forem consideradas, o controlador pode gerar sinais inadequados, resultando em oscilações, respostas lentas, instabilidades no processo ou até mesmo demandas fora da faixa física viável do elemento atuador.

Além disso, avaliar a resposta da válvula permite ajustar corretamente os parâmetros do controlador, garantindo que a variável controlada atinja o *setpoint* de forma rápida e precisa. Isso também ajuda a evitar esforços desnecessários sobre a válvula, que sofre todo o impacto da atuação, reduzindo desgaste mecânico e otimizando o consumo de energia. Técnicas como testes de resposta ao degrau e análise de posição da válvula são fundamentais para identificar possíveis limitações e melhorar a sintonia do sistema de controle.

Para estudar o comportamento da variável manipulada, escolheu-se o problema servo com controlador PI, pois este permite observar de forma clara os momentos em que a válvula de controle se abre e se fecha até que o sistema atinja a estabilidade. Esse tipo de controlador é

especialmente útil para ilustrar o ajuste dinâmico do atuador, evidenciando como o sistema responde a mudanças na referência e como o sinal de controle atua continuamente para eliminar o erro, resultando em uma resposta estável e eficiente.

## 4 RESULTADOS

Neste tópico serão apresentados os resultados obtidos a partir da metodologia descrita. Inicialmente, serão demonstrados os resultados dos cálculos necessários para a construção do modelo, desde as funções de transferência até a sintonia dos controlares. Em seguida serão expostos os cenários de simulação no software de análise e por fim as repostas dinâmicas propriamente ditas de cada controlador nas condições e cenários definidos.

### 4.1 CENÁRIOS E SIMULAÇÃO

Neste tópico serão demonstrados os resultados referentes à modelagem das funções de transferência, bem como seus respectivos ajustes em função do cenário estabelecido, incluindo a definição das faixas de operação e o escalonamento das funções de transferência.

#### 4.1.1 Condições iniciais de pressão nos poros e nas fraturas

A partir dos dados experimentais, constatou-se que o gradiente de pressão nos poros e nas fraturas variou de 11,20 a 15,20 lb/Gal; com isso é possível calcular a pressão de poro e de fratura, conforme a aplicação da Equação 5.

$$11,20 \cdot \frac{lb}{gal} \cdot \frac{0,170433gal}{in^2 \cdot m} \cdot 5000 m = 9544,3 \text{ psi}$$

$$15,10 \cdot \frac{lb}{gal} \cdot \frac{0,170433gal}{in^2 \cdot m} \cdot 5000 m = 12867,7 \text{ psi}$$

#### 4.1.2 Escalonamento das funções de transferência do processo e da carga

Nesta etapa foram definidos os parâmetros das funções de transferência da carga ( $G_L$ ) e do processo ( $G_P$ ).

Utilizando as Equações 1 e 2 citadas anteriormente, foi possível calcular o tempo morto e a constante de tempo ajustada da função de transferência da carga, conforme abaixo:

$$\text{Tempo morto ajustado} = 0,041 \text{ s} * \frac{5000\text{m}}{6\text{m}} = 34 \text{ s}$$

$$\tau_{Lajustado} = 0,011 \text{ s} * 5000 = 55 \text{ s}$$

Obtém-se, portanto, a seguinte função de transferência, utilizada como função de transferência de carga nas simulações:

$$G_L = \frac{2,141 * e^{-34t}}{55s + 1}$$

Já para a modificação da função transferência do processo foi utilizada a Equação 3 em consonância com a Equação 4 para calcular o tempo morto e a constante de tempo ajustada da função de transferência do processo:

$$\text{Tempo morto ajustado} = 0,022 \text{ s} * \frac{5000\text{m}}{6\text{m}} = 18 \text{ s}$$

$$\tau_{Pajustado} = 37 + 0,00473625 * (5000 - 4000) = 42 \text{ s}$$

Obtém-se, portanto, a seguinte função de transferência, utilizada como função de transferência do processo nas simulações:

$$G_P = \frac{0,539 * e^{-18t}}{42s + 1}$$

#### 4.1.3 Funções de transferência da instrumentação

Admitindo que a dinâmica do medidor é desprezível em relação ao processo e que não há atrasos de medição, a função de transferência do medidor é apenas em função de seu ganho (Equação 6). Considerando um medidor eletrônico com faixa de 4 a 20mA e os valores de  $V_c$  obtidos a partir da janela de operação calculada no item 4.1.1, obtém-se a função de transferência ( $G_m$ ) do medidor.

$$G_m = K_m = \frac{\Delta V_{med}}{\Delta V_c} = \frac{4-20}{9544,3-12867,7} = 0,0047 \frac{\text{mA}}{\text{psi}}$$

Já para a função de transferência da válvula buscamos chegar o mais próximo de casos reais onde não só o ganho, mas a dinâmica da válvula é representativa. Um exemplo específico de válvulas do tipo *choke* utilizadas em sistemas MPD leva cerca de 8 segundos de uma posição totalmente aberta para totalmente fechada atuando na faixa de 5000 a 15000 psi.(MI SWACO, 2021. Foi considerado, então, uma constante de tempo de 5 segundos para a função de transferência da válvula. Devido à falta de referências, considerou-se que o ganho do corpo da válvula ( $K_{corpo}$ ) é linear e igual a 1 unidade de vazão (u.v.) por variação unitária de posição. O ganho da válvula ( $K_v$ ) é dado pelo produtório dos ganhos individuais das partes que a compõem (Equação 7), considerando uma válvula pneumática industrial com faixa de acionamento 3 a 15 psi e conversor I/P com uma faixa de 4 a 20mA, obtém-se o ganho final conforme abaixo:

$$K_v = K_{conv} * K_{atuador} * K_{corpo} = \frac{(3 - 15)\text{psi}}{(4 - 20)\text{mA}} * \frac{0 - 1}{(3 - 15)\text{psi}} * 1 = 0,0625 \frac{\text{u.v.}}{\text{mA}}$$

Após definir a constante de tempo associada a válvula e o seu ganho, obteve-se a seguinte a função de transferência da válvula (G<sub>v</sub>):

$$G_v = \frac{K_{conv} * K_{atua} * K_{corpo}}{\tau_v s + 1} = \frac{0,0625}{5s + 1}$$

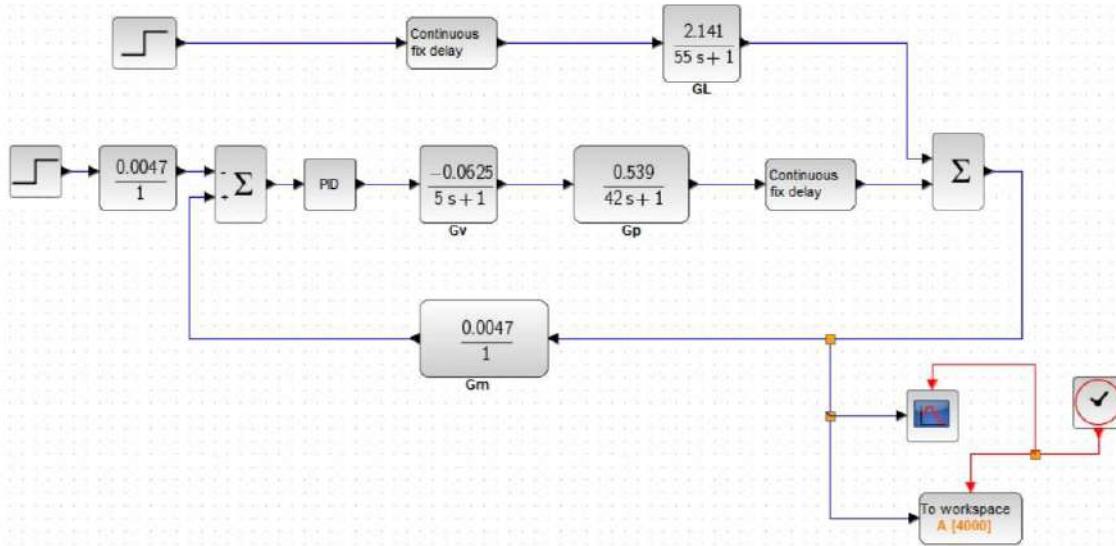
A Tabela 10 apresenta todas as funções de transferência modificadas e utilizadas nas simulações do presente trabalho.

**Tabela 10 – Funções de transferência modificadas**

| Função de Transferência | Funções de 1 <sup>a</sup> ordem modificadas |
|-------------------------|---|
| $G_P$                   | $G_P = \frac{0,539 * e^{-18t}}{42s + 1}$    |
| $G_L$                   | $G_L = \frac{2,141 * e^{-34t}}{55s + 1}$    |
| $G_v$                   | $G_v = \frac{0,0625}{5s + 1}$               |
| $G_m$                   | $G_m = 0,0047$                              |

#### 4.1.4 Malha de controle feedback simulada

Para controlar o processo, a malha de controle *feedback* foi desenhada (Figura 8) e implementada utilizando no XCos para simulação do projeto. É possível observar na Figura 8 todos os blocos utilizados especificamente para o caso com a perturbação degrau.



**Figura 8 – Malha de controle feedback elaborada para as simulações no XCos.**  
**Simulação da perturbação degrau**

Configurações semelhantes foram utilizadas para os demais casos, modificando apenas o bloco da perturbação pelo seu específico: o bloco *set pulse* para a perturbação de ondas quadradas e bloco *curve* para a perturbação pulso triangular.

O bloco da perturbação degrau foi alimentado com os parâmetros referentes aos cenários de acordo com a Tabela 6. O bloco PID recebeu os parâmetros das sintonias realizadas. Os blocos referentes às funções de transferência utilizadas ( $G_p$ ,  $GL$ ,  $G_m$  e  $G_v$ ) contém as funções já escalonadas conforme a Tabela 10. O bloco *clock* foi definido para retornar os valores em intervalos de 1 segundo por um período de 4000 segundos e foi conectado diretamente ao bloco de construção do gráfico, onde é possível observar todas as respostas dinâmicas das simulações realizadas neste trabalho.

