

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

ELLEN KINDERMANN

**OTIMIZAÇÃO META-HEURÍSTICA DE UM
SEPARADOR BIFÁSICO COM PARÂMETROS
GEOMÉTRICOS E DE CONTROLE
PROPORCIONAL**

**BALNEÁRIO CAMBORIÚ, SC
2017**

ELLEN KINDERMANN

**OTIMIZAÇÃO META-HEURÍSTICA DE UM
SEPARADOR BIFÁSICO COM PARÂMETROS
GEOMÉTRICOS E DE CONTROLE
PROPORCIONAL**

Projeto para desenvolvimento do Trabalho de Conclusão de Curso, como requisito parcial para a obtenção do grau e Bacharel em Engenharia de Petróleo do curso correspondente ofertado pela Universidade do Estado de Santa Catarina.

Orientador: Aníbal Alexandre Campos Bonilla, Dr.

ELLEN KINDERMANN

**OTIMIZAÇÃO META-HEURÍSTICA DE UM SEPARADOR BIFÁSICO COM
PARÂMETROS GEOMÉTRICOS E DE CONTROLE PROPORCIONAL**

Trabalho de Conclusão do Curso de Engenharia de Petróleo do Centro de Educação Superior da Foz do Itajaí da Universidade Estadual de Santa Catarina, Bacharel em Engenharia de Petróleo na área de controle e automação.

Banca Examinadora

Orientador:

Prof. Dr. Aníbal Alexandre Campos Bonilla
Universidade do Estado de Santa Catarina

Co-orientador:

Prof. Msc. Claudio Gargioni Schuch
Universidade do Estado de Santa Catarina

Membro:

Prof. Dr. Oseias Alves Pessoa
Universidade do Estado de Santa Catarina

Membro:

Prof. Dra. Débora Cristina Brandt
Universidade do Estado de Santa Catarina

RESUMO

Entre os desafios tecnológicos presentes na produção *offshore*, destacam-se a necessidade de projetar corretamente os separadores primários de produção. Estas unidades estão sujeitas a perturbações em alta frequência e amplitude: além de promover a separação das fases, os separadores devem amortecer as oscilações de produção. Neste cenário, o correto dimensionamento e sintonização das malhas de controle tornam-se parte crucial do projeto de produção. O objetivo principal deste trabalho é encontrar a relação geométrica ótima, dada pela razão comprimento/diâmetro, de um separador cilíndrico gás/líquido sob regime de golfadas severas. A modelagem do processo baseia-se em princípios de balanço de massa, com posterior aplicação de um controle proporcional em malha *multiloop* utilizando o software MATLAB/Simulink®. A busca dos parâmetros ótimos foram através da técnica de Otimização por Enxame de Partículas (PSO), tal algoritmo foi implementado de forma a encontrar os parâmetros que melhor amortecem as variações de nível e pressão nos separadores, de acordo com as restrições estabelecidas.

Palavras-chave: Separador Bifásico. Otimização Geométrica. Modelagem Matemática. Modelagem de Controle. Golfadas.

ABSTRACT

Correctly design the primary production separators are among the technological challenges for offshore production. These units are subject to disturbances in frequency and amplitude, that is: besides promoting the separation of the phases, the separators must dampen the production oscillations. In this scenario, proper sizing and controller tuning become a crucial part of the production design. The main objective of this work is to find the optimal geometric relation, given by the length / diameter ratio, of a liquid-gas separator under riser slugging. The modeling is done using the mass balance principles, with the subsequent application of a proportional control in a multiloop process using MATLAB / Simulink ® software. The search for the optimal parameters was through the Particle Swarm Optimization (PSO) optimization technique, such algorithm was implemented in order to find the parameters that best dampened the variations of level and pressure in the separators, according to the established restrictions.

Key-words: Gas/Oil Separator. Geometrical Optimization. Mathematical Modeling. Control Modeling. Riser Slugging.

LISTAS DE FIGURAS

FIGURA 1 — DESCRIÇÃO SIMPLIFICADA DE UM SISTEMA DE CONTROLE.	15
FIGURA 2 – REPRESENTAÇÃO EM DIAGRAMA DE BLOCO DE UM SISTEMA DE CONTROLE.....	16
FIGURA 4 – REPRESENTAÇÃO ENTRADA-SAÍDA EM DIAGRAMA DE BLOCOS.....	17
FIGURA 5 – DIAGRAMAS DE BLOCOS DE SISTEMAS DE CONTROLE: (A) SISTEMA EM MALHA ABERTA; (B) SISTEMA EM MALHA FECHADA.	18
FIGURA 6 – CONTROLES <i>MIMO</i> : (A) SEPARADOR GÁS-LÍQUIDO; (B) PROCESSO <i>MIMO</i> GENÉRICO(2X2).....	22
FIGURA 7 - ESQUEMA <i>MULTILOOP</i> 2X2 E MALHA DE CONTROLE <i>FEEDBACK</i> OCULTO (LINHAS ESPESSAS).....	23
FIGURA 8 - LUGAR GEOMÉTRICO POLOS ESTÁVEIS	24
FIGURA 9 - ESQUEMA SIMPLIFICADO DE UM POSSÍVEL ARRANJO DE PLANTA TRIFÁSICA.	29
FIGURA 10 - RISERS DE PRODUÇÃO.....	30
FIGURA 11 - CICLO DE FORMAÇÃO DE GOLFADAS SEVERAS.	31
FIGURA 12 - SEPARADOR BIFÁSICO HORIZONTAL: SUAS SEÇÕES E DISPOSITIVOS INTERNOS.	33
FIGURA 13 – CONTROLE PID DE SEPARADOR BIFÁSICO EM PLANTA COM DOIS ESTÁGIOS DE SEPARAÇÃO.....	34
FIGURA 14 - VÁLVULA DE CONTROLE COM ATUADOR PNEUMÁTICO.	36
FIGURA 15 – CONSTRUÇÃO DE UM MODELO SIMULINK COM RESPECTIVO RESULTADO DA SIMULAÇÃO.....	41
FIGURA 16 - MALHA DE CONTROLE DO SEPARADOR BIFÁSICO (SEM PERTUBAÇÕES), ELABORADA NO SIMULINK.	54
FIGURA 17 - ALIMENTAÇÃO DE LÍQUIDO E GÁS PARA O SEPARADOR BIFÁSICO.	56
FIGURA 18 - INTERFACE <i>MAIN</i> PSO.....	57
FIGURA 19 – PARÂMETROS ÓTIMOS: ABERTURAS DAS VÁLVULAS DE DESCARGA.	59
FIGURA 20 - PARÂMETROS ÓTIMOS (MANIPULADOS): VARIAÇÕES DE SAÍDA.....	60
FIGURA 21 – COMPARAÇÃO DAS VARIAÇÕES TOTAIS OBSERVADAS.....	62

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - IDENTIFICAÇÃO DOS TERMOS DO PSO.	43
TABELA 2 - TAMANHOS E PRESSÕES DE TRABALHO COMUNS DE SEPARADORES HORIZONTAIS BIFÁSICOS.	45
TABELA 3 - DADOS DE ENTRADA MATLAB/SIMULINK.	56
TABELA 4 - COMPARAÇÃO DE RESULTADOS.	61

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	9
1.1	JUSTIFICATIVA	10
1.2	OBJETIVOS	11
1.2.1	Geral	11
1.2.2	Específicos	11
1.3	ESTRUTURA DO TRABALHO	11
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	12
2.1	FERRAMENTAS MATEMÁTICAS	12
2.1.1	Solução de Equações Diferenciais por Transformada de Laplace	12
2.1.2	Linearização de Sistemas por Expansão em Série de Taylor	13
2.2	SISTEMAS DE CONTROLE	15
2.2.1	Funções de Transferência	16
2.2.2	Tipos de Controle	17
2.2.3	Controlador PID	19
2.2.3.1	Controlador Proporcional (P)	20
2.2.4	Controle <i>Multiloop</i> e Multivariável	21
2.2.5	Estabilidade	23
2.2.6.1	Crítério de Estabilidade de Routh-Hurwitz	25
2.2.6.2	Estabilidade de Sistemas <i>Multiloop</i>	26
2.3	PLANTA DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO	27
2.3.1	Escoamento Intermitente (Golfadas)	29
2.3.2	Separador bifásico	32
2.3.3	Válvulas de Controle	35
2.3.3.1	Tipos de Válvulas de Controle	36
2.3.3.2	Relações Matemáticas	37

2.3.3.3	Rangeabilidade	39
2.3.3.4	Desgaste Mecânico	39
3	PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS	40
3.1	MATLAB/SIMULINK	40
3.2	OTIMIZAÇÃO POR ENXAME DE PARTÍCULAS (PSO).....	41
3.2.1	Algoritmo PSO.....	42
3.3	COEFICIENTE GEOMÉTRICO RCD	44
4	MODELAGEM E IMPLEMENTAÇÃO.....	45
4.1	MODELO DO SEPARADOR BIFÁSICO	45
4.1.1	Fase Líquida	46
4.1.2	Fase Gasosa	49
4.2	FLUXOGRAMA DO PROCESSO E ESTABILIDADE DA MALHA	53
4.2.1	GARANTIA DA ESTABILIDADE.....	55
4.3	PERTURBAÇÕES.....	55
4.4	DADOS DE ENTRADA	56
4.4.1	MATLAB/SIMULINK.....	56
4.4.2	OTIMIZADOR PSO	57
5	RESULTADOS OTIMIZAÇÃO	59
6	CONSIDERAÇÕES FINAIS	63
7	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	64

1 INTRODUÇÃO

Até 2023, a produção de petróleo atingirá cerca de 5 milhões de barris por dia. Deste montante, dois terços serão extraídos do pré-sal, segundo informações do Plano Decenal de Energia, da Empresa de Pesquisa Energética (EPE), divulgado em setembro de 2014.

Para dar conta de concretizar tais metas, as empresas precisam estar preparadas para vencer o desafio de explorar em águas cada vez mais profundas. Para José Eduardo Garcia, gerente geral da Petrobras na Bacia de Santos, estarão à frente as empresas que investirem em inovação e planejamento para reduzir custos e aumentar a eficiência nas operações em profundidades cada vez maiores (DOMINGUES, 2017)

A descoberta de novos poços cada vez mais distantes da costa terrestre e em águas superprofundas gerou a necessidade de linhas com quilômetros de extensão. Nestas tubulações, devido as suas possíveis geometrias, podem ocorrer a formação de golfadas, instabilidades preocupantes na produção do petróleo. Elas se caracterizam como um fluxo irregular e severo, com oscilações de pressão e vazão. (RIBEIRO; DAMAS, 2013)

A necessidade de projetar corretamente os equipamentos destaca-se entre os desafios tecnológicos. O projeto de plantas *offshore* deve contemplar a natureza essencialmente dinâmica dos processos envolvidos. O estado dinâmico decorre do fato 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)

É neste contexto que se destaca a necessidade de um bom dimensionamento e controle daqueles equipamentos que recebem os fluidos oriundos dos poços. Uns dos primeiros equipamentos a receber essa carga são os separadores gravitacionais, objeto de estudo deste trabalho.

O método empregado neste trabalho é o algoritmo meta-heurístico denominado Otimização por Enxame de Partículas (*Particle Swarm Optimization* – PSO) para encontrar a relação geométrica ótima e os melhores parâmetros de sintonia deste equipamento, de acordo com as restrições impostas, sob um regime de golfadas.

Assim como as demais otimizações heurísticas, a otimização metaheurística visa encontrar a solução ótima utilizando um razoável grau de recursos computacionais e flexibilidade controlada. A diferença consiste no uso de combinação de uma ou mais abordagens heurísticas para explorarem de forma conjunta o espaço de soluções. Para isso, na maioria dos casos, eles se inspiram em diversas áreas como física, biologia e ciências sociais (CARACIOLO, 2008).

1.1 JUSTIFICATIVA

Os fluidos que chegam dos poços às plataformas *offshore* de produção de petróleo ainda não se encontram adequados à utilização ou exportação. Por conseguinte, tais plataformas apresentam plantas de processamento para separação do óleo, gás e água produzidos. A qualidade desta separação no local de extração é crucial para a lucratividade do empreendimento.

Contudo, a qualidade da separação e o bom desempenho da produção em geral podem ser prejudicados por instabilidades dinâmicas conhecidas como golfadas. Frequente em linhas de produção de poços de petróleo, as golfadas consistem em fluxos variados ou irregulares de gás e líquido.

As golfadas geram perturbações na planta que costumam ser responsáveis por perda de produção e, às vezes, até mesmo por paradas não programadas. Elas causam flutuações em diversos parâmetros da produção como flutuações no nível dos vasos, nas vazões e nas pressões dos equipamentos afastando-os dos valores de projeto. Além disso, propagam-se para equipamentos à jusante, dificultando ainda mais o controle (VAZ, 2009).

A solução mais simples a este problema é a restrição manual da válvula *choke* de superfície, porém, esta manobra reduz a vazão de produção, especialmente em campos em que a pressão de reservatório é relativamente baixa. Portanto, é desejável uma solução que estabilize o fluxo e garanta a maior produção possível. É neste cenário que se torna importante a função de absorver golfadas dos vasos separadores. (RIBEIRO; DAMAS, 2013).

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Geral

Através da aplicação da Otimização por Enxame de Partículas, determinar a relação ótima de comprimento/diâmetro de separadores horizontais bifásicos sujeitos ao regime de golfadas severas que forneça as menores variações de pressão e nível e atenda aos requisitos das válvulas de controle,

1.2.2 Específicos

- Estudar a modelagem de separadores bifásicos gravitacionais.
- Estabelecer, em malha de controle fechada com controladores proporcionais, as saídas de pressão e nível do tanque.
- Avaliar se o controle se mostra eficaz para distúrbios nas vazões de entrada por meio de simulações.
- Utilizar algoritmo de meta-heurístico para otimização tanto da relação geométrica comprimento/diâmetro quanto dos parâmetros dos controladores proporcionais utilizados.
- Verificar se a faixa de rangeabilidade das válvulas de controle definidas é atendida.
- Avaliar a conformidade dos resultados.

1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho está organizado em cinco capítulos. O primeiro capítulo introduz o objeto de trabalho. O segundo capítulo materializa a revisão bibliográfica dos temas abordados. O terceiro capítulo apresenta os procedimentos metodológicos empregados com maior ênfase no otimizador. O quarto capítulo explicita a modelagem dinâmica de um separador bifásico horizontal, as perturbações, o fluxograma do processo e estabilidade do controle.

O quinto capítulo expõe os resultados e discussões obtidos através da otimização. Finalmente, o sexto capítulo explana as conclusões deste trabalho.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 FERRAMENTAS MATEMÁTICAS

2.1.1 Solução de Equações Diferenciais por Transformada de Laplace

O ponto de partida da maioria das técnicas de análise de controle é a representação do modelo por equações diferenciais ordinárias (EDO) lineares ou linearizadas. De papel fundamental nos conceitos e técnicas de controle de processos, a Transformada de Laplace é um procedimento que permite a transformação de equações diferenciais ordinárias em equações algébricas no espaço s .

Para $t > 0$, a Transformada de Laplace de uma função, $f(t)$, é definida como

$$F(s) = \mathcal{L}[f(t)] = \int_0^{\infty} f(t)e^{-st} dt \quad (1)$$

onde $f(t)$ é a função, no domínio do tempo, que será transformada, \mathcal{L} é o símbolo e $F(s)$ o operador da Transformada de Laplace. A *transformada inversa de Laplace* (\mathcal{L}^{-1}) opera na função $F(s)$ e converte de volta a função no tempo correspondente, $f(t)$.

O método consiste, então, nas seguintes etapas:

- Aplicar a Transformada de Laplace em ambos lados da equação diferencial;
- Rearranjar a equação algébrica resultante em termos da variável independente s ;
- Execução da transformada inversa para obter resolução da EDO.

Existem diversas referências com tabelas de Transformadas de Laplace, em que as transformadas e inversões são obtidas diretamente. O uso da

transformada simplifica as manipulações matemáticas necessárias para obtenção da solução.

Exemplo 1. Deseja-se resolver a seguinte equação diferencial ordinária:

$$\frac{dy}{dt} - 5y = 3, \quad y(0) = 1 \quad (2)$$

Aplicando a Transformada de Laplace em cada membro da equação:

$$\mathcal{L}\left\{\frac{dy}{dt}\right\} - 5\mathcal{L}\{y\} = \mathcal{L}\{3\} \quad (3)$$

Tomando $Y(s) = \mathcal{L}\{y\}$ e sabendo que $\mathcal{L}\{dy/dt\} = sY(s) - y(0)$, $\mathcal{L}\{3\} = 3/s$ e $y(0) = 1$:

$$sY(s) - 1 - 5Y(s) = \frac{3}{s} \quad (4)$$

Isolando $Y(s)$ e aplicando a transformada inversa:

$$\mathcal{L}^{-1}\{Y(s)\} = \mathcal{L}^{-1}\left\{\frac{s+3}{s(s-5)}\right\} \quad (5)$$

Assim:

$$y(t) = -\frac{3}{5} + \frac{8}{5}e^{5t} \quad (6)$$

2.1.2 Linearização de Sistemas por Expansão em Série de Taylor

Grande parte dos métodos de solução das equações diferenciais são para sistemas lineares. Contudo, existe uma vasta quantidade de comportamentos dinâmicos que dependem de maneira não-linear das variáveis de processo. Para utilizar as técnicas de análise quando o sistema é não-linear, recorre-se à modelos lineares aproximados que são obtidos analiticamente pelo método chamado “linearização”. O mais utilizado se baseia na expansão em Série de Taylor de funções não lineares em torno do ponto de operação.

