

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA (PEQ-UFS)

MÁRCIO LINDEMBERG BEZERRA DE MEDEIROS

**CONTROLE ADAPTATIVO TIPO *GAIN SCHEDULING*
APLICADO AO CONTROLE DE NÍVEL DE VASO
SEPARADOR DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

São Cristóvão (SE)

(2020)

MÁRCIO LINDEMBERG BEZERRA DE MEDEIROS

**CONTROLE ADAPTATIVO TIPO *GAIN SCHEDULING*
APLICADO AO CONTROLE DE NÍVEL DE VASO
SEPARADOR DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Martins de Oliveira Júnior

Coorientador: Prof. Dr. Rodolpho Rodrigues Fonseca

São Cristóvão (SE)

(2020)

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE

M488c Medeiros, Márcio Lindemberg Bezerra De
Controle adaptativo tipo *gain scheduling* aplicado ao controle de nível de vaso separador de petróleo e gás natural / Márcio Lindemberg Bezerra De Medeiros ; orientador Antônio Martins de Oliveira Júnior. - São Cristóvão, 2020.
78 f. :il.

Dissertação (mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Sergipe, 2020.

1. Engenharia química. 2. Modelagem. 3. Gases. 4. Petróleo. I. Oliveira Júnior, Antônio Martins de, orient. II. Título.

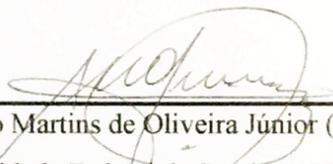
CDU 66.07

MÁRCIO LINDEMBERG BEZERRA DE MEDEIROS

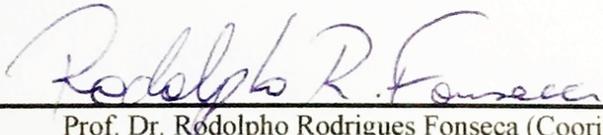
**CONTROLE ADAPTATIVO TIPO *GAIN SCHEDULING* APLICADO AO
CONTROLE DE NÍVEL DE VASO SEPARADOR DE PETRÓLEO E GÁS
NATURAL**

Dissertação de Mestrado aprovada no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da
Universidade Federal de Sergipe em 19 de junho 2020.

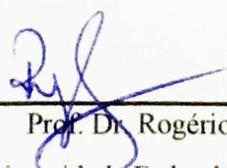
BANCA EXAMINADORA



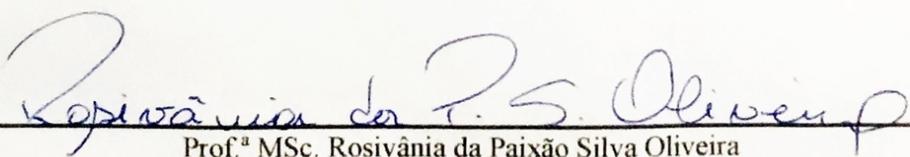
Prof. Dr. Antônio Martins de Oliveira Júnior (Orientador)
Universidade Federal de Sergipe - UFS



Prof. Dr. Rodolpho Rodrigues Fonseca (Coorientador)
Universidade Federal de Sergipe – UFS



Prof. Dr. Rogério Luz Pagano
Universidade Federal de Sergipe – UFS



Prof.ª MSc. Rosivânia da Paixão Silva Oliveira
Universidade Federal de Sergipe – UFS

Dedico esta conquista ao meu Senhor, Jesus Cristo, por meio de quem tudo me foi possível na vida.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, primeiramente, ao meu Deus e ao Senhor Jesus por ter me permitido atingir esta realização.

À minha esposa, Lidiane Medeiros, pelo companheirismo e motivação, pelo entendimento e força nos momentos mais difíceis. Aos meus filhos Sara e Lucas por seu carinho, apoio e compreensão. Ao Missionário Rafael Manoel e ao Reverendo José Santana pelas constantes palavras de incentivo.

Ao meu orientador, Antônio Martins, por toda motivação e orientação para que este trabalho pudesse ser desenvolvido e principalmente concluído.

Ao meu coorientador, Rodolpho Fonseca, pela revisão minuciosa e por valiosas sugestões para o amadurecimento desta pesquisa.

