

**UNIVERSIDADE DO ESTADO DE SANTA CATARINA
CENTRO DE EDUCAÇÃO SUPERIOR DA FOZ DO ITAJAÍ
ENGENHARIA DE PETRÓLEO**

RAFAEL AZAMBUJA DA SILVA

**Otimização de Controlador PID Baseado em
Enxame de Partículas para um Separador Bifásico
na Presença de Golfadas**

BALNEÁRIO CAMBORIÚ

2018

RAFAEL AZAMBUJA DA SILVA

**Otimização de Controlador PID Baseado em Enxame de
Partículas para um Separador Bifásico na Presença de
Golfadas**

Trabalho de Conclusão apresentado ao Curso de Engenharia de Petróleo do Centro de Educação Superior da Foz do Itajaí, da Universidade do Estado de Santa Catarina, como requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia de Petróleo.

Orientador: Aníbal Alexandre Campos Bonilla

BALNEÁRIO CAMBORIÚ
2018

RAFAEL AZAMBUJA DA SILVA

Otimização de Controlador PID Baseado em Enxame de Partículas para um Separador Bifásico na Presença de Golfadas

Trabalho de Conclusão apresentado ao Curso de Engenharia de Petróleo do Centro de Educação Superior da Foz do Itajaí, da Universidade do Estado de Santa Catarina, como requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia de Petróleo.

Banca Examinadora:

Orientador:

Aníbal Alexandre Campos Bonilla
Prof. UDESC

Membros:

Marina Enricone Stasiak
Prof.^a UDESC

Leonardo Paz
Engenheiro de Petróleo

BALNEÁRIO CAMBORIÚ
2018

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente minha família por me incentivar desde o primeiro momento a continuar lutando por esta conquista, a me ensinar que quanto maior o esforço maiores serão as recompensas, pelo apoio e conselhos nos momentos em que mais precisava e principalmente pela paciência durante esse longo caminho.

Aos meus amigos por estarem presentes nos momentos bons e ruins que passei, o apoio e a parceria em todas as decisões que tomei nesses anos.

A minha namorada Larissa por estar sempre ao meu lado e ser a fonte de inspiração com seu foco e dedicação.

Ao meu professor orientador Dr. Alexandre Campos, por acreditar no meu potencial desde o início, pelo apoio e paciência durante a realização desta pesquisa.

A todos que direta ou indiretamente fizeram parte da minha formação, o meu muito obrigado.

RESUMO

Este trabalho apresenta dois modelos de controle otimizados para amortecer os efeitos do fluxo oscilatório de fluido enquanto realiza o processo de separação. A planta de processamento de petróleo tem a função de realizar a separação do fluido que é realizado nos vasos separadores. Adicionalmente, os separadores estabilizam o fluxo da mistura que podem apresentar deslocamento de fluidos de forma intermitente, chamada de golfada. O fluxo em golfadas gera inúmeros problemas indesejados na planta de processamento primário, como desgaste e corrosão de equipamentos, transbordamento do separador, queima de gás para regular a pressão, entre outros. Estes problemas reduzem o tempo de uso do separador e aumentam o custo de manutenção. Portanto, minimizar os efeitos da golfada nos vasos de separação torna-se uma necessidade da indústria de petróleo. Um dos modelos de otimização utiliza um controlador PID eliminando as oscilações de nível e pressão e o outro utiliza um controle por bandas, baseado em PID, que limita estas oscilações em uma faixa de operação pré-definida. Os parâmetros de cada controlador são determinados através da técnica de Otimização por Enxame de Partículas, onde o algoritmo é implementado para encontrar os parâmetros minimizando as variações de nível e pressão dos separadores.

Palavras-chave: Fluxo em golfadas; Separador; Otimização; Controlador PID; Controle por bandas; PSO.

ABSTRACT

This work presents two optimized control models to cushion the effects of oscillatory flow of fluid while performing the separation. The oil processing plant has the function of separating the fluid that is carried out in the separating vessels. In addition, the separators stabilize the flow of the mixture which may present fluid displacement intermittently, called a slug flow. Slug flow generates many unwanted problems in the primary processing plant, such as wear and corrosion of equipment, overflow of the separator, gas flaring to regulate pressure, among others. These problems reduce the life cycle of the separator and increase the cost of maintenance. Therefore, minimizing the effects of slug flow on the separation vessels becomes a necessity of the oil industry. One of the optimization models uses a PID controller eliminating level and pressure oscillations and the other uses a PID based band control that limits these oscillations over a predefined operating range. The parameters of each controller are determined using the Particle Swarm Optimization technique, the algorithm is implemented to find the parameters to minimize the variations of level and pressure in the separators.

Keywords: Slug flow; Separator; Optimization; PID controller; Band control; PSO.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Esquemas de uma planta de processamento	18
Figura 2 – Golfada hidrodinâmica	19
Figura 3 – (a) Formação da golfada. (b) Regime de fluxo sem golfada	19
Figura 4 – Golfada transiente	19
Figura 5 – Golfada em terrenos	20
Figura 6 – Formação da golfada	20
Figura 7 – Produção da golfada	20
Figura 8 – Explosão da golfada	21
Figura 9 – Retorno da golfada	21
Figura 10 – Descrição simplificada de um sistema de controle	21
Figura 11 – Diagrama de blocos de uma malha de controle	22
Figura 12 – Representação entrada-saída em diagrama de blocos	23
Figura 13 – MATLAB R2017b	28
Figura 14 – Modelo em Simulink com resultado da simulação.	29
Figura 15 – Separador bifásico	30
Figura 16 – Diagrama do separador bifásico	37
Figura 17 – Diagrama separador com controle PID	38
Figura 18 – Diagrama separador com controle por bandas	39
Figura 19 – Bloco Banda	39
Figura 20 – Variação do nível de líquido dentro do separador.	42
Figura 21 – Variação da pressão de gás dentro do separador.	43
Figura 22 – Variação da vazão de líquido na saída do separador.	43
Figura 23 – Variação da fração de abertura das válvulas de líquido e gás otimizados.	44
Figura 24 – Variação do nível de líquido otimizados.	45
Figura 25 – Variação da pressão do gás otimizados.	46
Figura 26 – Variação da vazão de saída de líquido otimizados.	47
Figura 27 – Vaso separador	53
Figura 28 – Tabela de transformada de Laplace.	56
Figura 29 – Bloco FT HI	57
Figura 30 – Funções Transferências dos Blocos	58
Figura 31 – Bloco FT P	59
Figura 32 – Funções Transferências dos Blocos	60

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Parâmetros PSO	40
Tabela 2 – Variáveis de entrada	40
Tabela 3 – Condições em regime estacionário	41
Tabela 4 – Parâmetros encontrados pelo PSO	43
Tabela 5 – Erro dos desvios a partir do regime estacionário	48

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área transversal
D	Diâmetro
C	Comprimento
V	Volume
V_L	Volume de líquido
h_L, H_L	Nível de líquido
MM_G	Massa molar de gás
R	Constante dos gases ideais
T	Temperatura
P	Pressão
P_1	Pressão a jusante da válvula de líquido
P_2	Pressão a jusante da válvula de gás
ΔP	Queda de pressão através da válvula
x_v	Fração de abertura da válvula
x_G	Fração de abertura da válvula de gás
x_L	Fração de abertura da válvula de líquido
c_v	Coefficiente de vazão da válvula
C_{VL}	Coefficiente de vazão da válvula de líquido
C_{VG}	Coefficiente de vazão da válvula de gás
F	Fluxo volumétrico
L_{in}	Vazão de líquido na entrada
L_{out}	Vazão de líquido na saída
G_{in}	Vazão de gás na entrada
G_{out}	Vazão de gás na saída
M_L	Massa de líquido

M_G	Massa de gás
ρ_f	Densidade relativa do fluido
ρ_L	Densidade do líquido
ρ_G	Densidade do gás
ρ_{H_2O}	Densidade da água a 15°C
K_c	Ganho proporcional
K_I	Ganho integral
K_D	Ganho derivativo
τ_I	Tempo integral
τ_D	Tempo derivativo
$e(t)$	Erro de <i>setpoint</i>
z_i	Zeros da função
p_i	Polos da função
i	Partícula
x	Posição
v	Velocidade
δt	Passo de tempo
P_i	Melhor posição da <i>i-ésima</i> partícula
P_g	Melhor posição global
$rnd()$	Números aleatórios do intervalo [0,1]
ω	Coefficiente de inercia
φ_1, φ_2	Parâmetros cognitivo e social
\mathcal{L}	Operador de Laplace
s	Variável de laplace

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

PSO	Otimização por Enxame de Partículas
PID	Proporcional-Integral-Derivativo
EDO	Equação Diferencial Ordinária
EDP	Equação Diferencial Parcial
RP	Regime Permanente
<i>sp</i>	<i>Setpoint</i>
PI	Proporcional-Integral
PD	Proporcional-Derivativo
RGO	Razão Gás-Óleo

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
1.1	Justificativa	13
1.2	Objetivos	14
1.2.1	Objetivo Geral	14
1.2.2	Objetivos Específicos	14
1.3	Estrutura do Trabalho	14
2	REVISÃO TEÓRICA	15
2.1	FERRAMENTAS MATEMÁTICAS	15
2.1.1	Equação Diferencial	15
2.1.1.1	Classificação quanto ao tipo	15
2.1.1.2	Classificação quanto à ordem	16
2.1.1.3	Classificação quanto a linearidade	16
2.1.2	Solução de Equações Diferenciais	16
2.1.2.1	Transformada de Laplace	16
2.1.3	Linearização	17
2.2	PLANTA DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO	17
2.3	FLUXO EM GOLFADAS	18
2.3.1	Tipos de Golfadas	18
2.3.2	Golfada na Tubulação Ascendente	20
2.4	SISTEMAS DE CONTROLE	21
2.4.1	Funções de Transferências	22
2.4.2	Estratégias de Controle	23
2.4.2.1	Controlador Proporcional (P)	23
2.4.2.2	Controlador Integral (I)	23
2.4.2.3	Controlador Derivativo (D)	24
2.4.2.4	Controlador PID	24
2.5	VÁLVULAS DE CONTROLE	24
2.5.1	Vazão Através da Válvula	25
2.6	MÉTODO DE OTIMIZAÇÃO	26
2.6.1	Enxame de Partículas (PSO)	26
2.7	FERRAMENTAS COMPUTACIONAIS	27
2.7.1	MATLAB	27
2.7.1.1	Simulink	28
3	METODOLOGIA	30
3.1	MODELO PARA O SEPARADOR BIFÁSICO	30

3.1.1	Hipóteses	30
3.1.2	Balço de Massa do Separador Bifásico	30
3.1.3	Modelagem da Fase Líquida	31
3.1.4	Modelagem da Fase Gás	32
3.1.5	Equações das Válvulas	32
3.1.6	Linearização do Modelo	33
3.1.6.1	Nível (h_L)	33
3.1.6.2	Pressão (P)	34
3.1.7	Diagrama do Modelo	36
3.2	OTIMIZAÇÃO	36
3.2.1	Estratégia de Controle Utilizando Controlador PID	36
3.2.2	Estratégia de Controle por Bandas	37
3.2.3	Parâmetros PSO	38
3.2.4	Função Objetivo	40
3.2.5	Variáveis Otimizadas	40
3.3	DADOS DE ENTRADA	40
4	SIMULAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS	42
5	CONCLUSÃO	49
	REFERÊNCIAS	50
	APÊNDICES	52
	APÊNDICE A – RELAÇÕES GEOMÉTRICAS DE VASOS SEPARADORES	53
A.1	Determinação do Volume	53
A.2	Determinação da Derivada do Volume com o Tempo	54
	ANEXOS	55
	ANEXO A – TRANSFORMADA DE LAPLACE	56
	ANEXO B – DIAGRAMA DE BLOCOS	57

1 INTRODUÇÃO

1.1 JUSTIFICATIVA

Na produção *offshore* de petróleo, uma mistura multifásica de óleo, gás e água é transportada da produção de poços de petróleo no fundo do mar através de *risers* submarinos até equipamentos de superfície. Estes equipamentos são projetados para otimizar ao máximo o espaço, resultando em unidades compactas e que apresentam grande sensibilidade a oscilações de produção. Portanto, o projeto de plantas *offshore* não deve ignorar a natureza essencialmente dinâmica dos processos envolvidos. O estado dinâmico decorre de que estes processos estão submetidos a perturbações, com potencial de oscilações de alta frequência e amplitude, em decorrência do escoamento em *risers* de produção (VAZ, 2009).

O regime de fluxo em golfadas no sistema de elevação é caracterizado por apresentar um comportamento cíclico, causando fortes oscilações de fluxo e pressão (JAHANSHAH, 2017). Essas condições de fluxo causam numerosos problemas operacionais na produção de óleo, como redução da vida útil dos equipamentos, diminuição da eficiência da separação primária, transbordamento de separadores de entrada, queima de gás para a diminuição da pressão dentro do separador e, no pior dos casos, paradas da produção (RUSCHEINKY, 2011).

A solução convencional para amortecer os efeitos do fluxo em golfadas é reduzir a abertura da válvula de bloqueio na superfície (choke). Porém, isso causa um aumento da contrapressão na produção de poços de petróleo e diminui a taxa de produção. Portanto, é desejável uma solução que garanta um fluxo estável junto com a máxima taxa de produção possível.

Estratégias de controle por realimentação vem sendo usadas na literatura para manipular as válvulas na saída de separadores, objetivando estabilizar o fluxo oscilatório, também denominada golfada. Porém, acabam repassando as oscilações para os equipamentos a jusante do processo, causando perturbações indesejadas na produção (RUSCHEINKY 2011). Como pode ser encontrado em Sausen (2009) e Nunes (2010) é possível aplicar uma estratégia de controle que mantenham o nível e a pressão no separador dentro de uma faixa segura para operação, aumentando a eficiência da separação primária e reduzindo as oscilações do fluxo para os equipamentos a jusante do separador.

Kindermann (2017), trouxe uma estratégia para sintonia de controles utilizando métodos meta-heurísticos, especificamente o algoritmo de Otimização por Enxame de Partículas, que utilizam combinação de escolhas aleatórias e conhecimento histórico dos resultados anteriores adquiridos para guiar a otimização até uma solução ótima do problema inicial.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo Geral

O objetivo principal deste trabalho é apresentar uma estratégia de controle para amortecer o fluxo de golfadas no separador de entrada, minimizando as variações de nível e de pressão, através dos métodos de controle por bandas e PID convencional com parâmetros determinados pelo algoritmo PSO (Particle Swarm Optimization). Por fim, os resultados obtidos serão comparados.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Modelagem de separadores bifásicos gravitacionais;
- Realizar um estudo sobre fundamentos dos controladores;
- Revisão bibliográfica sobre algoritmos de otimização;
- Definir as melhores ferramentas para resolução do problema;
- Simular e comparar os resultados obtidos.

1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho é estruturado em 5 capítulos da seguinte forma: inicialmente, no capítulo 1 é exposta uma introdução com a justificativa do problema, seguido pelos objetivos a serem alcançados ao final deste trabalho. O capítulo 2 traz uma revisão teórica e o estado da arte sobre o tema abordado. No capítulo 3 é apresentada a metodologia utilizada e os processos de otimização utilizados. A simulação e apresentação dos resultados é apresentada no capítulo 4. O último capítulo explana as conclusões deste trabalho e traz propostas para trabalhos futuros.

2 REVISÃO TEÓRICA

2.1 FERRAMENTAS MATEMÁTICAS

2.1.1 Equação Diferencial

Segundo Diacu (2004) uma equação diferencial associa uma função a uma ou mais de suas derivadas. Resolvê-las significa encontrar todas as soluções, isto é, todas as funções que satisfazem a equação. As equações diferenciais podem ser classificadas quanto ao tipo, à ordem e à sua linearidade.

2.1.1.1 Classificação quanto ao tipo

As equações diferenciais podem aparecer sob a forma de equações diferenciais ordinárias ou parciais.

Equações diferenciais ordinárias (EDO): são equações que contem somente derivadas ordinárias de uma ou mais variáveis dependentes, em relação a uma única variável independente (NÓBREGA, 2016).

Como por exemplo as equações:

$$\frac{du}{dx} - \frac{dv}{dx} = x \quad (2.1)$$

$$\left(\frac{d^2w}{dx^2}\right)^2 + \frac{dw}{dx} + 3w = x^3 \quad (2.2)$$

Equações diferenciais parciais (EDP): são equações que envolvem as derivadas parciais de uma ou mais variáveis dependentes e duas ou mais variáveis independentes (NÓBREGA, 2016).

Exemplos de equações diferenciais parciais:

$$\frac{\partial u}{\partial x} - \frac{\partial v}{\partial y} = x \quad (2.3)$$

$$\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} = x^3 + y^2 \quad (2.4)$$

Nas quatro equações acima identifica-se as variáveis u , v e w como dependentes e x e y como independentes. A quantidade de variáveis dependentes não tem importância, pois o que define uma equação diferencial quanto ao tipo é o número de variáveis independentes.

2.1.1.2 Classificação quanto à ordem

A ordem é definida pela derivada de maior ordem que aparece na equação diferencial. De forma geral se y é uma função de x , então uma equação diferencial ordinária de n -ésima ordem pode ser escrita como:

$$F\left(x, y, \frac{dy}{dx}, \dots, \frac{d^n y}{dx^n}\right) = 0 \quad (2.5)$$

Para definir a ordem de uma equação diferencial não é necessário a equação apresentar mais de uma derivada de ordem maior, basta existir pelo menos uma derivada.

2.1.1.3 Classificação quanto a linearidade

As equações diferenciais classificam-se em lineares e não-lineares.

Equações lineares: são equações cujos lados, direito e esquerdo, são funções lineares, sendo a potência de cada termo que envolve y de grau um, em relação à incógnita e suas derivadas (NÓBREGA, 2016).