#### 4.2 SINTONIA DOS CONTROLADORES

As sintonias utilizando as metodologias de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon para os controladores do tipo P, PI e PID foram implementadas no presente trabalho, conforme descrito a seguir.

#### 4.2.1 Método de Ziegler & Nichols

Para sintonizar o controlador pelo método de Ziegler & Nichols utilizou-se o método analítico da substituição direta para encontrar os valores críticos do ganho e da frequência ( $K_u$  e  $w$ ) através do uso da Equação 9.

$$1 + G_p * G_c * G_f * G_m = 0$$

Substituindo as funções de transferência obtidas:

$$1 + \frac{0,539 \cdot e^{-18s}}{42s + 1} \cdot \frac{0,0625}{5s + 1} \cdot 0,047 \cdot kc = 0$$

Como o método admite apenas funções polinomiais e a função de transferência do processo apresenta um termo transcendental de tempo morto, para a solução da equação 9 adotou-se a aproximação de Padé, como apresentado na equação 10.

$$e^{-\theta s} = \frac{1 - \frac{\theta s}{2}}{1 + \frac{\theta s}{2}} \quad \text{Equação (10)}$$

Ou seja

$$e^{-18s} = \frac{1 - \frac{18s}{2}}{1 + \frac{18s}{2}} = \frac{1 - 9s}{1 + 9s}$$

A partir desta simplificação, retoma-se a resolução utilizando o método numérico de substituição sucessiva para resolver a equação cúbica, obtendo os seguintes resultados para os valores de ganho crítico ( $K_u$ ) e frequência crítica ( $T_u$ ):

$$w = 0,0925596 ; K_u = 2793,57$$

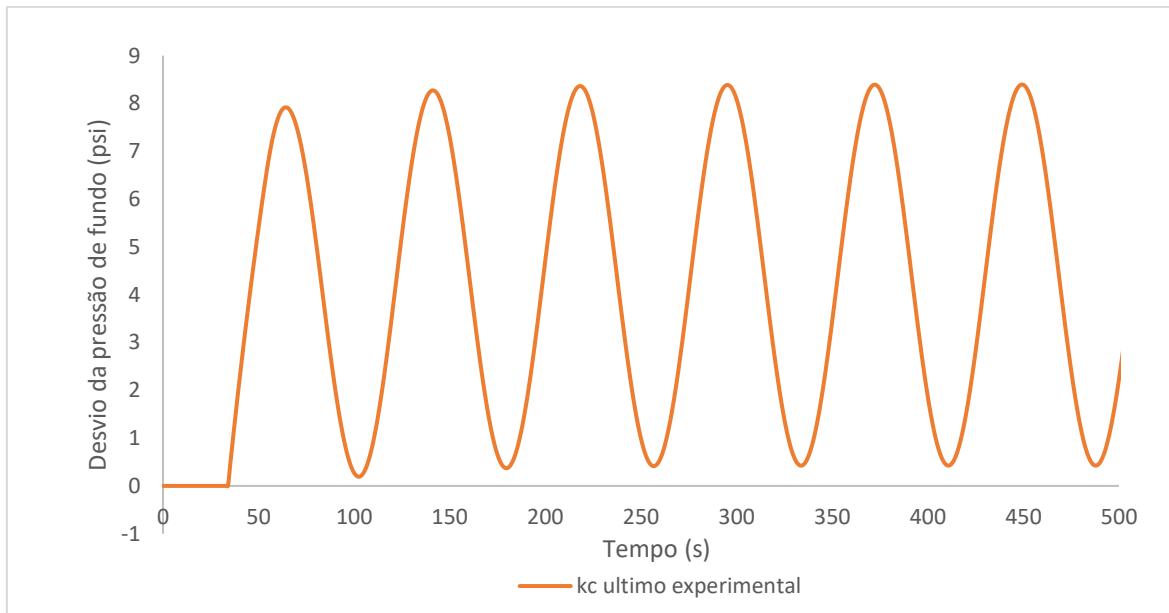
$$T_u = \frac{2 \cdot \pi}{w} = \frac{2 \cdot \pi}{0,0925596} = 67,88 \text{ s}$$

Em seguida aplicando as regras de sintonia apontadas na Tabela 6, calcula-se os parâmetros dos controladores P, PI e PID, conforme apresentado na tabela 11

**Tabela 11 - Parâmetros dos controladores P, PI e PID utilizando o método de Ziegler & Nichols**

| Controlador | K (mA/mA) | $\tau_i$ (s) | $\tau_d$ (s) |
|-------------|-----------|--------------|--------------|
| P           | 1396,785  | -            | -            |
| PI          | 1257,1065 | 56,343       | -            |
| PID         | 1676,142  | 33,94        | 8,4853       |

A determinação dos valores críticos também foi realizada de forma empírica através do método da sensibilidade limite. Obteve-se o resultado apresentado na Figura 9, que demonstra o comportamento da variável controlada oscilando continuamente ao longo do tempo, evidenciando o ponto onde  $K = K_c$  e o sistema apresenta em oscilações sustentadas.



**Figura 9 - Determinação experimental do ganho crítico.**

O valor do ganho crítico obtido experimentalmente foi de 24341, enquanto o calculado por meio do Método de Substituição Direta (MSD) foi 2793,57, o que corresponde a uma diferença na ordem de 10 vezes. Uma possível explicação para essa discrepância é que a abordagem analítica se restringe a funções de transferência polinomiais, exigindo aproximações, como a de Padé, para viabilizar sua aplicação. Por outro lado, o método empírico da sensibilidade limite, simulado computacionalmente, dispensa tais aproximações e é conduzido até que o sistema apresente uma resposta oscilatória sustentada. No entanto o fato de o método ser baseado em uma inspeção visual, pode gerar valores menos confiáveis. Nesse contexto, embora o valor experimental de  $K_u$  seja mais representativo do comportamento real do processo, sua obtenção em um experimento prático seria inviável, pois exigiria levar o sistema a condições inseguras de operação. Os resultados indicam que o valor de  $K_u$  obtido pelo MSD tende a ser mais conservador que o experimental. Por essas razões, optou-se pela utilização do valor obtido pelo método MSD.

#### 4.2.2 Método de Cohen-Coon

Para o método de sintonia por Cohen-Coon (C&C) é necessário que a função transferência G que combina o processo (Gp), o medidor (Gm) e o elemento final de controle (Gv) seja de primeira ordem com tempo morto, conforme a Equação 11.

$$G = GvGpGm \quad \text{Equação (11)}$$

Substituindo as funções de transferência obtidas anteriormente:

$$0,0047 \cdot \frac{0,0625}{5s + 1} \cdot \frac{0,539 \cdot e^{-18t}}{42s + 1}$$

Como a função transferência G é de segunda ordem, para viabilizar a sintonia C&C uma redução de ordem foi realizada pela aproximação mostrada na Equação 12.

$$(5s + 1) \cdot (42s + 1) = \sqrt{5 \cdot 42}s + 1 \quad \text{Equação (12)}$$

Desta forma, A Tabela 12 apresenta os parâmetros dos controladores P, PI e PID utilizando o método de Cohen Coon:

**Tabela 12 - Parâmetros dos controladores P, PI e PID utilizando o método de Cohen Coon**

| Controlador | K (mA/mA) | $\tau_i$ (s) | $\tau_d$ (s) |
|-------------|-----------|--------------|--------------|
| P           | 7191,471  | -            | -            |
| PI          | 5103,614  | 17,938       | -            |
| PID         | 8360,299  | 34,10        | 5,34         |

Para efeitos de comparação, a Tabela 13 apresenta os valores comparativos dos parâmetros do controlador para cada método utilizado.

**Tabela 13 – Parâmetros dos controladores sintonizados**

|                              | P              | PI              | PID             |
|------------------------------|----------------|-----------------|-----------------|
| <b>Ziegler &amp; Nichols</b> | $K = 1396,785$ | $K = 1257,1065$ | $K = 1676,142$  |
|                              |                | $Ti = 56,343 s$ | $Ti = 33,94 s$  |
|                              |                |                 | $Td = 8,4853 s$ |
| <b>Cohen- Coon</b>           | $K = 7191,471$ | $K = 5103,614$  | $K = 8360,299$  |
|                              |                | $Ti = 17,938 s$ | $Ti = 34,10 s$  |
|                              |                |                 | $Td = 5,34 s$   |

Em seguida, são discutidas e comparadas as sintonias de controladores obtidas pelos diferentes métodos e suas consequências no comportamento dinâmico da malha de controle.

#### 4.3 PROBLEMA REGULADOR

Utilizando as sintonias obtidas no item 4.2 e as perturbações definidas no item 3.3.2, foram realizadas as simulações buscando avaliar a eficácia dos controladores dos tipos P, PI e PID para o problema regulador, denominado caso A, com as condições descritas na Tabela 6.

O objetivo do problema regulador é manter a variável controlada no *setpoint* quando sob ação de perturbações externas ao processo, no caso na frequência de rotação da bomba de lama. As magnitudes da perturbação degrau e ondas quadradas foram de 20% e do pulso triangular 100% conforme descrito na Tabela 6.

A primeira avaliação se deu a partir da perturbação degrau e em seguida estão as respostas dos controladores P, PI e PID para perturbações do tipo ondas quadradas e pulso triangular. As respostas dos controladores foram avaliadas de forma independente e comparativa entre as diferentes perturbações propostas.