Às empresas SIGMARHOH WELL TESTING SERVICES e GEOFEX por disponibilizarem os dados de processos reais de seu banco de dados para validação dos modelos desenvolvidos neste trabalho.

“O conhecimento traz orgulho, mas o amor edifica. Quem pensa conhecer alguma coisa, ainda não conhece como deveria”

(1 Coríntios 8:1b-2)

RESUMO

Os conceitos de modelagem e simulação aplicados ao controle de nível em processamento primário de petróleo e gás constituem uma ferramenta de grande importância por permitirem a realização de testes que provavelmente não poderiam ser viáveis devido a restrições operacionais e de segurança. Embora a dinâmica do nível seja bem conhecida do ponto de vista físico, sempre haverá não-linearidades inerentes que deverão ser verificadas mediante a realização de procedimento de identificação de modelo, necessitando razoável precaução na aplicação de ferramentas de modelo linear. De modo a garantir o desempenho desejado, uma estratégia de controle adaptativo foi proposta para realizar o controle de nível de um separador de petróleo e gás natural usando a técnica *Gain Scheduling Control (GSC)*. Tomando por base o modelo de um processo de primeira ordem (*First Order Process – FOP*) sem tempo morto, os ganhos estáticos e constantes de tempo foram determinados para cada ponto pertencente a faixa (*range*) operacional do equipamento e, pelo método de sintonia IMC, encontrada a matriz de sintonia para um controlador do tipo PI, implementado em um controlador PI comercial usando-se a metodologia de interpolação polinomial. O separador horizontal bifásico foi simulado utilizando-se o pacote computacional MATLAB/SIMULINK® e dados de processo de um vaso separador em planta real foi usado para identificar e validar a modelagem proposta em um esforço de testar a estratégia de controle adaptativo para aplicações práticas. Por simulação do modelo não linear, foi possível confirmar, através de índices de qualidade, melhor desempenho do controlador GSC comparado a um controlador PI convencional tanto para o problema servo quanto para o problema regulatório com redução de até 17,30% no índice IAE, 41,67% no índice ISE, 16,38% no índice ITAE, 41,32% no índice ITSE e 33,68% no esforço de controle (CE).

Palavras-chave: modelagem; controle de nível adaptativo; separador de petróleo e gás.

ABSTRACT

Concepts of modeling and simulation applied to level control of oil and gas separators in production facilities forms a very important tool because makes possible to perform tests that probably could not be viable due to operation and safety constraints. Besides the level dynamics can be well understood regarding the physical model, there will always be non-linearities to approach using a system identification procedure, requiring reasonable care on linear model identification. In order to assure a desired control performance, the adaptive control strategy has been proposed for level control for an oil and gas separator using the Gain Scheduling Controller (GSC) technique. Based on a first order process without time delay, the static gain and time period were determined for each point inside the operational space range of the equipment and by Internal Model Control (IMC), the tuning matrix found for a Proportional Integral (PI) controller implemented in a real commercial PID controller using polynomial interpolation methodology. The horizontal separator was simulated using MATLAB/SIMULINK® and data from a real separator vessel were used to identify and validate the proposed process modeling in attempt to test an adaptive control strategy for practical applications. Once the GSC was implemented, simulations were performed over the non-linear system and results have shown better performance indexes for GSC while compared to the standard PI controller for both servo and regulatory problems with reductions up to 17,30% for IAE, 41,67% for ISE, 16,38% for ITAE, 41,32% for ITSE and 33,68% for Control Effort (CE).