Dado um modelo dinâmico não-linear derivado de princípios de balanço de materiais e de energia:

$$\frac{dy}{dt} = f(y, u) \quad (7)$$

onde y é a saída e u a entrada do sistema. Expandindo-se os termos não-lineares em série de Taylor em torno dos pontos de operação no estado estacionário (\bar{y}, \bar{u}) e desprezando os termos de ordem superior, tem-se:

$$f(y, u) \cong f(\bar{y}, \bar{u}) + \left. \frac{df}{dy} \right|_{(\bar{y}, \bar{u})} (y - \bar{y}) + \left. \frac{df}{du} \right|_{(\bar{y}, \bar{u})} (u - \bar{u}) \quad (8)$$

Por definição, as condições de regime estacionário correspondem a $f(\bar{y}, \bar{u}) = 0$. Adotando a notação em variáveis de desvio $y' = y - \bar{y}$ e $u' = u - \bar{u}$ e substituindo $dy'/dt = dy/dt$, obtém-se a equação diferencial linearizada em termos de y' e u' :

$$f(y, u) \cong \left. \frac{df}{dy} \right|_{(\bar{y}, \bar{u})} y' + \left. \frac{df}{du} \right|_{(\bar{y}, \bar{u})} u' \quad (9)$$

Exemplo 2. Linearização da equação resultante do balanço de massa de um tanque de armazenamento de líquido:

$$A \frac{dh}{dt} = q_i - C_V \sqrt{h} \quad (10)$$

$$f(q_i, h) = q_i - C_V \sqrt{h} \quad (11)$$

onde A é a área transversal do tanque, q_i a vazão volumétrica de entrada, C_V o coeficiente de vazão da válvula de descarga e h o nível do tanque. Linearizando em torno das condições de regime estacionário $(\bar{q}_i$ e $\bar{h})$:

$$f(q_i, h) \cong \left. \frac{df}{dq_i} \right|_{\bar{q}_i, \bar{h}} (q_i - \bar{q}_i) + \left. \frac{df}{dh} \right|_{\bar{q}_i, \bar{h}} (h - \bar{h}) \quad (12)$$

$$f(q_i, h) \cong (q_i - \bar{q}_i) - \frac{C_V}{2\sqrt{\bar{h}}} (h - \bar{h}) \quad (13)$$

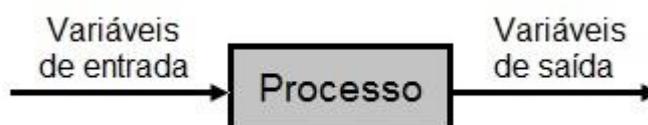
Adotando a notação em variáveis de desvio, obtém-se a seguinte equação linearizada:

$$A \frac{dh}{dt} = q_i' - \frac{C}{2\sqrt{\bar{h}}} h' \quad (14)$$

2.2 SISTEMAS DE CONTROLE

Segundo Nice (2013), um sistema de controle consiste em subsistemas e processos (ou plantas) construídos com o objetivo de se obter uma saída desejada com um desempenho desejado, a partir de uma entrada especificada. A Figura 1 mostra um sistema de controle em sua forma mais simples, na qual recebe entradas e produz saídas como resposta a essas entradas.

Figura 1 — Descrição simplificada de um sistema de controle.



Fonte: Elaborada pela autora.

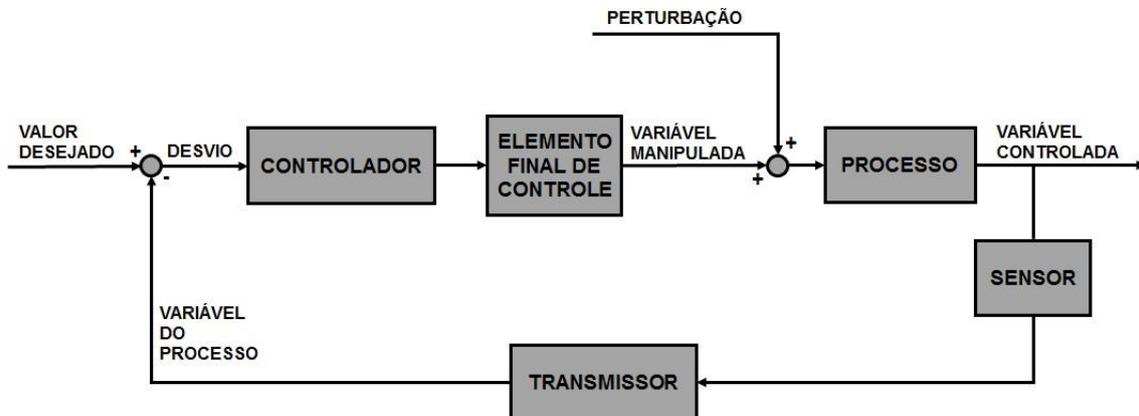
Perturbações conhecidas e desconhecidas causam alterações nas condições do processo. O sistema de controle deve garantir que o processo seja mantido dentro das condições de operação desejadas perante essas perturbações de forma segura e eficiente, enquanto satisfaz requisitos ambientais e de qualidade. A eficiência dessa operação envolve conceitos como o de estabilidade e o de um comportamento dinâmico conveniente.

Em larga escala, como em plantas de processo de refinarias, milhares de variáveis de processo como composições, temperaturas e pressões são medidas e devem ser controladas. Um grande número de variáveis de processo (geralmente vazões) podem ser utilizadas para esse propósito. Controles com sistema de realimentação ou “*feedback*” comparam medições com os valores desejados e então ajustam as variáveis controladas de acordo (SEBORG et al., 2011).

Para facilitar a análise de sistemas e mostrar as funções desempenhadas por seus componentes, utiliza-se a representação de “Diagrama de Blocos” que consiste numa representação das funções desempenhadas por cada componente e do fluxo de sinais de um determinado sistema de controle. Assim, conforme pode ser visto na Figura 2, os componentes principais são representados por blocos e são integrados por meio de linhas que indicam os sentidos de fluxos de sinais entre os blocos. Estes diagramas são, então

utilizados para representar as relações de dependência entre as variáveis que interessam à cadeia de controle. (OLIVEIRA, 1999)

Figura 2 – Representação em Diagrama de Bloco de um Sistema de Controle.



Fonte: Adaptado de OLIVEIRA, 1999.

2.2.1 Funções de Transferência

Funções de transferência caracterizam a relação dinâmica de duas variáveis de processo no domínio s de Laplace, uma variável dependente (ou variável de saída) e uma independente (ou variável de entrada). Elas permitem combinar algebricamente equações diferenciais de subsistemas para produzir uma representação global do sistema.

Dado o sistema linear representado pela Equação 15, sua respectiva função de transferência é definida como a Transformada de Laplace da saída (resposta do sistema) sobre a Transformada de Laplace da entrada (excitação ou perturbação do sistema), admitindo-se todas as condições iniciais iguais a zero (NUNES et al., 2010).

$$\begin{aligned}
 a_n \frac{d^n y(t)}{dt} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} y(t)}{dt} + \dots + a_1 \frac{dy(t)}{dt} + a_0 y(t) \\
 = b_m \frac{d^m u(t)}{dt} + b_{m-1} \frac{d^{m-1} u(t)}{dt} + \dots + b_0 u(t); \quad (n \geq m)
 \end{aligned}
 \tag{15}$$

onde:

$y(t)$ é a saída;

$u(t)$ é a entrada;

a_i e b_i são os coeficientes a_i e b_i que representam o sistema.

A função de transferência deste sistema é obtida transformando, primeiramente, a EDO para o domínio de Laplace:

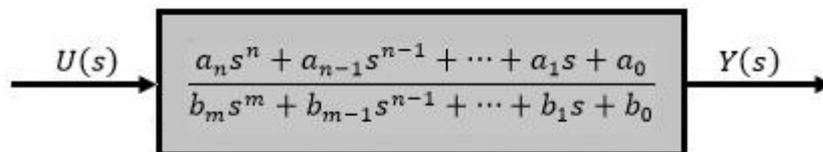
$$\begin{aligned} a_n s^n Y(s) + a_{n-1} s^{n-1} Y(s) + \dots + a_1 s Y(s) + a_0 Y(s) \\ = b_m s^m U(s) + b_{m-1} s^{m-1} U(s) + \dots + b_0 U(s); \quad (n \geq m) \end{aligned} \quad (16)$$

Rearranjando, de forma a obter a razão entre a saída e a entrada, obtém-se a função de transferência, $G(s)$, que mapeia a entrada $u(t)$ com a saída $y(t)$:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0}{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_1 s + b_0} \quad (n \geq m) \quad (17)$$

A Figura 3 expõe a representação por meio de diagrama de blocos da função de transferência $G(s)$, com a entrada à esquerda e a saída à direita.

Figura 3 – Representação entrada-saída em diagrama de blocos.



Fonte: Elaborada pela autora.

Nota-se a possibilidade de obter a saída, $Y(s)$, utilizando a relação:

$$Y(s) = U(s)G(s) \quad (18)$$

A solução no domínio de Laplace consiste agora em, uma vez definida a função de perturbação $u(t)$, calcular a Transformada Inversa de Laplace da Equação 18:

$$y(t) = \mathcal{L}^{-1}\{Y(s)\} \quad (19)$$

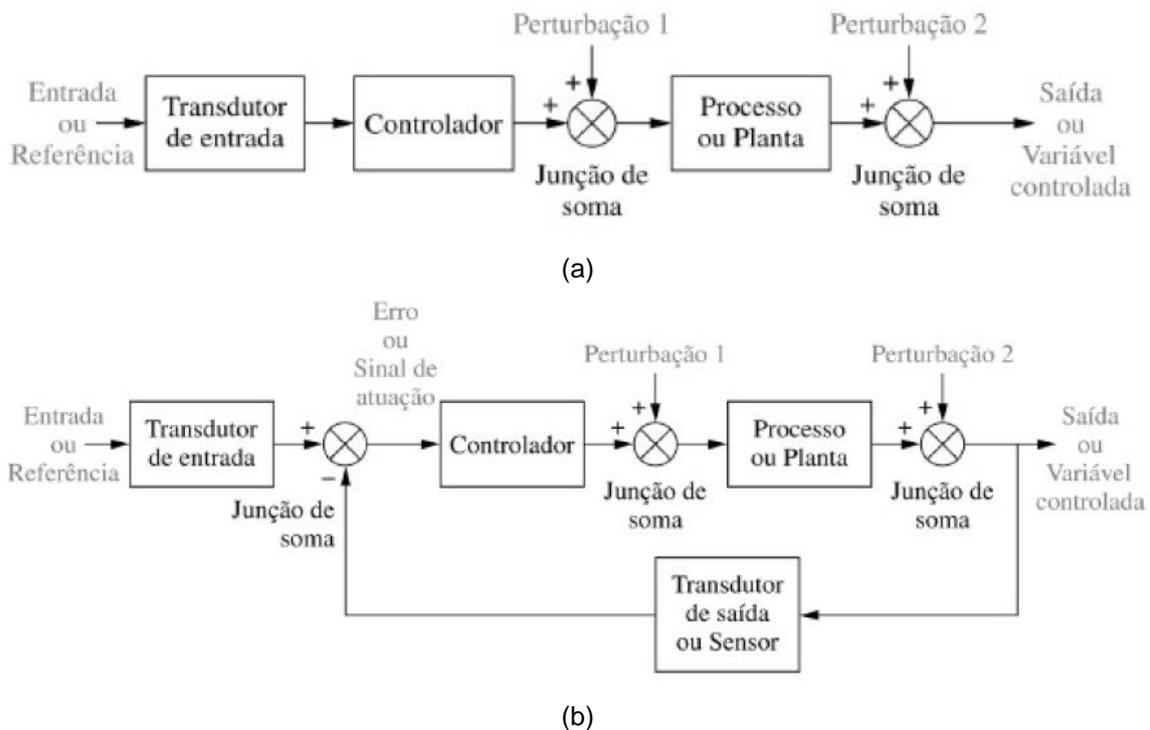
2.2.2 Tipos de Controle

Os sistemas de controle podem ser de malha aberta ou malha fechada. A diferença está na ação de controle, componente responsável pela ativação do sistema para produzir a saída.

Os sistemas de controle em malha aberta são simples e baratos, dado que a ação de controle independe da saída, ou seja, a saída não tem efeito na

ação de controle. Neste caso, conforme mostrado na Figura 4a, a saída não é medida e nem comparada com a entrada. Um exemplo prático deste tipo de sistema é a máquina de lavar roupa. Após ter sido programada, as operações de molhar, lavar e enxaguar são feitas baseadas nos tempos pré-determinados. Assim, após concluir cada etapa, a máquina não verifica se a operação foi efetuada de forma correta (por exemplo, após enxaguar, não verifica se a roupa está totalmente limpa) (OLIVEIRA, 1999).

Figura 4 – Diagramas de blocos de sistemas de controle: (a) sistema em malha aberta; (b) sistema em malha fechada.



Fonte: NICE, 2013.

Contudo, esse tipo de sistema não compensa as possíveis variações internas da planta, nem as perturbações externas inerentes a um processo industrial. Visando eliminar estes problemas, pode-se implementar um controle automático por meio de uma malha fechada ou com retroalimentação (*feedback*). Surge a figura do “controlador”, que compara o valor desejado com o valor medido, e se houver um desvio entre estes valores, manipula a sua saída de forma a eliminar este desvio ou erro. 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, 2006)

A Figura 4b mostra um esquema de sistema em malha fechada. Um exemplo prático de controle com retroalimentação é o controlador de temperatura em geladeiras: um termostato mede a temperatura interna, caso esta fique acima daquela pré-estabelecida (devido a temperatura externa ou a inserção de algum alimento quente dentro da geladeira), o sensor envia a informação para o controlador de forma a comandar o motor que por sua vez faz circular gás nas serpentinas que retiram calor interno da geladeira reduzindo até retornar à temperatura desejada.

Em contrapartida, os sistemas em malha fechada apresentam maior tendência para oscilação e instabilidade. Ao tentar corrigir os erros, o controlador pode causar oscilações de amplitudes crescentes, instabilizando a planta. Um sistema estável pode ser instável em malha fechada, se os parâmetros não forem escolhidos adequadamente (JUNIOR, 2016).

2.2.3 Controlador PID

Conforme Araújo (2010), controladores PID são controladores que atuam em função do erro de controle definido por:

$$e(t) = r(t) - c_m(t) \quad (20)$$

onde $r(t)$ é o valor de referência para a variável controlada (*setpoint*) e $c_m(t)$ é a variável controlada medida pelo elemento final de controle (o sensor).

Na sua atuação, o controlador PID emprega três ações de controle baseadas no sinal de erro: Proporcional (P), Integral (I) e Derivativa (D). Essas ações são usadas de forma isolada (P) ou combinadas (PI, PD ou PID) e estão descritas na Equação 21 pela lei de controle PID, na forma paralela ideal:

$$p'(t) = K_C \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (21)$$

onde K_C , τ_I e τ_D são denominados de *Parâmetros de Sintonia* e ponderam a contribuição dos respectivos termos na atuação do controlador PID e $p(t)$ está sob forma de variável de desvio (NUNES et al., 2010):

$$p'(t) = p(t) - \bar{p} \quad (22)$$

onde \bar{p} é o sinal de controle na ausência de erro, e $p(t)$ representa o valor da saída do controlador. Aplicando-se a Transformada de Laplace à Equação 21, obtém-se a função de transferência do controlador PID ideal:

$$G_C(s) = \frac{P'(s)}{E(s)} = K_C \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \quad (23)$$

As ações integral, proporcional e derivativa podem ser interpretadas como ações baseadas no passado (integral), no presente (proporcional) e no futuro (derivativa) (ASTRÖM, 2002).

2.2.3.1 Controlador Proporcional (P)

Escolhido para ser o controlador utilizado no desenvolvimento deste trabalho, sua ação é diretamente proporcional ao erro de controle. Campos (2006) cita que o fator multiplicativo (K_C) é conhecido como o ganho do controlador. A Equação 24 se trata da equação da saída do controlador Proporcional, onde a saída, $p(t)$, define realmente a posição, por exemplo, de uma válvula, entre 0% (fechada) e 100% (aberta).

$$p(t) = \bar{p} + K_C e(t) \quad (24)$$

onde

$p(t)$ é a saída do controlador;

\bar{p} é o valor da saída no regime permanente;

K_C é o ganho do controlador.

O valor no regime permanente, \bar{p} , pode ser ajustado, procedimento conhecido como *manual reset*. Como a saída do controlador é igual a \bar{p} quando o erro é zero, ajusta-se \bar{p} de modo que a saída do controlador, e consequentemente a variável manipulada, estejam em seus valores estacionários quando o erro for nulo. Por exemplo, se o elemento final de controle for uma válvula de controle, \bar{p} é ajustado de modo que a vazão através da válvula seja igual a nominal, valor de estado estacionário quando $e = 0$. O controlador K_C é ajustável e geralmente ajustado (*tuned*) após o controlador ter sido instalado (SEBORG et al., 2011).

Sua função de transferência resume-se a:

$$G_C(s) = K_C \quad (25)$$

O sinal do ganho determina a ação do controlador. Para ganhos positivos, o controlador é dito de *ação reversa* (a saída do controlador aumenta com a redução do sinal da variável medida). Caso contrário, o controlador é dito de *ação direta*. Em geral, em controladores lógicos programáveis (CLPs), escolhe-se a ação pela definição do erro (NUNES et al., 2010):

$$\begin{aligned} e(t) &= r(t) - c_m(t) \quad , \quad \textit{reversa} \\ e(t) &= c_m(t) - r(t) \quad , \quad \textit{direta} \end{aligned} \quad (26)$$

O controlador proporcional é atrativo devido sua simplicidade. Entretanto, 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).