##### 4.3.1 Respostas do controlador P

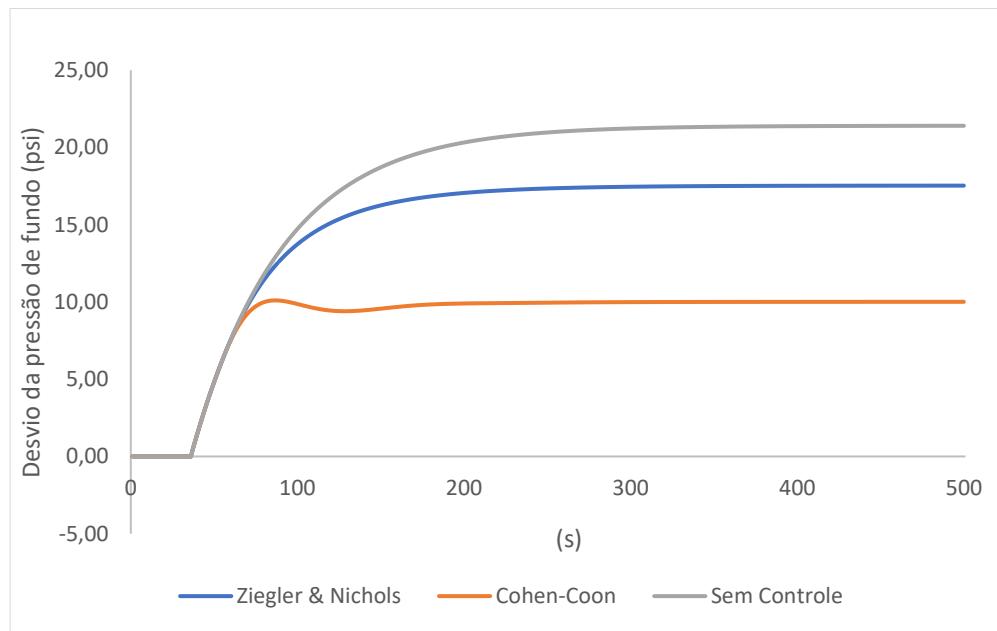
A Tabela 14 resume os parâmetros de controle calculados de acordo com as metodologias de Cohen-Coon e Ziegler & Nichols para o controlador do tipo proporcional.

**Tabela 14 - Parâmetros de sintonia dos controladores P**

| Controlador | Sintonia | Kc       |
|-------------|----------|----------|
| P           | Z&N      | 1396,785 |
|             | C&C      | 7191,471 |

As respostas dinâmicas dos sistemas controlados e do processo em malha aberta para a perturbação de carga do tipo degrau são apresentadas na Figura 10, em que o eixo das ordenadas representa a variável controlada em desvio e o eixo das abscissas, o tempo em segundos. Embora ambos os controladores tenham amortizado os desvios, quando comparados ao sistema em malha aberta, nota-se a presença de um erro permanente ou *offset* de 15,5 para Z&N e 10,0 psi para C&C, limitação inerente à natureza dos controladores apenas proporcionais, que não eliminam o erro em regime permanente. Nesse contexto, os controles do tipo P devem ser

utilizados com precaução ou mesmo evitados, justamente devido à presença desse offset indesejado.



**Figura 10 - Resposta ao desvio da perturbação degrau dos controladores**

#### P (regulador)

A Tabela 15 apresenta uma comparação dos indicadores utilizados para avaliação do desempenho dos controladores.

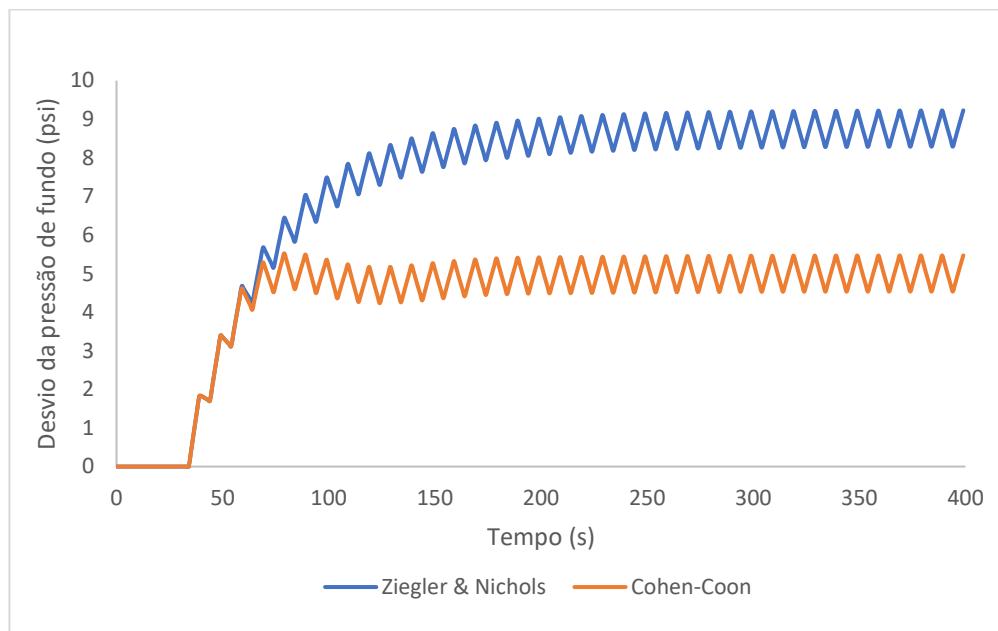
**Tabela 15 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau na variável distúrbio em controle do tipo P**

| Parâmetros:                | C&C   | Z&N   |
|----------------------------|-------|-------|
| Offset (psi)               | 10,01 | 15,53 |
| Tempo de subida (s)        | 30    | 95    |
| Tempo de estabilização (s) | 174   | 120   |
| Valor máximo (psi)         | 10    | 17    |
| Integral do erro absoluto  | -     | -     |

Embora o processo sintonizado através de Cohen-Coon seja mais rápido do que o de Ziegler & Nichols em relação ao tempo de subida e apresentar um menor desvio, leva mais tempo para atingir a estabilidade. Diante disso, podemos concluir que esse tipo de controle não

aparenta ser o mais adequado, uma vez que a malha de controle de menor erro exerce influência mínima ao reduzir pouco mais de 50% do desvio em relação ao processo em malha aberta. Vale ainda ressaltar que a faixa de operação da pressão no fundo do poço é estreita, sendo necessário um controle mais rigoroso e robusto, haja vista que o processo envolve riscos ambientais e humanos.

A Figura 11 apresenta os resultados das sintonias obtidas para uma perturbação ondas quadradas.



**Figura 11 - Resposta ao desvio da perturbação ondas quadradas dos controladores P**

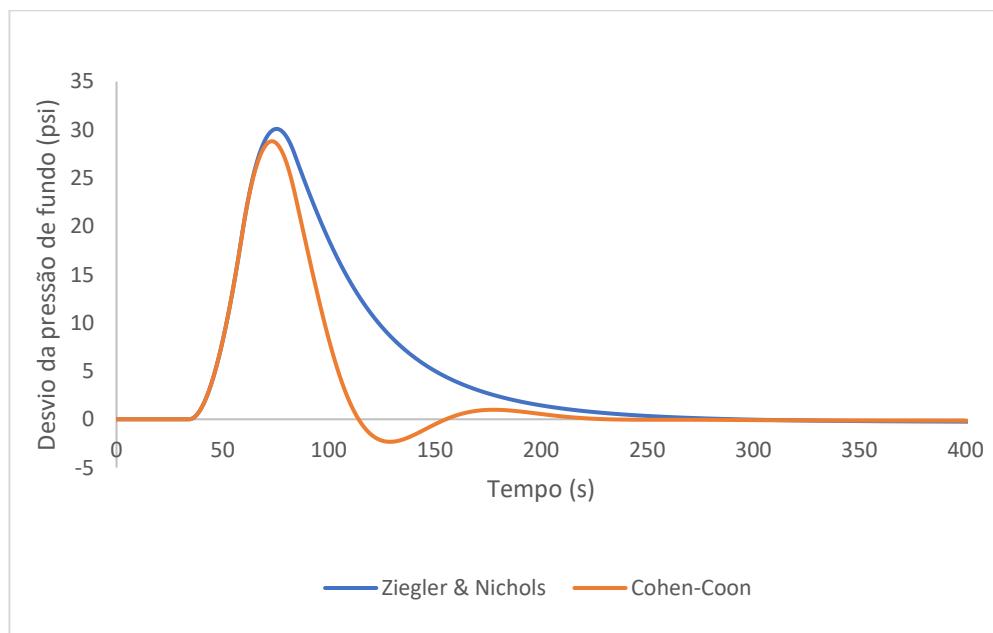
Na Tabela 16 é possível observar, assim como na perturbação degrau, como o *offset* e o tempo de subida da sintonia Cohen-Coon é menor que o pela sintonia Ziegler & Nichols.

**Tabela 16 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação ondas quadradas na variável distúrbio em controle do tipo P**

| Parâmetros:                | C&C | Z&N |
|----------------------------|-----|-----|
| Offset (psi)               | 5,5 | 9,2 |
| Tempo de subida (s)        | 30  | 92  |
| Tempo de estabilização (s) | -   | -   |
| Valor máximo (psi)         | 6   | 9   |
| Integral do erro absoluto  | -   | -   |

Conforme esperado, os controladores P performaram de maneira semelhante para os casos de perturbações degrau e ondas quadradas – que pode ser vista como uma sucessão de degraus - apresentando grande desvio e *offset* (Figuras 10 e 11). É interessante notar que o valor de máximo desvio neste tipo de perturbação é de menor intensidade que em apenas um degrau positivo mesmo que ambas as perturbações tenham a mesma intensidade de desvio na frequência da bomba de fluido de perfuração. Isso ocorre porque, ao iniciar o controle para compensar uma perturbação positiva, logo em seguida surge uma perturbação negativa. Da mesma forma, quando o controlador ajusta esse novo desvio, agora em sentido negativo, ocorre uma nova variação positiva. Esse ciclo se repete sucessivamente até que o controle em malha fechada consiga estabilizar as variações de pressão dentro da faixa de  $\pm 1$  psi. O tempo de estabilização é aproximadamente igual para ambos os tipos de perturbação. Além disso, para o caso analisado, o período das perturbações foi de 10 segundos e ambas as respostas mantiveram esse período de oscilação.