É uma equação da forma:

$$a_n(x) \frac{d^n y}{dx^n} + a_{n-1}(x) \frac{d^{n-1} y}{dx^{n-1}} + \dots + a_1(x) \frac{dy}{dx} + a_0(x)y = g(x) \quad (2.6)$$

e possui as duas propriedades:

- A variável dependente y e todas as suas derivadas são do primeiro grau;
- Cada coeficiente depende apenas de uma variável independente x .

Equações não-lineares: são todas as equações diferenciais que não seguem as propriedades das equações lineares.

2.1.2 Solução de Equações Diferenciais

Existem inúmeros métodos para resolução de equações diferenciais. Para a solução deste trabalho será utilizado o método da Transformada de Laplace para a resolução das equações diferenciais pela sua ampla utilização na engenharia, especificamente em sistemas de controle.

2.1.2.1 Transformada de Laplace

A transformada de Laplace pode ser definida como:

$$\mathcal{L}\{f(t)\} = F(s) = \int_0^{\infty} e^{-st} f(t) dt \quad (2.7)$$

onde $\mathcal{L}\{\}$ é um operador linear que significa "transformada de Laplace de", $s = \sigma + i\omega$ é uma variável do plano complexo, $f(t)$ é a função no domínio do tempo que será transformada e o termo exponencial é chamado de núcleo da transformação.

A transformada é muito utilizada na análise de sistemas dinâmicos lineares. Uma equação diferencial é transformada em uma equação algébrica da variável complexa s . Se a equação algébrica em s for solucionada em termos da variável dependente, então a solução da equação diferencial (a Transformada de Laplace inversa da variável dependente) é obtida por meio de uma tabela (Anexo A) que traz modelos de transformadas e inversões predefinidas.

2.1.3 Linearização

Como dito anteriormente, o método de solução equações diferenciais utilizando a Transformada de Laplace só pode ser aplicado a modelos lineares. Entretanto, a modelagem de fenômenos físicos normalmente geram resultados não-lineares. Uma prática comum é linearizar os modelos utilizando Expansão em Série de Taylor.

Considerando o modelo dinâmico não-linear:

$$\frac{dy}{dt} = f(y, u) \quad (2.8)$$

onde y é a variável de saída e u é a variável de entrada. A linearização é feita expandindo $f(y, u)$ em série de Taylor para um ponto de operação (\bar{y}, \bar{u}) e truncando-a no primeiro termo:

$$f(y, u) \approx f(\bar{y}, \bar{u}) + \frac{\partial f}{\partial y}(y - \bar{y}) + \frac{\partial f}{\partial u}(u - \bar{u}) \quad (2.9)$$

2.2 PLANTA DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO

O fluido proveniente dos poços de petróleo chega a plataforma na forma de uma mistura heterogênea de óleo, água e gás. O primeiro estágio de tratamento desta mistura é chamado de processamento primário que pode ocorrer em duas plantas distintas, a que efetua apenas a separação bifásica (gás-líquido) e a que efetua separação trifásica (água, óleo e gás) como mostra a figura 1.

A produção dos poços de petróleo passa por um *manifold*, onde a pressão é equalizada, seguindo através de uma válvula de *choke* onde as intermitências de escoamento são reduzidas pelo fechamento do *choke* antes de alimentar o primeiro estágio de separação.

No separador bifásico de primeiro estágio, a fase gás é retirada pelo topo e a fase líquida (que alimenta o segundo estágio de separação) pelo fundo, com vazões definidas pelas aberturas das válvulas de controle de gás e de líquido. Já no separador trifásico, ocorre inicialmente a separação entre fase líquida e a fase gasosa, a parte líquida se acumula na câmara de separação, onde o óleo emerge, por apresentar menor massa específica, transbordando para a câmara de óleo.

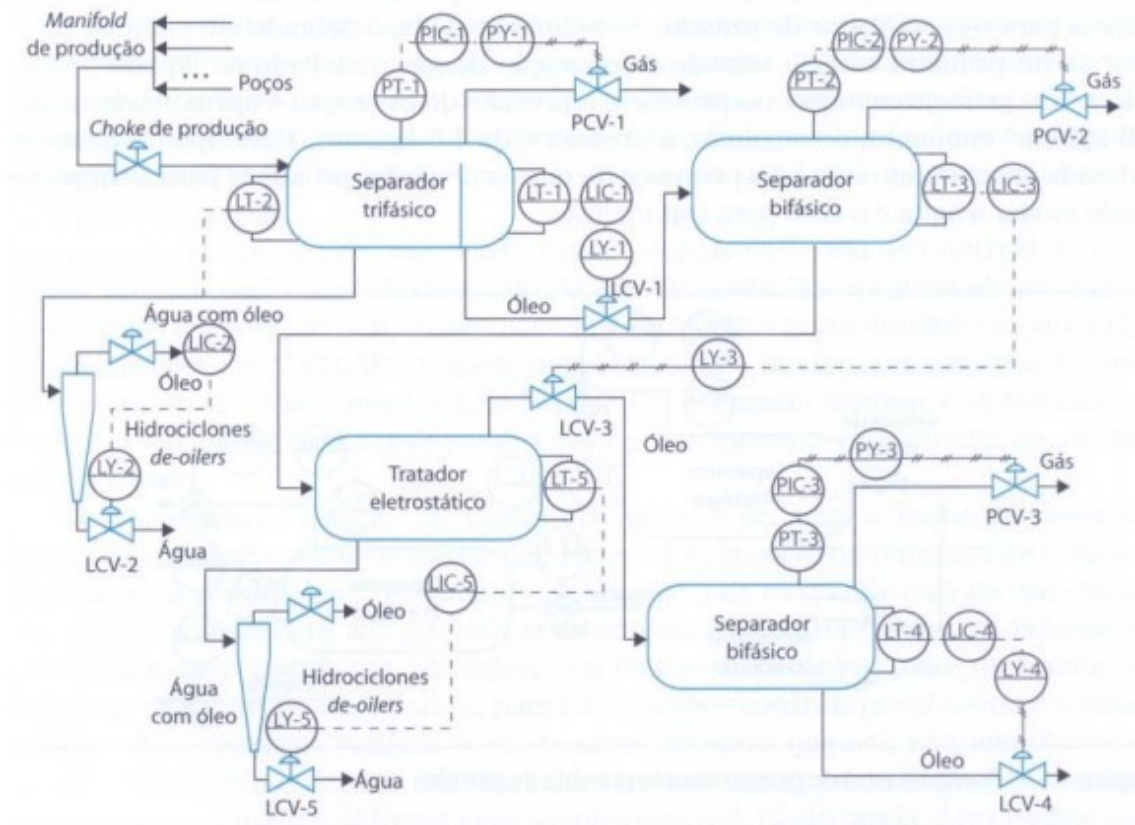


Figura 1 – Esquemas de uma planta de processamento
 Fonte: NUNES, 2010

Os poços produtores alimentam as plantas de escoamento multifásico de água, óleo e gás. Normalmente, o escoamento se caracteriza por oscilações de pressões e vazão, em um regime de escoamento conhecido como golfada.

2.3 FLUXO EM GOLFADAS

A golfada pode ser definida como um fluxo severo e irregular, cíclico com oscilações de pressão na tubulação, e taxas de fluxo variando para os equipamentos a jusante do processo. Caso a golfada seja severa pode causar inundação no sistema e conseqüentemente uma parada não programada da plataforma de produção de petróleo diminuindo sua produtividade.

Inúmeros fatores podem influenciar na formação e intensidade de uma golfada na produção como: pressões na tubulação; taxas de produção de cada poço; velocidade, viscosidade e densidade dos fluidos produzidos; os desníveis das linhas de fluxo no solo oceânico, e a força da gravidade que atua como ação contrária ao deslocamento dos fluidos na tubulação ascendente (GODHAVN, 2005; STORKAAS, 2005).

2.3.1 Tipos de Golfadas

Em Sausen (2009) as golfadas, que ocorrem em diferentes partes da tubulação, são classificadas em quatro tipos:

- **Golfadas Hidrodinâmicas:** ocorrem na seção horizontal do encanamento, conforme apresentado na Figura 2. Originam-se quando uma quantidade de líquido fecha a seção transversal da tubulação e aparecem com bastante frequência.

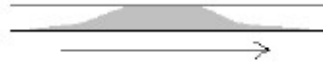


Figura 2 – Golfada hidrodinâmica
SAUSEN, 2009

- **Golfadas na Tubulação Ascendente:** ocorrem quando a tubulação ascendente está cheia de líquido e a pressão do gás na seção de alimentação torna-se maior que o peso deste líquido, que então é lançado para fora do sistema, como mostrado na Figura 3.

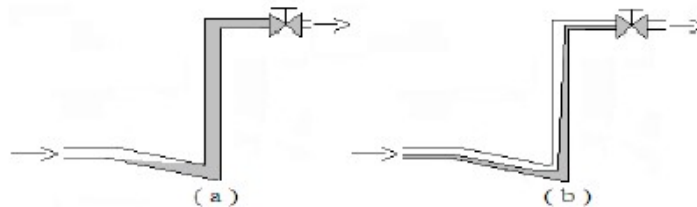


Figura 3 – (a) Formação da golfada. (b) Regime de fluxo sem golfada
SAUSEN, 2009

- **Golfadas Transientes:** ocorrem quando há um aumento nas taxas de fluxo dos fluidos na saída da tubulação para os equipamentos à jusante e são causadas em resposta às mudanças nas condições operacionais do sistema. Por exemplo, abrindo a válvula no topo da tubulação (Figura 4) há uma diminuição na pressão, acúmulo de líquido no ponto-baixo, e conseqüentemente, ocorre a formação da golfada.

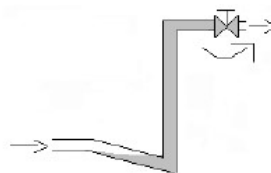


Figura 4 – Golfada transiente
SAUSEN, 2009

- **Golfadas em Terrenos:** desenvolvem-se onde a tubulação cruza o fundo do oceano em terrenos acidentados com altos e baixos topográficos, conforme pode ser observado na Figura 5.

Neste trabalho será considerado a golfada na tubulação ascendente (Figura 3), pois são as que causam maiores oscilações, reduzindo a capacidade de produção, gerando prejuízos significativos economicamente (RUSCHEINSKY, 2011).

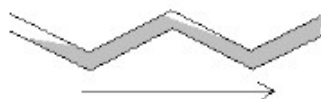


Figura 5 – Golfada em terrenos
SAUSEN, 2009

2.3.2 Golfada na Tubulação Ascendente

O mecanismo de formação deste tipo de golfada pode ser descrito resumidamente em quatro passos, (JENSEN *et al.*, 1996):

1. *Formação*: o líquido acumula no ponto baixo do *riser*. Este fato ocorre apenas em escoamento em que as velocidades de líquido e gás são baixas o suficiente para permitir este acúmulo;

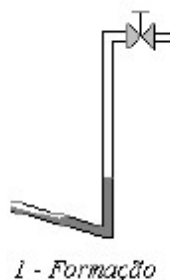


Figura 6 – Formação da golfada
SAUSEN, 2009

2. *Produção*: após a ocorrência do bloqueio, enquanto a coluna hidrostática de líquido for maior que a pressão de gás, a montante do bloqueio, ocorrerá um aumento contínuo desta pressão, causada pela compressão do gás produzido;

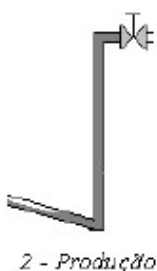


Figura 7 – Produção da golfada
SAUSEN, 2009

3. *Explosão* quando o gás consegue vencer a coluna hidrostática e atinge a base do *riser*, ocorre um deslocamento da golfada de forma violenta. Este evento é causado pela rápida expansão do gás e pela redução da coluna hidrostática a medida que o líquido chega ao separador. Este fenômeno tem potencial de causar grandes variações na planta de processamento e até mesmo possíveis danos nos equipamentos;

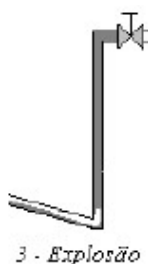


Figura 8 – Explosão da golfada
SAUSEN, 2009

4. *Retorno*: após a expulsão de grande parte do líquido e do bolsão de gás, o sistema apresentará uma velocidade de escoamento tão baixa que parte do líquido voltará para a base do *riser*, reiniciando o ciclo.

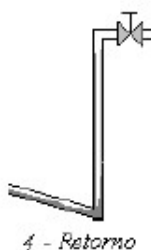


Figura 9 – Retorno da golfada
SAUSEN, 2009

2.4 SISTEMAS DE CONTROLE

Sistemas de controle são definidos segundo Nise (2002) como subsistemas e processos (ou plantas) reunidos com o propósito de controlar as saídas do processo. Na sua forma mais simples, um sistema de controle fornece uma saída ou resposta para uma dada entrada ou estímulo, conforme mostrado na Figura 10.

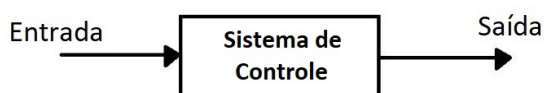


Figura 10 – Descrição simplificada de um sistema de controle
Fonte: Elaborado pelo autor

Perturbações no sistema causam alterações nas condições do processo. A principal finalidade de um sistema de controle é garantir que o processo seja mantido dentro das condições de operação pretendida de forma segura e eficiente, sob a presença de perturbações.

Uma refinaria, por exemplo, é uma planta de processo composta por milhares de variáveis que precisam ser controladas e um dos processos de controle muito utilizados nesse tipo de

planta é o sistema com realimentação ou *feedback*, onde se comparam medições com os valores desejados e então ajustam as variáveis controladas (SEBORG et al., 2011).

A análise do sistema e das funções desempenhada por seus componentes é descrita por uma representação em diagrama de blocos, que reproduz de forma gráfica o processo físico e permite tratar sistemas complexos com operações simples (NUNES et al., 2010). A Figura 11 representa uma malha de controle por realimentação em diagrama de blocos .

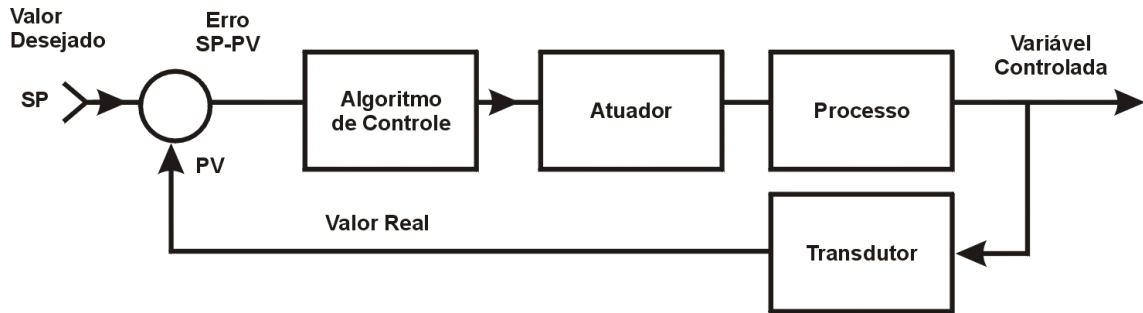


Figura 11 – Diagrama de blocos de uma malha de controle
Fonte: SILVA, 2016

2.4.1 Funções de Transferências

Funções de transferência descrevem a relação dinâmica entre duas variáveis de processo no domínio de Laplace, permitindo uma relação algébrica e linear entre equações diferenciais de subsistemas (SEBORG et al., 2011).

Considerando o sistema definido pela seguinte equação diferencial:

$$\begin{aligned} a_n \frac{d^n y(t)}{dt^n} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} y(t)}{dt^{n-1}} + \dots + a_1 \frac{dy(t)}{dt} + a_0 y &= b_m \frac{d^m x(t)}{dt^m} + b_{m-1} \frac{d^{m-1} x(t)}{dt^{m-1}} + \dots + b_1 \frac{dx(t)}{dt} + b_0 x \end{aligned} \quad (2.10)$$

onde, $y(t)$ é a saída do sistema e $x(t)$ é a entrada e $n \geq m$.

A função de transferência do sistema é obtida tomando-se a transformada de Laplace em ambos os membros da Equação 2.10 e rearranjando, de forma a obter a razão entre a saída e a entrada do sistema, como representado na Equação 2.11.

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (2.11)$$

Representado em diagrama de blocos, o sistema mostrado pela Equação 2.10 pode ser visto na figura a seguir:

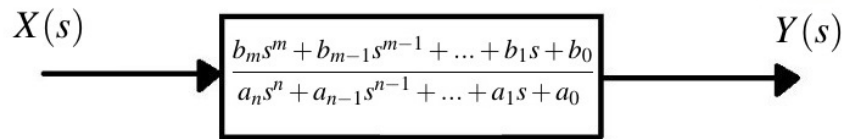


Figura 12 – Representação entrada-saída em diagrama de blocos
 Fonte: Elaborado pelo autor

2.4.2 Estratégias de Controle

A principal estratégia de controle utilizada pela indústria é o sistema por realimentação. O propósito deste sistema é manter a variável controlada próxima do valor desejado a despeito dos distúrbios. Isto é garantido pelo laço de realimentação como mostra a Figura 11.

Assumindo um sistema em equilíbrio e que ocorra um distúrbio de forma que a variável controlada torne-se maior que o valor de referência, este erro é recebido como entrada de um controlador que manipula sua saída de forma a eliminar o desvio. A variável manipulada pelo controlador pode ser a abertura de uma válvula, rotação de uma bomba, rotação de um compressor, posição de uma haste, etc. (CAMPOS, 2010)

2.4.2.1 Controlador Proporcional (P)

Este controlador é diretamente proporcional ao erro de controle, ou seja, uma constante (K_c) é multiplicada ao erro, como mostra a equação abaixo:

$$p(t) = \bar{p} + K_c e(t) \quad (2.12)$$

onde $p(t)$ é a saída do controlador, \bar{p} é o valor da saída em regime permanente e K_c é o ganho proporcional.