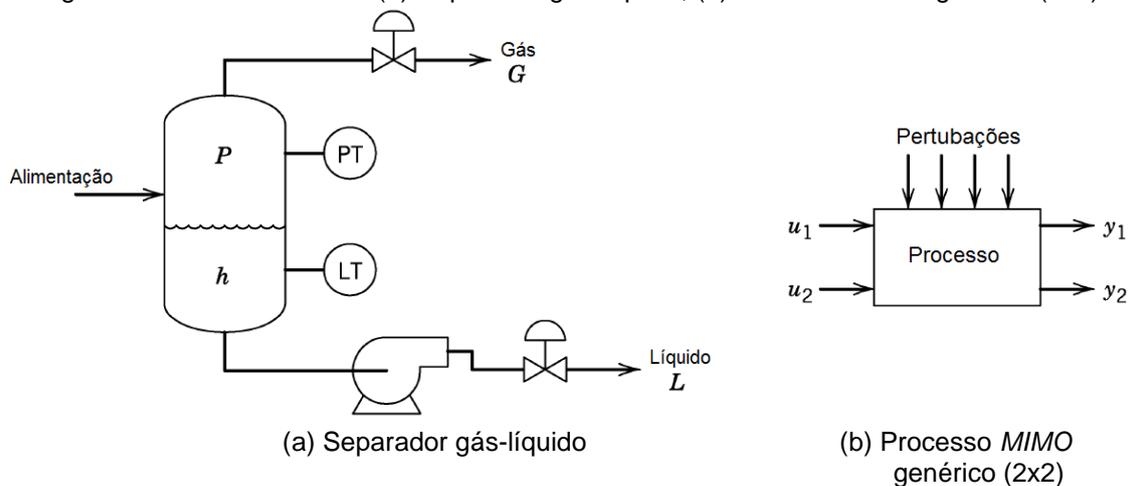
2.2.4 Controle *Multiloop* e Multivariável

O controle multivariável ocorre em praticamente todos os processos, uma vez que uma série de variáveis devem ser controladas ao mesmo tempo que outra série de variáveis podem ser manipuladas. Esse controle recebe a abreviação MIMO (*multiple-input multiple-output*). A abordagem multivariável, utilizando múltiplos controladores de *loop* simples, foi a primeira abordagem usada para controle multivariável nos processos industriais. Através de décadas de pesquisa e experiência, muitas estratégias *multiloop* de sucesso foram desenvolvidas e continuam a sendo usadas (MARLIN, 2015).

Conforme Seborg et al. (2011), um exemplo que demonstra tais interações de processos, onde cada variável manipulada pode afetar mais de uma variável controlada, é a do separador bifásico (Figura 5a). Observa-se que um ajuste na vazão de gás G terá um efeito direto na pressão P e um efeito lento e indireto na altura do líquido h , uma vez que alterando pressão no vaso acarretará em mudanças na vazão de saída L e assim afetando h . Em

contrapartida, ajustando a outra variável manipulada, L , afetará diretamente h mas terá também um pequeno e indireto efeito em P .

Figura 5 – Controles *MIMO*: (a) Separador gás-líquido; (b) Processo *MIMO* genérico(2x2)



Fonte: Adaptado de SEBORG et al. (2011)

O separador também pode ser representado por um controle de processo *multiple-input multiple-output 2x2* como exibido na Figura 5b, onde as saídas do processo (variáveis controladas) y_1 e y_2 se referem aos valores de pressão e nível, e as entradas do processo (variáveis manipuladas), u_1 e u_2 , às vazões de saída de gás e de líquido. Como perturbações têm-se a exemplo condições de golfadas severas na entrada do separador que, na ausência de um controle eficiente, geram instabilidade e oscilações na operação dinâmica.

Ainda visualizando o processo 2x2, visto que há duas variáveis controladas e duas manipuladas, quatro funções de transferência são necessárias para caracterizar o processo:

$$\begin{aligned} \frac{Y_1(s)}{U_1(s)} &= G_{p11} & \frac{Y_1(s)}{U_2(s)} &= G_{p12} \\ \frac{Y_2(s)}{U_1(s)} &= G_{p21} & \frac{Y_2(s)}{U_2(s)} &= G_{p22} \end{aligned} \quad (27)$$

Como mudanças simultâneas em U_1 e U_2 possuem efeito aditivo em cada uma das variáveis controladas, a relação entrada-saída pode ser expressa por:

$$Y_1(s) = G_{p11}U_1(s) + G_{p12}U_2(s) \quad (28)$$

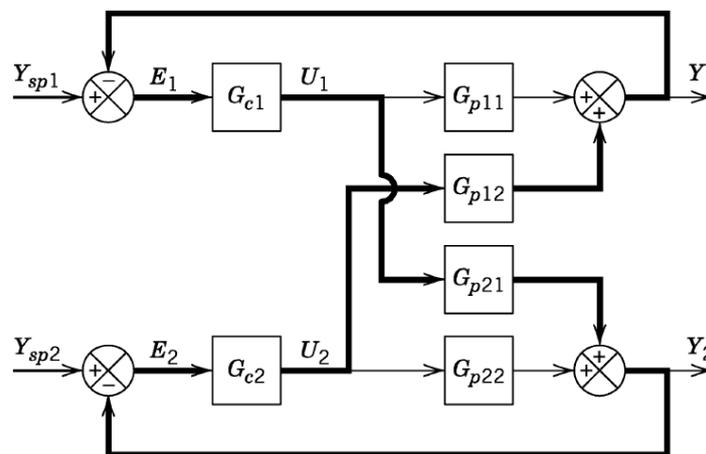
$$Y_2(s) = G_{p21}U_1(s) + G_{p22}U_2(s) \quad (29)$$

Supondo que um esquema convencional de controle *multiloop* consista em dois controladores em *feedback* (Figura 6). É possível notar que interações do processo podem induzir interações indesejáveis entre as malhas de controle. Caso, por exemplo, uma perturbação altere Y_1 do seu *setpoint*, Y_{sp1} , os seguintes eventos são observados (SEBORG et al., 2011):

- O controlador da primeira malha (G_{c1}) ajusta U_1 de forma a forçar Y_1 de volta ao seu valor de referência (*setpoint*). Contudo, U_1 também afeta Y_2 via função de transferência G_{p21} .
- Devido à mudança em Y_2 , o controlador da segunda malha (G_{c2}) ajusta U_2 de modo a trazer Y_2 de volta ao seu valor de referência, Y_{sp2} . Porém, mudanças em U_2 afetam também Y_1 via função de transferência G_{p12} .

As interações das malhas de controle resultam da presença de uma terceira malha que contém dois controladores e duas das quatro funções de transferência, como exibido na Figura 6. A terceira malha pode tender a desestabilizar o sistema fechado e dificultar o ajuste dos controladores (Shinskey, 1996).

Figura 6 - Esquema *multiloop* 2x2 e malha de controle *feedback* oculto (linhas espessas).



Fonte: SEBORG et al. (2011).

2.2.5 Estabilidade

O conceito de estabilidade é crucial na síntese de sistemas de controle realimentados. Esta característica intrínseca do sistema garante que após uma

perturbação limitada, a saída do sistema não aumentará indefinidamente, ou seja, também será limitada (PALHARES, 2009).

Segundo Nunes et al. (2010), a estabilidade de um sistema linear pode ser analisada a partir da função de transferência no plano complexo. Um sistema descrito pela função de transferência $G(s)$ perturbado por um sinal $U(s)$ tem como saída, no domínio de Laplace, $Y(s)$:

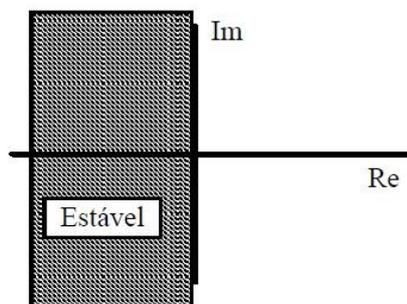
$$Y(s) = G(s)U(s) = \frac{(s - z_1)(s - z_2) \cdots (s - z_m)}{(s - p_1)(s - p_2) \cdots (s - p_n)} U(s); \quad (n \geq m) \quad (30)$$

onde z_i ($i = 1, \dots, m$) são ditos ZEROS e p_i ($i = 1, \dots, n$) POLOS de $G(s)$. A função de transferência pode ser representada como uma soma de frações simples, na forma:

$$Y(s) = G(s)U(s) = \frac{A_1}{(s - p_1)} + \frac{A_2}{(s - p_2)} + \cdots + \frac{A_n}{(s - p_n)} U(s) \quad (31)$$

Analisando-se $G(s)$, observa-se que, se a função de transferência possuir um polo com parte real positiva, a transformada inversa desse termo é uma função exponencial crescente $A_i e^{p_i t}$. Dado que o sinal de saída é formado pela soma de exponenciais, e que um destes termos é continuamente crescente, a saída será ilimitada. Dessa forma, Araújo (2010) define que, se a função de transferência de um sistema dinâmico apresentar pelo menos um polo com parte real positiva, o sistema é INSTÁVEL. Logo, todos os polos de uma função de transferência devem estar localizados no semiplano esquerdo (SPE) do plano complexo s para que o sistema seja estável, conforme ilustrado na Figura 7.

Figura 7 - Lugar geométrico polos estáveis



Fonte: ARAÚJO (2010)

Assim, o denominador de uma função de transferência, como o de $G(s)$ contido na Equação 30, quando igualado a zero, fornece a *Equação Característica* deste sistema (NUNES et al., 2010):

$$(s - p_1)(s - p_2) \cdots (s - p_n) = 0 \quad (32)$$

onde as raízes desta equação são os polos da função de transferência e definem a estabilidade do sistema.

2.2.6.1 Critério de Estabilidade de Routh-Hurwitz

Seja a equação característica de um sistema de n -ésima ordem:

$$a(s) = s^n + a_1s^{n-1} + a_2s^{n-2} + \cdots + a_{n-1}s + a_n \quad (33)$$

Uma condição necessária (mas não suficiente) para a estabilidade, ou seja, para que todos os polos estejam localizados no SPE, é que todos os coeficientes do polinômio característico sejam positivos.

Em 1905, Routh desenvolveu um critério direto de estabilidade, permitindo verificar a localização das raízes de um polinômio sem que elas sejam explicitamente calculadas. Este critério utiliza a matriz mostrada a seguir, de $n + 1$ linhas (SILVA, 2008):

$$\begin{array}{c} s^n \\ s^{n-1} \\ s^{n-2} \\ s^{n-3} \\ \vdots \\ s^2 \\ s^1 \\ s^0 \end{array} \begin{array}{c} \left| \begin{array}{cccc} a_n & a_{n-2} & a_{n-4} & \cdots \\ a_{n-1} & a_{n-3} & a_{n-5} & \cdots \\ b_1 & b_2 & b_3 & \cdots \\ c_1 & c_2 & c_3 & \cdots \\ * & * & & \\ * & & & \\ * & & & \end{array} \right. \end{array} \quad (34)$$

onde,

$$\begin{aligned} b_1 &= \frac{-1}{a_{n-1}} \begin{vmatrix} a_n & a_{n-2} \\ a_{n-1} & a_{n-3} \end{vmatrix} = \frac{a_{n-1}a_{n-2} - a_n a_{n-3}}{a_{n-1}} \\ b_2 &= \frac{-1}{a_{n-1}} \begin{vmatrix} a_n & a_{n-4} \\ a_{n-1} & a_{n-5} \end{vmatrix} = \frac{a_{n-1}a_{n-4} - a_n a_{n-5}}{a_{n-1}} \end{aligned} \quad (35)$$

$$b_3 = \frac{-1}{a_{n-1}} \begin{vmatrix} a_n & a_{n-6} \\ a_{n-1} & a_{n-7} \end{vmatrix} = \frac{a_{n-1}a_{n-6} - a_n a_{n-7}}{a_{n-1}}$$

$$c_1 = \frac{-1}{b_1} \begin{vmatrix} a_{n-1} & a_{n-3} \\ b_1 & b_2 \end{vmatrix} = \frac{b_1 a_{n-3} - a_{n-1} b_2}{b_1}$$

$$c_2 = \frac{-1}{b_1} \begin{vmatrix} a_{n-1} & a_{n-5} \\ b_1 & b_3 \end{vmatrix} = \frac{b_1 a_{n-5} - a_{n-1} b_3}{b_1}$$

$$c_3 = \frac{-1}{b_1} \begin{vmatrix} a_{n-1} & a_{n-7} \\ b_1 & b_4 \end{vmatrix} = \frac{b_1 a_{n-7} - a_{n-1} b_4}{b_1}$$

Cr terio de Routh O número de raízes no semi-plano direito   igual ao número de mudanças de sinal na primeira coluna da tabela. Portanto, todas as raízes estão no semi-plano esquerdo, garantindo a estabilidade do sistema, se todos os elementos da primeira coluna da tabela tiverem o mesmo sinal (positivos, se $a_n > 0$).

2.2.6.2 Estabilidade de Sistemas *Multiloop*

Novamente considerando o esquema de controle da Figura 6, Seborg et al. (2011) utilizam  lgebra de blocos para derivar as seguintes expressões relacionando variáveis controladas e *setpoints*:

$$Y_1(s) = \Gamma_{11}Y_{sp1} + \Gamma_{12}Y_{sp2} \quad (36)$$

$$Y_2(s) = \Gamma_{21}Y_{sp1} + \Gamma_{22}Y_{sp2} \quad (37)$$

onde as fun es de transferência são

$$\Gamma_{11} = \frac{G_{c1}G_{p11} + G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22} - G_{p12}G_{p21})}{\Delta(s)} \quad (38)$$

$$\Gamma_{12} = \frac{G_{c2}G_{p12}}{\Delta(s)} \quad (39)$$

$$\Gamma_{21} = \frac{G_{c1}G_{p21}}{\Delta(s)} \quad (40)$$

$$\Gamma_{22} = \frac{G_{c2}G_{p22} + G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22} - G_{p12}G_{p21})}{\Delta(s)} \quad (41)$$

sendo $\Delta(s)$ definido por

$$\Delta(s) = (1 + G_{c1}G_{p11})(1 + G_{c2}G_{p22}) - G_{c1}G_{c2}G_{p12}G_{p21} \quad (42)$$

Como todas as quatro funções de transferência possuem o mesmo denominador, a equação característica do sistema se dá por $\Delta(s) = 0$, logo:

$$(1 + G_{c1}G_{p11})(1 + G_{c2}G_{p22}) - G_{c1}G_{c2}G_{p12}G_{p21} = 0 \quad (43)$$

Assim, a estabilidade de sistemas *multiloop* depende de ambos controladores, G_{c1} e G_{c2} , e de todas as quatro funções de transferências. Uma vez encontrada a equação característica, pode-se utilizar o Critério de Routh para confirmação da estabilidade.

2.3 PLANTA DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO

Os fluidos que chegam dos poços às plataformas offshore de produção de petróleo ainda não se encontram adequados à utilização ou exportação. É necessário um tratamento individual das fases gás, óleo e água a fim de atingir as especificações necessárias à comercialização do óleo e do gás e as especificações ambientais para o descarte da água (PETROBRAS, 2007). Algumas destas especificações são:

- O gás natural não pode conter quantidades excessivas de CO_2 e H_2S . e deve ser liberado a uma pressão especificada. O gás não deve conter vapor de água, pois se condensado pode formar hidratos e causar perdas de carga adicionais ou causar corrosão nas tubulações. Conforme a especificação para Gás Natural constante na Portaria 104/2002 da Agência Nacional de Petróleo (ANP), revogada pela Resolução ANP nº 16 em 2008, o máximo aceitável é de 3 a 5 libras por milhão de pé cúbico (lb/Mscf) sendo a especificação interna da Petrobras mais rígida (máximo 2 lb/Mscf).
- O óleo não pode conter excessivas quantidades de água, sedimentos (BS&W) e sais dissolvidos na água. Valores típicos máximos são 1% de BS&W e 570 ou 285 mg/L (ou ppm - partes por milhão) de sal no óleo, o primeiro limite para consumo interno e o segundo para exportação.
- A água produzida deve possuir um valor limitado de óleo disperso (teor de óleo e graxas - TOG) para poder ser descartada. As regulamentações internacionais para plataformas limitam entre 10 a 40 mg de óleo por litro de água. Já no Brasil, conforme Resolução CONAMA nº

393/2007: “O descarte de água produzida deverá obedecer à concentração média aritmética simples mensal de óleos e graxas de até 29 mg/L, com valor máximo diário de 42 mg/L.”. (PETROBRAS, 2007, p. 9)

Segundo Souza Filho (2004), conforme os estudos de reservatório e viabilidade técnico-econômica, um sistema de produção poderá ter uma planta de processamento simples ou complexa. As plantas simplificadas efetuam apenas a separação gás/óleo/água, enquanto que as mais completas incluem tratamento e estabilização do óleo (controle de emulsões), condicionamento e compressão de gás e tratamento da água oleosa, além do tratamento de água para injeção no reservatório quando for o caso. É possível classificá-las em dois tipos: aquelas que efetuam apenas a separação bifásica (gás-líquido) e aquelas que efetuam a separação trifásica (água, óleo e gás).

As plantas com separação bifásica consistem em coletores de produção, separador de teste, separadores bifásicos de produção (foco deste estudo), separadores atmosféricos e sistema de transferência e medição da produção, além das facilidades para aproveitamento do gás associado. A produção dos poços de petróleo passa por um *manifold*¹, onde a pressão é equalizada, seguindo através de uma válvula *choke*² onde as intermitências de escoamento são reduzidas por estrangulamento antes de alimentar o primeiro estágio de separação. (PETROBRAS, 2007)

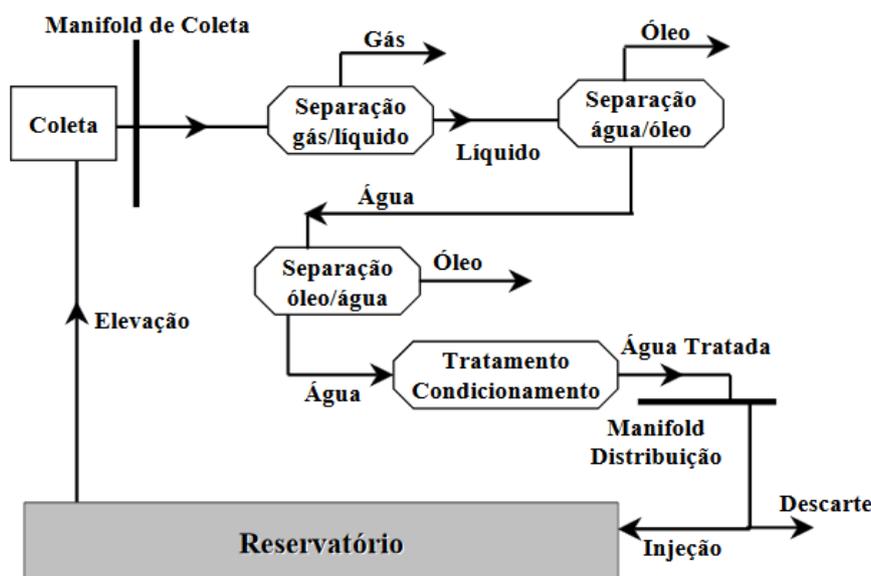
As plantas com separação trifásica são completas e enquadram o óleo e o gás para exportação e a água para descarte no mar ou reinjeção. De maior complexidade, a planta possui permutadores de calor, separadores de teste, separadores trifásico e/ou bifásicos, vasos tratadores de óleo, sistema de tratamento de água oleosa, medição e transferência de óleo por oleoduto, instalações para tratamento e aproveitamento do gás além de utilidades em geral (PETROBRAS, 2007).