A Figura 12 apresenta os resultados para uma perturbação na carga do tipo pulso triangular.



**Figura 12 - Resposta ao desvio da perturbação pulso triangular dos controladores P**

Por fim, a resposta à perturbação do tipo pulso triangular apresentou um comportamento distinto dos casos anteriores, pois até mesmo os controladores puramente proporcionais foram capazes de reduzir o *offset* de pressão a valores próximos de zero. O tempo de estabilização foi aproximadamente um terço daquele observado para os controladores PI e PID, analisados nas

sessões seguintes. O valor de pico registrado foi o mais elevado neste cenário, ainda se mantenha dentro da faixa de atuação dos controladores PI e PID. A Tabela 17 demonstra a comparação entre as sintonias que neste caso ficaram bem próximas em comportamento.

**Tabela 17 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação pulso triangular na variável distúrbio em controle do tipo P**

| Parâmetros:                | C&C  | Z&N  |
|----------------------------|------|------|
| Offset (psi)               | -0,2 | -0,3 |
| Tempo de subida (s)        | -    | -    |
| Tempo de estabilização (s) | 468  | 506  |
| Valor máximo (psi)         | 29   | 30   |
| Integral do erro absoluto  | -    | -    |

Os valores absolutos dos indicadores de desempenho obtidos neste caso não devem ser comparados diretamente com os das perturbações anteriores, a fim de evitar conclusões equivocadas, uma vez que se trata de um cenário extremo, com uma variação de 50% na frequência da bomba.

Considerando esse aspecto, observa-se que, independentemente do tipo de perturbação, o controlador proporcional isolado (P) não se mostra adequado para processos com janelas operacionais estreitas. A única exceção parcial é o caso da perturbação do tipo pulso triangular, em que, apesar de o *offset* não ser completamente eliminado, o desvio é bastante pequeno. No entanto, como não é viável sintonizar um controlador para atender satisfatoriamente apenas a um tipo específico de perturbação, conclui-se que o controlador puramente P não é apropriado para esse tipo de processo.

A Tabela 18 resume os indicadores de desempenho tempo de subida (Tr), tempo de estabilização (Ts), valor de máximo, *offset* e integral do erro absoluto (IAE) para cada controlador frente às perturbações propostas.

**Tabela 18 – Indicadores de desempenho do controlador P frente as perturbações**

| Problema  | Controlador | Perturbação | Sintonia | Tr (s) | Ts (s) | Valor máximo (psi) | Offset (psi) | IAE |
|-----------|-------------|-------------|----------|--------|--------|--------------------|--------------|-----|
| Regulador | P           | Degrau      | Z&N      | 95     | 120    | 17                 | 15,53        | -   |

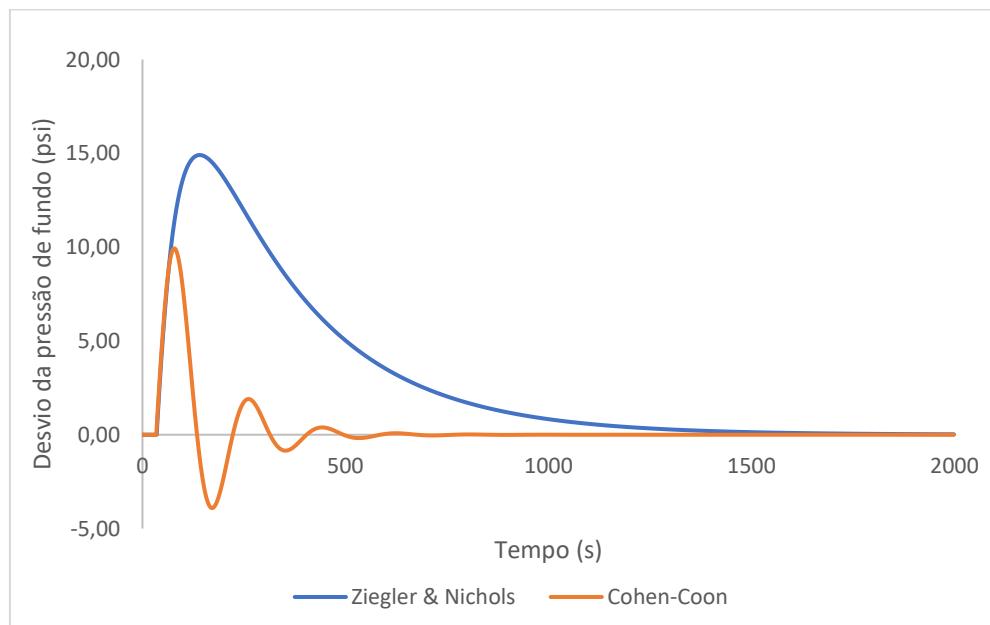
|                  |     |     |     |     |      |       |   |
|------------------|-----|-----|-----|-----|------|-------|---|
|                  |     | C&C | 30  | 174 | 10   | 10,01 | - |
| Ondas Quadradas  | Z&N | 92  | --- | 9   | 9,2  | -     |   |
|                  | C&C | 30  | --- | 6   | 5,5  | -     |   |
| Pulso triangular | Z&N | --- | 506 | 30  | -0,3 | -     |   |
|                  | C&C | --- | 468 | 29  | -0,2 | -     |   |

#### 4.3.2 Respostas do controlador PI

Para os mesmos cenários de perturbações simuladas, foram estudadas a respostas dinâmicas do processo para controladores do tipo PI. O controlador PI depende da soma acumulada dos erros passados. Sua função é eliminar o erro residual que pode ocorrer com o componente proporcional, integrando o erro ao longo do tempo e ajustando o sistema para alcançar o *setpoint*. Tal ajuste já nos coloca em uma situação aceitável para o problema proposto, se comparado ao controlado P. A Tabela 19 resume os parâmetros de controle sintonizados.

**Tabela 19 – Parâmetros de sintonia dos controladores PI**

| Controlado | Sintonia | Kc       | Ti (s) | $\tau_d$ (s) |
|------------|----------|----------|--------|--------------|
| PI         | Z&N      | 1257,106 | 56,34  | -            |
| PI         | C&C      | 5103,614 | 17,93  | -            |



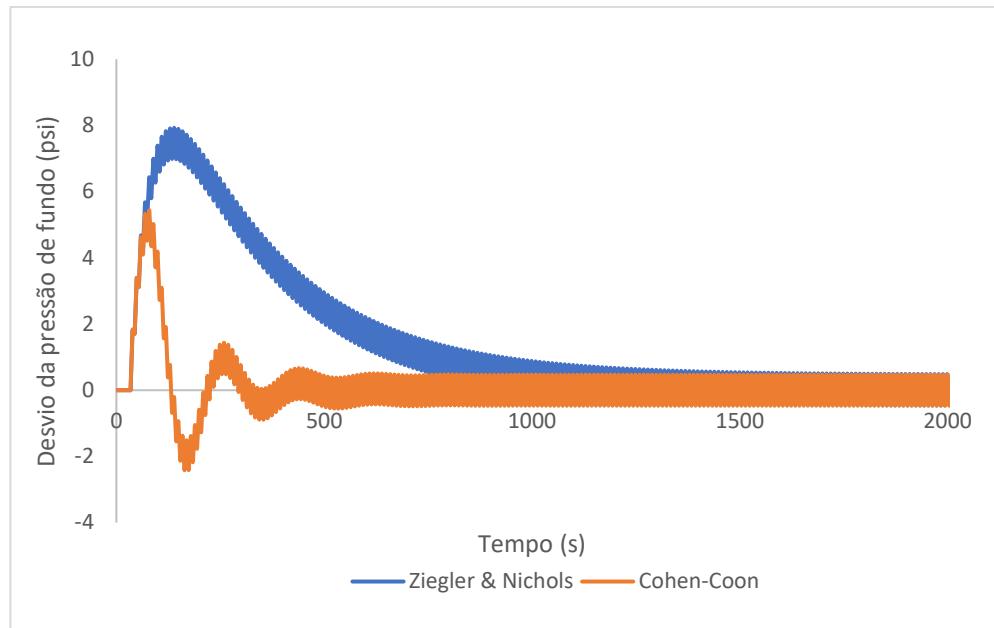
**Figura 13 – Resposta ao desvio da perturbação degrau dos controladores PI.**

Para a análise da perturbação do tipo degrau, observou-se que a sintonia segundo Cohen-Coon apresentou um tempo de estabilização de aproximadamente metade em relação ao obtido segundo a sintonia Ziegler & Nichols: cerca de 33 minutos para o Z&N e 16 minutos para o C&C. Além disso, o valor máximo atingido foi menor com C&C, e a diferença quanto a métrica e IAE foi ainda mais significativa, sendo aproximadamente seis vezes menor. Vale ressaltar que, como esperado para controladores do tipo PI, ambos os métodos conseguiram eliminar o *offset* (Tabela 20).