O controlador proporcional possui como desvantagem o fato de, quando sob estabilização do erro, independente do K_c escolhido, a saída do controlador permanecerá constante, conduzindo a um *offset* (erro de estado estacionário). Por este motivo, o controlador muitas vezes necessita de uma outra forma de controle para auxiliá-lo.

2.4.2.2 Controlador Integral (I)

A ação do controlador integral pode ser escrita como:

$$p(t) = \bar{p} + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt \quad (2.13)$$

onde τ_I é definido como tempo integral.

A ação integral produz um sinal de saída que é proporcional à magnitude e à duração do erro, ou seja, ao erro acumulado. Isso fornece uma alternativa para corrigir o erro de *offset*

gerado pela ação proporcional, mas esse controlador pode levar mais tempo para agir. Portanto, o Controle Integral raramente é implementado por si só, é comum usar o controle proporcional e integral juntos, definido como controlador PI.

2.4.2.3 Controlador Derivativo (D)

A ação do controlador derivativo é escrita como:

$$p(t) = \bar{p} + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.14)$$

onde τ_D é o tempo derivativo.

A ação derivativa fornece uma correção antecipada do erro, diminuindo o tempo de resposta e melhorando a estabilidade do sistema, embora só tome ação quando a derivada não é 0, mesmo que o erro em si não seja 0. Por este motivo o controle derivativo nunca é implementado sozinho, sendo necessário a presença de um controlador P ou PI.

2.4.2.4 Controlador PID

Este controlador é a combinação dos três controladores citados acima. Sua ação pode ser descrita pela equação abaixo:

$$p(t) = \bar{p} + K_c e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.15)$$

É uma estratégia de controle amplamente difundida e até 97% de todos os processos industriais utilizam algum tipo de controlador PID (SEBORG et al., 2011; NUNES et al., 2010).

2.5 VÁLVULAS DE CONTROLE

A válvula de controle age como uma restrição variável na tubulação do processo. Segundo Ribeiro (1999) uma válvula deve suportar os rigores das condições de operação, responder ao sinal de atuação do controlador e absorver a queda variável de pressão da linha, para compensar as variações de pressão a montante ou a jusante dela.

Válvulas de controle devem ser operadas remota e automaticamente, requerendo atuadores, que podem ser pneumáticos, pistão, hidráulicos ou eletrohidráulicos. Podem ser classificadas quanto a geometria do seu obturador: válvulas rotativas que possuem um obturador que gira, alterando a vazão controlada e válvulas lineares onde o obturador desliza na área de vedação do fluxo (NUNES, 2010).

2.5.1 Vazão Através da Válvula

Para Nunes (2010) a vazão de escoamento através da válvula depende das características de construção da válvula e da geometria do obturador. Para líquidos a relação para a vazão de fluido pela válvula (em galões por minuto, GPM) é dada por:

$$F = c_v f(x_v) \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_f}} \quad (2.16)$$

onde

c_v é o coeficiente de vazão da válvula. Define sua capacidade de vazão, e corresponde ao número de GPM que flui por uma válvula quando 100% aberta, a 60 °F, para um ΔP de 1 psi;

$f(x_v)$ é a curva característica de vazão para a válvula, que depende do conjunto obturador;

x_v é a fração de abertura da válvula;

ΔP é a queda de pressão através da válvula (psi);

ρ_f é a densidade relativa do fluido de processo (densidade relativa do fluido dividida pela densidade da água).

E para gases, a vazão é dada por:

$$F = c_v f(x_v) \sqrt{\frac{P_1 \Delta P}{\rho_f T_f}} \quad (2.17)$$

onde

T_f é a temperatura do fluido em escoamento;

P_1 é a pressão a montante da válvula.

A curva característica ($f(x_v)$) de uma válvula de controle define como a vazão varia em função da abertura da válvula. Nas aplicações industriais destacam-se:

Raiz quadrada

$$f(x_v) = \sqrt{x_v} \quad (2.18)$$

Linear

$$f(x_v) = x_v \quad (2.19)$$

Igual porcentagem

$$f(x_v) = R^{(x_v-1)} \quad (2.20)$$

Hiperbólica

$$f(x_v) = \frac{1}{R - (R-1)x_v} \quad (2.21)$$

onde R é a rangeabilidade da válvula, ou seja, a relação entre a vazão máxima e a vazão mínima.

Poligon Válvulas Industriais (2014) sugere uma fração ideal de abertura de 30% a 80% para operações, onde o comportamento do fluxo é praticamente linear e ideal para controle de processo e estabilidade.

2.6 MÉTODO DE OTIMIZAÇÃO

Problemas reais de engenharia são geralmente não-estruturados, difíceis de modelar, e complexos por natureza. Métodos convencionais de otimização encontram dificuldades como ficar preso em ótimos locais, necessidade de obtenção de derivadas, o que tornam estas abordagens ineficientes para certos problemas (PINA, 2010).

Métodos de otimização baseados em conceito de evolução de indivíduos de uma população, podem ser utilizados na busca de uma solução ótima para problemas complexos de engenharia. Estes métodos utilizam um comportamento baseado na probabilidade e aleatoriedade para variar parâmetros até encontrar uma solução ideal.

Modelos de otimização por evolução vem sendo desenvolvidos com maior frequência e se mostram muito eficientes para a solução de problemas complexos de engenharia (VIEIRA, 2009).

Durante a realização deste trabalho foi utilizada uma otimização por método heurístico baseado em Enxame de Partículas para sintonia dos controladores utilizados.

2.6.1 Enxame de Partículas (PSO)

O método de otimização por Enxame de Partículas (*Particle Swarm Optimization* - PSO) foi originalmente proposto como forma de simular o comportamento social de animais como bando de pássaros e cardumes de peixes, e foi introduzido como método de otimização por Eberhart & Kennedy (1995a).

O PSO consiste de uma população de indivíduos representando soluções candidatas ao problema, a busca no enxame de partículas é guiada por uma pressão social. Cada indivíduo, chamado de partícula, se move através de cooperação e competição em sucessivas iterações. As partículas "aprendem" a partir de seu passado e das experiências de seus vizinhos, avaliando a si mesmas, comparando seu desempenho com as outras partículas da população e imitando aquelas com mais sucesso do que elas mesmas. Estes movimentos pelo espaço de busca são guiados pelas melhores avaliações, com a população frequentemente convergindo numa boa solução para o problema. A qualidade destas soluções é medida através de uma função *fitness* pré-definida, que depende de cada problema.

Cada partícula do enxame é representada pela sua posição no espaço de busca e velocidade atual, significando sua mudança de posição. Ela então se move no espaço lembrando-se da melhor posição já atingida por ela e por seus vizinhos.

O espaço de busca é n -dimensional, e a partícula é representada por dois vetores n -dimensionais: um vetor de posição \mathbf{X} e um vetor de velocidade \mathbf{V} .

O movimento da partícula i dentro do espaço é expresso pela Eq. (2.22) como sendo o movimento de uma posição x na iteração t com velocidade v , onde Δt é o passo de tempo, geralmente igual a um.

$$x_i(t + \Delta t) = x_i(t) + v_i(t + \Delta t) \cdot \Delta t \quad (2.22)$$

O vetor de velocidade é atualizado conforme a melhor posição anteriormente visitada pela i -ésima partícula P_i e a melhor posição encontrada por qualquer outro membro do enxame P_g .

$$v_i(t + \Delta t) = \omega \cdot v_i(t) + \varphi_1 \cdot \text{rnd}() \cdot (P_i - x_i(t)) + \varphi_2 \cdot \text{rnd}() \cdot (P_g - x_i(t)) \quad (2.23)$$

Na expressão acima, $(P_i - x_i)$ e $(P_g - x_i)$ são termos de aceleração pela distância, pois controlam a variação da velocidade medindo a distância entre a posição atual da partícula até a melhor posição global P_g , e até a melhor posição visitada pela partícula P_i . O termo $\text{rnd}()$ representa números aleatórios amostrados a partir de uma distribuição uniforme no intervalo $[0, 1]$. Para gerar um equilíbrio entre a busca local e global é introduzido um coeficiente de inércia ω e os parâmetros cognitivos (φ_1) e social (φ_2) são constantes empregadas para permitir o balanço entre o conhecimento individual e do bando.

O pseudocódigo do algoritmo, pode ser escrito como se segue:

1. *Inicialização da população*: inicialmente, são atribuídas uma velocidade e posição aleatória para cada partícula;
2. *Avaliação*: cálculo da aptidão população de N partículas utilizando-se a função *fitness*;
3. *Atualização parâmetros globais*: Atualizar os valores de melhor posição de cada partícula (P_i) e a melhor posição encontrada pelo bando (P_g);
4. *Velocidade e Posição*: atualizar a posição e velocidade de cada partícula de acordo com as Eqs. (2.22) e (2.23);
5. *Avaliação do critério de parada*: Repita os passos 2-4 até que o critério de parada previamente definido seja alcançado.

2.7 FERRAMENTAS COMPUTACIONAIS

2.7.1 MATLAB

O MATLAB é um *software* que utiliza uma linguagem simples e direta para realizar cálculos, principalmente de engenharia, e por isso possui uma ampla biblioteca de funções

matemáticas pré-definidas. Essas funções permitem que problemas complexos de programação sejam resolvidos de maneira mais simples se comparados a outras linguagens computacionais.

Ao abrir o *software* dois ambientes de trabalho podem ser visualizados, o *Command Window* onde são inserido os dados que serão interpretados pelo programa, e onde os resultados serão retornados e o Editor onde se guardam sequências de comandos, funcionando como um *script*, alargando os comandos disponíveis. Como mostra a figura 13.

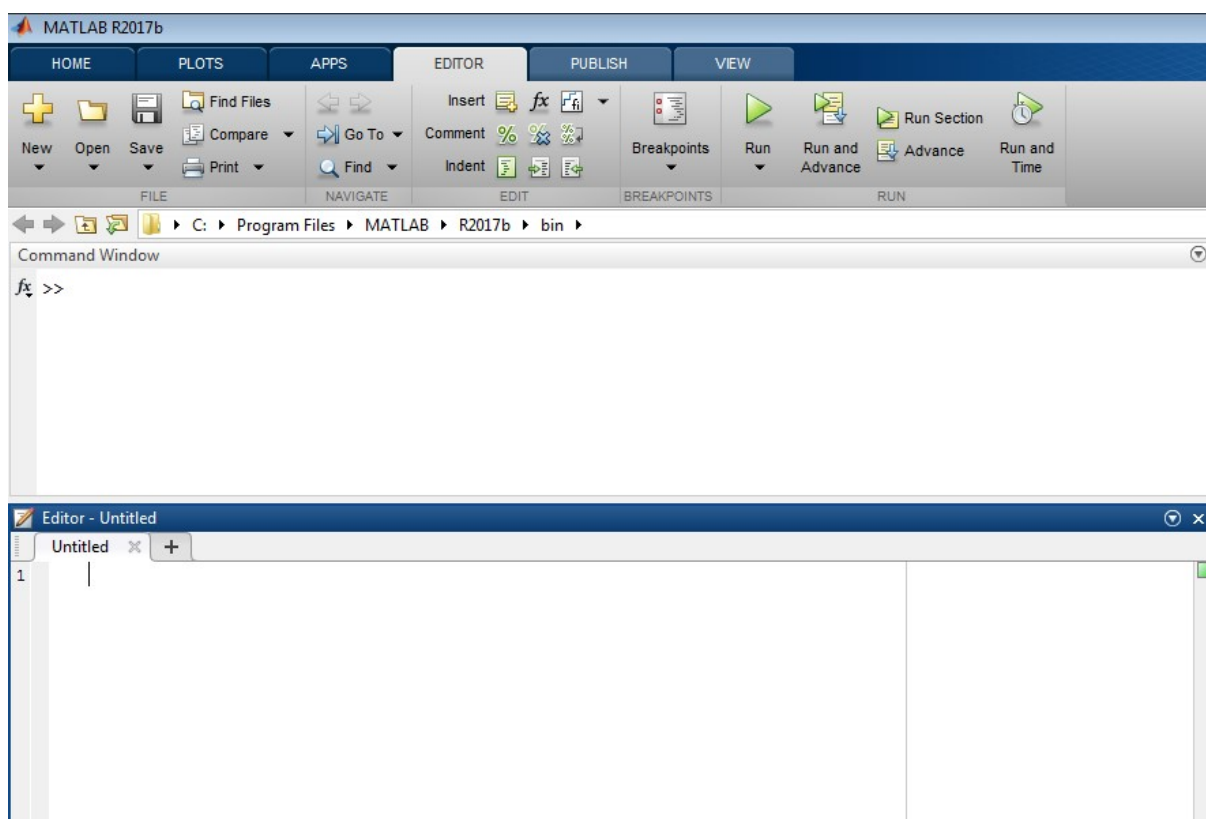


Figura 13 – MATLAB R2017b

Fonte: *Printscreen* do MATLAB R2017b

2.7.1.1 Simulink

Inserido no *software* MATLAB encontra-se uma ferramenta de simulação de gráficos, chamada Simulink, a qual permite visualizar os diferentes elementos que compõem um sistema dinâmico.

O Simulink suporta sistemas lineares e não-lineares, modelados em tempo contínuo, tempo amostrado ou um híbrido dos dois. Para modelagem, o Simulink fornece uma interface de usuário gráfica para construir modelos como diagramas de blocos, usando operações de clique e arraste do mouse. Assim, permite criar interfaces personalizadas permitindo ao usuário interpretar rapidamente os dados do processo, bem como fazer modificações nas operações de controle em uma estrutura intuitiva. O Simulink inclui uma biblioteca de blocos abrangentes de fontes, receptores, elementos de controle, componentes lineares e não-lineares e conectores. (MATHWORKS, 1999)

A figura 14 exibe a biblioteca a direita e na parte esquerda o ambiente de trabalho pode ser observado na parte superior e o resultado da simulação na parte inferior.

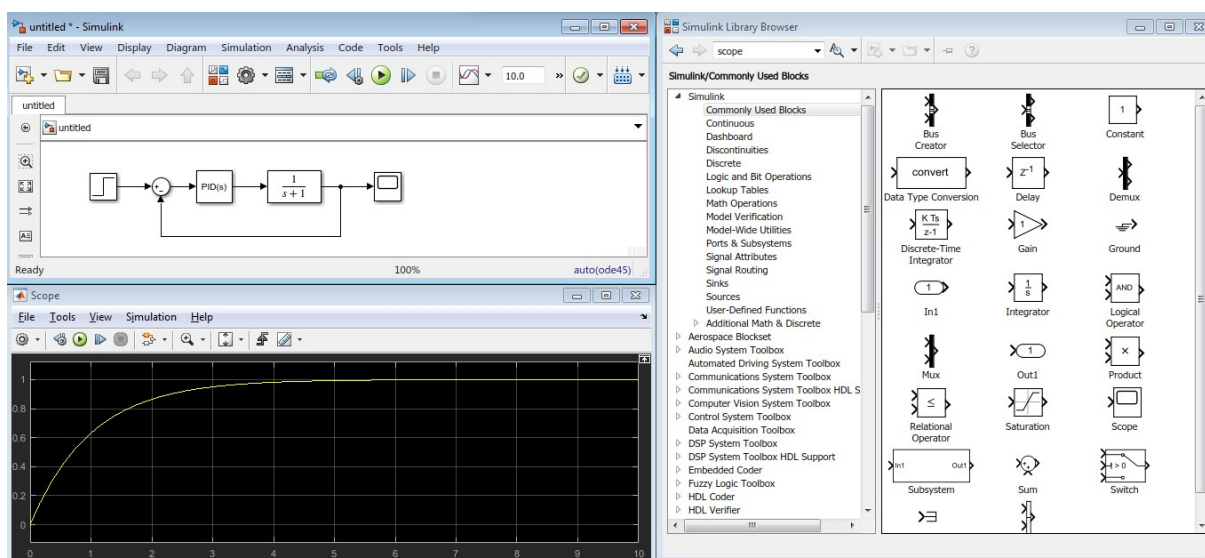


Figura 14 – Modelo em Simulink com resultado da simulação.

Fonte: *Printscreen* do Simulink

3 METODOLOGIA

3.1 MODELO PARA O SEPARADOR BIFÁSICO

Nesta seção são descritas as hipóteses e os fundamentos da modelagem matemática para um separador cilíndrico horizontal bifásico, utilizando uma abordagem apresentada por Nunes (2010).

A proposta de Nunes (2010) é um vaso separador com uma entrada e duas saídas para os fluidos (líquido e gás), como mostra a Figura 15, assumindo que cada um dos fluidos consiste de um componente único. O líquido está localizado sob um gás inerte, o gás não se dissolverá nem condensará no líquido e o líquido não evapora no gás, não há aquecimento dos fluidos, ou seja, a temperatura do sistema é constante.

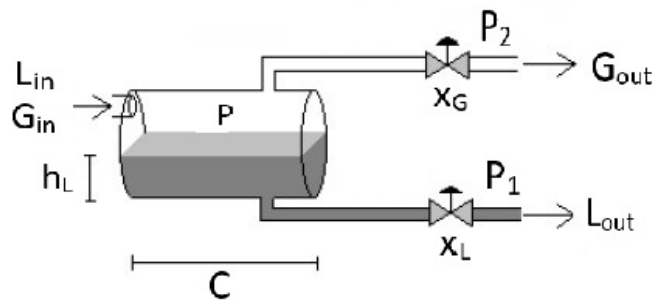


Figura 15 – Separador bifásico
Fonte: Adaptado de SAUSEN, 2009

3.1.1 Hipóteses

As hipóteses da modelagem são:

- O sistema está em equilíbrio termodinâmico;
- O gás é modelado como gás ideal;
- O líquido é incompressível;
- As equações das válvulas de óleo e gás apresentam como variáveis dinâmicas a pressão de operação do vaso e a abertura dessas válvulas;
- O processo é isotérmico.