A Figura 8 apresenta uma planta de separação trifásica que utiliza separadores bifásicos.

¹ Conjunto de válvulas e acessórios que serve para direcionar a produção de vários poços para um duto coletor, o qual conduz a produção total para uma unidade de produção. (PETROBRAS, 2015)

² Dispositivo instalado na cabeça do poço para quebrar a pressão do escoamento produzido e permitir o controle da vazão do poço produtor, harmonizando-a à pressão de trabalho dos equipamentos a jusante. (COPPE, 2010)

Figura 8 - Esquema simplificado de um possível arranjo de planta trifásica.



Fonte: PETROBRAS, 2007.

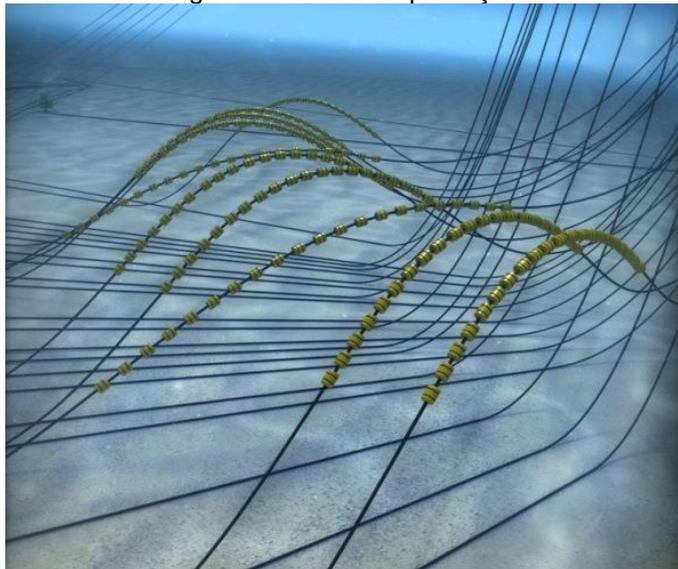
2.3.1 Escoamento Intermitente (Golfadas)

Frequente em linhas de produção de poços de petróleo, as golfadas consistem em fluxos variados ou irregulares de gás e líquido. Ribeiro e Damas (2013) citam que o fluxo em golfadas é considerado uma das mais preocupantes instabilidades que podem ocorrer na produção de petróleo, principalmente após a descoberta de poços cada vez mais distantes da costa terrestre, em águas profundas. Esses campos necessitam de linhas com quilômetros de comprimento que, devido as possíveis geometrias, tornam-se suscetíveis a golfadas ainda mais severas.

Segundo Godhavn, Strand e Skofteland (2005), os três tipos de golfada mais comumente observados nas linhas de produção são a golfada transiente, a golfada hidrodinâmica e a golfada severa (*riser slugging*). A primeira é causada por mudanças no processo, como variação na abertura da *choke* ou partida da planta. A segunda caminha pela linha de produção e costuma ser pequena, não trazendo grandes problemas para a planta. A última, porém, é a mais severa e danosa. Ela está geralmente associada a geometrias de linha desfavoráveis a montante dos *risers*³ (Figura 9).

³ Trechos suspensos das tubulações que interligam as linhas de produção submarinas às plataformas.

Figura 9 - Risers de produção.



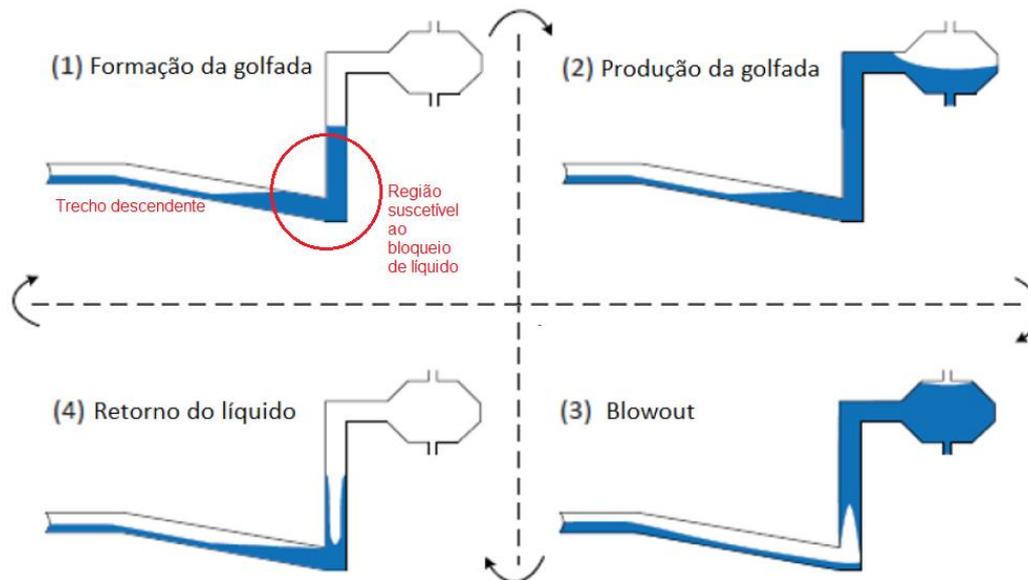
Fonte: PETROBRAS, 2015.

A golfada severa se forma em sistemas com fluxo multifásico (gás e líquido) com vazão relativamente baixa de produção e/ou diâmetro de duto superdimensionado. Quando associada a um trecho horizontal descendente na base do riser, ocasiona um bloqueio de líquido neste local (Figura 10.1) impedindo assim, a passagem do gás. A figura 10 ilustra o mecanismo de formação desse tipo de golfada dado pelos seguintes acontecimentos (ASHIKAWA, 2017):

1. O líquido acumula no ponto mais baixo do *riser*. Este fato ocorre apenas em escoamentos em que as velocidades de líquido e gás são baixas o suficiente para permitir este acúmulo.
2. Após a ocorrência do bloqueio, enquanto a coluna hidrostática de líquido for maior que a pressão do gás, a montante do bloqueio, ocorrerá um aumento contínuo desta pressão, causada pela compressão do gás produzido.
3. 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 à medida que o líquido chega ao separador. Este fenômeno tem potencial de causar grandes variações na planta de processamento (dificuldades na separação de óleo/água, distúrbios no sistema de compressão de gás) e até mesmo possíveis danos nos equipamentos.

4. 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 10 - Ciclo de formação de golfadas severas.



Fonte: Adaptado de Ashikawa, 2017.

As golfadas geram perturbações na planta que costumam ser responsáveis por perda de produção e, às vezes, até mesmo por paradas não programadas. Alguns dos problemas relacionados à sua ocorrência são (VAZ, 2009):

- Flutuações no nível dos vasos, podendo causar parada da planta (*shutdown*);
- Flutuações no nível de interface água-óleo, resultando em má separação;
- Flutuações na vazão de óleo, causando erros de leitura e desgaste dos medidores fiscais de vazão, bem como potencial de produção de óleo fora de especificação;
- Flutuações na vazão de água, causando perda de eficiência nos hidrociclones (equipamentos de separação óleo/água);
- Flutuações na pressão do gás que deixa os separadores, introduzindo perturbações indesejáveis nos compressores.

As flutuações listadas propagam-se para equipamentos à jusante, promovendo dificuldades de controle. A solução mais simples é a restrição manual da válvula *choke* de superfície, porém, esta manobra reduz a vazão de produção, especialmente em campos em que a pressão de reservatório é relativamente baixa. Portanto, é desejável uma solução que estabilize o fluxo e garanta a maior produção possível. É neste cenário que se torna importante a função de absorver golfadas dos vasos separadores. (RIBEIRO; DAMAS, 2013)

2.3.2 Separador bifásico

Em uma instalação de processamento primário o gás, por ser menos denso, é inicialmente separado do líquido por ação da gravidade nos chamados separadores gravitacionais. Estes equipamentos podem ser classificados em bifásicos ou trifásicos, de acordo com o número de câmaras de separação e ainda podem ser divididos em horizontais e verticais, de acordo com o formato.

A determinação do tipo de separador a ser utilizado (horizontal ou vertical) leva em consideração o espaço disponível na planta de processamento primário, a quantidade ou existência de espuma ou areia, por exemplo, que irá entrar no vaso, entre outros fatores.

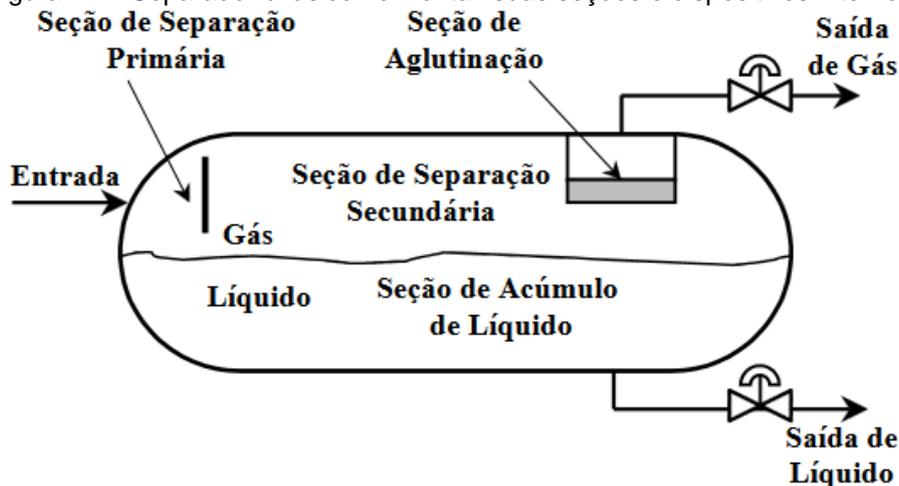
Os horizontais são mais utilizados em campos com altas vazões de líquido, pois há uma maior área de superfície de contato entre os fluidos, o que facilita a separação das fases. Essa área, ou comprimento horizontal maior também facilita a separação de bolhas de gás provenientes de espuma, assim como aumenta o tempo de decantação das gotículas de óleo presentes na corrente de gás, que caem perpendicularmente à direção de seu escoamento, uma vez que o caminho percorrido pela corrente é maior. A desvantagem é que requerem a disponibilidade de um espaço maior para instalação.

Quando a necessidade de controle de nível dos líquidos é grande, ou quando há uma alta produção de sedimentos, os vasos separadores verticais são mais indicados. A geometria facilita sua instalação em plantas com espaço reduzido, porém dificulta sua utilização em plataformas marítimas, pelo difícil acesso causado pela altura. (CALVACANTE, 2015, p.21)

Neste trabalho, será realizada uma otimização do *range* de abertura das válvulas de descarga, assim como da variação da pressão e nível do vaso

assumindo fluxo em golfadas na vazão de entrada de um vaso bifásico horizontal (Figura 11).

Figura 11 - Separador bifásico horizontal: suas seções e dispositivos internos.



Fonte: Petrobras, 2007.

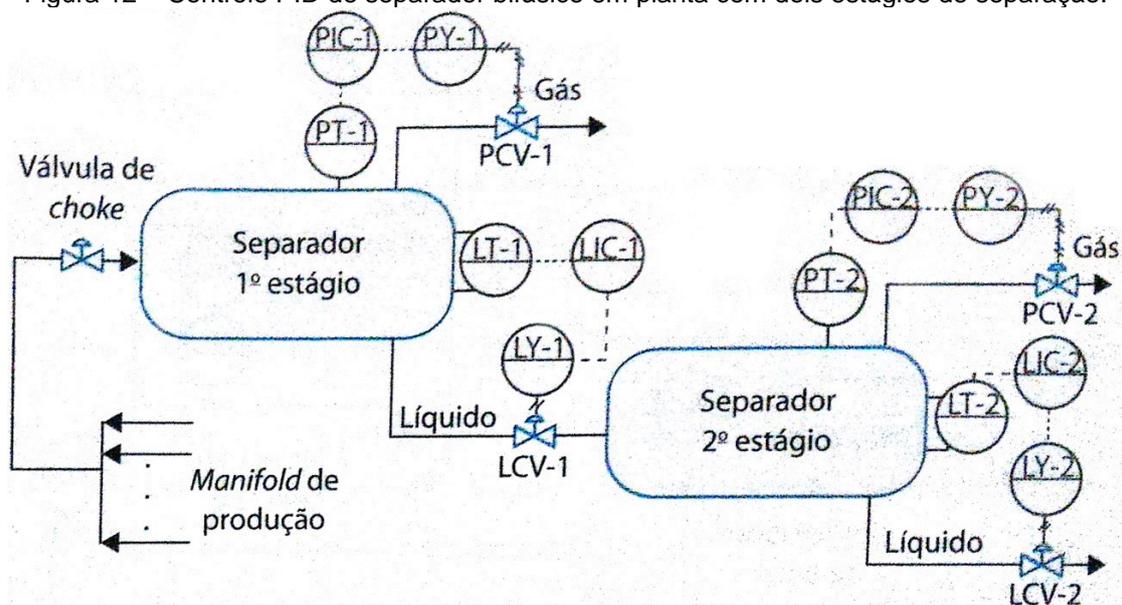
Conforme Petrobras (2007), um separador típico pode ser dividido em quatro seções, exibidas na Figura 11:

- **Seção Primária:** Localizada na entrada do vaso, o fluido (líquido e gás) choca-se com dispositivos defletores que provocam uma mudança brusca de velocidade e direção do fluxo, ou é dirigido por um difusor que lhe impõe um movimento giratório fazendo com que o líquido se desloque para o fundo do vaso por ação da gravidade, separando-o do gás. É nesta seção que a maior parte do líquido é separada.
- **Seção de Acumulação de Líquido:** Fundo do vaso onde o líquido se acumula por um tempo de retenção de 3 a 4 minutos, suficiente para permitir a separação do gás remanescente.
- **Seção Secundária:** Nesta seção, as gotículas maiores de óleo, oriundas da fase gasosa, são separadas por decantação.
- **Seção de Aglutinação:** Localizada geralmente próxima a saída do gás, as gotículas de líquido arrastadas pela corrente gasosa e que ainda não se separaram são removidas do fluxo gasoso através de meios porosos que, por possuírem grande área de contato, facilitam a coalescência e decantação das gotas. Utilizam-se vários tipos de extratores de névoa, tais como, aletas de metal, almofadas de tela de arame e placas pouco espaçadas.

Nunes et al. (2010) ressalta que, além de promoverem separação das fases, os vasos separadores desempenham a função dinâmica de amortecer oscilações da produção. Essas oscilações de pressões e vazões de carga (golfadas) devem ser minimizadas para garantir eficiência operacional da planta. Neste âmbito, seus controladores de nível e pressão são geralmente sintonizados para manipular as aberturas das válvulas à jusante, de modo a manter a variável controlada próxima ao valor desejado (*setpoint*). Destaca-se na Figura 12 os controladores de pressão (PIC) e de nível (LIC).

Neste separador, a fase gasosa é retirada pelo topo e a fase líquida (que alimenta o segundo estágio de separação) pelo fundo, com vazões definidas pelas aberturas de válvulas pneumáticas de controle de gás (PCV-1) e de líquido (LIC-1) comandadas, respectivamente, pelos controladores de pressão (PIC-1) e de nível (LIC-1). Esquema similar é instalado no segundo estágio. Em ambos os casos, as variáveis controladas são medidas (LT-1 e LT-2 para os níveis, e PT-1 e PT-2 para as pressões). Os valores medidos são comparados aos valores de referência, e o desvio registrado é processado pelos controladores, para definir a abertura das respectivas válvulas. O valor de referência para o controlador de pressão do segundo estágio é definido em patamar inferior ao do primeiro estágio visando separar o gás dissolvido no líquido proveniente do primeiro estágio (NUNES et al., 2010).

Figura 12 – Controle PID de separador bifásico em planta com dois estágios de separação.



Fonte: NUNES et al., 2010.

2.3.3 Válvulas de Controle

As válvulas de controle são os elementos finais da malha de controle mais empregado nas indústrias de processo. As válvulas são usadas em tubulações, entradas e saídas de vasos e de tanques em várias aplicações diferentes e devem (RIBEIRO, 1999):

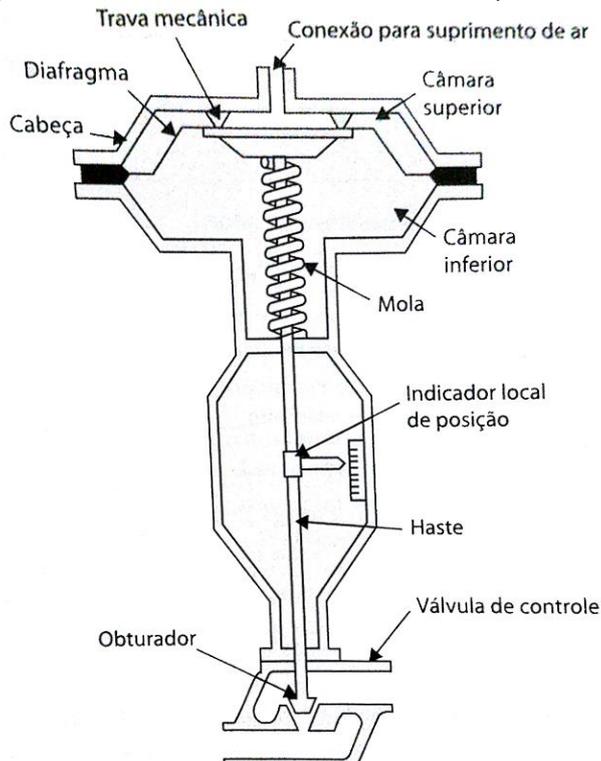
- i. Conter o fluido do processo, suportando todos os rigores das condições de operação. Como o fluido do processo passa dentro da válvula, ela deve ter características mecânicas e químicas para resistir à pressão, temperatura, corrosão, erosão, sujeira e contaminantes do fluido.
- ii. Responder ao sinal de atuação do controlador. O sinal padrão é aplicado ao atuador da válvula, que o converte em uma força, que movimenta a haste, em cuja extremidade inferior está o obturador, que varia a área de passagem do fluido pela válvula.
- iii. Variar a área de passagem do fluido manipulado. A válvula de controle manipula a vazão do meio de controle, pela alteração de sua abertura, para atender as necessidades do processo.
- iv. Absorver a queda variável da pressão da linha, para compensar as variações de pressão a montante ou a jusante dela. Em todo o processo, a válvula é o único equipamento que pode fornecer ou absorver uma queda de pressão controlável.