**Tabela 20 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau na variável distúrbio em controle do tipo PI**

| Parâmetros:                | C&C  | Z&N  |
|----------------------------|------|------|
| Offset (psi)               | 0    | 0    |
| Tempo de subida (s)        | -    | -    |
| Tempo de estabilização (s) | 999  | 1995 |
| Valor máximo (psi)         | 9,9  | 14,9 |
| Integral do erro absoluto  | 1028 | 6056 |

Um comportamento semelhante foi verificado para a perturbação do tipo ondas quadradas. Nesse caso, entretanto, os resultados das duas sintonias ficaram mais próximos em termos de tempo de estabilização, por outro lado o IAE da sintonia Ziegler & Nichols foi bem maior em relação a C&C, conforme observado na Tabela 21. Embora o critério de delimitação de estabilização de desvio inferior a 2% não tenha sido alcançado, com oscilações em torno de 1 psi, observa-se no gráfico da Figura 14 que o controle obtido com a sintonia de C&C é mais rápido. Essa semelhança de resultados era esperada, pois ondas quadradas podem ser interpretadas como perturbações degrau sucessivas.

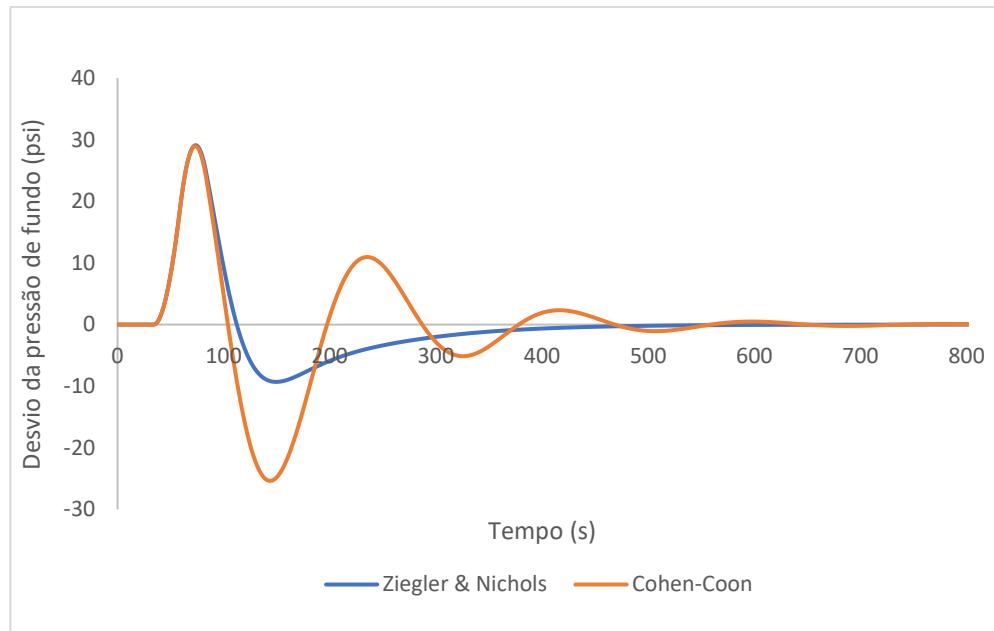


**Figura 14 - Resposta ao desvio da perturbação ondas quadradas dos controladores PI**

**Tabela 21 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação ondas quadradas na variável distúrbio em controle do tipo PI**

| Parâmetros:                | C&C  | Z&N  |
|----------------------------|------|------|
| Offset (psi)               | 0,5  | 0,5  |
| Tempo de subida (s)        | -    | -    |
| Tempo de estabilização (s) | -    | -    |
| Valor máximo (psi)         | 5,4  | 7,9  |
| Integral do erro absoluto  | 1408 | 3690 |

Para perturbação do tipo pulso triangular foi possível notar uma inversão no desempenho: a sintonia de Z&N apresentou tempo de estabilização igual a 13,4 min, menor do que 18,1 min para a sintonia de C&C. A resposta dinâmica simulada para este cenário é apresentada na Figura 15, onde se nota um longo período de oscilação até que a estabilização seja alcançada e o *offset* anulado na sintonia C&C. Embora a altura de pico em módulo tenha sido praticamente a mesma para ambas as sintonias, o valor do IAE foi consideravelmente menor para a sintonia de Z&N. (Tabela 22)



**Figura 15 - Resposta ao desvio da perturbação pulso triangular dos controladores PI**

**Tabela 22 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação pulso triangular na variável distúrbio em controle do tipo PI**

| Parâmetros:                | C&C  | Z&N  |
|----------------------------|------|------|
| Offset (psi)               | 0    | 0    |
| Tempo de subida (s)        | -    | -    |
| Tempo de estabilização (s) | 1083 | 802  |
| Valor máximo (psi)         | 29   | 29   |
| Integral do erro absoluto  | 3688 | 2316 |

De forma geral, a sintonia do controlador do tipo PI demonstrou bom desempenho frente às perturbações do tipo degrau e ondas quadradas, mantendo comportamento consistente e eficaz. Esses resultados sugerem que o controlador PI, quando devidamente sintonizado, pode ser robusto o suficiente para aplicações diversas. Essa robustez é evidenciada pela capacidade do controlador estabilizar o sistema de forma satisfatória, levando no pior cenário 25 minutos, diante de estímulos distintos.

Os indicadores de desempenho para o controlador PI podem ser observados na Tabela 23.

**Tabela 23 – Indicadores de eficiência do controlador PI**

| Problema  | Controlador | Perturbação      | Sintonia | Tr (s) | Ts (s) | Valor máximo (psi) | Offset | IAE  |
|-----------|-------------|------------------|----------|--------|--------|--------------------|--------|------|
| Regulador | PI          | Degrau           | Z&N      | -      | 1995   | 14,9               | 0      | 6056 |
|           |             |                  | C&C      | -      | 999    | 9,9                | 0      | 1028 |
|           |             | Ondas Quadradas  | Z&N      | -      | -      | 7,9                | 0,5    | 3690 |
|           |             |                  | C&C      | -      | -      | 5,4                | 0,5    | 1408 |
|           |             | Pulso triangular | Z&N      | -      | 802    | 29                 | 0      | 2316 |
|           |             |                  | C&C      | -      | 1083   | 29                 | 0      | 3688 |

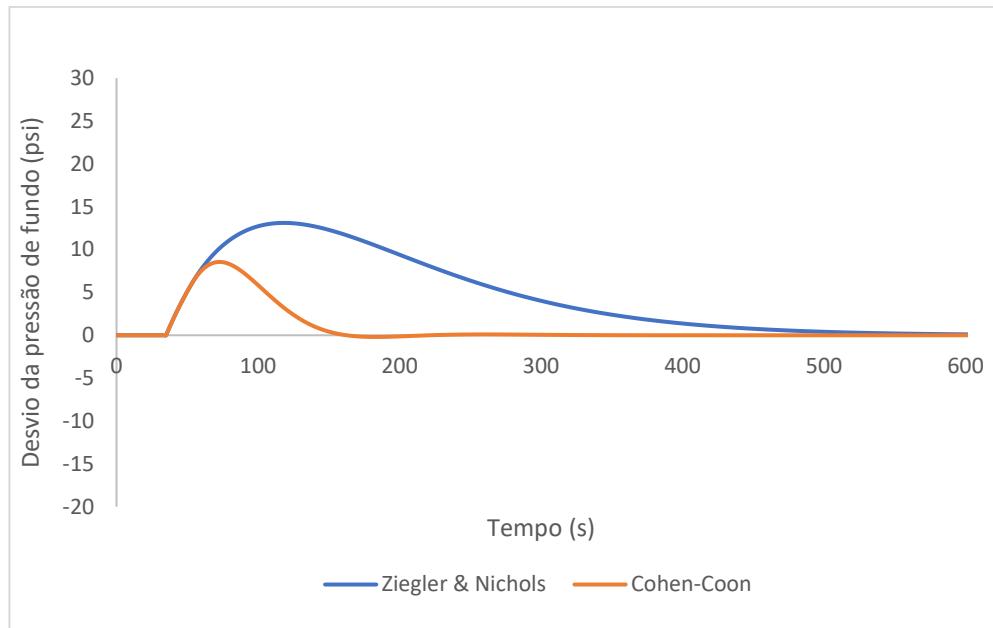
**4.3.3 Respostas do controlador PID**

A Tabela 24 resume os parâmetros de controle sintonizados e os resultados obtidos para o controlador PID são apresentados a seguir.

**Tabela 24 – Parâmetros de sintonia dos controladores PID**

| Controlador | Sintonia | Kc      | Ti (s) | $\tau_d$ (s) |
|-------------|----------|---------|--------|--------------|
| PID         | Z&N      | 1676,14 | 33,94  | 8,4853       |
| PID         | C&C      | 8360,3  | 34,10  | 5,340        |

A adição do termo derivativo permite respostas mais rápidas agiliza ao incluir a taxa de variação do erro no cálculo da saída de controle. Para a resposta a perturbação do tipo degrau, mostrada na Figura 16, o tempo de estabilização com sintonia Cohen-Coon foi de 3,5 minutos ou seja 12,5 minutos mais rápido do que o valor obtido com o controlador PI ajustado pelo mesmo método. Já para a sintonia de Ziegler-Nichols, o tempo de estabilização foi de 10,5 minutos, resultando em uma redução de 25,5 minutos em relação ao controlador PI (Tabela 25). Assim como no caso anterior, a sintonia de Cohen-Coon apresentou melhor desempenho, com menor valor de pico e menor tempo de estabilização.