3.1.2 Balanço de Massa do Separador Bifásico

As equações de conservação de massa do separador bifásico são:

$$\frac{dM_L(t)}{dt} = [L_{in}(t) - L_{out}(t)] \rho_L \quad (3.1)$$

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = [G_{in}(t) - G_{out}(t)] \rho_G(t) \quad (3.2)$$

onde

$M_L(t)$ é a massa de líquido no separador, (kg);

$M_G(t)$ é a massa de gás no separador, (kg);

$L_{in}(t)$ é o fluxo volumétrico de líquido que entra no separador, (m^3/s);

$G_{in}(t)$ é o fluxo volumétrico de gás que entra no separador, (m^3/s);

$L_{out}(t)$ é o fluxo volumétrico de líquido que sai no separador, (m^3/s);

$G_{out}(t)$ é o fluxo volumétrico de gás que sai no separador, (m^3/s);

ρ_L é a densidade do líquido, (kg/m^3);

$\rho_G(t)$ é a densidade do gás, (kg/m^3).

Nas próximas seções serão apresentados detalhadamente as modelagens das fases líquida e gasosa.

3.1.3 Modelagem da Fase Líquida

Como se trata de um fluido incompressível, pode-se escrever a variação da massa de líquido dentro do separador em relação ao tempo, representada pela Eq. 3.1, como uma variação do volume de líquido em relação ao tempo.

$$\frac{dM_L(t)}{dt} = \rho_L \frac{dV_L(t)}{dt} \quad (3.3)$$

No APÊNDICE A é apresentado a relação não-linear entre o volume e a altura de líquido do vaso separador horizontal.

$$\frac{dV_L}{dt} = 2C \sqrt{(D - h_L)h_L} \frac{dh_L}{dt} \quad (3.4)$$

Substituindo a equação (3.4) na (3.3) e o resultado em (3.1), pode-se escrever a variação do nível de líquido dentro do separador em função do fluxo volumétrico de líquido que entra e sai do separador.

$$\frac{dh_L}{dt} = \frac{L_{in}(t) - L_{out}(t)}{2C \sqrt{(D - h_L)h_L}} \quad (3.5)$$

3.1.4 Modelagem da Fase Gás

Por se tratar de um gás ideal e de um processo isotérmico, pode-se escrever uma relação entre a densidade do gás e a pressão, utilizando a Lei dos Gases Ideais.

$$\rho_G(t) = \frac{P(t)MM_G}{RT} \quad (3.6)$$

Sabendo que $M_G(t) = V_G(t)\rho_G(t)$, têm-se uma relação para a variação da massa de gás no separador.

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = V_G(t)\frac{d\rho_G(t)}{dt} + \rho_G(t)\frac{dV_G(t)}{dt} \quad (3.7)$$

Substituindo a Eq. 3.6 na Eq. 3.7, encontra-se a seguinte relação, onde a variação da massa de gás depende do volume de gás (V_G), da pressão (P) e de suas derivadas em relação ao tempo.

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = \frac{MM_G}{RT} \left[V_G(t)\frac{dP(t)}{dt} + P(t)\frac{dV_G(t)}{dt} \right] \quad (3.8)$$

E como o volume do tanque é contante, ou seja, $V = V_L + V_G$, então

$$\frac{dV_G(t)}{dt} = -\frac{dV_L(t)}{dt} = -[L_{in}(t) - L_{out}(t)] \quad (3.9)$$

Reescrevendo a Eq. 3.8, substituindo o volume de gás e a derivada do volume de gás em relação ao tempo

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = \frac{MM_G}{RT} \left\{ [V - V_L(t)]\frac{dP(t)}{dt} - P(t)[L_{in}(t) - L_{out}(t)] \right\} \quad (3.10)$$

Substituindo a Eq.3.10 na Eq.3.2, e isolando a variação da pressão em relação ao tempo, obtêm-se a seguinte sentença:

$$\frac{dP(t)}{dt} = \frac{P(t)[G_{in}(t) - G_{out}(t) + L_{in}(t) - L_{out}(t)]}{V - V_L(t)} \quad (3.11)$$

3.1.5 Equações das Válvulas

De acordo com a Fig.15 e escolhendo uma curva característica da válvula linear, pela simplicidade e usual presença em plantas *offshore*, realizando as conversões necessárias, resulta em uma equação para a vazão de líquido na saída:

$$L_{out}(t) = 2,4 \cdot 10^{-4} x_L(t) C_{VL} \sqrt{\frac{P(t) + (\rho_L g h_L(t) \cdot 10^{-5}) - P_1}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O}}}} \quad (3.12)$$

E para a vazão de gás:

$$G_{out}(t) = 2,4 \cdot 10^{-4} x_G(t) C_{VG} \sqrt{\frac{(P(t) - P_2)(P(t) + P_2)T(MM)_{AR}}{\frac{(MM)_G}{[P(t)]^2}}} \quad (3.13)$$

onde

x_L e x_G são as frações de abertura das válvulas de líquido e gás ($0 < x < 1$);

C_{VL} e C_{VG} são os coeficientes de vazão das válvulas de líquido e gás (gal/psia);

$P(t)$ é a pressão no vaso separador (bar);

$h_L(t)$ é o nível de líquido no vaso separador (m);

T é a temperatura do sistema (K);

P_1 e P_2 são as pressões a jusante das válvulas de líquido e de gás, respectivamente (bar);

$(MM)_{AR}$ e $(MM)_G$ são as massas molares do ar e do gás (kg/mol).

3.1.6 Linearização do Modelo

As equações para separador bifásico foram deduzidas acima, porém se trata de um conjunto de equações não lineares. Como a metodologia para resolução das equações diferenciais escolhida exige que as mesmas sejam lineares, faz-se necessário a aplicação de um método de linearização. O método adotado neste trabalho foi o de linearização por Séries de Taylor.

3.1.6.1 Nível (h_L)

A equação para a variação do nível de líquido no vaso separador é descrita como:

$$\frac{dh_L}{dt} = \frac{L_{in}(t) - L_{out}(t)}{2C\sqrt{(D - h_L)h_L}} \quad (3.14)$$

Definindo f como o termo a direita da igualdade na Eq. 3.14, a linearização é realizada por meio de truncamento da expansão em séries de Taylor, como visto na Seção 2.1.3 e aplicado em variáveis de desvio ($x' = x - \bar{x}$).

$$\frac{dh_L'}{dt} = \frac{df}{dL_{in}}L_{in}' + \frac{df}{dL_{out}}L_{out}' + \frac{df}{dh_L}h_L' \quad (3.15)$$

A expressão para a vazão de líquido pela válvula de descarga não é linear, sendo uma função da fração de abertura da válvula de líquido (x_L), do nível (h_L) e da pressão (P) no vaso. Linearizando e definindo em termos de variáveis de desvio, obtém-se:

$$L_{out}' = L_{out} - \bar{L}_{out} = \frac{dL_{out}}{dx_L}x_L' + \frac{dL_{out}}{dP}P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}h_L' \quad (3.16)$$

Substituindo a equação (3.16) em (3.15), a seguinte sentença é obtida:

$$\frac{dh_L'}{dt} = \frac{df}{dL_{in}}L_{in}' + \frac{df}{dL_{out}} \left(\frac{dL_{out}}{dx_L}x_L' + \frac{dL_{out}}{dP}P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}h_L' \right) + \frac{df}{dh_L}h_L' \quad (3.17)$$

Isolando os termos em função do nível e aplicando a Transformada de Laplace na Eq. 3.17

$$H_L(s)s - H_L(s) \left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right) = \frac{df}{dL_{in}} L_{in}(s) + \frac{df}{dL_{out}} \left(\frac{dL_{out}}{dx_L} X_L(s) + \frac{dL_{out}}{dP} P(s) \right) \quad (3.18)$$

Dividindo todos os termos da Eq.3.18 por $-\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L}\right)$, isolando o termo $H_L(s)$, obtêm-se três funções de transferência.

$$\frac{H_L(s)}{L_{in}(s)} = \frac{K_1}{\tau_L s + 1} \quad (3.19)$$

$$\frac{H_L(s)}{X_L(s)} = \frac{K_2}{\tau_L s + 1} \quad (3.20)$$

$$\frac{H_L(s)}{P(s)} = \frac{K_3}{\tau_L s + 1} \quad (3.21)$$

onde

$$\begin{aligned} \tau_L &= - \left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right)^{-1}; \\ K_1 &= \tau_L \left(\frac{df}{dL_{in}} \right); \\ K_2 &= \tau_L \left(\frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dx_L} \right); \\ K_3 &= \tau_L \left(\frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} \right). \end{aligned}$$

3.1.6.2 Pressão (P)

A equação para a variação da pressão dentro do vaso separador é:

$$\frac{dP(t)}{dt} = \frac{P(t) [G_{in}(t) - G_{out}(t) + L_{in}(t) - L_{out}(t)]}{V - V_L(t)} \quad (3.22)$$

Novamente é definido g como o lado direito da igualdade apresentada na equação 3.22, aplicado série de Taylor para linearização e escrito em variáveis de desvio, obtendo assim a seguinte equação linearizada:

$$\frac{dP'}{dt} = \frac{dg}{dP} P' + \frac{dg}{dL_{in}} L_{in}' + \frac{dg}{dG_{in}} G_{in}' + \frac{dg}{dL_{out}} L_{out}' + \frac{dg}{dG_{out}} G_{out}' + \frac{dg}{dV_L} V_L' \quad (3.23)$$

A vazão de saída de gás é expressa pela equação da válvula de gás (3.13) e o volume de líquido pela equação A.8 apresentada no Apêndice, sendo que ambas precisam ser linearizadas. Aplicando Série de Taylor nas equações 3.13 e 3.13, obtêm-se:

$$G_{out}' = G_{out} - \bar{G}_{out} = \frac{dG_{out}}{dx_G} x_G' + \frac{dG_{out}}{dP} P' + \frac{dG_{out}}{dT} T' \quad (3.24)$$

$$V_L' = V_L - \bar{V}_L = \frac{dV_L}{dh_L} h_L' \quad (3.25)$$

Substituindo as equações (3.16), (3.24) e (3.25) na Eq. 3.23:

$$\begin{aligned} \frac{dP'}{dt} = & \frac{dg}{dP} P' + \frac{dg}{dL_{in}} L_{in}' + \frac{dg}{dG_{in}} G_{in}' + \frac{dg}{dL_{out}} \left(\frac{dL_{out}}{dx_L} x_L' + \frac{dL_{out}}{dP} P' + \frac{dL_{out}}{dh_L} h_L' \right) + \\ & + \frac{dg}{dG_{out}} \left(\frac{dG_{out}}{dx_G} x_G' + \frac{dG_{out}}{dP} P' + \frac{dG_{out}}{dT} T' \right) + \frac{dg}{dV_L} \left(\frac{dV_L}{dh_L} h_L' \right) \end{aligned} \quad (3.26)$$

Separando as variáveis e aplicando a Transformada de Laplace:

$$\begin{aligned} P(s)s + P(s) \left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right) = & \frac{dg}{dL_{in}} L_{in}(s) + \\ & + \frac{dg}{dG_{in}} G_{in}(s) + \frac{dg}{dL_{out}} \left(\frac{dL_{out}}{dx_L} X_L(s) + \frac{dL_{out}}{dh_L} H_L(s) \right) + \\ & + \frac{dg}{dG_{out}} G_{out}(s) \left(\frac{dG_{out}}{dx_G} X_G(s) + \frac{dG_{out}}{dT} T(s) \right) + \frac{dg}{dV_L} \left(\frac{dV_L}{dh_L} H_L(s) \right) \end{aligned} \quad (3.27)$$

Dividindo todos os termos da Eq.3.27 por $-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)$, isolando o termo $P(s)$, obtêm-se seis funções de transferência:

$$\frac{P(s)}{L_{in}(s)} = \frac{K_4}{\tau_{ps} + 1} \quad (3.28)$$

$$\frac{P(s)}{G_{in}(s)} = \frac{K_5}{\tau_{ps} + 1} \quad (3.29)$$

$$\frac{P(s)}{X_L(s)} = \frac{K_6}{\tau_{ps} + 1} \quad (3.30)$$

$$\frac{P(s)}{H_L(s)} = \frac{K_7}{\tau_{ps} + 1} \quad (3.31)$$

$$\frac{P(s)}{X_G(s)} = \frac{K_8}{\tau_{ps} + 1} \quad (3.32)$$

$$\frac{P(s)}{T(s)} = \frac{K_9}{\tau_{ps} + 1} \quad (3.33)$$

onde

$$\begin{aligned} \tau_P &= - \left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)^{-1}; \\ K_4 &= \tau_P \left(\frac{dg}{dL_{in}} \right); \\ K_5 &= \tau_P \left(\frac{dg}{dG_{in}} \right); \\ K_6 &= \tau_P \left(\frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dx_L} \right); \\ K_7 &= \tau_P \left(\frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} + \frac{dg}{dV_L} \frac{dV_L}{dh_L} \right); \\ K_8 &= \tau_P \left(\frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dx_G} \right); \\ K_9 &= \tau_P \left(\frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dT} \right). \end{aligned}$$

3.1.7 Diagrama do Modelo

O modelo linearizado é programado no ambiente *SIMULINK* como mostra a Figura 16, onde do lado esquerdo estão apresentadas os desvios a partir do regime permanente das variáveis manipuladas (X_L' e X_G'), da variável temperatura (que neste caso isotérmico $T' = 0$) e as perturbações (G_{in}' e L_{in}') do sistema. Os blocos centrais são as interconexões entre as funções de transferência relacionadas ao nível (*FTHI*) e as funções de transferência relacionadas à pressão (*FTP*). Na parte mais a direita da imagem estão representados os desvios das variáveis controladas: nível de líquido (h_L') e pressão (P') no separador.

3.2 OTIMIZAÇÃO

Duas propostas serão implementadas para amortecer as perturbações de entrada G_{in}' e L_{in}' , que serão aproximadas por fluxo em golfadas como propostas por Kindermann (2017). A primeira proposta é acrescentar dois controladores PID em malha fechada, desejando manter os desvios das oscilações de pressão e nível de líquido dentro do separador com a menor amplitude possível como apresentado por Paz (2017), e a segunda proposta é implementar um controle por bandas projetado por Nunes (2004) cuja ideia central é a de permitir a oscilação das variáveis controladas dentro de certos limites, otimizando ao máximo as vazões de saída de líquido e gás.

3.2.1 Estratégia de Controle Utilizando Controlador PID

O controlador PID apresentado por Paz (2017), tem como principal esforço diminuir o erro entre o valor desejado (*setpoint*) e o valor das variáveis de saída do processo ($h_L'(t)$ e $P'(t)$), mantendo-as sob controle. A informação de saída do controlador é o grau de liberdade do

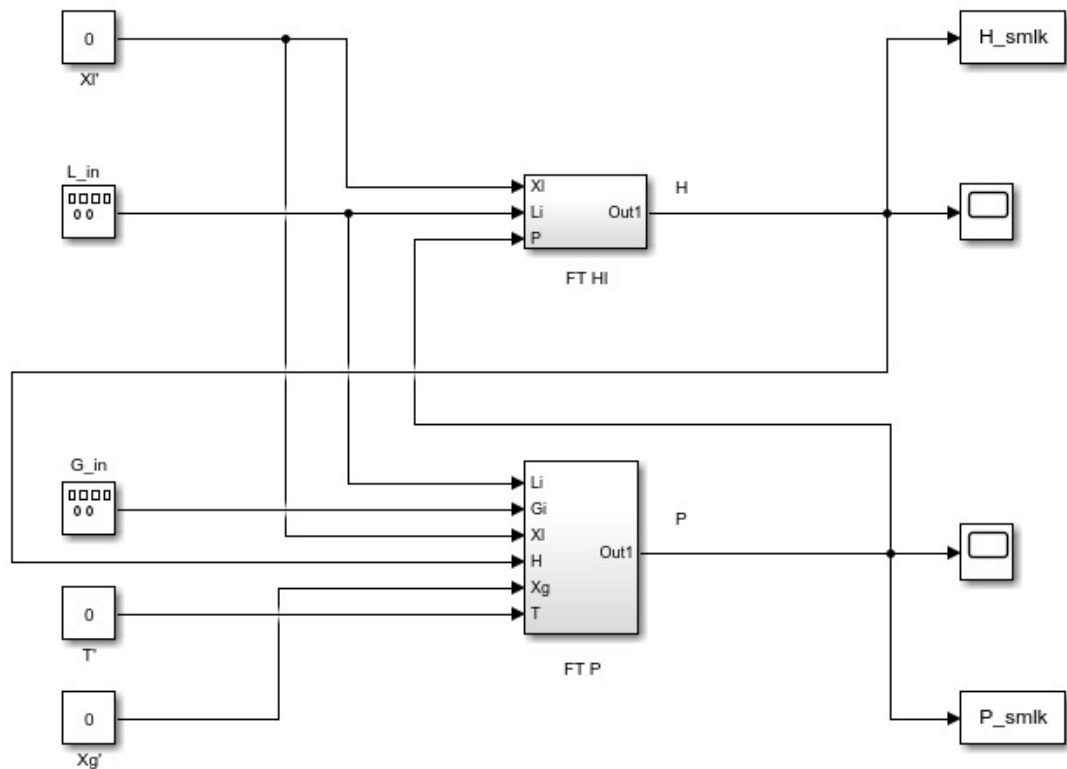


Figura 16 – Diagrama do separador bifásico
 Fonte: Elaborado pelo autor

processo, variável que o controlador vai manipular para manter o processo sob controle ($x_L'(t)$ e $x_G'(t)$). O diagrama proposto para este modelo pode ser observado pela Figura 17.

Os blocos G_{c1} e G_{c2} apresentam dois controladores PID em tempo contínuo, cuja forma é expressa pela Equação 3.34, onde os parâmetros K_c , I e D serão ajustados pelo algoritmo de otimização por Enxame de Partículas.

$$G_c = K_c + \frac{I}{s} + Ds \quad (3.34)$$

3.2.2 Estratégia de Controle por Bandas

Muitas estratégias de modelagem de separadores utilizam modelos onde as variáveis controladas eram mantidas fixas em um valor de *setpoint*. Para este objetivo, eram usados controladores do tipo PI ou PID. Como consequência indesejável desta abordagem oscilações de carga eram repassadas para as vazões de saída dos vasos causando instabilidade nos equipamentos a jusante.