Segundo Nunes et al. (2010), as válvulas de controle podem ser operadas remota ou automaticamente, requerendo atuadores, que podem ser de diafragma (pneumáticos), pistão, hidráulicos e eletrohidráulicos. A Figura 13 apresenta um desenho esquemático de uma válvula de controle com atuador pneumático, que opera com a combinação da força exercida pelo ar suprido e pela mola, transmitida à haste e modificando, assim, a abertura da válvula.

A posição da válvula é controlada pela variação da pressão do ar suprido à câmara superior. Sem ar, a mola força o diafragma para cima contra a trava mecânica, mantendo a válvula totalmente aberta. À medida que a pressão é aumentada, a força no topo do diafragma supera a força oposta da mola,

forçando o diafragma para baixo, fechando a válvula. A válvula correspondente é denominada AR-PARA-FECHAR, sendo assim uma válvula de ação direta ($K_v < 0$). Mediante um arranjo oposto, tem-se uma válvula AR-PARA-ABRIR, caracterizando uma válvula de ação reversa ($K_v > 0$) (NUNES et al., 2010).

Figura 13 - Válvula de controle com atuador pneumático.



Fonte: Nunes et al., 2010.

2.3.3.1 Tipos de Válvulas de Controle

Nunes et al. (2010) classificam as válvulas de controle em duas categorias:

Válvulas Rotativas: São válvulas com um eixo que permite ao obturador mover-se em ângulo, alterando a vazão controlada. Como exemplos, podem ser citadas válvulas do tipo esfera, borboleta e de obturador excêntrico. É uma solução econômica, encontrando aplicação em fluidos sujos, com sólidos em suspensão. Apresentam, contudo, restrições a altas perdas de carga e poucas opções de características de vazão.

Válvulas de Deslocamento Linear: Dispõem de haste de obturador, que desliza na área de vedação do fluxo, controlando a vazão pela abertura ou fechamento da passagem do fluido pela sede da válvula. Exemplo: válvulas gaveta, faca, diafragma. A válvula globo é o tipo mais utilizado (por exemplo, água, vapor, hidrocarbonetos), sendo a mais utilizada em vasos separadores, pois suporta pressão e temperaturas altas.

2.3.3.2 Relações Matemáticas

Conforme Ribeiro (1999), a equação da válvula de descarga é dada por:

$$F = c_v f(x_v) \sqrt{\frac{\Delta P(t)}{\rho_f}} \quad (44)$$

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 da válvula;
- 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.

O coeficiente da válvula, c_v , é uma característica de construção, e portanto, constante. A relação entre o percentual do curso do obturador e o percentual de abertura da válvula é conhecida como “característica da válvula”. A característica inerente, expressa pela função $f(x_v)$ de uma válvula de controle, define como a vazão varia em função da abertura da válvula, e é definida pela geometria do obturador/sede. Nunes (2010) destaca as seguintes funções $f(x_v)$:

Raiz quadrada: Não é usada em processamento *offshore*.

$$f(x_v) = \sqrt{x_v} \quad (45)$$

Linear: Adequada para aplicações onde o ΔP através da válvula é praticamente constante.

$$f(x_v) = x_v \quad (46)$$

Igual Porcentagem: Indicada quando o ΔP através da válvula decresce com a abertura, tendendo ao comportamento linear quando instalada.

$$f(x_v) = R^{(x_v-1)} \quad (47)$$

Hiperbólica: Não é comum em processamento *offshore*.

$$f(x_v) = \frac{1}{R - (R - 1)x_v} \quad (48)$$

Neste trabalho escolheu-se trabalhar com válvulas de característica linear devido a sua simplicidade e usual presença em plantas *offshore*. Sendo assim, o termo $f(x_L)$ da Equação 44 se resume a x_L . Já $\Delta P(t)$ está vinculado à altura de líquido $h_L(t)$ no vaso e às pressões no vaso, $P(t)$, e de descarga, $P_1(t)$, sendo dado matematicamente por (SILVA, 2013):

$$\Delta P(t) = P(t) + \rho_L g h_L - P_1(t) \quad (49)$$

que substituída na Equação 44 e aplicando-se as conversões de unidades, resulta em:

$$L_{out}(t) = 2,4 \cdot 10^{-4} x_L(t) C_{VL} \sqrt{\frac{P(t) + \rho_L g h_L(t) \cdot 10^{-5} - P_1}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^\circ C}}}} \quad (50)$$

Já para a válvula de gás, tem-se (RIBEIRO, 1999):

$$G_{out}(t) = 2,88 \cdot 10^{-4} x_G(t) C_{VG} P(t) \sqrt{\frac{(P(t) - P_2)(P(t) + P_2)}{\frac{\rho_g(t)}{\rho_{H_2O,15,5^\circ C}}}} \quad (51)$$

onde

- $x_L(t)$, $x_G(t)$ são as frações de abertura das válvulas de líquido e gás ($0 < x_L(t) < 1$);
- C_{VL} , C_{VG} são os coeficientes de vazão das válvulas de líquido e gás (*gal/psia*);
- $P(t)$ é a pressão no vaso (*bar*);
- $h_L(t)$ é o nível do líquido (*m*);
- $P(t)$ é a pressão no vaso (*bar*);
- P_1 , P_2 são as pressões à jusante das válvulas de líquido e gás (*bar*);

- ρ_L , ρ_G são as densidades das fases líquida e gasosa (kg/m^3).

2.3.3.3 Rangeabilidade

Por definição, a rangeabilidade da válvula de controle é a relação matemática entre a máxima e a mínima vazão controláveis com a mesma eficiência. É desejável ter alta rangeabilidade, de modo que a válvula possa controlar vazões muito pequenas e muito grandes com o mesmo desempenho. A rangeabilidade fornece a faixa usável da válvula. O conceito de rangeabilidade é importante por duas razões (RIBEIRO, 1999):

- I. Diz o ponto em que se espera que a válvula atue em liga-desliga ou perca completamente o controle causando vazamentos;
- II. Estabelece o ponto em que a característica começa a se desviar do esperado.

A rangeabilidade da válvula está associada diretamente à característica da válvula. Conforme Ribeiro (1999), a rangeabilidade da válvula com característica linear é de 10:1, pois fornece controle entre 10 e 100%. A válvula linear possui ganho (sensibilidade) uniforme em toda a faixa de abertura da válvula, ou seja, a mesma dificuldade e precisão que se tem para medir e controlar 100% da vazão, tem se em 10%.

Na consideração da rangeabilidade da válvula, é importante considerar que a rangeabilidade da válvula instalada é diferente da rangeabilidade teórica. A rangeabilidade instalada é sempre menor que a teórica. Estudos sobre importância da rangeabilidade em válvulas de controle publicado em boletim pela POLIGON (2014), empresa produtora de válvulas de controle e bloqueio há quase 30 anos, a faixa ideal de controle das válvulas globo encontra-se na região entre 30% a 80%.

2.3.3.4 Desgaste Mecânico

Segundo Geitner e Bloch (2012), o desgaste mecânico em válvulas de controle ocorre normalmente nos locais em que os componentes da válvula

entram em contato uns com os outros. O desgaste prolongado das guias dos elementos móveis da válvula pode causar ação ruim da válvula, inclinação e assentamento inadequado dos seus elementos, podendo causar o comprometimento do funcionamento o equipamento.

Sabe-se que quanto maior o curso de abertura e fechamento da válvula, maior será o desgaste da mesma. Dessa forma, quanto menor for *range* de abertura menor será o desgaste das peças móveis e o risco de eventuais falhas – função objetivo da otimização realizada neste trabalho.

3 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

3.1 MATLAB/SIMULINK

O processamento numérico e gráfico de controle e simulação de processos foi desenvolvido no ambiente integrado Simulink/Matlab, com o objetivo de caracterizar o desempenho do controle do separador e testar a sua sensibilidade ao regime de escoamento com intermitências (golfadas).

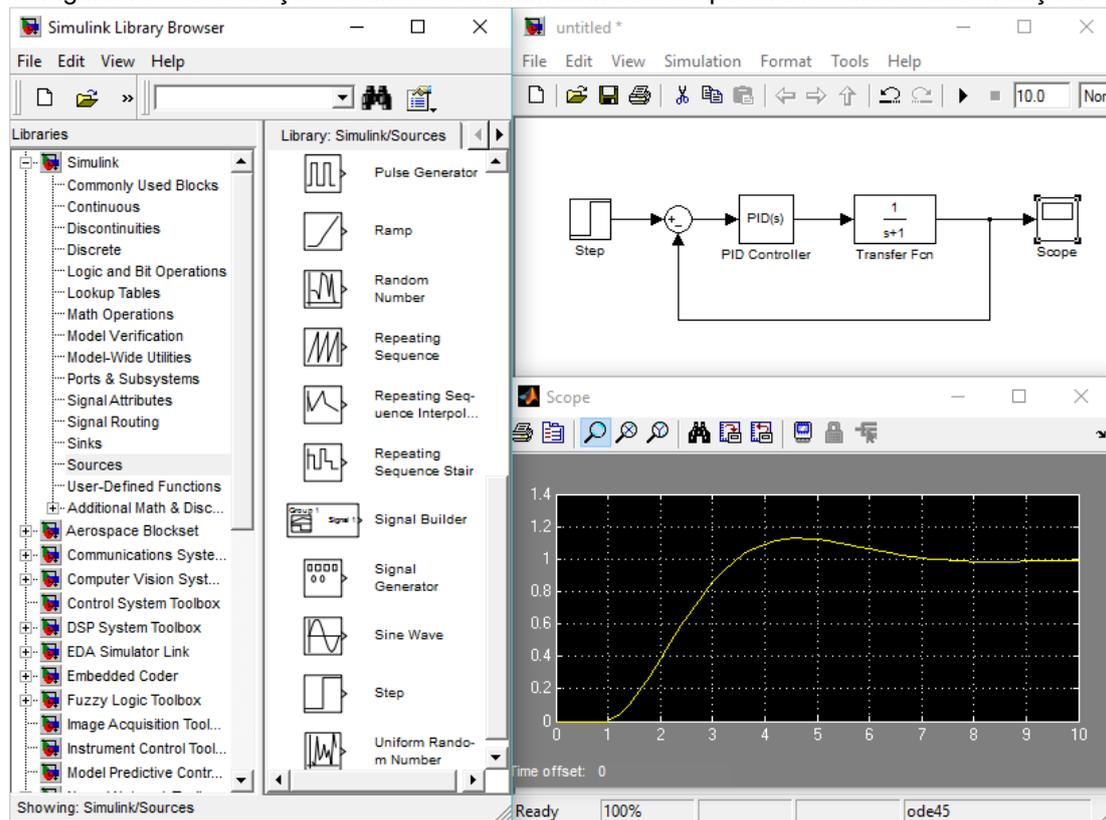
O MATLAB (MATrix LABoratory) é uma linguagem de alto desempenho para computação técnica. Integra a computação, a visualização e o ambiente de programação (MARTINS et al., 2010). Além disso, o MATLAB possui estruturas de dados sofisticadas, contém ferramentas de edição e depuração embutidas e oferece suporte à programação orientada a objetos. (HOUCQUE, 2005)

O Simulink é um pacote do MATLAB para modelagem, simulação e análise de sistemas dinâmicos. Ele 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 (GUI) para construir modelos como diagramas de blocos, usando operações de *mouse* de clique e arrastar. 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 à esquerda, a janela do modelo ao canto superior direito e o resultado da simulação ao canto inferior direito.

Figura 14 – Construção de um modelo Simulink com respectivo resultado da simulação.



Fonte: *Printscreen* de aplicação no MATLAB/Simulink.

3.2 OTIMIZAÇÃO POR ENXAME DE PARTÍCULAS (PSO)

Otimização é o ato de obter o melhor resultado sob certas circunstâncias. Conforme Caraciolo (2008), o modelo matemático básico de um problema de otimização obedece ao seguinte raciocínio: minimizar uma função-objetivo $f(x)$, de acordo com as restrições impostas pela função $g(s)$, onde s representa o conjunto de soluções permitidas para a função em questão e x é variável que deve ser otimizada.

Assim como as demais otimizações heurísticas, a otimização metaheurística também visa encontrar a resposta a que se propõe utilizando um razoável grau de recursos computacionais e flexibilidade controlada. Entretanto,

sua diferenciação se dá ao fato de seus algoritmos serem aplicáveis a vários tipos de problema fazendo uso de combinação de uma ou mais heurísticas para explorarem de forma conjunta o espaço de soluções. Para isso, na maioria dos casos, eles se inspiram em diversas áreas como física, biologia, ciências sociais e entre outros (CARACIOLO, 2008).

Uma das mais recentes otimizações metaheurísticas propostas, e que vem apresentando excelentes resultados para problemas de alta dimensionalidade é *Particle Swarm Optimization* (PSO) ou Otimização por Enxame de Partículas. Kennedy et al. (2001) cita que a técnica introduzida por James Kennedy e Russel Eberhart, nos anos 90, foi inspirada por experimento com algoritmos que modelam o comportamento social observado em algumas espécies de pássaros. A busca pelo alimento ou pelo ninho e a interação entre os pássaros ao longo do voo são generalizados para o termo partículas e modelados como um mecanismo de otimização.

3.2.1 Algoritmo PSO

A maior parte dos algoritmos de PSO emprega dois princípios sócio-métricos, que representam dois tipos de informação importante no processo de decisão. Segundo Serapião (2009), o primeiro princípio (*Global Best*, g_B) conecta conceitualmente todos os membros de uma população entre si. Como consequência, o comportamento de cada partícula é influenciado pelo comportamento de todas as outras partículas. O segundo princípio (*Personal Best*, p_B) cria uma vizinhança para cada indivíduo composta por ele próprio e seus vizinhos mais próximos. Ambas as métricas são medidas por uma função de avaliação ($f(p)$), também chamada função objetivo, que corresponde à optimalidade da solução do problema.

Conforme a analogia feita por Caraciolo (2008) para auxiliar na identificação dos termos do algoritmo, o termo partícula foi adotado para simbolizar os pássaros e representar as possíveis soluções do problema a ser resolvido. A área sobrevoada pelos pássaros corresponde ao espaço de busca e encontrar o local com comida (ou o ninho) equivale a encontrar a solução ótima. Para que o bando de pássaros sempre se aproxime do objetivo, ao invés

de se perder ou nunca alcançar o alvo focado, utiliza-se o indicador denominado função objetivo, correspondente aos alimentos ou os ninhos, os pássaros fazem uso de suas experiências e da experiência do próprio bando. O termo indicador do conhecimento individual de cada partícula é o *Personal Best*, enquanto que o responsável por representar o conhecimento do enxame como um todo é o *Global Best*. A Tabela 1 apresenta de forma resumida as nomenclaturas descritas anteriormente:

Tabela 1 - Identificação dos termos do PSO.

Termo	Significado
Partícula	Pássaro
Enxame	Bando de pássaros
Espaço de Busca	Área sobrevoada pelos pássaros
Posição	Localização de cada pássaro durante o voo
Solução Ótima	Localização do pássaro onde encontrou o alimento ou o ninho
Função Objetivo	Função de avaliação
<i>Personal Best</i>	Melhor posição conhecida pelo pássaro (experiência individual)
<i>Global Best</i>	Melhor posição conhecida pelo enxame (experiência coletiva)

Fonte: Adaptado de Caraciolo (2008).

Voltando ao algoritmo, uma partícula P_i irá se mover em uma determinada direção que é função da posição atual da partícula $x_i(t)$, de uma velocidade $v_i(t + 1)$, da posição da partícula que levou ao seu posição melhor desempenho até o momento (p_B), e do melhor desempenho global do sistema até o momento (g_B). A velocidade da partícula será dada por (SERAPIÃO, 2009):

$$v_i(t + 1) = v_i(t) + \varphi_1 \times (p_B - x_i(t)) + \varphi_2(g_B - x_i(t)) \quad (52)$$

onde φ_1 e φ_2 são constantes limitadas a um intervalo finito, denominadas como sendo respectivamente os componentes "cognitivo" e "social".

Uma vez que a velocidade da partícula é calculada, a posição da partícula i na próxima iteração é estabelecida como uma influência aditiva da posição anterior com a velocidade calculada, expressa por:

$$x_i(t + 1) = x_i(t) + v_i(t + 1) \quad (53)$$

Serapião (2009) ainda ressalta que, para limitar a velocidade de uma partícula para que o sistema não extrapole o espaço de busca, são impostos limites (v_{max}) para seus valores em cada dimensão (d) do espaço de busca:

- Se $v_i > v_{max}$ então $v_i = v_{max}$;
- Senão se $v_i < -v_{max}$ então $v_i = -v_{max}$.

O algoritmo PSO é repetido até que um critério de terminação seja atingido ou as mudanças nas velocidades das partículas estejam perto de zero. O pseudocódigo do algoritmo, em sua forma original, é descrito como (SERAPIÃO, 2009):

- 1) Determine o número de partículas P da população;
- 2) Inicialize aleatoriamente a posição inicial (x) de cada partícula p de P ;
- 3) Atribua uma velocidade inicial (v) igual para todas as partículas;
- 4) Para cada partícula p em P faça:
 - (a) Calcule sua função objetivo $f_p = f(p)$
 - (b) Calcule e melhor posição da partícula p até o momento (p_B).
- 5) Descubra a partícula com a melhor aptidão de toda a população (g_B);
- 6) Para cada partícula p em P faça:
 - (a) Atualize a velocidade da partícula pela fórmula

$$v_i(t + 1) = v_i(t) + \varphi_1 \times (p_B - x_i(t)) + \varphi_2(g_B - x_i(t))$$
 - (b) Atualize a posição da partícula pela fórmula

$$x_i(t + 1) = x_i(t) + v_i(t + 1)$$
- 7) Se a condição de término não for alcançada, retorne ao passo 4.