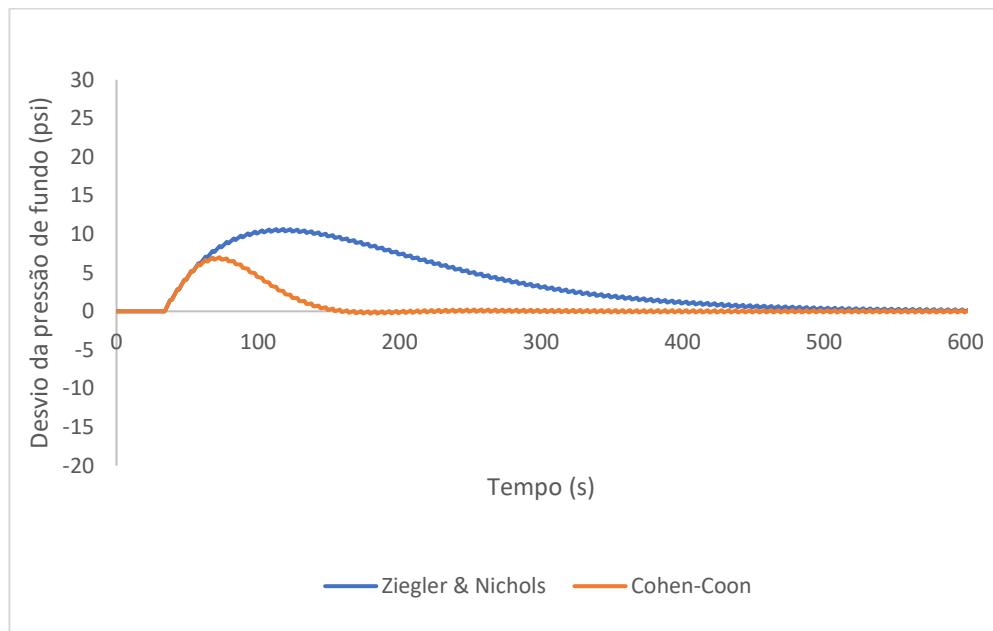
**Figura 16 - Resposta ao desvio da perturbação degrau dos controladores PID**

**Tabela 25 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau na variável distúrbio em controle do tipo PID**

| Parâmetros:                | C&C | Z&N  |
|----------------------------|-----|------|
| Offset (psi)               | 0   | 0    |
| Tempo de subida (s)        | -   | -    |
| Tempo de estabilização (s) | 210 | 630  |
| Valor máximo (psi)         | 8,6 | 13,1 |
| Integral do erro absoluto  | 565 | 2739 |

Para a perturbação do tipo ondas quadradas, também foi possível observar melhora no desempenho do controlador PID em comparação ao PI. O tempo de estabilização foi reduzido e, embora não seja possível determiná-lo com precisão analítica (devido à natureza periódica da perturbação), observa-se graficamente que o controle com Cohen-Coon estabiliza de forma mais rápida que com Ziegler & Nichols. Além disso, o desvio residual após a estabilização foi reduzido para aproximadamente 0,15 psi, em contraste com os aproximados 1 psi observados nos controladores PI. O IAE foi calculado em um intervalo de tempo comum entre as sintonias, uma vez que um desvio constante levaria a erro acumulado infinito se considerado em tempo ilimitado. Também foi verificado que, assim como no controle tipo P, o período da resposta se

manteve em 10 segundos, compatível com o período da perturbação. Os dados podem ser observados na Tabela 26.



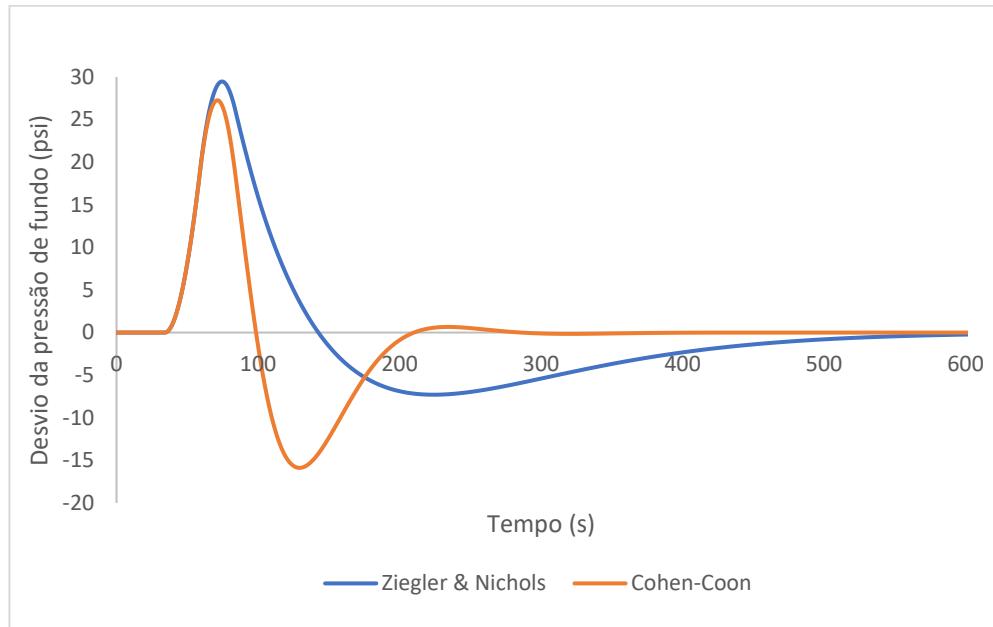
**Figura 17 - Resposta ao desvio da perturbação ondas quadradas dos controladores PID**

**Tabela 26 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação ondas quadradas na variável distúrbio em controle do tipo PID**

| Parâmetros:                | C&C    | Z&N     |
|----------------------------|--------|---------|
| Offset (psi)               | 0,15   | 0,15    |
| Tempo de subida (s)        | -      | -       |
| Tempo de estabilização (s) | -      | -       |
| Valor máximo (psi)         | 7      | 10,7    |
| Integral do erro absoluto  | 749232 | 2057199 |

No caso da resposta ao pulso triangular, a tendência geral do comportamento se repetiu: o controlador com sintonia C&C apresentou tempo de estabilização duas vezes menor do que o Z&N, além de menores valores de IAE e valor de máximo (Tabela 27). No entanto, vale ressaltar que os controladores ajustados por Cohen-Coon tendem a ser mais agressivos, gerando oscilações mais acentuadas. Isso pode aumentar o desgaste dos atuadores, que precisam operar com mais intensidade. Além disso, a agressividade do controlador pode representar um risco

em processos que exigem controle mais suave e robusto, como no caso da pressão de fundo de poço.



**Figura 18 - Resposta ao desvio da perturbação pulso triangular dos controladores PID**

**Tabela 27 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação pulso triangular na variável distúrbio em controle do tipo PID**

| Parâmetros:                | C&C  | Z&N  |
|----------------------------|------|------|
| Offset (psi)               | 0    | 0    |
| Tempo de subida (s)        | -    | -    |
| Tempo de estabilização (s) | 427  | 866  |
| Valor máximo (psi)         | 27,3 | 29,5 |
| Integral do erro absoluto  | 1876 | 2965 |

Apesar de se mostrarem robustos e de rápida resposta, é importante destacar que o termo derivativo dos controladores PID, em sistemas com variáveis ruidosas, pode tornar a malha de controle instável. Portanto, não é possível garantir que desempenho positivo observado se mantenha sob tipo de perturbação aplicada.

Todos os resultados dos parâmetros analisados para os controladores PID estão agrupados na Tabela 28.

**Tabela 28 – Indicadores de eficiência do controlador PID**

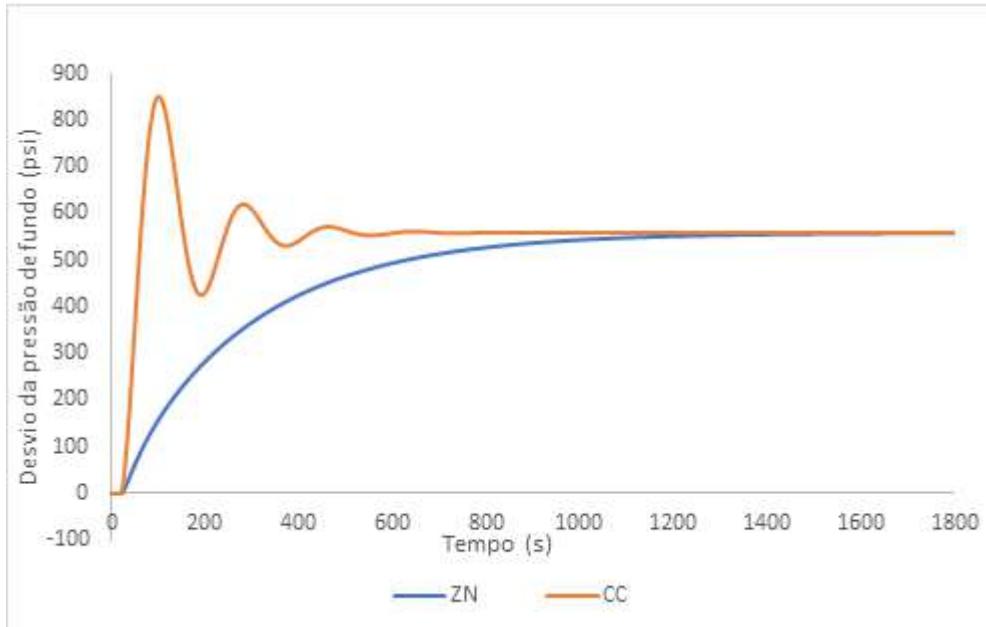
| Problema  | Controlador | Perturbação      | Sintonia | Tr (s) | Ts (s) | Valor máximo(psi) | Offset | IAE     |
|-----------|-------------|------------------|----------|--------|--------|-------------------|--------|---------|
| Regulador | PID         | Degrau           | Z&N      | -      | 630    | 13,1              | 0      | 2739    |
|           |             |                  | C&C      | -      | 210    | 8,6               | 0      | 565     |
|           |             | Ondas Quadradas  | Z&N      | -      | -      | 10,7              | 0,15   | 2057199 |
|           |             |                  | C&C      | -      | -      | 7,0               | 0,15   | 749232  |
|           |             | Pulso triangular | Z&N      | -      | 866    | 29,5              | 0      | 2965    |
|           |             |                  | C&C      | -      | 427    | 27,3              | 0      | 1876    |

#### 4.4 PROBLEMA SERVO

O problema servo é definido quando a perturbação ocorre no valor do *setpoint*. A análise deste cenário é importante para compreender como mudanças nas condições operacionais podem afetar a segurança da planta de processo. Mudanças bruscas de *setpoint* podem fazer com que um controlador não seja capaz de manter a planta operando dentro da faixa operacional segura. Neste contexto, optou-se por não estudar as perturbações do tipo ondas quadradas nem pulso triangular, pois elas não se aplicam na prática ao cenário de mudanças de *setpoint*.