Assim, surgiu uma nova metodologia de controle chamada "Controle por Bandas" que tem como principal objetivo deixar as variáveis manipuladas flutuarem entre dois limites, ou seja, o máximo e o mínimo de uma banda, fazendo com que as vazões de saída sejam menos oscilatórias e se aproximem do valor médio das vazões de entrada (NUNES, 2010).

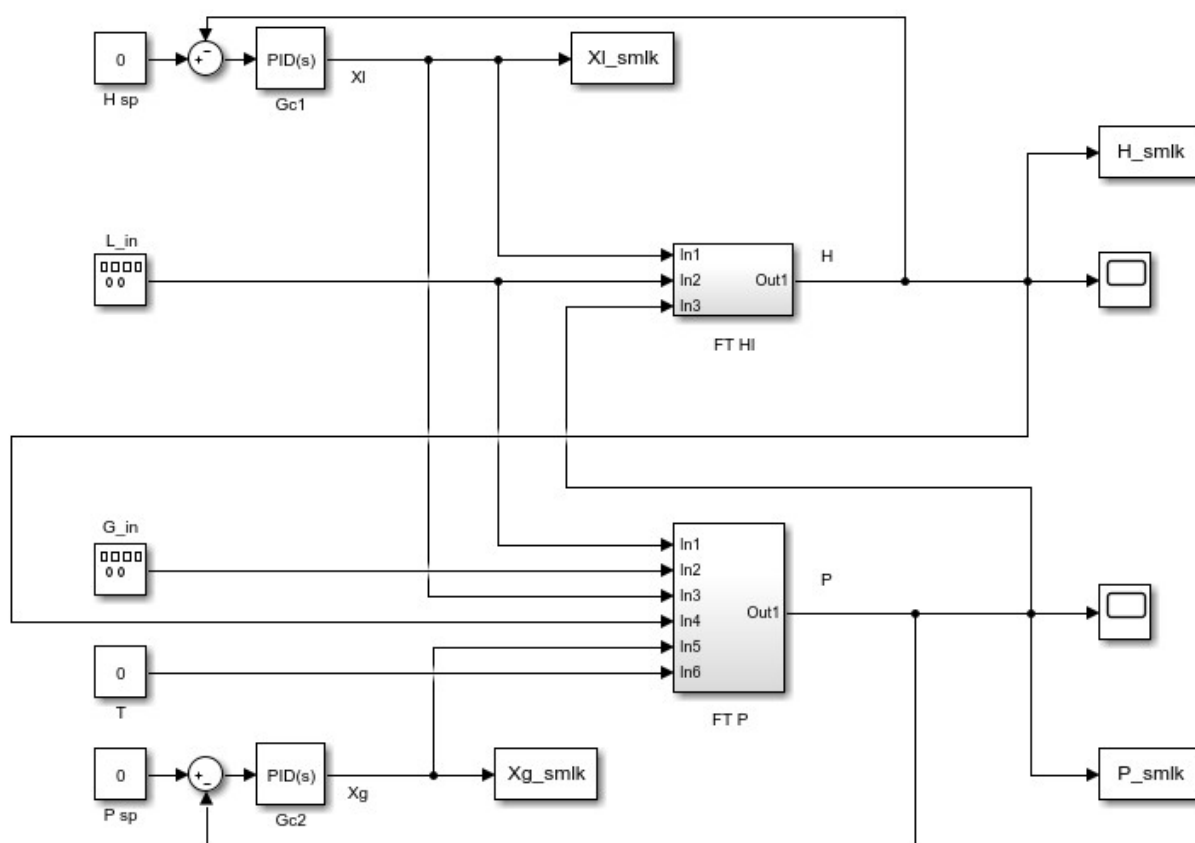


Figura 17 – Diagrama separador com controle PID

Fonte: Elaborado pelo autor

No controle por bandas apresentado pelo diagrama da Figura 18, quando as variáveis controladas estiverem dentro da banda, será utilizado um controlador proporcional de ação lenta, que reduz a capacidade de atuação do controlador permitindo maiores oscilações do nível e da pressão. Quando as variáveis ultrapassarem os limites desejados, comuta-se a ação de controle para um controlador PI de ação rápida até que as variáveis retornem para dentro da banda definida, como mostrado na Figura 19.

3.2.3 Parâmetros PSO

Segundo Carlisle e Dozier (2010), os parâmetros de configuração do PSO mais vantajosos ocorrem quando se ajusta a razão cognitivo/social de modo a favorecer o cognitivo (conhecimento individual). Eles reportam que valores de 2,8 e 1,3 para os componentes cognitivo e social, respectivamente, apresentam a melhor performance para o conjunto de testes realizados. Todos os parâmetros de entrada do algoritmo de Otimização por Enxame de Partículas estão apresentados na Tabela 1.

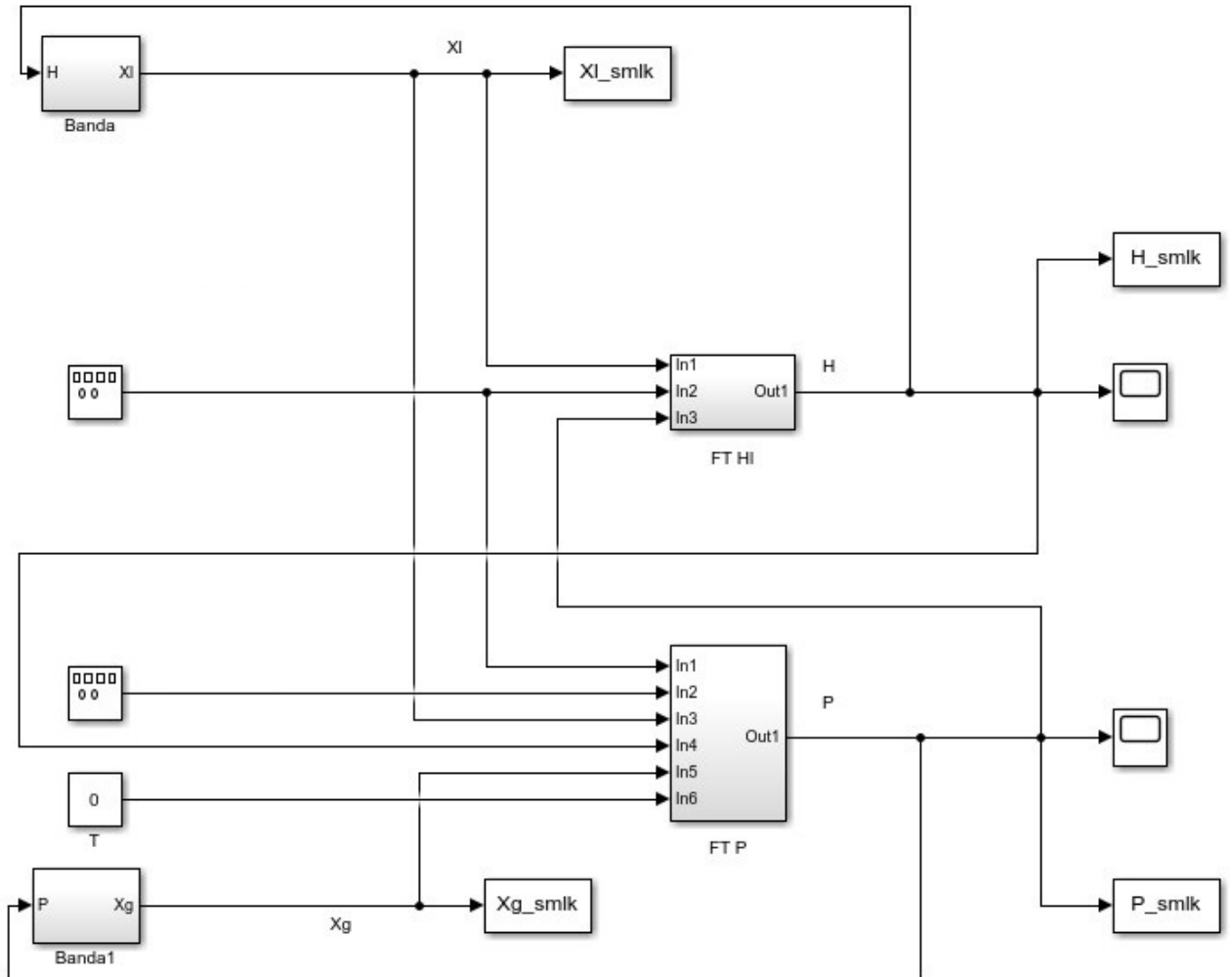


Figura 18 – Diagrama separador com controle por bandas
 Fonte: Elaborado pelo autor

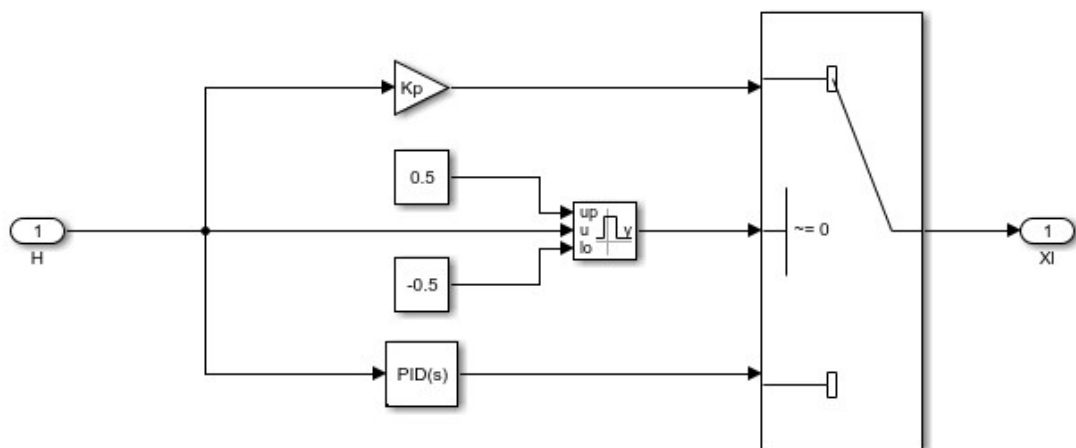


Figura 19 – Bloco Banda
 Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 1 – Parâmetros PSO

Parâmetros	Valor
Partículas	50
Iterações	50
Coefficiente de Inércia	1
Parâmetro Cognitivo	2,8
Parâmetro Social	1,3

3.2.4 Função Objetivo

A otimização por Enxame de Partículas funciona de modo a minimizar a razão máxima dos desvios de nível de líquido, de pressão do gás, das frações de abertura das válvulas e do fluxo de saída de líquido, ou seja, a maior entre todas as razões. Sendo assim, a função objetivo a ser minimizada é dada por:

$$objetivo = \max \left(\left| \frac{h_L'(t)}{\bar{h}_L} \right|, \left| \frac{P'(t)}{\bar{P}} \right|, \left| \frac{x_L'(t)}{\bar{x}_L} \right|, \left| \frac{x_G'(t)}{\bar{x}_G} \right|, \left| \frac{L_{out}'(t)}{\bar{L}_{out}} \right| \right) \quad (3.35)$$

3.2.5 Variáveis Otimizadas

Os parâmetros encontrados pelo algoritmo Enxame de Partículas são os valores proporcionais (K_p), integrais (I) e derivativos (D) dos controladores propostos por Paz (2017) e Nunes (2004), com a finalidade de otimizar a função objetivo apresentada na Eq. 3.35.

3.3 DADOS DE ENTRADA

Os dados necessários para inicialização da simulação são apresentados nas Tabelas 2 e 3, onde a Tabela 2 apresenta as constantes do problema e a Tabela 3 fornece as variáveis em regime estacionário necessárias para a linearização do problema. Os valores adotados para a inicialização da simulação são os mesmos descritos por Nunes (2010).

Tabela 2 – Variáveis de entrada

Descrição	Símbolo	Valor	Unidade
Pressão a jusante das válvulas de óleo e gás	P_1, P_2	6	bar
Coefficiente da válvula de líquido	C_{VL}	1025	GPM/\sqrt{psi}
Coefficiente da válvula de gás	C_{VG}	120	GPM/\sqrt{psi}
Densidade do líquido	ρ_L	850	kg/m^3
Densidade da água	ρ_{H_2O}	999,19	kg/m^3
Volume do tanque	V	56,5487	m^3
Comprimento do tanque	C	8	m^3
Diâmetro do tanque	D	3	m^3
Gravidade	g	9,81	m/s^2
Massa molar do gás	MM_G	0,021	kg/mol
Massa molar do ar	MM_{AR}	0,02897	kg/mol

Tabela 3 – Condições em regime estacionário

Descrição	Símbolo	Valor	Unidade
Vazão de líquido na entrada	\bar{L}_{in}	0,165	m^3/s
Vazão de líquido na saída	\bar{L}_{out}	0,165	m^3/s
Vazão de gás na entrada	\bar{G}_{in}	0,1	m^3/s
Vazão de gás na saída	\bar{G}_{out}	0,1	m^3/s
Altura de líquido	\bar{h}_L	2	m
Fração de abertura das válvulas de líquido e gás	\bar{x}_L, \bar{x}_G	0,5	
Volume de líquido	\bar{V}_L	40,0483	m^3
Temperatura	\bar{T}	303,15	K

Na simulação dinâmica do separador, para as variáveis de perturbação L_{in}' e G_{in}' foram adaptados os fluxos em golfadas baseados nas oscilações descritas por Nunes (2010) e Kindermann (2017).

4 SIMULAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

Nesta seção serão apresentadas as simulações do modelo separador cilíndrico horizontal bifásico e comparadas com os modelos de otimização propostos na seção 3.2, realizadas utilizando o *software* Simulink.

A primeira simulação considera um processo onde a abertura das válvulas são mantidas constante e os valores obtidos de pressão e nível dentro do separador e a vazão de saída de líquido não podem ser controladas. Foram considerada abertura das válvulas de gás e líquido de 50%.

As figuras (20), (21) e (22) mostram a oscilação do nível, da pressão e da saída de líquido do separador, que devem ser amortecidos para evitar o comprometimento dos equipamentos da planta de processamento primário.

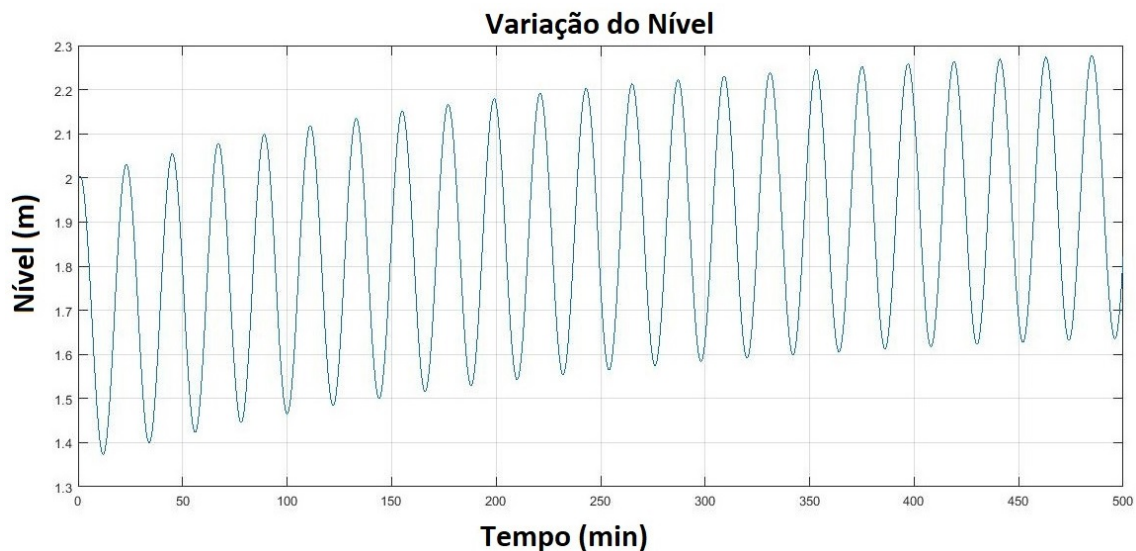


Figura 20 – Variação do nível de líquido dentro do separador.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Como pode ser observado pelas Figuras (20), (21) e (22) as oscilações atingem níveis críticos podendo causar danos aos equipamentos e uma má separação primária, tornando a otimização deste modelo necessária para a indústria do petróleo.

Proposto na seção 3.2, os dois métodos de otimização apresentam parâmetros em seus controladores que precisam ser sintonizados pelo algoritmo de otimização por Enxame de Partículas. Os resultados obtidos para os controladores PID e por bandas pode ser visto na Tabela 4.

Os resultados das simulações do modelo com controlador PID comparados ao modelo com controle por bandas podem ser visto nas Figuras (23), (24), (25) e (26).



Figura 21 – Variação da pressão de gás dentro do separador.
Fonte: Elaborado pelo autor.