3.3 COEFICIENTE GEOMÉTRICO RCD

O principal objetivo deste estudo é encontrar a geometria ótima de um separador cilíndrico horizontal bifásico, em termos de comprimento e diâmetro, que amenize ao máximo o impacto do regime de golfadas severas. Esta otimização baseou-se em um coeficiente adimensional nomeado como Razão Comprimento-Diâmetro (RCD):

$$RCD = \frac{C}{D} \quad (54)$$

onde C é o comprimento e D o diâmetro do separador, ambos em metros.

Detalhes dessa relação foram inclusive citados na *Especificação API para Separadores Gás-Óleo* de outubro de 2008. A Tabela 2, extraída da especificação, exhibe padrões nominais de tamanhos pressões de trabalho comuns de separadores horizontais bifásico na indústria.

Tabela 2 - Tamanhos e pressões de trabalho comuns de separadores horizontais bifásicos.

Nominal Diameter in.	Maximum Allowable Working Pressure psig @ 130°F						
	—	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
12 ³ / ₄	—	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
16	—	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
20	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
24	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
30	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
36	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
42	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
48	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
54	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000
60	125	230	600	1,000	1,200	1,440	2,000

NOTE 1 Shell length is generally expanded in 2 ¹/₂-ft increments measured from head seam to head seam and is typically 5 ft, 7 ¹/₂ ft, or 10 ft. A minimum length-to-diameter ratio of 2.0 is normally used.

NOTE 2 Vessel diameter is generally expanded in 6-in. increments, measured either as outside diameter (OD) or inside diameter (ID). OD separators are normally furnished up to 24-in. diameter. Separators above this size may be either OD or ID vessels.

Fonte: API, 2008.

Como pode-se observar, a *Nota 1* traz que uma razão mínima de comprimento-diâmetro de 2 é geralmente utilizada. Através dessa tabela e de catálogos de fabricantes constatou-se que os coeficientes RCD variam de 2 a 7,5. Essas informações serão consideradas ao desenvolver das simulações.

4 MODELAGEM E IMPLEMENTAÇÃO

4.1 MODELO DO SEPARADOR BIFÁSICO

Serão adotadas as seguintes premissas (seguindo a abordagem empregada por NUNES):

- O sistema está em equilíbrio termodinâmico;
- O gás é modelado como gás ideal;

- 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.

4.1.1 Fase Líquida

O balanço de massa da fase líquida é dado por:

$$\frac{dM_L(t)}{dt} = [L_{in}(t) - L_{out}(t)]\rho_L \quad (55)$$

onde:

$M_L(t)$ é a massa de líquido (Kg);

$L_{in}(t)$ é a vazão volumétrica de líquido na entrada (m³/s);

$L_{out}(t)$ é a vazão volumétrica de líquido na saída (m³/s);

ρ_L é a densidade do líquido (kg/m³).

Tomando $V_L(t)$ o volume de líquido (em m³) e considerando o fluido incompressível, tem-se:

$$\frac{dM_L(t)}{dt} = \rho_L \frac{dV_L(t)}{dt} \quad (56)$$

Será adotada a mesma relação não-linear entre volume e altura de líquido dos vasos horizontais apresentada por NUNES et al. (2010):

$$V_L(t) = \frac{CD^2}{4} \left\{ \arccos\left(\frac{D - 2h_L(t)}{D}\right) - \frac{2\sqrt{[D - h_L(t)]h_L(t)}}{D} \left(\frac{D - 2h_L(t)}{D}\right) \right\} \quad (57)$$

onde:

C é o comprimento do separador (m);

D é o diâmetro do separador (m);

$h_L(t)$ é a altura/nível de líquido no separador (m);

De derivada:

$$\frac{dV_L(t)}{dt} = 2C\sqrt{[D - h_L(t)]h_L(t)} \frac{dh_L(t)}{dt} \quad (58)$$

Sendo assim, a partir das Equações 55, 56 e 58, o balanço de massa resultante para a fase líquida se dá por:

$$\frac{dh_L(t)}{dt} = \frac{L_{in}(t) - L_{out}(t)}{2C\sqrt{[D - h_L(t)]h_L(t)}} \quad (59)$$

Observa-se que a equação é não-linear. Por conseguinte, aplica-se a linearização por meio de truncamento da expansão em série de Taylor, como explicitado na Seção 2.1.2:

$$\frac{dh_L(t)}{dt} = f^{LIN} = f(L_{in}, L_{out}, h_L) \quad (60)$$

$$f^{LIN} = \bar{f} + \frac{df}{dL_{in}}(L_{in} - \bar{L}_{in}) + \frac{df}{dL_{out}}(L_{out} - \bar{L}_{out}) + \frac{df}{dh_L}(h_L - \bar{h}_L) \quad (61)$$

onde:

$$\bar{f} = \frac{\bar{L}_{in} - \bar{L}_{out}}{2C\sqrt{[D - \bar{h}_L]\bar{h}_L}} \quad (62)$$

Em termos de variáveis de desvio ($x' = x - \bar{x}$):

$$\frac{dh'_L(t)}{dt} = \frac{df}{dL_{in}}L'_{in} + \frac{df}{dL_{out}}L'_{out} + \frac{df}{dh_L}h'_L \quad (63)$$

Como visto na Equação 50 do item 2.3.3.2, a expressão para a vazão de líquido pela válvula de descarga é não linear e é função da fração de abertura da válvula de líquido (x_L), do nível e pressão no vaso. Linearizando L_{out} e definindo em termos de variáveis de desvio, obtém-se:

$$L'_{out} = L_{out} - \bar{L}_{out} = \frac{dL_{out}}{dx_L}x'_L + \frac{dL_{out}}{dP}P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}h'_L \quad (64)$$

Substituindo na Equação 63:

$$\frac{dh'_L(t)}{dt} = \frac{df}{dL_{in}}L'_{in} + \frac{df}{dL_{out}}\left(\frac{dL_{out}}{dx_L}x'_L + \frac{dL_{out}}{dP}P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}h'_L\right) + \frac{df}{dh_L}h'_L \quad (65)$$

$$\begin{aligned} \frac{dh'_L(t)}{dt} - h'_L \left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right) \\ = \frac{df}{dL_{in}} L'_{in} + \frac{df}{dL_{out}} \left(\frac{dL_{out}}{dx_L} x'_L + \frac{dL_{out}}{dP} P' \right) \end{aligned} \quad (66)$$

Para melhor visualização, adotando $\alpha = - \left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right)$, e dividindo a Equação 66 por α :

$$\frac{1}{\alpha} \frac{dh'_L(t)}{dt} + h'_L = \frac{\frac{df}{dL_{in}}}{\alpha} L'_{in} + \frac{\frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dx_L}}{\alpha} x'_L + \frac{\frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP}}{\alpha} P' \quad (67)$$

Portanto, a constante de tempo τ_L é dada por:

$$\tau_L = \frac{1}{\alpha} = - \frac{1}{\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right)} \quad (68)$$

Aplicando a Transformada de Laplace, as três funções de transferência para a fase líquida são dadas pelas Equações 69, 71 e 73:

I. Altura de Líquido x Vazão de Entrada de Líquido

$$G_1 = \frac{H_L(s)}{L_{in}(s)} = \frac{K_1}{\tau_L s + 1} \quad (69)$$

onde:

$$K_1 = - \frac{\frac{df}{dL_{in}}}{\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right)} \quad (70)$$

II. Altura de Líquido x Fração de Abertura da Válvula de Líquido

$$G_2 = \frac{H_L(s)}{X_L(s)} = \frac{K_2}{\tau_L s + 1} \quad (71)$$

onde:

$$K_2 = - \frac{\frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dx_L}}{\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right)} \quad (72)$$

III. Altura de Líquido x Pressão no Vaso

$$G_3 = \frac{H_L(s)}{P(s)} = \frac{K_3}{\tau_L s + 1} \quad (73)$$

onde:

$$K_3 = - \frac{\frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP}}{\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} \right)} \quad (74)$$

4.1.2 Fase Gasosa

Ainda seguindo a abordagem empregada por Nunes et al. (2010), o balanço de massa da fase gasosa é dado por:

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = [G_{in}(t) - G_{out}(t)]\rho_G(t) \quad (75)$$

onde:

$M_G(t)$ é a massa de gás (kg);

$G_{in}(t)$ é a vazão volumétrica de gás na entrada (m³/s);

$G_{out}(t)$ é a vazão volumétrica de gás na saída (m³/s);

$\rho_G(t)$ é a densidade do gás (kg/m³).

Trabalhando com $\frac{dM_G(t)}{dt}$:

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = \frac{d[V_G(t)\rho_G(t)]}{dt} = V_G(t) \frac{d\rho_G(t)}{dt} + \rho_G(t) \frac{dV_G(t)}{dt} \quad (76)$$

Reconhecendo que $\rho_G(t) = \frac{P(t)MM}{RT}$:

$$\frac{dM_G(t)}{dt} = \frac{MM}{RT} \left(V_G(t) \frac{dP(t)}{dt} + P(t) \frac{dV_G(t)}{dt} \right) \quad (77)$$

onde:

$P(t)$ é a pressão (bar);

MM é a massa molecular (kg/mol);

R é a constante universal dos gases (bar.m³/mol.K);

T é a temperatura (K);

$V_G(t)$ é o volume de gás (m³).

Além disso, admitindo $V = V_L(t) + V_G(t)$, tem-se $dV_G(t) = dV - dV_L(t)$.

Como $dV = 0$:

$$\frac{dV_G(t)}{dt} = -\frac{dV_L(t)}{dt} = -[L_{in}(t) - L_{out}(t)] \quad (78)$$

Substituindo a Equação 78 na Equação 77 e igualando à expressão do balanço de massa (Equação 75), obtém-se:

$$\frac{MM}{RT} \left[V_G(t) \frac{dP(t)}{dt} - P(t)[L_{in}(t) - L_{out}(t)] \right] = [G_{in}(t) - G_{out}(t)]\rho_G \quad (79)$$

Assim, o balanço de massa resultante para a fase gasosa se dá por:

$$\frac{dP(t)}{dt} = \frac{P(t)[G_{in}(t) - G_{out}(t) + L_{in}(t) - L_{out}(t)]}{V - V_L(t)} \quad (80)$$

Novamente o balanço resultou em uma equação não-linear. Linearizando via série de Taylor:

$$\frac{dP(t)}{dt} = g^{LIN} = g(P, G_{in}, G_{out}, L_{in}, L_{out}, V_L) \quad (81)$$

$$g^{LIN} = \bar{g} + \frac{dg}{dP}(P - \bar{P}) + \frac{dg}{dG_{in}}(G_{in} - \bar{G}_{in}) + \frac{dg}{dG_{out}}(G_{out} - \bar{G}_{out}) \\ + \frac{dg}{dL_{in}}(L_{in} - \bar{L}_{in}) + \frac{dg}{dL_{out}}(L_{out} - \bar{L}_{out}) + \frac{dg}{dV_L}(V_L - \bar{V}_L) \quad (82)$$

onde:

$$\bar{g} = \frac{\bar{P}[G_{in} - \bar{G}_{out} + \bar{L}_{in} - \bar{L}_{out}]}{V - \bar{V}_L} \quad (83)$$

Observa-se que a equação linearizada (Equação 82) é função de P' , G'_{in} , L'_{in} , G'_{out} , L'_{out} e V'_L . No entanto, esses três últimos termos requerem atenção por apresentarem expressões não lineares, $G_{out}(t)$, $L_{out}(t)$ e $V_L(t)$, respectivamente.

A expressão não-linear para $G_{out}(t)$ foi apresentada via Equação 51 da seção 2.3.3.2. Já $L_{out}(t)$ foi linearizado no item anterior resultando na expressão para L'_{out} dada pela Equação 64.

A linearização $G_{out}(t)$ e $V_L(t)$, resulta em:

$$G'_{out} = G_{out} - \bar{G}_{out} = \frac{dG_{out}}{dx_G} x'_G + \frac{dG_{out}}{dP} P' + \frac{dG_{out}}{dT} T' \quad (84)$$

$$V'_L = V_L - \bar{V}_L = \frac{dV_L}{dh_L} h'_L \quad (85)$$

Substituindo as Equações 84 e 85 na Equação 82, e após algumas manipulações algébricas, obtém-se:

$$\begin{aligned} \frac{dP'}{dt} - P' \left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right) \\ = \frac{dg}{dL_{in}} L'_{in} + \frac{dg}{dG_{in}} G'_{in} + \frac{dg}{dL_{out}} \left(\frac{dL_{out}}{dx_L} x'_L + \frac{dL_{out}}{dh_L} h'_L \right) \\ + \frac{dg}{dG_{out}} \left(\frac{dG_{out}}{dx_L} x'_G + \frac{dG_{out}}{dT} T' \right) + \frac{dg}{dV_L} \left(\frac{dV_L}{dh_L} h'_L \right) \end{aligned} \quad (86)$$

Analogamente ao procedimento feito para a fase líquida, a análise equação anterior permite identificar a constante de tempo τ_G :

$$\tau_G = - \frac{1}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (87)$$

Aplicando a Transformada de Laplace, as seis funções de transferência para a fase gasosa são dadas pelas Equações 88, 90, 92, 94, 96 e 98:

IV. Pressão no Vaso x Vazão de Entrada de Líquido

$$G_4 = \frac{P(s)}{L_{in}(s)} = \frac{K_4}{\tau_G s + 1} \quad (88)$$

onde:

$$K_4 = - \frac{\frac{dg}{dL_{in}}}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (89)$$

V. Pressão no Vaso x Vazão de Entrada de Gás

$$G_5 = \frac{P(s)}{G_{in}(s)} = \frac{K_5}{\tau_G s + 1} \quad (90)$$

onde:

$$K_5 = - \frac{\frac{dg}{dG_{in}}}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (91)$$

VI. Pressão no Vaso x Fração de Abertura da Válvula de Líquido

$$G_6 = \frac{P(s)}{X_L(s)} = \frac{K_6}{\tau_G s + 1} \quad (92)$$

onde:

$$K_6 = - \frac{\frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dx_L}}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (93)$$

VII. Pressão no Vaso x Altura de Líquido

$$G_7 = \frac{P(s)}{H_L(s)} = \frac{K_7}{\tau_G s + 1} \quad (94)$$

onde:

$$K_7 = - \frac{\frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dh_L} + \frac{dg}{dV_L} \frac{dV_L}{dh_L}}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (95)$$

VIII. Pressão no Vaso x Fração de Abertura da Válvula de Gás

$$G_8 = \frac{P(s)}{X_G(s)} = \frac{K_8}{\tau_G s + 1} \quad (96)$$

onde:

$$K_8 = - \frac{\frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dx_G}}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (97)$$

IX. Pressão no Vaso x Temperatura

$$G_9 = \frac{P(s)}{T(s)} = \frac{K_9}{\tau_G s + 1} \quad (98)$$

onde:

$$K_9 = - \frac{\frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dT}}{\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}} \frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}} \frac{dG_{out}}{dP} \right)} \quad (99)$$

4.2 FLUXOGRAMA DO PROCESSO E ESTABILIDADE DA MALHA

As nove funções de transferência encontradas na seção anterior permitem escrever as seguintes relações para a malha fechada:

$$H_L(s) = G_1 L_{in}(s) + G_2 X_L(s) + G_3 P(s) \quad (100)$$

$$P(s) = G_4 L_{in}(s) + G_5 G_{in}(s) + G_6 X_L(s) + G_7 H_L(s) + G_8 X_G + G_9 T(s) \quad (101)$$

Adotando a premissa de um processo isotérmico, conclui-se que $T(s) = 0$. Outro fator a se considerar é que, uma vez que as oscilações de vazões de entrada de líquido e gás caracterizam o regime de golfadas, elas serão as perturbações do sistema. Dessa forma, tem-se que para malha sem perturbação:

$$H_L(s) = G_2 X_L(s) + G_3 P(s) \quad (102)$$

$$P(s) = G_6 X_L(s) + G_7 H_L(s) + G_8 X_G \quad (103)$$

Substituindo a Equação 103 na Equação 102 em paralelo com a substituição da Equação 102 na Equação 103, obtêm-se as seguintes expressões:

$$H_L(s) = G_2 X_L(s) + G_3 [G_6 X_L(s) + G_7 H_L(s) + G_8 X_G] \quad (104)$$

$$P(s) = G_6 X_L(s) + G_7 [G_2 X_L(s) + G_3 P(s)] + G_8 X_G \quad (105)$$

Isolando $H_L(s)$ na primeira e $P(s)$ na segunda encontra-se:

$$H_L(s) = \left[\frac{G_2 + G_3 G_6}{1 - G_3 G_7} \right] X_L(s) + \left[\frac{G_3 G_8}{1 - G_3 G_7} \right] X_G(s) \quad (106)$$

$$P(s) = \left[\frac{G_6 + G_2 G_7}{1 - G_3 G_7} \right] X_L(s) + \left[\frac{G_8}{1 - G_3 G_7} \right] X_G(s) \quad (107)$$

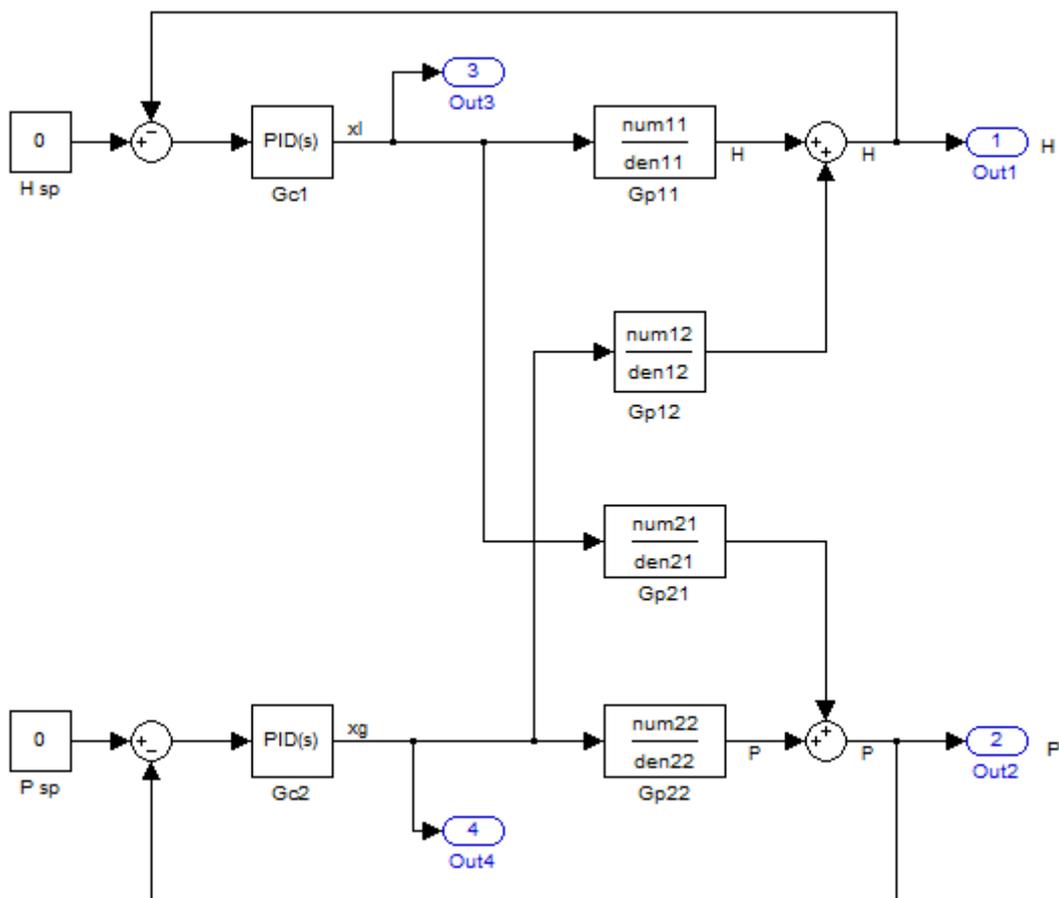
podendo ser escritas de forma simplificada como:

$$H_L(s) = G_{P11} X_L(s) + G_{P12} X_G(s) \quad (108)$$

$$P(s) = G_{P21} X_L(s) + G_{P22} X_G(s) \quad (109)$$

Como visto na seção 2.2.5, G_{P11} , G_{P12} , G_{P21} e G_{P22} representam as funções de transferência caracterizando o controle de processo *multiloop* do separador bifásico, apresentado na Figura 15. As variáveis controladas (saídas do processo) são o nível (altura de líquido) e pressão no tanque enquanto as variáveis manipuladas são as aberturas das válvulas de líquido e de gás, X_L e X_G .