##### 4.4.1 Resposta do controlador PI

Considerando que a eliminação do *offset* é essencial nesta etapa, a avaliação das respostas dinâmicas foi realizada apenas para os controladores do tipo PI e PID. A Figura 19 apresenta a resposta dinâmica do controlador PI às variações do tipo degrau no *setpoint*, projetado pelas técnicas de sintonia de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon.



**Figura 19 - Resposta ao desvio no setpoint do controlador PI no problema servo**

Como o controlador PI utilizado neste cenário é o mesmo do problema regulador, os parâmetros calculados para a sintonia do controlador podem ser encontrados na Tabela 19, enquanto os indicadores de desempenho foram organizados abaixo (Tabela 29).

**Tabela 29 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau no problema servo em controle do tipo PI**

| Parâmetros:                | C&C   | Z&N    |
|----------------------------|-------|--------|
| Offset (psi)               | 0     | 0      |
| Tempo de subida (s)        | 31    | 596    |
| Tempo de estabilização (s) | 798   | 1282   |
| Valor máximo (psi)         | 852,3 | -      |
| Integral do erro absoluto  | 54688 | 158739 |

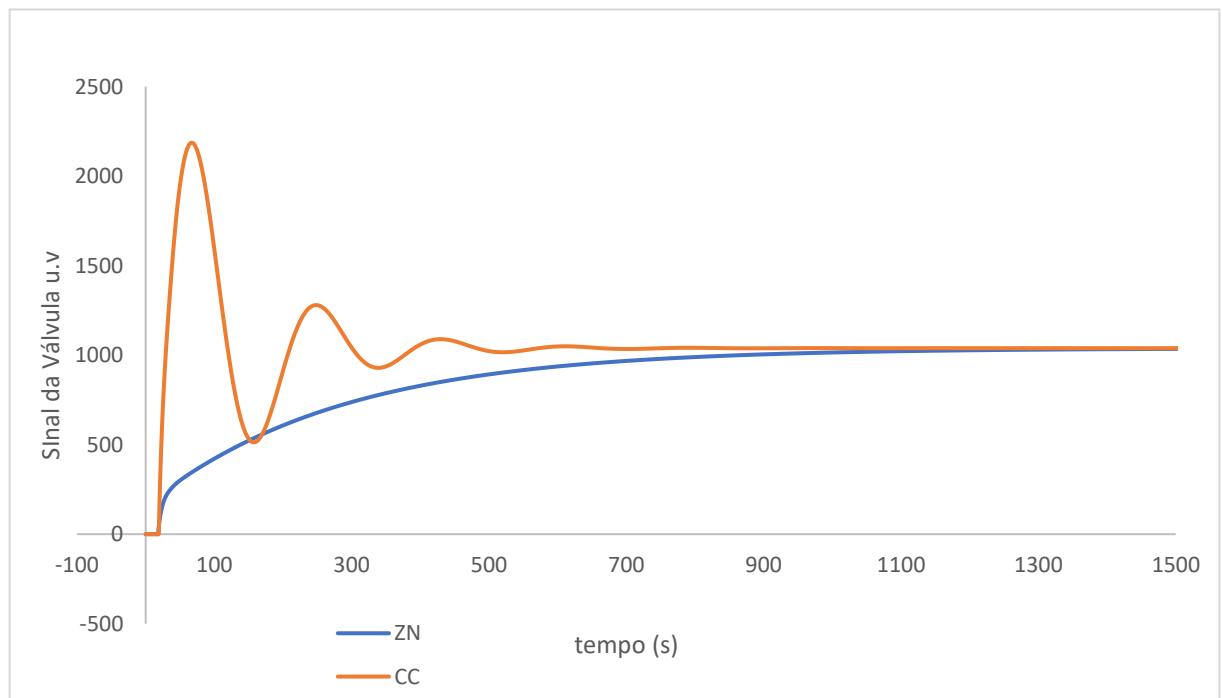
A resposta evidencia uma grande diferença expressiva no tempo de subida ( $T_r$ ) entre as sintonias. Com Z&N, o tempo de subida foi de aproximadamente 10 minutos, enquanto com C&C foi de apenas 30 segundos, ou seja, aproximadamente 20 vezes menor. O tempo de estabilização ( $T_s$ ) também foi inferior para a sintonia de C&C e o IAE que foi reduzido em mais de 60% (de 158739 para 54688).

Por outro lado, o ajuste por C&C resultou em um valor de pico muito elevado (852,3 psi), ultrapassando o novo valor de *setpoint* em cerca de 43% atingindo aproximadamente 12050 psi. Esse comportamento é considerado perigoso em aplicações que envolvem limites de pressão críticos, como em poços de petróleo. Logo, mesmo com maior tempo de resposta, a sintonia por Z&N é mais indicada por proporcionar, maior segurança operacional ao projeto.

#### 4.4.2 Resposta da variável manipulada para o controlador PI

Nota-se de imediato que os valores da saída da válvula geraram valores fisicamente impossíveis devido ao não ajuste no  $K_{corpo}$  para a simulação. Com valor definido como 1, a válvula projetada se mostrou aquém do necessário. Entretanto, o comportamento dinâmico ainda pode ser analisado.

A Figura 20 ilustra o comportamento da válvula de controle ao longo do tempo de simulação. É possível observar que, no ajuste Z&N, a saída da válvula no processo atuou de forma menos agressiva e apenas em um sentido até chegar ao novo *setpoint*. Por outro lado, a saída da válvula para o ajuste C&C demonstrou agressividade, abrindo e fechando em picos regressivos até estabilizar.



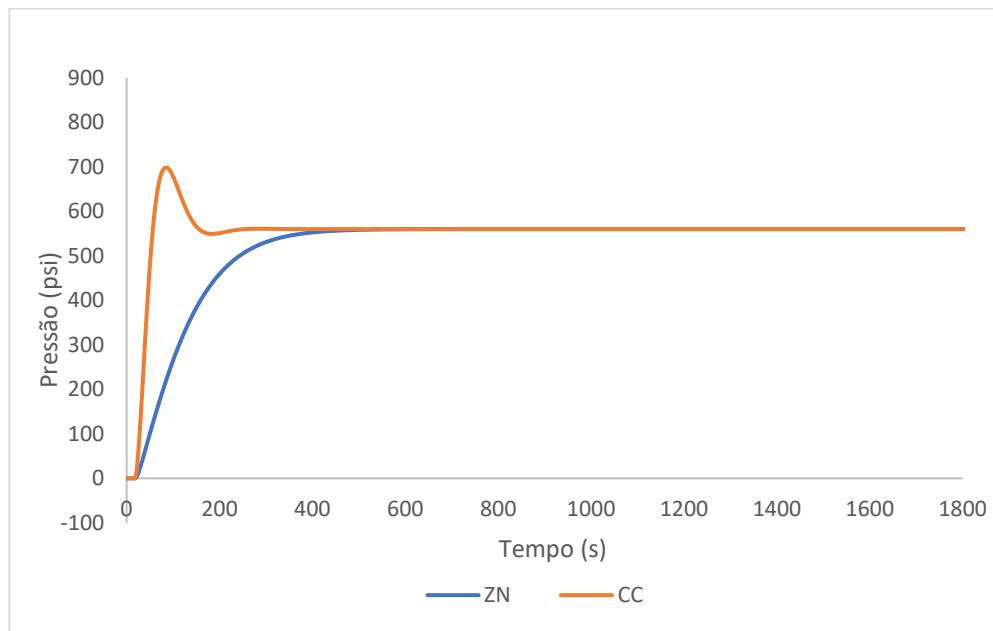
**Figura 20 - Resposta da válvula de atuação ao desvio no *setpoint* do controlador PI no problema servo**

Vale lembrar que este resultado é o correspondente para uma perturbação de 5% do *setpoint* para um controlador PI. Cabe ainda ressaltar que os valores de máximos deste gráfico

podem ser utilizados no dimensionamento adequado da válvula para este e outros processos semelhantes, não sendo este o objetivo do presente trabalho.

#### 4.4.3 Resposta do controlador PID

Seguindo a mesma abordagem da seção anterior, a Figura 21 apresenta a resposta dinâmica controlador PID para o problema servo. Os parâmetros de sintonia utilizados estão na Tabela 24 conforme controlador PID utilizado no problema regulador e os resultados de desempenho estão organizados na Tabela 30.



**Figura 21 - Resposta ao desvio no setpoint do controlador PID no problema servo**

**Tabela 30 - Indicadores utilizados para avaliação dos controlares para perturbação degrau no problema servo em controle do tipo PID**

| Parâmetros:                | C&C   | Z&N   |
|----------------------------|-------|-------|
| Offset (psi)               | 0     | 0     |
| Tempo de subida (s)        | 27    | 211   |
| Tempo de estabilização (s) | 272   | 521   |
| Valor máximo (psi)         | 698,3 | -     |
| Integral do erro absoluto  | 29858 | 71918 |

O controlador PID manteve o padrão de desempenho observado nos cenários de simulação anteriores, apresentando tempo de estabilização ( $T_s$ ) e tempo de subida ( $T_r$ ) menores com sintonia Cohen-Coon, mas à custa de um pico mais elevado igual 698,3 psi em desvio. Nesse caso, o desvio ultrapassou em aproximadamente 25% o novo *setpoint*. Considerando a alteração do *setpoint* 11200 para 11760 psi, a pressão chegou a aproximadamente 11900 psi – um valor muito perigoso que pode ultrapassar a pressão de fratura da rocha.