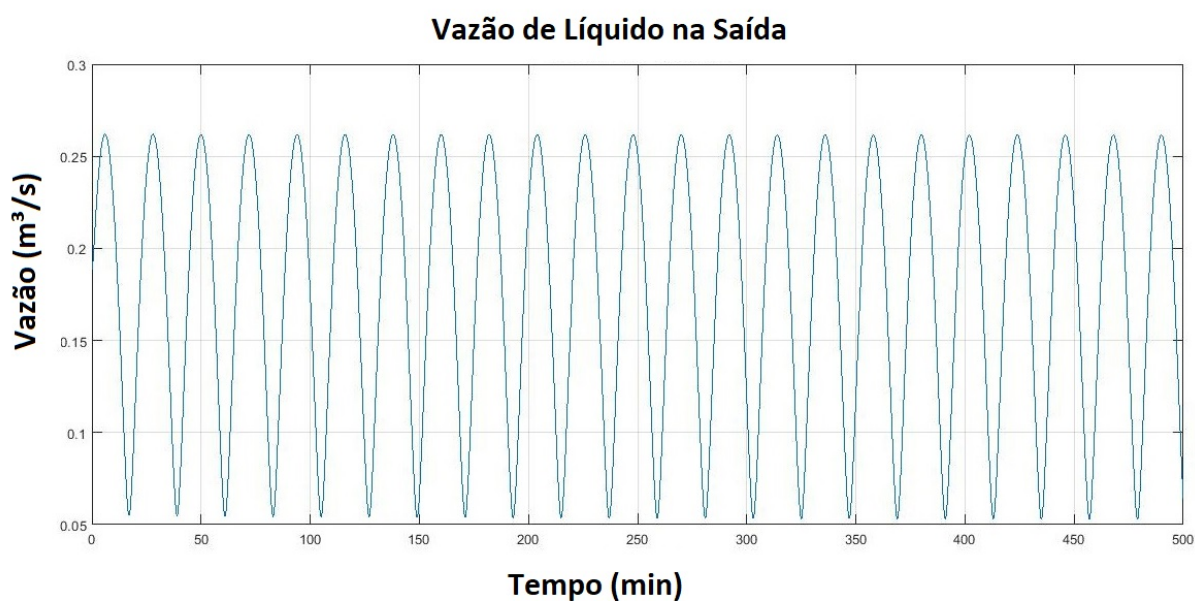
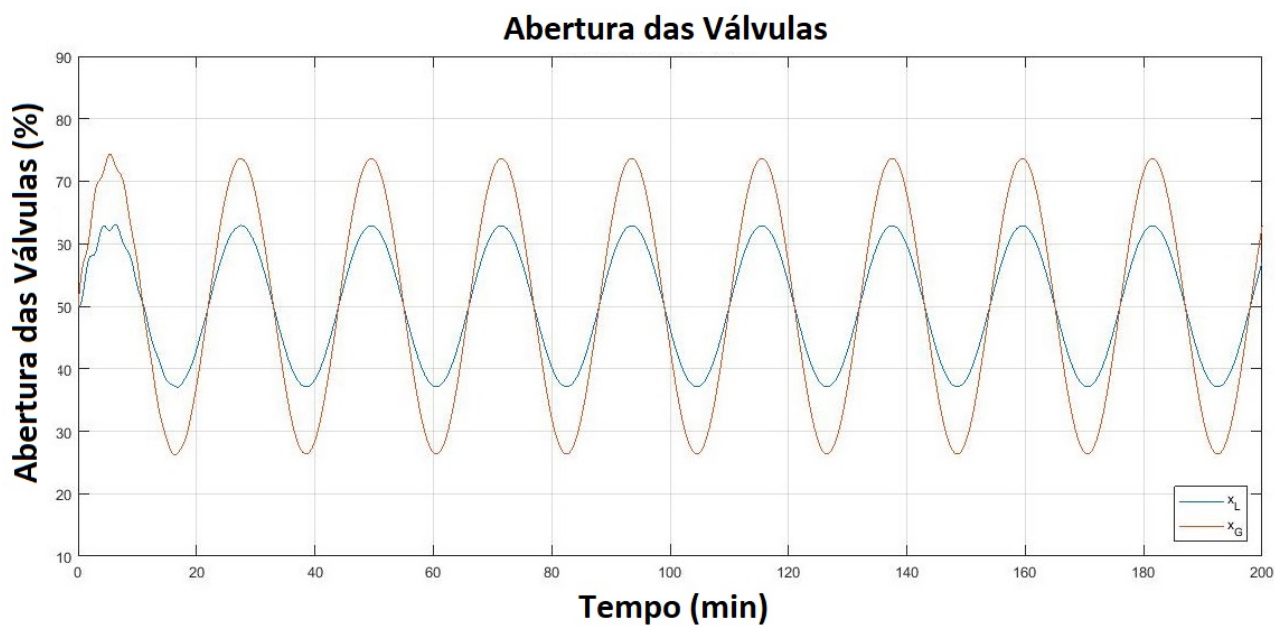


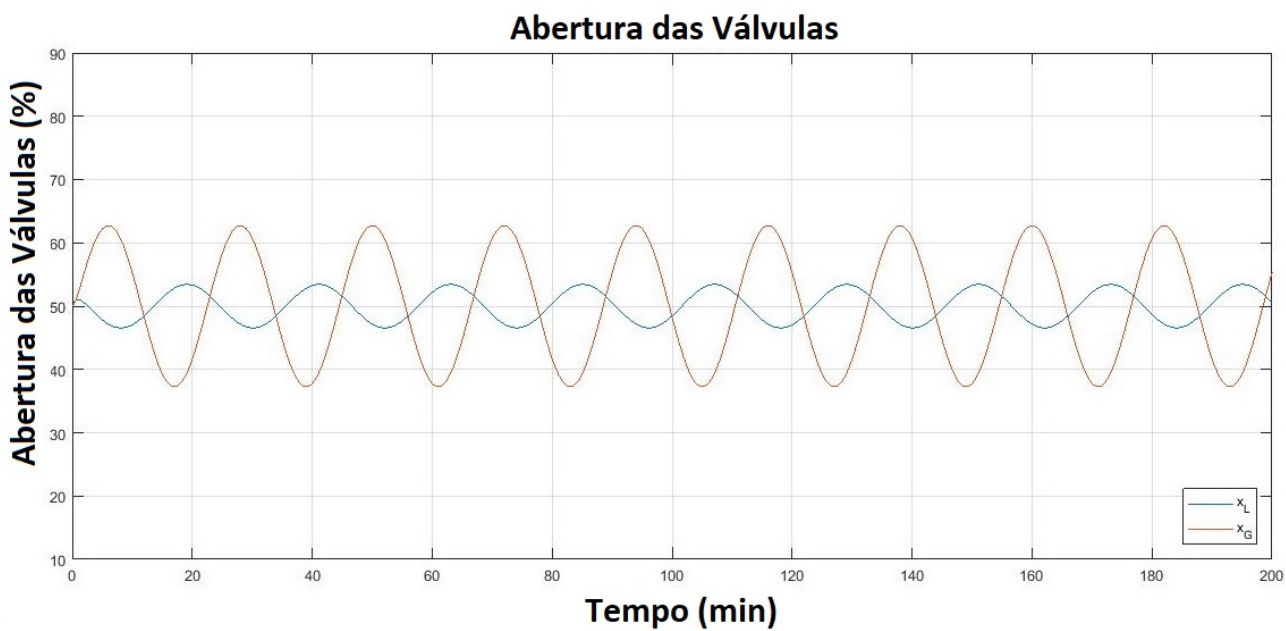
Figura 22 – Variação da vazão de líquido na saída do separador.
Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 4 – Parâmetros encontrados pelo PSO

Parâmetros Controladores			
PID		por Bandas	
Líquido	Gás	Líquido	Gás
K_{p1} -0,2313	K_{p2} -3,8772	K_{p1} -1,9638	K_{p3} 5,6202
I_1 -0,1058	I_2 -7,9190	I_1 -1,6547	I_3 1,2883
D_1 3,4650	D_2 -6,3831	K_{p2} 9,2677	K_{p4} 0,0947

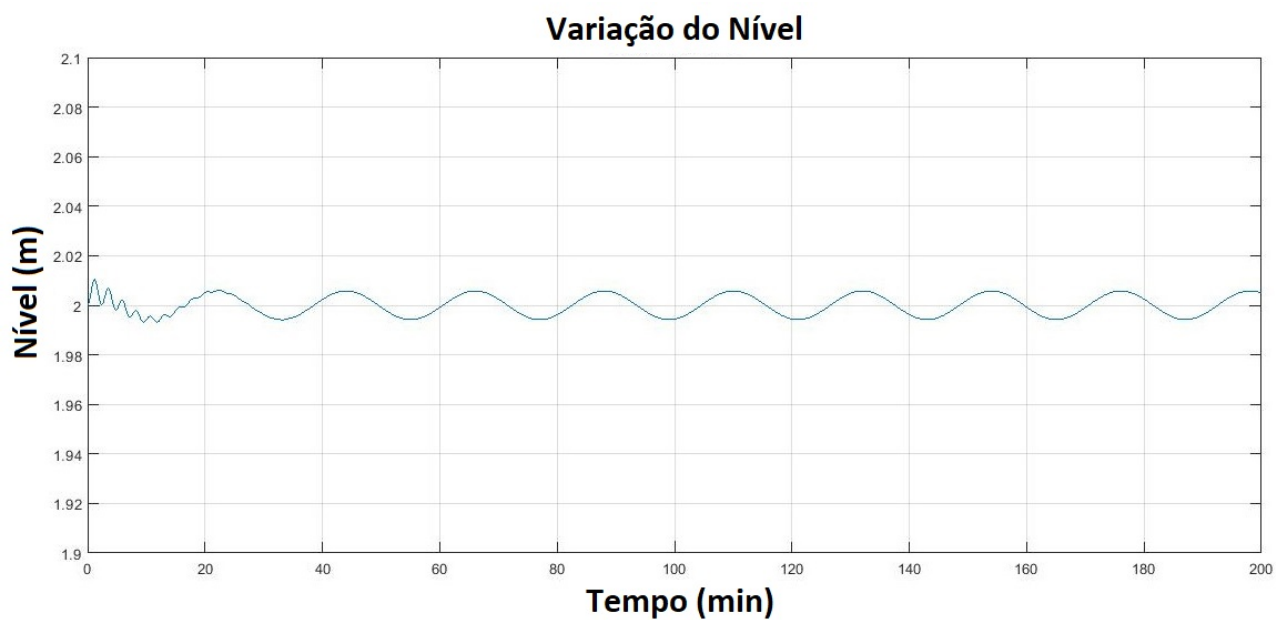


(a) Controlador PID

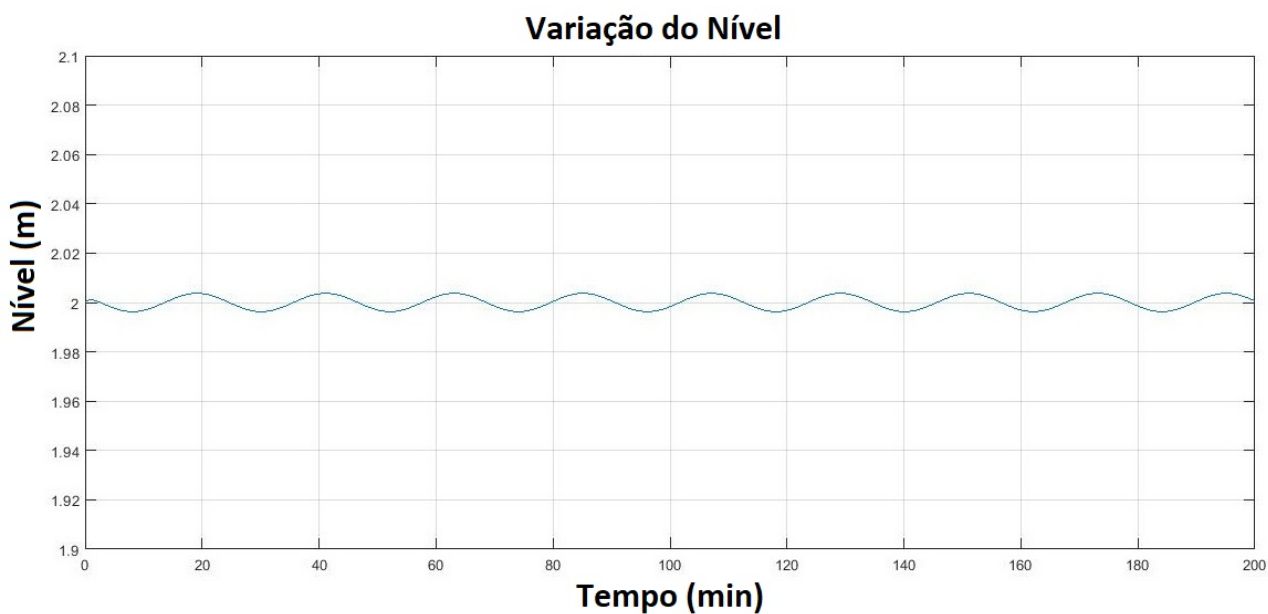


(b) Controle por Bandas

Figura 23 – Variação da fração de abertura das válvulas de líquido e gás otimizados.
Fonte: Elaborado pelo autor.



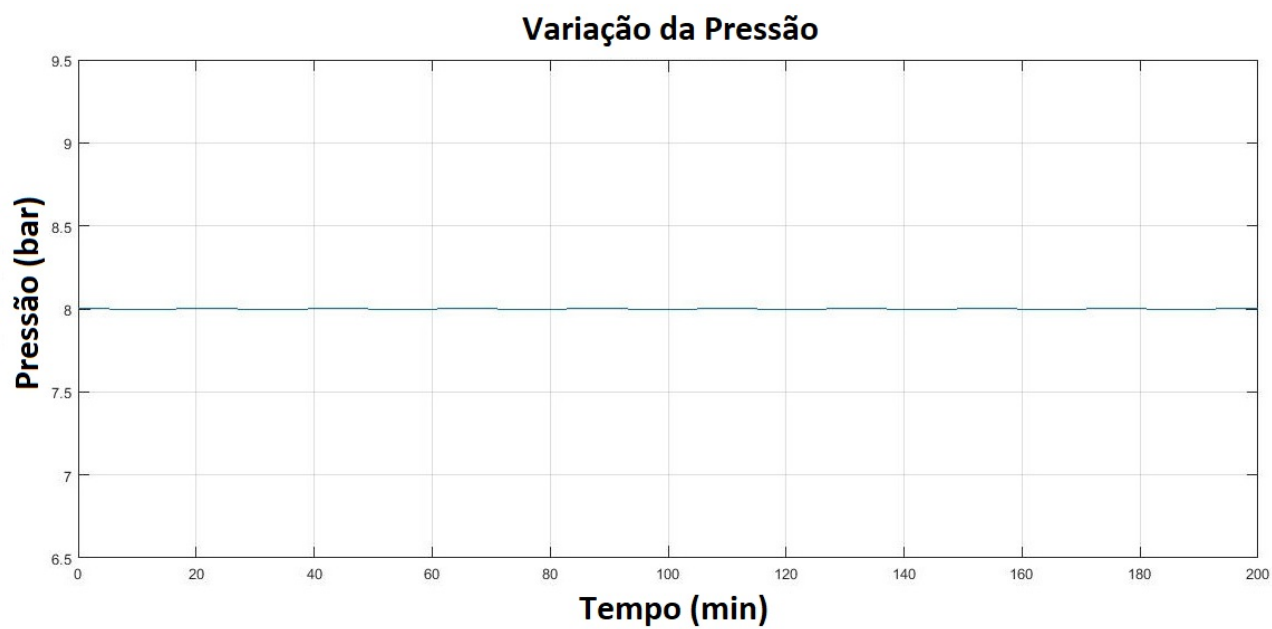
(a) Controlador PID



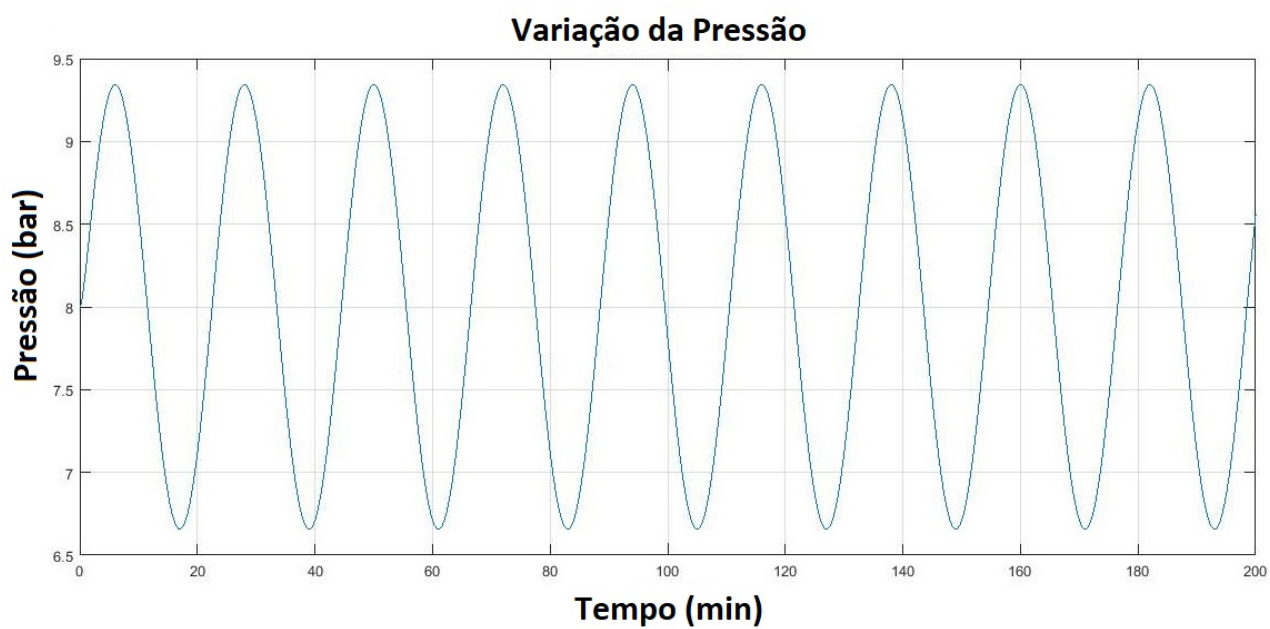
(b) Controle por Bandas

Figura 24 – Variação do nível de líquido otimizados.

Fonte: Elaborado pelo autor.