Figura 15 - Malha de controle do separador bifásico (sem perturbações), elaborada no Simulink.



Fonte: Elaborada pela autora.

Os blocos G_{c1} e G_{c2} são referentes a função de transferência dos controladores que atuam sob as válvulas de líquido e gás, respectivamente. Como visto na seção 2.2.4.1, tais funções de transferência resumem-se as constantes K_{c1} e K_{c2} dos controladores proporcionais:

$$\begin{aligned} G_{c1} &= K_{c1} \\ G_{c2} &= K_{c2} \end{aligned} \quad (110)$$

Os blocos em azul representam a saída de dados da integração Simulink-MATLAB. A plataforma permite utilização de parâmetros calculados no ambiente MATLAB e, após realizar toda a simulação do sistema dinâmico retorna os resultados no tempo ao MATLAB, pelos blocos em azul.

A *posteriori* serão adicionadas perturbações referentes condições de golfadas severas na entrada do separador que, na ausência de um controle eficiente, gera instabilidade e oscilações na operação dinâmica.

4.2.1 GARANTIA DA ESTABILIDADE

Averiguar estabilidade é uma etapa crucial em qualquer projeto de sistemas de controle. Esta característica intrínseca do sistema garante que após uma perturbação limitada, a saída do sistema não aumentará indefinidamente, ou seja, também será limitada.

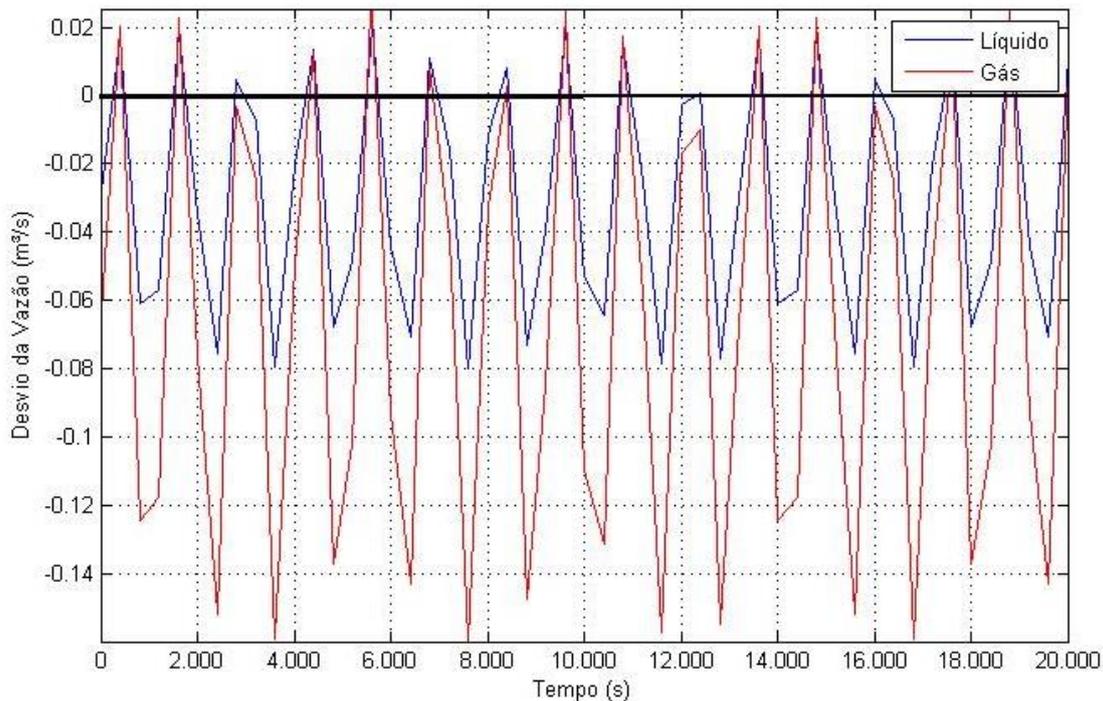
Na seção 2.2.6.2, constatou-se que a estabilidade de sistemas *multiloop* depende de ambos controladores, G_{c1} e G_{c2} , e de todas as quatro funções de transferências do processo: G_{P11} , G_{P12} , G_{P21} e G_{P22} .

Primeiramente, encontrou-se a equação característica do sistema conforme Equação 43 para então aplicar o Critério de Routh e definir a região de estabilidade do sistema. Assim, determinou-se as faixas de valores em que permite variações de K_{c1} e K_{c2} sem problemas de instabilidade. Verificou-se que todo o terceiro quadrante do gráfico cartesiano é solução, ou seja, o sistema é estável para qualquer par de valores negativos de K_{c1} e K_{c2} .

4.3 PERTURBAÇÕES

A simulação dinâmica do separador foi realizada reproduzindo ocorrência de golfadas mediante oscilações nas vazões de entrada de líquido e gás. Baseando-se nas magnitudes e durações das golfadas empregadas por VAZ (2009) e NUNES (2010), as perturbações nas vazões de entrada de líquido e gás utilizadas na simulação estão apresentadas na Figura 16.

Figura 16 - Alimentação de líquido e gás para o separador bifásico.



Fonte: Elaborada pela autora.

4.4 DADOS DE ENTRADA

4.4.1 MATLAB/SIMULINK

A Tabela 3 exibe todos os dados de entrada adotados. A maioria destes foram os mesmos utilizados por NUNES (2010) objetivando uma simulação mais realística.

Tabela 3 - Dados de entrada MATLAB/Simulink

Pressão à jusante da válvula de líquido	$P_1 = 1$	bar
Pressão à jusante da válvula de gás	$P_2 = 6$	bar
Coefficiente de vazão da válvula de líquido	$C_{VL} = 1025$	GPM/psi ^{1/2}
Coefficiente de vazão da válvula de gás	$C_{VG} = 120$	GPM/psi ^{1/2}
Densidade do líquido	$\rho_L = 850$	kg/m ³
Densidade da água	$\rho_L = 999,19$	kg/m ³
Volume do vaso	$V = 19,8$	m ³
Aceleração da gravidade	$g = 9,81$	m ³
Massa molecular do gás	$MM_G = 0,021$	kg/mol
Massa molecular do ar	$MM_{ar} = 0,02897$	kg/mol
Temperatura	$T = 303,15$	K

Condições Estado Estacionário		
Vazão de entrada de líquido	$L_{in} = 0,08$	m ³ /s
Vazão de saída de líquido	$L_{out} = 0,08$	m ³ /s
Vazão de entrada de gás	$G_{in} = 0,16$	m ³ /s
Vazão de saída de gás	$G_{out} = 0,16$	m ³ /s
Pressão no vaso	$P = 8$	bar
Fração de abertura da válvula de líquido	$x_L = 0,5$	
Fração de abertura da válvula de gás	$x_G = 0,5$	

Fonte: Elaborada pela autora.

Consultando catálogos de fabricantes observou-se que, para dadas condições de pressão e vazões de entrada, vasos separadores horizontais possuem, na média, um volume igual a 19,8 m³.

4.4.2 OTIMIZADOR PSO

Como pode ser observado na Figura 17, o código exige a determinação dos limites e estimativas iniciais das variáveis a serem otimizadas. Além disso, permite a configuração dos parâmetros da Otimização por Enxame de Partículas (PSO), como tamanho do enxame, número máximo de iterações e valores dos fatores cognitivo e social.

Figura 17 - Interface *Main* PSO

```

2      % Chutes iniciais: kc1, kc2 e C
3      X0=[-10,-0.05,9.83];
4      %Limites inferior: kc1, kc2 e C na otimizacao
5      Lb=[-50,-2, 4.6546];
6      %Limites Superior: kc1, kc2 e C na otimizacao
7      Ub=[-0.01,-0.01,15];
8      %-----
9
10     %***** AQUI RODA A *****
11     %***** OTIMIZAÇÃO PSO *****
12
13     % SWARM_SIZE= Tamanho do Enxame
14
15     % MAX_ITER = Numero Maximo de Gerações
16
17     % COGNITIVE_ACC = Fator de conhecimento Individual
18
19     % SOCIAL_ACC = Fator de conhecimento social
20
21     %-----Configuracao do PSO-----
22     options = PSOSET('SWARM_SIZE',80,'MAX_ITER',120,'COGNITIVE_ACC',2.8,'SOCIAL_ACC',1.3)
23
24     % Nome função objetivo = Separador
25     % Incluir Restrições na Função Objetivo
26     %-----PSO-----
27     [K , Fval] = PSO('Separador',X0,Lb,Ub,options);

```

Fonte: *Printscreen* código MATLAB.

CONFIGURAÇÕES PSO

Os parâmetros de configuração do PSO foram definidos conforme Carlisle e Dozier (2010) que mostraram ser vantajoso ajustar a razão cognitivo/social de modo a favorecer o cognitivo (exame individualista). 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.

VARIÁVEIS A SEREM OTIMIZADAS

Os parâmetros a serem otimizados são os valores dos controladores proporcionais, K_{c1} e K_{c1} (revisitos no item 4.2) e comprimento C do separador de modo que, como o volume é fixo, sabendo-se o comprimento ótimo do separador, encontra-se o fator RCD ótimo.

FUNÇÃO OBJETIVO

A função objetivo *Separador* retorna tanto os valores de variação percentual máxima das saídas de pressão e nível quanto as aberturas exigidas das válvulas de descarga de líquido e gás. Como observado nos itens 2.3.3.3 e 2.3.3.4, a faixa ideal de controle das válvulas globo encontra-se na região de abertura entre 30% a 80%, desse modo, a função objetivo *Separador* já descarta quaisquer soluções cuja abertura ultrapasse esses limites.

RESTRIÇÕES

Foi adotado um limite máximo de comprimento de 15 metros pois em unidades *offshore* busca-se equipamentos de menor tamanho e peso devido as configurações das UEPs (Unidades Estacionárias de Produção). Na seção 3.3, observou-se o limite mínimo de *RCD* a ser utilizado. Como o volume é constante e igual a 19,8 m³ (item 4.4.1), quando $RCD = 2$, tem-se um comprimento de 4,6546 m, sendo este o limite inferior considerado.

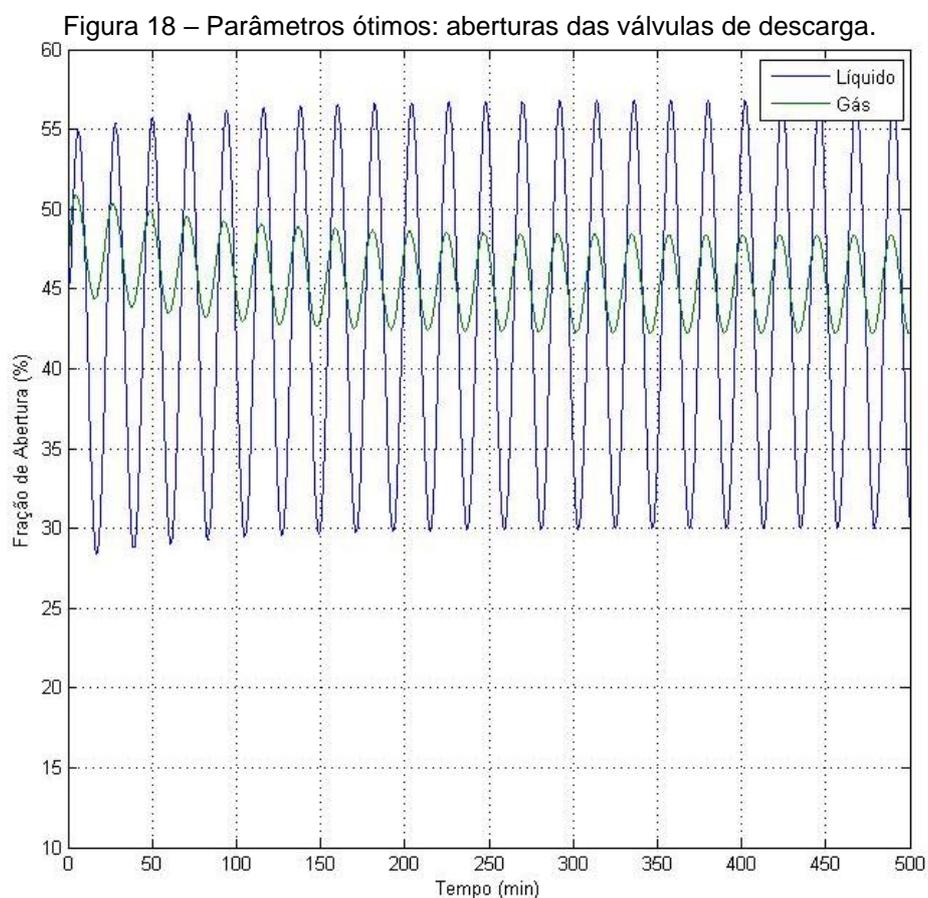
Objetivando poupar tempo computacional, realizou-se uma série de simulações antes de aplicar a otimização de modo a restringir os limites dos controladores, já eliminando aqueles valores em que se observou o não atendimento aos requisitos da válvula. Todos os valores utilizados na otimização são os mesmos exibidos na Figura 17, apresentada anteriormente.

5 RESULTADOS OTIMIZAÇÃO

Os parâmetros que levam ao resultado ótimo são:

$$\begin{aligned} K_{C1} &= -0,9271 \\ K_{C2} &= -0,0499 \\ RCD &= 2,0258 \end{aligned} \quad (111)$$

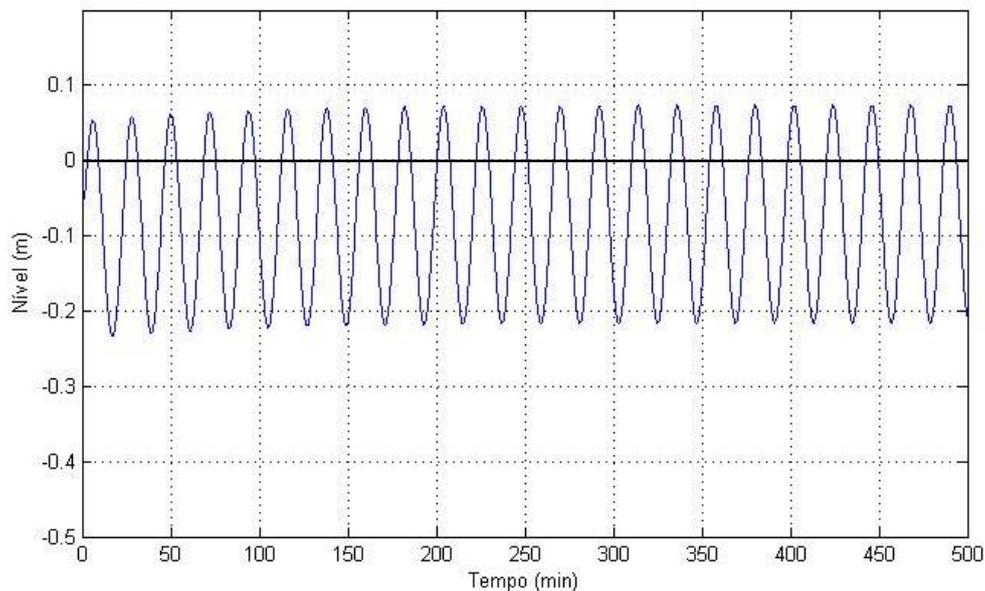
Primeiramente, pela Figura 18 nota-se que ambas as válvulas estão, como visto no item 2.3.3.4, dentro da faixa de operação ideal, entre 30% e 80%:



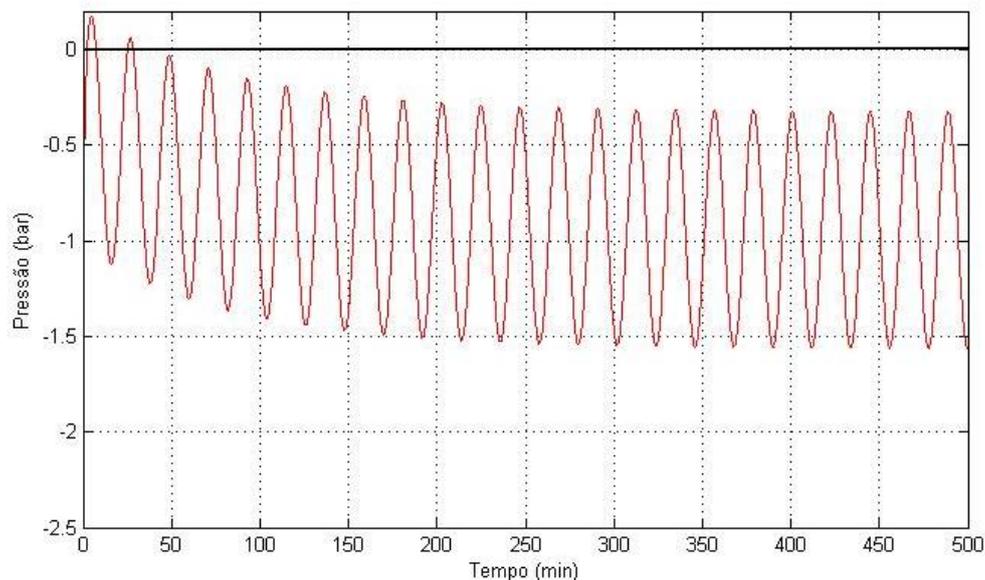
Fonte: Elaborada pela autora.