Por outro lado, embora a resposta dinâmica do controlador sintonizado por Z&N tenha apresentado tempo de estabilização cerca de 4 minutos maior, não ultrapassou o novo set-point em nenhum momento. Essa característica faz com que, apesar de menos ágil, o controlador sintonizado por Z&N seja mais seguro e operacionalmente mais confiável, especialmente em processos em que a integridade do reservatório e a segurança operacional são prioritárias.

## 5 CONCLUSÕES

A etapa de escalonamento dos parâmetros representou um desafio, exigindo a combinação de diferentes metodologias para acomodar todas as equações e restrições envolvidas para garantir maior representatividade dos modelos em relação aos processos reais.

Este estudo avaliou a eficácia de diferentes controladores aplicados a poços de petróleo perfurados com a técnica de *Managed Pressure Drilling* (MPD). Por meio de simulações, verificou-se que os controladores PI e PID, sintonizados pelos métodos de Ziegler & Nichols e Cohen-Coon, apresentaram desempenho satisfatório em termos de tempo de estabilização e controle do erro.

No problema regulador, o método de Cohen-Coon destacou-se por oferecer respostas mais rápidas e menores erros acumulados, embora com comportamento mais agressivo em termos de amplitude de oscilação. Já a sintonia de Ziegler-Nichols, por ser mais conservadora, mostrou-se vantajosa em cenários nos quais a segurança operacional é prioritária.

No problema servo, a sintonia de Ziegler & Nichols demonstrou maior confiabilidade, mantendo a pressão sempre abaixo do novo *setpoint* – característica essencial em sistemas sujeitos a limites de operação críticos, como a pressão de fratura da formação. Isso reforça a importância de considerar não apenas o tempo de resposta, mas também a estabilidade e a segurança do processo ao selecionar a metodologia de sintonia mais apropriada para o projeto.

Destaca-se, também, que a sintonia adequada dos controladores é um fator crítico para garantir a segurança e a eficiência das operações e a redução do tempo não produtivo (NPT) nas operações de perfuração de poços de petróleo.

Ademais, os avanços em controle automático e o uso de ferramentas de simulação, como o Scilab/XCos, evidenciam o potencial para futuras otimizações nas operações de perfuração, promovendo maior segurança e viabilidade econômica em projetos de exploração de petróleo. A utilização do ambiente de simulação gráfico Xcos se mostrou ser uma alternativa acessível e intuitiva em comparação à programação em linguagem textual, principalmente por permitir a construção visual de modelos dinâmicos. Embora simulações baseadas em linguagem de programação sejam mais flexíveis e robustas para cálculos complexos, elas demandam maior domínio técnico-computacional, o que pode desviar o foco do comportamento do sistema em si. Já a abordagem gráfica via simulação em blocos facilita a compreensão dos fenômenos e das interações do sistema, sendo mais centrada nas respostas dinâmicas do processo, com foco nas suas características físicas e comportamentais.

Como sugestão de trabalhos futuros destacamos os seguintes pontos.

- A investigação de estratégias de controle adaptativo ou preditivo, capazes de lidar com variações não lineares e dinâmicas mais complexas do processo de perfuração;
- A inclusão de perturbações estocásticas e ruído de medição nos modelos, tornando as simulações mais realistas e alinhadas com os desafios encontrados em campo;
- A validação dos modelos e controladores com dados reais de operação, possibilitando ajustes mais precisos e avaliação do desempenho dos controladores em condições reais;
- A busca por novas referências e métodos para definir as funções de transferência da válvula de atuação, com o objetivo de aproximar o modelo ao comportamento de processos em escala industrial, promovendo maior fidelidade entre o modelo simulado e a realidade operacional;
- Utilização de outros métodos de sintonia e estratégias de controle *feedforward* e cascata.

## 6 REFERÊNCIAS

**AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO.** *Especial ANP 20 Anos*, 27 out. 2020. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/acesso-a-informacao/institucional/especial-anp-20-anos>.

**AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO.** *Relatório do acidente com a P-36*. Rio de Janeiro, 2001. Disponível em: [https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/exploracao-e-producao-de-oleo-e-gas/seguranca-operacional/incidentes/relatorios-de-investigacao-de-incidentes-1/arquivos-relatorios-de-investigacao-de-incidentes/relatorio-do-acidente-com-a-p-36/relatorio\\_p-36.pdf](https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/exploracao-e-producao-de-oleo-e-gas/seguranca-operacional/incidentes/relatorios-de-investigacao-de-incidentes-1/arquivos-relatorios-de-investigacao-de-incidentes/relatorio-do-acidente-com-a-p-36/relatorio_p-36.pdf).

**ALMIR, Guilherme Barbassa.** *Fato relevante: Análise da área de TUPI*. Rio de Janeiro: [s.n.], 8 nov. 2007.

**ANIRUDH, Nandan; BUTT, Stephen; IMTIAZ, Syed.** Robust control of managed pressure drilling. In: *OCEANS 2014 - St. John's*. St. John's, NL, Canada: IEEE, set. 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.1109/OCEANS.2014.7003172>. Acesso em: 7 jun. 2024.

**BEQUETTE, B. W.** *Process control: modeling, design, and simulation*. 1. ed. New Jersey: Pearson, 2002.

**BREYHOLTZ, Ø.; NYGAARD, G.; SIAHAAN, H.; et al.** SPE 128151 Managed Pressure Drilling: a multi-level control approach. In: *SPE Conference*. Utrecht: SPE, mar. 2010. p. 23–25.

**CARLSEN, L. A.; NYGAARD, G.; GRAVDAL, J. E.** Performing the dynamic shut-in procedure because of a kick incident when using automatic coordinated control of pump rates and choke-valve opening. In: *SPE/IADC Drilling Conference*, Abu Dhabi, 28 jan. 2008.

**CHEN, X.; HE, M.; XU, M.; et al.** Early gas kick detection-inversion-control integrated system: the significance of applications of managed pressure drilling: a review. *Geoenergy Science and Engineering*, [S.l.]: Elsevier B.V., 1 out. 2023.

**HOLLAND, Per.** *Offshore blowouts: causes and control*. 1st ed. Kindle ed. Oxford: Gulf Professional Publishing, 11 ago. 1997. ISBN 978-0080524078.

**KONCHINSKI, V.** Pré-sal representa 75% da produção nacional de petróleo e abastece metade da frota. *Sindipetro*, 25 out. 2022.

**MI SWACO.** *Drilling chokes: ultimate pressure control for the most challenging applications.* [S.l.]: MI SWACO, 2021.

**OGATA, Katsuhiko.** *Modern control engineering.* 5. ed. New Jersey: Prentice-Hall, 2010.

**OGUNNAIKE, B. A.; RAY, W. Harmon.** *Process dynamics, modeling, and control.* 1. ed. New York: [s.n.], 1994.

**REHM, Bill; SCHUBERT, Jerome; HAGHSHENAS, Arash; et al.** *Managed pressure drilling.* 1. ed. Houston: Gulf Publishing Company, 2008.

**ROCHA, L. A. S.; AZEVEDO, C. T.** *Projetos de poços de petróleo.* 3. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2019.

**SOUZA, M. A.; LIMA, M. A. P.; LIMA, M. A. P.; et al.** Avaliação tecnológica em saúde: densitometria óssea e terapêuticas alternativas na osteoporose pós-menopausa. *Cadernos de Saúde Pública*, Rio de Janeiro, v. 22, n. 6, p. 1461–1472, jun. 2022. DOI: <https://doi.org/10.1590/0102-311XPT222621>.

**TEOH, Michael; MOGHAZY, Sharief; SMELKER, Keith; VAN NOORT, Roger; VALECILLOS, Juan C.; HERNANDEZ, Julian; ARNONE, Maurizio; KRIETEMEYER, Lance.** Managed pressure cementing MPC within a narrow pressure window, deepwater Gulf of Mexico application. In: *IADC/SPE Managed Pressure Drilling and Underbalanced Operations Conference and Exhibition*, 9-10 abr. 2019, Amsterdã, Países Baixos. SPE-194536-MS. Houston: SPE, 2019.

**THOMAS, José Eduardo** (org.). *Fundamentos de engenharia de petróleo.* 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência; PETROBRAS, 2001. xvi, 271 p. Il. ISBN 8571930996.

**VEGA, M. P.; VIEIRA, F. B.; FERNANDES, L. D.; et al.** Smart monitoring and decision making for regulating annulus bottom hole pressure while drilling oil wells. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 33, n. 4, p. 969–983, 1 out. 2016. DOI: <https://doi.org/10.1590/0104-6632.20160334s20140163>.

**WOOLF, P. J.** *Chemical process dynamics and controls.* [S.l.]: Openmichigan, 2009.

**YORK, P.; INT'W, W.; PRITCHARD, D.; et al.** Eliminating non-productive time associated with drilling trouble zones. In: *Offshore Technology Conference*. Houston: OTC, maio 2009. p. 4–7.

**ZOBACK, M. D.** *Reservoir geomechanics*. 1. ed. New York: Cambridge University Press, 2007.

**ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B.** Optimum settings for automatic controllers. *Transactions of the ASME*, v. 64, p. 759-768, 1942.

**ZHOU, Jing; KRSTIC, Miroslav.** Adaptive predictor control for stabilizing pressure in a managed pressure drilling system under time-delay. *Journal of Process Control*, [S.l.], v. 41, p. 43–53, jul. 2016. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2016.01.004>.