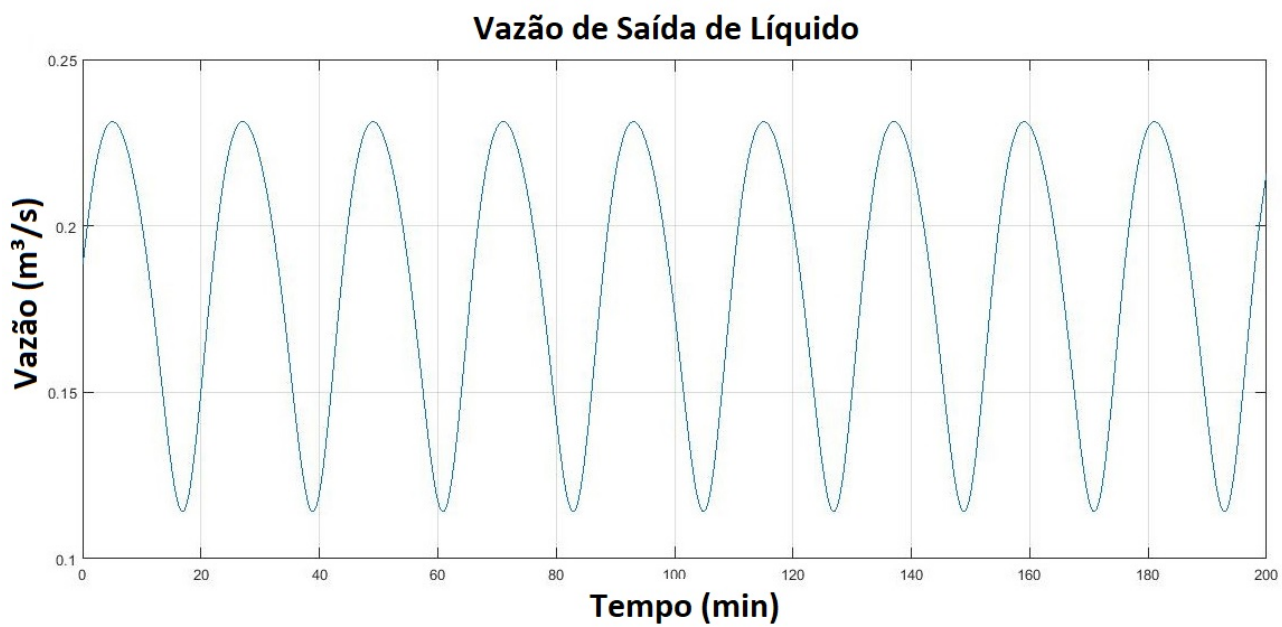


(a) Controlador PID

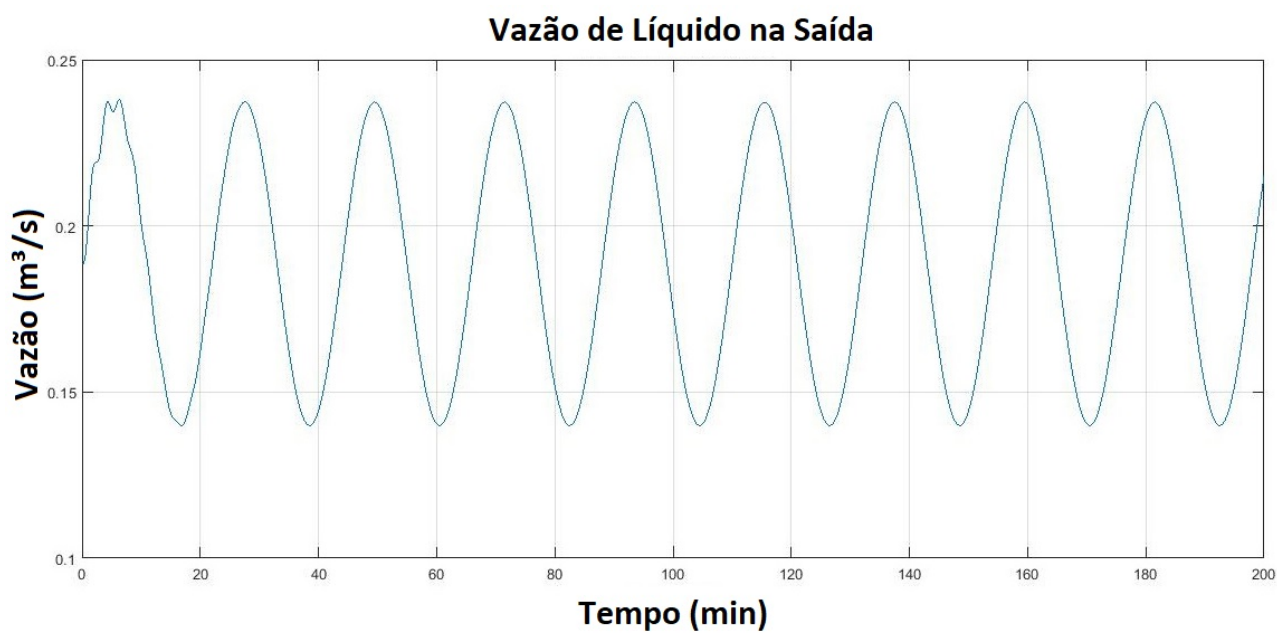


(b) Controle por Bandas

Figura 25 – Variação da pressão do gás otimizados.
Fonte: Elaborado pelo autor.



(a) Controlador PID



(b) Controle por Bandas

Figura 26 – Variação da vazão de saída de líquido otimizados.
Fonte: Elaborado pelo autor.

Para uma visão simplificada a Tabela 5 compara em percentual o erro dos desvios máximos de cada variável a partir do regime estacionário (Tabela 3).

Tabela 5 – Erro dos desvios a partir do regime estacionário

Máximos Desvios	Válvula Constante	Controlador PID	Controle por Bandas
Abertura das válvulas	0%	47,3204%	25,4360%
Nível de líquido	18,6186%	0,2906%	0,1856%
Pressão do gás	23,0883%	0,0018%	16,7872%
Saída de líquido	67,9%	44,226%	40,1954%

Analisando os resultados obtidos percebe-se que ambas as otimizações possuem suas vantagens e desvantagens. Comparando-se a fração de abertura das válvulas de líquido e gás (Figura 23), percebe-se que utilizando o controlador PID a válvula de gás excede minimamente o limite inferior sugerido por Poligon Válvulas Industriais (2014), em contrapartida o controle por bandas mantém a variação da fração de abertura das válvulas com baixas amplitudes, aumentando consideravelmente a vida útil das válvulas.

Já no controle de nível e pressão, o controlador PID teve um resultado ótimo, reduzindo as oscilações a variações menores que 1%. Já o controle por bandas deixou a pressão oscilar entre valores de 6,5 e 9,5bar e o nível foi implementado uma faixa de 1 a 2m, porém observa-se pelos gráficos gerados que a variação de nível retornou erros menores que 1%, isso pode ser explicado pelo fato de que o peso da coluna de líquido é muito menor que pressão do gás dentro do separador, fazendo com que seja praticamente desprezada no cálculo da vazão de líquido na saída.

Observa-se na Tabela 5 uma redução nos erros considerável quando utilizado o controle por bandas, e aliada ao fato de que esta faixa de valores pode ser ajustada pelo próprio programador respeitando os intervalos de segurança do vaso separador, a opção se torna o tipo de controle mais vantajoso para este modelo de simulação.

5 CONCLUSÃO

Duas alternativas para controle de um separador bifásico horizontal foram apresentadas, um modelo com dois controladores PID que otimiza ao máximo as oscilações de nível e pressão dentro do separador e um modelo de controle por bandas que permite as variáveis citadas acima oscilarem em uma faixa segura, objetivando otimizar as variações de abertura das válvulas e a vazão de líquido na saída. Os dois modelos de otimização foram implementados com uma solução alternativa para sintonia dos parâmetros de cada controlador, o algoritmo de otimização meta-heurístico PSO, que buscou entre várias possibilidades de respostas para os parâmetros um valor ótimo que cumprisse todas as restrições e ainda retornasse o menor valor da função objetivo.

Segundo Poligon Válvulas Industriais (2014) a faixa de oscilação da fração de abertura das válvulas ideal para aumentar a vida útil da mesma é entre 30% e 80%. Pode ser visto que o controlador PID ultrapassa minimamente o limite inferior da faixa ideal e o controle por bandas obteve um resultado ótimo em relação a variação da fração de abertura das válvulas. As duas otimizações reduziram consideravelmente a oscilação de nível comparado ao modelo inicial com as válvulas fixas abertas em 50%, a pressão o controlador PID otimizou para valores sem variações a partir do regime permanente e no controle por bandas deixou-se a pressão oscilar entre 6,5 e 9,5 bar. A oscilação na vazão de saída de líquido nos modelos otimizados com controlador PID e controle por bandas foram reduzidos em 23,7% e 27,7%, respectivamente, considerando o modelo inicial apresentado por este trabalho.

Mostrou-se que é necessário a utilização de algum método de controle para o modelo separador horizontal bifásico, os dois modelos propostos por este trabalho tiveram resultados satisfatórios, e o modelo com controle por bandas é o mais viável pela liberdade que o controlador apresenta, visto que a faixa de controle pode ser definida antecipadamente pelo operador de acordo com a necessidade do momento.

Para trabalhos futuros sugere-se uma aproximação mais real de um fluxo na entrada do vaso separador, utilizando modelos propostos na literatura a simulação de um fluxo em golfadas e acoplando-os aos modelos descritos por este trabalho. Devido a dificuldade de encontrar dados sobre as condições reais de vasos separadores, foi utilizado apenas um conjunto de dados. Para um estudo mais aprofundado, segure-se a obtenção de um conjunto maior de dados.

REFERÊNCIAS

- ALAM, M. N. **Codes in matlab for particle swarm optimization**. [S.l.]: ResearchGate, 2016.
- ASHIKAWA, F. H. **Mitigação de golfadas em sistemas offshore utilizando modelo dinâmico simplificado**. Tese (Doutorado) — Universidade de São Paulo.
- CURSO, T. D. C. D. **DIMENSIONAMENTO DE VASO SEPARADOR BIFÁSICO HORIZONTAL**.
- DIACU, F. **Introdução a equações diferenciais: teoria e aplicações**. [S.l.]: LTC, 2004.
- EBERHART, R.; KENNEDY, J. A new optimizer using particle swarm theory. In: IEEE. **Micro Machine and Human Science, 1995. MHS'95., Proceedings of the Sixth International Symposium on**. [S.l.], 1995. p. 39–43.
- GODHAVN, J.-M.; FARD, M. P.; FUCHS, P. H. New slug control strategies, tuning rules and experimental results. **Journal of process control**, Elsevier, v. 15, n. 5, p. 547–557, 2005.
- INDUSTRIAIS., P. V. **A importância de rangeabilidade em válvulas de controle**. [S.l.]: Boletim Comparativo de Rangeabilidade das Válvulas de Controle VEC e Globo., 2014.
- JANSEN, F.; SHOHAM, O.; TAITEL, Y. The elimination of severe slugging—experiments and modeling. **International journal of multiphase flow**, Elsevier, v. 22, n. 6, p. 1055–1072, 1996.
- KINDERMANN, E. **Otimização Meta-Heurística de um Separador Bifásico com Parâmetros Geométricos e de Controle Proporcional**. 2017.
- KREUZBERGER, L. **Avaliação do controlador de erro-quadrático na metodologia de controle por bandas aplicado em um modelo matemático de uma tubulação-separador sob golfadas**. 2011.
- MORGADO, A. et al. Review on vertical gas–liquid slug flow. **International Journal of Multiphase Flow**, Elsevier, v. 85, p. 348–368, 2016.
- NISE, N. S.; SILVA, F. R. da. **Engenharia de sistemas de controle**. [S.l.]: LTC, 2002. v. 3.
- NÓBREGA, D. D. **Equações diferenciais ordinárias e algumas aplicações**. Dissertação (B.S. thesis) — Universidade Federal do Rio Grande do Norte, 2016.
- NUNES, G. C.; MEDEIROS, J. L. de; ARAÚJO, O. d. Q. F. **Modelagem e controle na produção de petróleo: aplicações em MATLAB**. [S.l.]: Blucher, 2010.
- OGATA, K.; SEVERO, B. **Engenharia de controle moderno**. [S.l.]: Prentice Hall do Brasil, 1998.
- PAZ, L. H. **Otimização de controlador de tanque separador bifásico com algoritmo evolucionário**. 2017.
- PETROLEUM, D. O. O. F. O.; OSCILACIONES, A. E. E. A. D. Controle por bandas: Conceitos básicos e aplicação no amortecimento de oscilações de carga em unidades de produção de petróleo. **Bol. téc. Petrobras**, v. 47, n. 2/4, p. 151–165, 2004.

- PINA, A. **Metodologias de Análise, Síntese e Otimização de Sistemas Para Produção de Petróleo Offshore Através de Metamodelos e Enxame de Partículas**. Tese (Doutorado) — Tese de Doutorado, COPPE, Rio de Janeiro, Brasil, 2010.
- RIBEIRO, M. A. **Válvulas de controle e segurança**. [S.l.]: Salvador, 2003.
- RUSCHEINSKY, I. **Estudo e Aplicação de Estratégias de Controle em um Separador de Produção considerando o Regime de Fluxo com Golfadas na Produção de Petróleo**. 2011.
- SAUSEN, A. Modelagem matemática de um sistema tubulação-separador sob regime de fluxo com golfadas e controle de nível considerando um algoritmo de erro-quadrático. **Campina Grande, Paraíba, “Tese de Doutorado**, v. 220, 2009.
- SAUSEN, A.; BARROS, P. Modelo dinâmico simplificado para um sistema encanamento-riser-separador sob regime de fluxo com golfadas. **Trends in Applied and Computational Mathematics**, v. 9, n. 2, p. 341–350, 2008.
- SAUSEN, A. T. Z. R.; SAUSEN, P. S. Aplicação de uma metodologia de controle de nível pi para reduzir os efeitos do fluxo com golfadas na produção de petróleo. **Trends in Applied and Computational Mathematics**, v. 12, n. 1, p. 31–42, 2011.
- SILVA, A. L. M. D. Graduação em engenharia do petróleo.
- SILVA, F. R. d. Estudo de um novo sistema de separação primária de gás-óleo-água para plataformas de petróleo. 2013.
- STORKAAS, E. Stabilizing control and controllability. control solutions to avoid slug flow in pipeline-riser systems. Fakultet for naturvitenskap og teknologi, 2005.
- STORKAAS, E.; SKOGESTAD, S.; GODHAVN, J. Stabilization of severe slugging based on a low-dimensional nonlinear model. **AIChE Journal**, 2002.
- THOWSEN, A. The routh-hurwitz method for stability determination of linear differential-difference systems. **International Journal of Control**, Taylor & Francis, v. 33, n. 5, p. 991–995, 1981.
- TUNING, P. C. Sintonia de controladores regulatórios. **Bol. téc. Petrobras**, v. 46, n. 3/4, p. 383–410, 2003.
- VIEIRA, I. N. **Algoritmos Bio-Inspirados Aplicados à Otimização de Risers Rígidos Em Catenária**. Tese (Doutorado) — Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.
- WILHELMSSEN, M. **Control Structure and Tuning Method Design for suppressing Disturbances in a multi-phase Separator**. Dissertação (Mestrado) — Institutt for teknisk kybernetikk, 2013.
- XIA, X.; GUI, L.; ZHAN, Z.-H. A multi-swarm particle swarm optimization algorithm based on dynamical topology and purposeful detecting. **Applied Soft Computing**, Elsevier, v. 67, p. 126–140, 2018.

Apêndices

APÊNDICE A – RELAÇÕES GEOMÉTRICAS DE VASOS SEPARADORES

A.1 DETERMINAÇÃO DO VOLUME

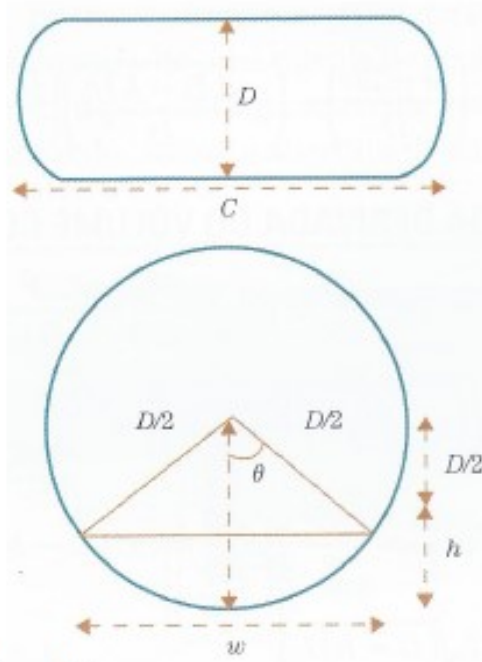


Figura 27 – Vaso separador
Fonte: NUNES, 2010

Considerando o triângulo retângulo descrito na Figura 27, pelo teorema de Pitágoras pode-se escrever a seguinte relação:

$$\left(\frac{D}{2} - h_L\right)^2 + \left(\frac{w}{2}\right)^2 = \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (\text{A.1})$$

Isolando w na Equação A.1 obtém:

$$w = 2\sqrt{(D - h_L)h_L} \quad (\text{A.2})$$

Sabendo que:

$$\text{sen}(\theta) = \frac{w}{2} \quad (\text{A.3})$$

$$\text{cos}(\theta) = \frac{D - 2h_L}{D} \quad (\text{A.4})$$

$$\theta = \arccos\left(\frac{D - 2h_L}{D}\right) \quad (\text{A.5})$$

$$\frac{D}{2} - h_L = \frac{D}{2} \text{cos}(\theta) \quad (\text{A.6})$$

A expressão para área transversal ocupada pelo líquido é igual a área da seção menos a área do triângulo.

$$A = \frac{\theta D^2}{4} - \left(\frac{D}{2}\cos(\theta)\right) \left(\frac{D}{2}\sin(\theta)\right) \quad (\text{A.7})$$

Substituindo, as Eqs. (A.3), (A.4) e (A.5) na equação da área, reorganizando e multiplicando pelo comprimento do vaso separador, a expressão para o volume fica:

$$V = \frac{CD^2}{4} \left[\arccos\left(\frac{D-2h_L}{D}\right) - \left(\frac{2\sqrt{(D-h_L)h_L}}{D}\right) \left(\frac{D-2h_L}{D}\right) \right] \quad (\text{A.8})$$