Como pode ser observado nas Figuras 19a e 19b, o controle do nível e da pressão se mostraram eficientes, com máximas variações de 0,2157 metros e 1,5616 bar, respectivamente. Equivalentes às variações percentuais de 18,62% do nível e 19,52% da pressão em relação aos seus respectivos valores no estado estacionário.

Figura 19 - Parâmetros ótimos (manipulados): Variações de saída.



(a)



(b)

Fonte: Elaborado pela autora

Observa-se que, uma vez estabelecido o limite inferior de $RCD = 2$ (Seção 3.3), o valor RCD ótimo igual a 2,0258 é um forte indicativo de que quanto menor a razão comprimento-diâmetro melhor será o controle das saídas do separador, ao mesmo tempo em que as aberturas das válvulas de controle se encontram dentro da faixa ideal.

Para averiguar a veracidade dos resultados, testou-se outros valores para os parâmetros de entrada K_{C1} , K_{C2} e RCD sempre fixando dois e variando um. Afim de tornar as comparações mais consistentes, calculou-se as variações em

porcentagem uma vez que, ao alterar a geometria do separador, muda-se o valor do nível no estado estacionário (equivalente à metade do diâmetro), e assim, variações no nível podem ficar mais ou menos relevantes.

As Tabelas 4a, 4b e 4c, apresentam as comparações entre resultados utilizando valores ótimos e outros menores/maiores. Vale ressaltar que aquele cuja maior variação da válvula observada, seja a de líquido ou de gás, ultrapassar a faixa ideal, já não atendeu o pré-requisito inicial e análises posteriores foram descartadas.

Tabela 4 - Comparação de resultados.

		K_1				
		$K_1 > K_1 \text{ ótimo}$		$K_1 \text{ ótimo}$	$K_1 < K_1 \text{ ótimo}$	
		-0,05	-0,2	-0,9271	-2	-100
Maior variação abertura válvula	%	37,7863	31,8060	30,0006	29,8711	29,8004
Variação nível	m	-2,3644	-0,097	-0,2157	*	*
	%	204,0568	78,5116	18,61	*	*
Variação Pressão	bar	-2,4457	-1,8973	-1,5616	*	*
	%	30,5718	23,7164	19,5197	*	*

(a) Variações em K_1 .

		K_2			
		$K_2 > K_2 \text{ ótimo}$	$K_2 \text{ ótimo}$	$K_2 < K_2 \text{ ótimo}$	
		-0,01	-0,0499	-0,1	-10
Maior variação abertura válvula	%	32,5769	30,0006	28,3821	24,2158
Variação nível	m	-0,1879	-0,2157	*	*
	%	16,2186	18,61	*	*
Variação Pressão	bar	-2,4228	-1,5616	*	*
	%	28,0346	19,5197	*	*

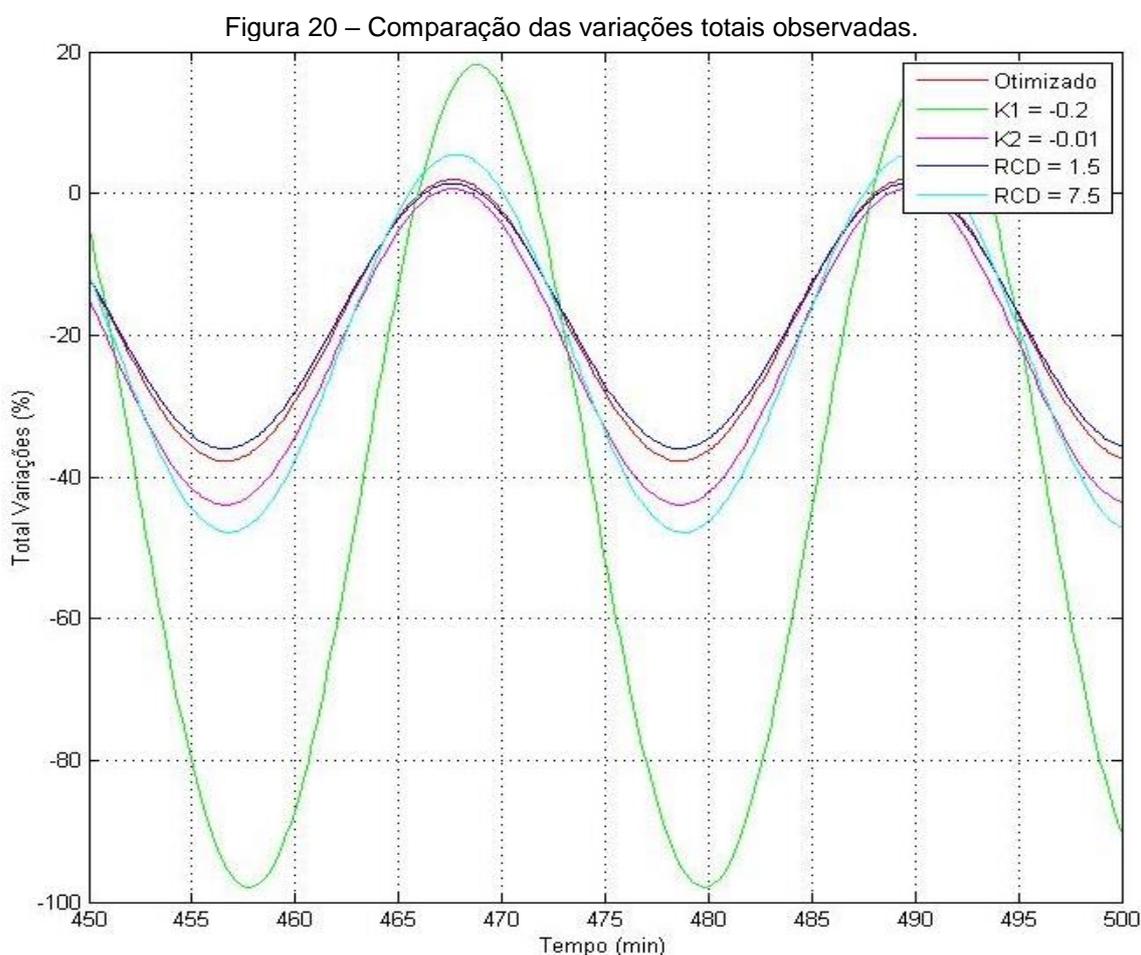
(b) Variações em K_2 .

		<i>RCD</i>			
		<i>RCD</i> < <i>RCD</i> _{ótimo}	<i>RCD</i> _{ótimo}	<i>RCD</i> > <i>RCD</i> _{ótimo}	
		1,5	2,0258	4	7,5
Maior variação abertura válvula	%	30,0048	30,0006	30,0057	30,0297
Variação nível	m	-0,2157	-0,2157	-0,2157	-0,2154
	%	16,8390	18,61	23,3499	28,7582
Variação Pressão	bar	-1,5559	-1,5616	-1,5772	-1,5953
	%	19,4493	19,5197	19,7146	19,9413

(c) Variações em *RCD*.

Fonte: Elaborada pela autora.

De modo a tornar mais visível os efeitos da otimização, a Figura 20 exibe as variações de pressão somadas as variações de nível observadas para maioria das entradas da Tabela 4.



Fonte: Elaborada pela autora.

Nota-se que o total de variação foi nitidamente menor para os parâmetros ótimos estabelecidos, exceto para $RCD = 1.5$, uma vez que esse valor não estava contido na faixa de otimização. Contudo, isso confirma a hipótese anteriormente apresentada: quanto menor o RCD melhor o controle do separador bifásico horizontal sob o regime de golfadas.

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Neste trabalho buscou-se encontrar a geometria ótima de separadores horizontais bifásicos que melhor amortença as perturbações severas de produção (golfadas). Para isto, primeiramente modelou-se as relações entre variáveis controladas e manipuladas, procedendo-se, em seguida, à sintonia dos controladores, testada sob perturbações severas. Por fim, abordou-se o emprego do algoritmo de otimização *Particle Swarm Optimization*.

O desempenho otimizado apresentado pela estrutura de controle proposta, sintonia dos controladores e metodologias empregadas permitiu obter uma importante noção de dimensionamento de vasos separadores bifásicos horizontais sob viés dinâmico: quanto menor for a relação comprimento-diâmetro (coeficiente RCD), mais adequado será o separador sujeito a regime de golfadas severas, uma vez que menores serão as oscilações de pressão e nível no separador.

Entretanto, um comprimento muito reduzido dificulta a separação dos fluidos, pois reduz o caminho percorrido pela corrente de gás diminuindo o tempo de decantação das gotículas de óleo presentes. Dessa forma, apesar dos resultados indicarem que quanto menor o coeficiente RCD melhor o controle do separador em relação às golfadas, deve-se, ao mesmo tempo, levar em conta a necessidade de garantir uma separação eficiente dos fluidos.

Foi também possível notar a sensibilidade do comportamento do sistema às estruturas de controle adotadas, ressaltando a importância de uma ferramenta de simulação na definição e de estratégias de operação e controle. Apesar das simplificações empregadas, com grande margem para otimização de desempenho do sistema de controle proposto, os resultados obtidos apresentam uma redução significativa das oscilações causadas pelas golfadas.

Para trabalhos futuros sugere-se: (i) a implementação de um controle mais robusto (como o PI e PID) e comparação com os resultados obtidos; (ii) verificar se as conclusões do caráter geométrico se mantêm no cenário de dois vasos separadores em série; (iii) Devido às dificuldades de se obter dados sobre as condições reais de vasos separadores, foi utilizado apenas um conjunto de dados. Para um estudo mais aprofundado, sugere-se a obtenção de um conjunto maior de dados.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARAÚJO, O. Q. F.; NUNES, G. C; MEDEIROS, J. L.; **Modelagem Dinâmica do Processamento Primário de Petróleo: Conceitos Fundamentais e Aplicação em Controle de Processos**. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2010.

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. **API SPECIFICATION 12J**: Specification for Oil and Gas Separators. 8 ed. Washington: Ihs, 2008.

ASHIKAWA, Fábio Hideki. **Mitigação de Golfadas em Sistemas Offshore Utilizando Modelo Dinâmico Simplificado**. 2017. 131 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2017.

ASTRÖM, K. J. **Control System Design**. Lecture notes for ME 155. University of California. Santa Barbara, 2002.

CAMPOS, Mario Cesar M. M. de; TEIXEIRA, Herbert C. G. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. São Paulo: Blucher, 2006.

CARACIOLO, M. P. **Multi-Ring: Uma Nova Topologia Para Otimização por Enxame de Partículas (PSO)**. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia da Computação. Universidade de Pernambuco. Pernambuco, 2008.

CALVACANTE, Raquel. **Dimensionamento de Vaso Separador Bifásico Horizontal**. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia de Petróleo. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Natal, 2015.

Carlisle A. and Dozier G.; **Adapting particle swarm optimization to dynamic environments**, In International Conference on Artificial Intelligence, Vol.I, pp.429–434, Las Vegas, 2000.

CONAMA. Resolução nº 393, de 08 de agosto de 2007. Disponível em:

<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=541>. Acesso em: 24 mai. 2017.

COPPE - Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia. **Projetos de Engenharia do Petróleo**. Rio de Janeiro, 2010. Disponível em: < <http://www.turbulencia.coppe.ufrj.br/petroleo/>> Acesso em: 02 jun. 2017.

DOMINGUES, Flávia. **Macaé Offshore: Negócios e Tecnologias de Petróleo e Gás**, Macaé. Disponível em: <<http://www.macaeeoffshore.com.br/revista/internas.asp?acao=noticia2&edicao=58>> Acesso em: jun. 2017.

GEITNER, F. K.; BLOCH, HEINZ. **Machinery Failure Analysis and Troubleshooting**. 4th ed. Texas: Elsevier, 2012.

GODHAVN, J.M., STRAND, S., SKOFTELAND, G. **Increased Oil Production by Advanced Control of Receiving Facilities**. IFAC 2005. Disponível em: <<http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/ifac2005/Fullpapers/02670.pdf>> Acesso em: 07 jun. 2017.

HOUCQUE, David. **Introduction to MATLAB for Engineering Students**. Northwestern University. Evanston, 2005. 74p.

JUNIOR, Almir Kimura. **Introdução aos Sistemas de Controle**. Universidade do Estado do Amazonas. 39 slides. Apresentação em Power-point. Manaus, 2016.

KENNEDY, J. F.; KENNEDY, J.; EBERHART, R. C. **Swarm intelligence**. [S.l.]: Morgan Kaufmann, 2001.

MARLIN, Thomas E. **Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance**, 2nd ed. McMaster University. Hamilton: McGraw-Hill, 2015.

MARTINS, A. M. et al. **Apostila de MATLAB**. Universidade Federal do Ceará. Departamento de Engenharia Elétrica. Programa de Educação Tutorial. Fortaleza, 2010.

NICE, Norman S. **Engenharia de Sistemas de Controle**. 6 ed. Tradução de: *Control systems engineering*, 6th ed. Rio de Janeiro: LTC, 2013.

NUNES, G. C; MEDEIROS, J. L.; ARAÚJO, O. Q. F. 1 ed. **Modelagem e Controle na Produção de Petróleo: Aplicações em Matlab**. São Paulo: Blucher, 2010.

OLIVEIRA, A. L. L. **Fundamentos de Controle de Processo**: Trabalho realizado em parceria SENAI / CST. 2. Espírito Santo: SENAI, 1999. E-Book. Disponível em:

<http://www.netsoft.inf.br/aulas/7_EAC_Sistemas_Realimentados/Ebook_CPM_Instrumentacao.pdf>. Acesso: 24 mai. 2017.

PALHARES, Reinaldo Martinez. **Estabilidade de Sistemas Lineares Realimentados**. Universidade Federal de Minas Gerais. 20 slides. Apresentação em Power-point. Belo Horizonte, 2009.

PETROBRAS – PETRÓLEO BRASILEIRO S. A. **Processamento Primário de Petróleo**. Apostila. Rio de Janeiro, Brasil, 2007.

PETROBRAS – PETRÓLEO BRASILEIRO S. A. **Conheça curiosidades sobre equipamentos de nossos sistemas submarinos**. Rio de Janeiro, Brasil, 2015. Disponível em: < <http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/conheca-curiosidades-sobre-equipamentos-de-nossos-sistemas-submarinos.htm>> Acesso em: 02 jun. 2017.

POLIGON VÁLVULAS INDUSTRIAS. **A Importância da Rangeabilidade em Válvulas de Controle: Boletim Comparativo da Rangeabilidade das Válvulas VEC e Globo**. São Paulo, 2014. Disponível em: < http://www.poligon.com.br/downloads/rangeabilidade_vec.pdf> Acesso: 10 mai. 2017.

RIBEIRO, G. S.; DAMAS, S. L. K. **Estudo de Controle por Bandas em uma Planta de Processamento Primário de Petróleo**. 2013. 72 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia de Controle e Automação, Instituto Federal Fluminense, Rio de Janeiro, 2013

RIBEIRO, M. A. **Válvulas de Controle e Segurança**. 5ª ed. Capítulo 4. Salvador: TEK, 1999.

SEBORG, D. E.; Edgar, T F.; Mellichamp, D. A.; **Process Dynamics and Control**, 3rd ed. John Wiley Andamp; Sons, New York, 2011.

SERAPIÃO, A. B. de S. Fundamentos de Otimização por Inteligência de Enxames: Uma Visão Geral. **Revista Controle & Automação**, Rio Claro, v. 20, n. 3, p.271-304, jul. 2009. Trimestral.

SILVA, A. S.; NETO A. T. **Sistemas de Controle**. Apostila. Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2008. Disponível em: <<http://www.labspt.ufsc.br/~aguinald/ensino/eel7063/root.html>> Acesso: 08 mai. 2017.

SILVA, F. R. **Estudo de um Novo Sistema de Separação Primária de Gás-Óleo-Água para Plataformas de Petróleo**. 2013. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia de Engenharia Química. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2013.

SOUZA Filho, J. E. de. **Processamento Primário de Fluidos: Separação e Tratamento**. Programa Trainees Petrobras. Curso de Engenharia de Petróleo Salvador: Universidade Corporativa Petrobras, 2004.

UNIP, Universidade Paulista. **Sistemas de Controle e Servomecanismos: Especificações de Desempenho em Resposta.** Apostila da Universidade Paulista, Campus Araraquara.

VAZ, Juliana Casaccia. **Síntese de Controle e Análise de Cenários em Planta Offshore de Óleo e Gás.** 2009. 167 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.