A.2 DETERMINAÇÃO DA DERIVADA DO VOLUME COM O TEMPO

Sabendo que $V = AC$, então pela Eq. A.7:

$$V = \frac{CD^2}{4} [\theta - \cos(\theta)\sin(\theta)] \quad (\text{A.9})$$

Derivando em relação ao tempo:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{CD^2}{4} \left\{ \frac{d\theta}{dt} - \cos^2\theta \frac{d\theta}{dt} + \sin^2\theta \frac{d\theta}{dt} \right\} \quad (\text{A.10})$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{CD^2}{4} [2\sin^2\theta] \frac{d\theta}{dt} \quad (\text{A.11})$$

Substituindo a Eq. A.3:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{CD^2}{2} \frac{w^2}{D^2} \frac{d\theta}{dt} \quad (\text{A.12})$$

Reorganizando e substituindo a expressão para w .

$$\frac{dV_L}{dt} = 2C(D-h_L)h_L \frac{d\theta}{dt} \quad (\text{A.13})$$

A derivada de θ em relação ao tempo, pode ser escrita como:

$$\frac{d\theta}{dt} = \frac{d}{dt} \left[\arcsen\left(\frac{2\sqrt{(D-h_L)h_L}}{D}\right) \right] \quad (\text{A.14})$$

$$\frac{d\theta}{dt} = \frac{1}{\sqrt{(D-h_L)h_L}} \frac{dh_L}{dt} \quad (\text{A.15})$$

Voltando para a Eq. A.13, encontra-se uma expressão para a derivada do volume em relação ao tempo

$$\frac{dV_L}{dt} = 2C\sqrt{(D-h_L)h_L} \frac{dh_L}{dt} \quad (\text{A.16})$$

Anexos

ANEXO A – TRANSFORMADA DE LAPLACE

$f(t)$	$\mathcal{L}\{f(t)\} = F(s)$
1. $\delta(t)$ (unit impulse)	1
2. $S(t)$ (unit step, $t_0 = 0$)	$\frac{1}{s}$
3. t (ramp)	$\frac{1}{s^2}$
4. $\frac{1}{\tau} e^{-t/\tau}$	$\frac{1}{\tau s + 1}$
5. $\frac{1}{\tau_1 - \tau_2} (e^{-t/\tau_1} - e^{-t/\tau_2})$	$\frac{1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$
6. $\frac{1}{\tau_1} \frac{\tau_1 - \tau_3}{\tau_1 - \tau_2} e^{-t/\tau_1} + \frac{1}{\tau_2} \frac{\tau_2 - \tau_3}{\tau_2 - \tau_1} e^{-t/\tau_2}$	$\frac{\tau_3 s + 1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$
7. $1 - e^{-t/\tau}$	$\frac{1}{s(\tau s + 1)}$
8. $\text{sen } \omega t$	$\frac{\omega}{s^2 + \omega^2}$
9. $\text{cos } \omega t$	$\frac{s}{s^2 + \omega^2}$
10. $\text{sen } (\omega t + \phi)$	$\frac{\omega \cos \phi + s \text{sen } \phi}{s^2 + \omega^2}$
11. $e^{-bt} \text{sen } \omega t$	$\frac{\omega}{(s+b)^2 + \omega^2}$
12. $e^{-bt} \text{cos } \omega t$	$\frac{s+b}{(s+b)^2 + \omega^2}$
13. $f^{(n)}(t)$	$s^n F(s) - s^{n-1} f(0) - \dots - s f^{(n-2)}(0) - f^{(n-1)}(0)$
14. $f(t - t_0) S(t - t_0)$	$e^{-t_0 s} F(s)$

Figura 28 – Tabela de transformada de Laplace.

Fonte: PAZ, 2017

ANEXO B – DIAGRAMA DE BLOCOS

Este Anexo traz os diagramas detalhados apresentados nas figuras (16), (17) e (18). Os blocos FT HI e FT P presente em podem ser vistos nas figuras abaixo:

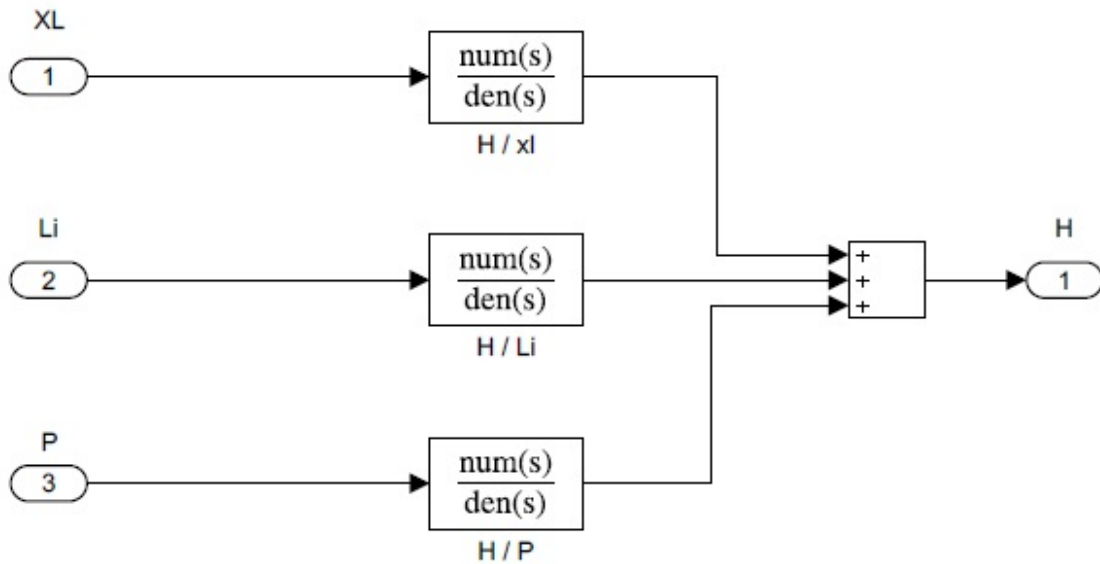


Figura 29 – Bloco FT HI
Fonte: Elaborado pelo autor.

onde as funções de transferências de cada bloco foram deduzidas na Seção 3.1.6.1 e abaixo mostrado como fica no Simulink.

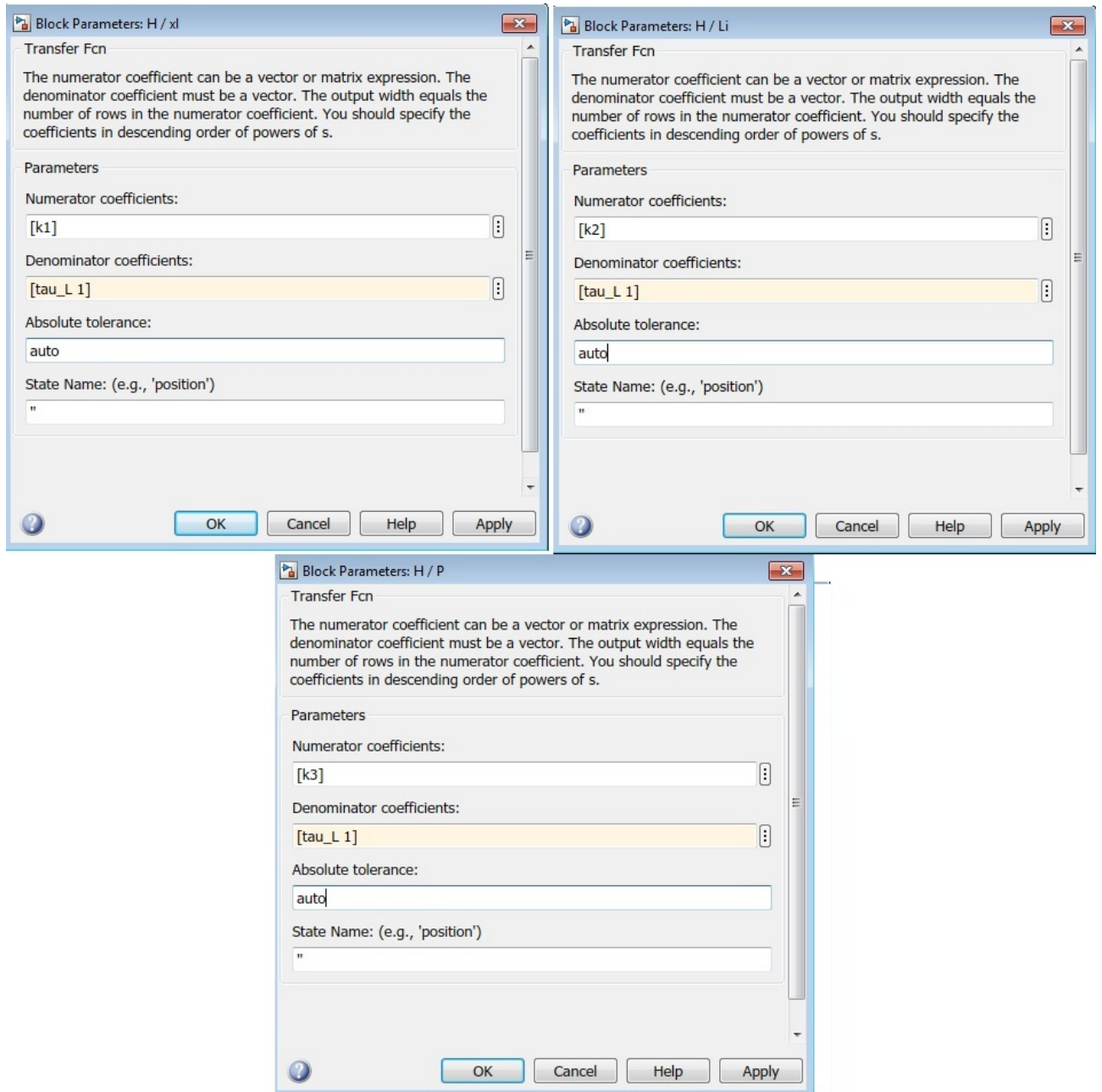


Figura 30 – Funções Transferências dos Blocos
 Fonte: Elaborado pelo autor.

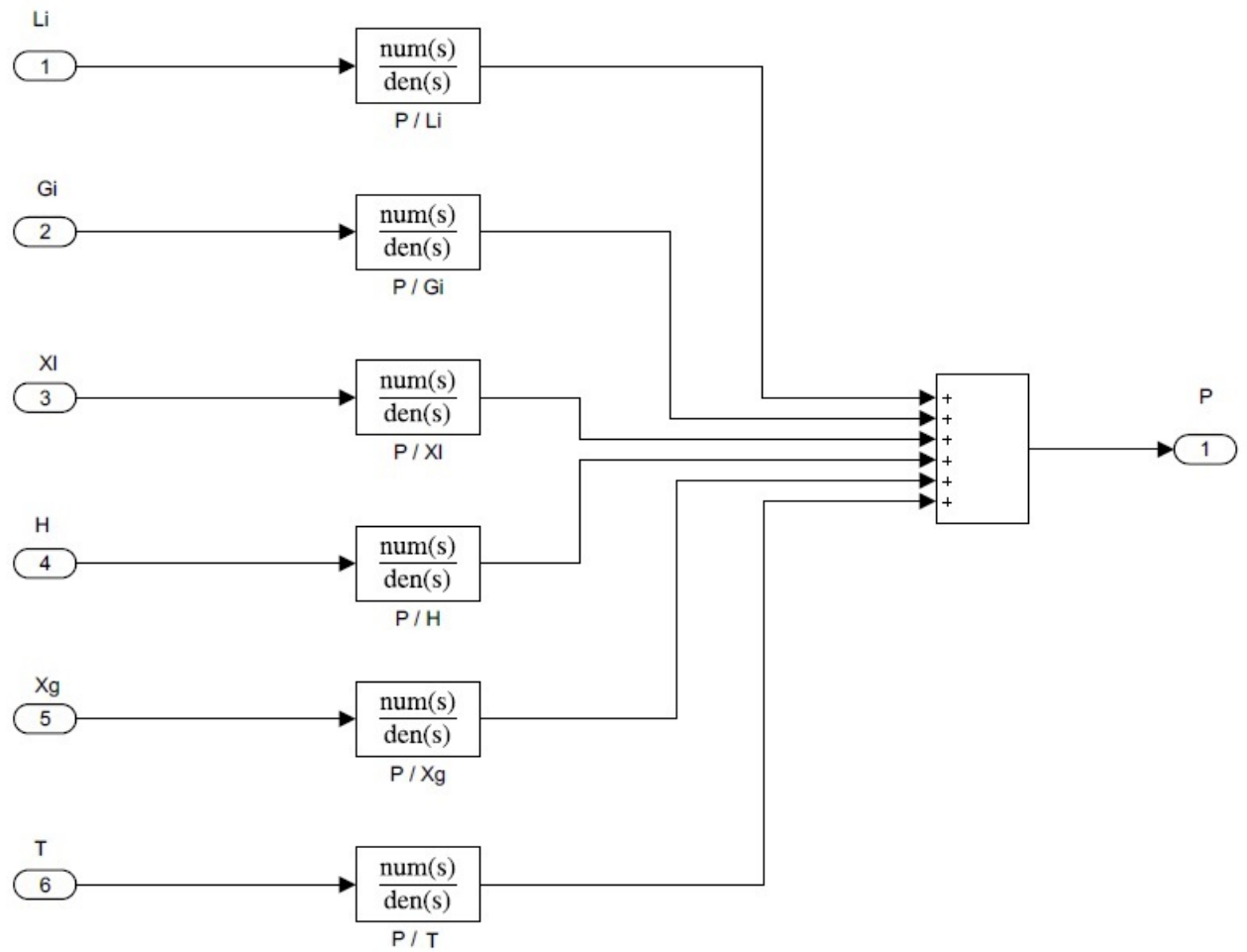


Figura 31 – Bloco FT P
 Fonte: Elaborado pelo autor.

onde as funções de transferências de cada bloco foram deduzidas na Seção 3.1.6.2 e abaixo mostrado como fica no Simulink.

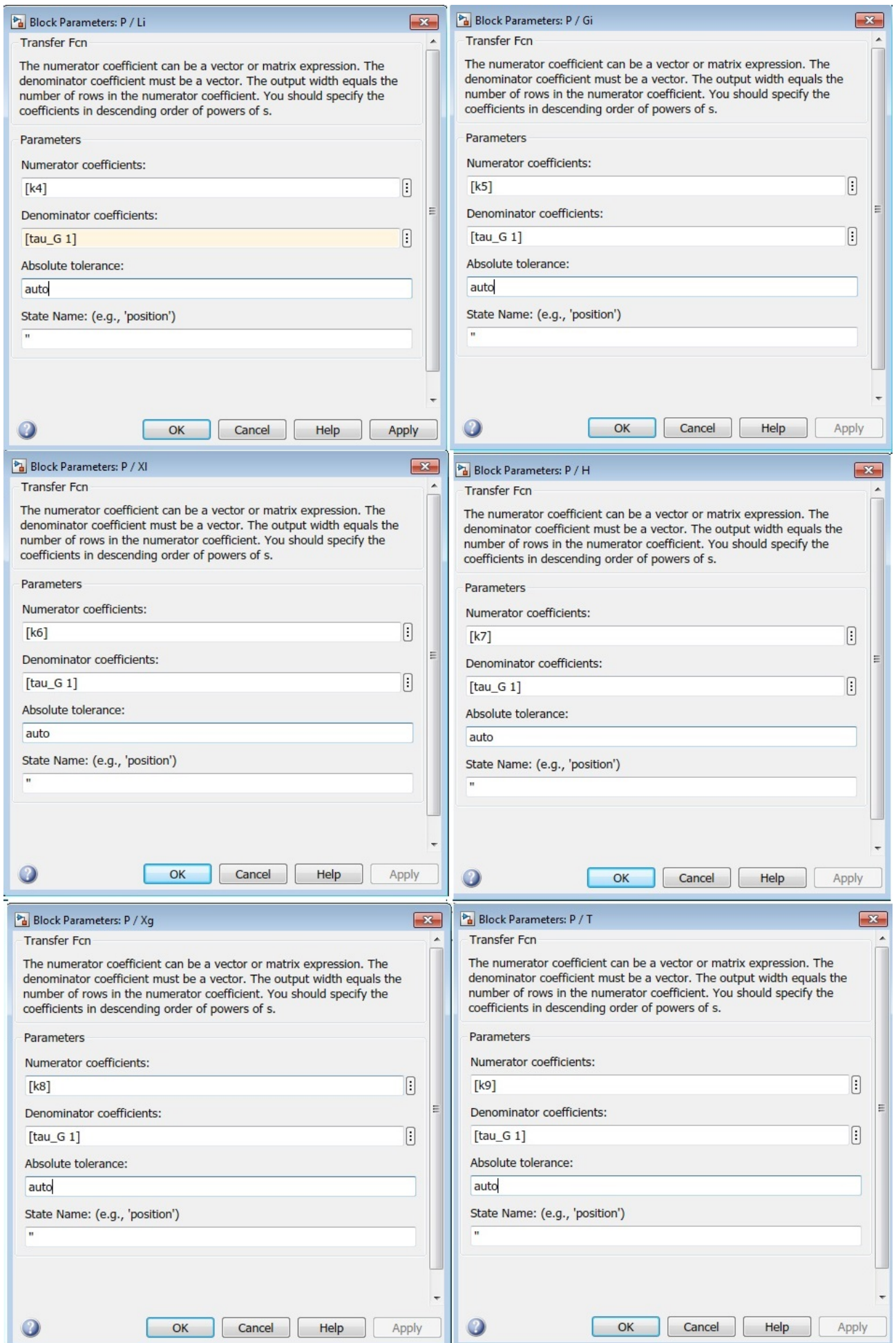


Figura 32 – Funções Transferências dos Blocos

Fonte: Elaborado pelo autor.