Keywords: modeling; adaptive level control; oil and gas separator

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CE	<i>Control Effort</i> – esforço de controle
CLP	Controlador Lógico Programável
FOP	<i>First Order Process</i> – processo de primeira ordem
FT	Função de transferência
GSC	<i>Gain Scheduling Control</i> – controle com ganhos programados
IAE	<i>Integral of Absolute Error</i> – integral do erro absoluto
IMC	<i>Internal Model Control</i> – controle de modelo interno
ISE	<i>Integral of Square Error</i> – integral do erro quadrático
ITAE	<i>Integral of Time weighted Absolute Error</i> – integral do erro ponderado absoluto
ITSE	<i>Integral of Time weighted Square Error</i> – integral do erro ponderado quadrático
LPV	<i>Linear Parameter Varing</i> – variação de parâmetros lineares
LRV	<i>Lower Range Value</i> – valor inferior da faixa
LT	<i>Level Transmitter</i> – transmissor de nível
LTI	<i>Linear Time Invariant</i> – linear invariante no tempo
LV	<i>Level Valve</i> – válvula de nível
MPC	<i>Model Predictive Control</i> – controle de modelo preditivo
MRAC	<i>Model Reference Adaptive Controller</i> – controlador adaptativo referenciado por modelo
PI	<i>Proportional Integral</i> – proporcional integral
PID	<i>Proportional Integral Derivative</i> – proporcional integral derivativo
PV	<i>Process Variable / Pressure Valve</i> – variável de processo / válvula de pressão
RLS	<i>Recursive Least-squares</i> – mínimos quadrados recursivos
RTD-A	<i>Robustness, setpoin Tracking, Disturb rejection and overall Agressiveness</i> – robustez, rastreamento, rejeição de distúrbios e agressividade global
SP	<i>Setpoint</i> – valor de referência
URV	<i>Upper Range Value</i> – valor alto da faixa

LISTA DE SÍMBOLOS

\overline{L}_{in} ,	Vazão volumétrica de entrada no estado estacionário
\overline{L}_{out} ,	Vazão volumétrica de saída no estado estacionário
\overline{x}_L, x_{L0}	Posição da válvula no estado estacionário
\bar{h}, h_0	Nível estacionário
C_v	Coefficiente de vazão de válvulas de controle
$G_1(s)$	FT que relaciona L_{in} com h
$G_2(s)$	FT que relaciona x_L com h
$G_3(s)$	FT que relaciona P com h
G_{MF}	Função de transferência em malha fechada
K_c	Ganho proporcional
K_p	Ganho estático do processo de primeira ordem
K_{p1}	Ganho estático de $G_1(s)$
K_{p2}	Ganho estático de $G_2(s)$
K_{p3}	Ganho estático de $G_3(s)$
K_{rangeL}	Ganho do range elemento primário
L_{in}	Vazão volumétrica de entrada
L_{out}	Vazão volumétrica de saída
\bar{P}	Pressão em estado estacionário
P_1	Pressão a jusante da LV
T_d	Tempo derivativo
T_i	Tempo integral
x_L	Posição da válvula: 0 – fechada / 1 – completamente aberta
ρ_L	Densidade do líquido em $\frac{kg}{m^3}$
ρ_f	Densidade relativa de líquidos
τ_p	Constante de tempo do processo de primeira ordem
τ_{p1}	Constante de tempo de $G_1(s)$
τ_{p2}	Constante de tempo de $G_2(s)$
τ_{p3}	Constante de tempo de $G_3(s)$
Δx_L	Variação de entre o valor máximo e mínimo de x_L
ΔP	Diferencial de pressão

$h(t), h$	Nível de líquido do separador
C	Comprimento do vaso separador
D	Diâmetro do vaso separador
$G(s)$	Função de transferência (FT)
P	Pressão do separador
T	Intervalo de tempo entre dois picos do sistema de segunda ordem
$e(t), \varepsilon(t)$	Sinal de erro no domínio do tempo
f	Aproximação linear de $\frac{dh}{dt}$
t	Tempo
$u(t), u$	Sinal de controle
θ	Tempo morto, ângulo do triângulo EFG
λ	Constante de tempo e parâmetro da sintonia IMC
ξ	Razão de amortecimento do sistema de segunda ordem
τ	Período de oscilação do sistema de segunda ordem

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	15
1.1 Objetivos	16
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO DA LITERATURA	18
2.1 Modelagem matemática	18
2.2 Linearização, Transformada de Laplace e Função de transferência	18
2.3 Sistemas de controle automático.....	20
2.4 Processo e Perturbação.....	21
2.5 Estabilidade de sistemas lineares	22
2.6 Sinais de entrada $R(s)$ e de distúrbio $D(s)$	22
2.7 Controladores Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	22
2.8 Sintonia de Controladores PI	24
2.9 Método de Sintonia IMC (<i>Internal Model Controller</i>).....	24
2.10 Elemento Final de Controle	26
2.11 Elemento Primário de Controle	28
2.12 Índices de desempenho de controladores industriais	29
2.13 Controle de nível de vasos separadores de petróleo e gás	30
2.14 Controle de nível adaptativo em processos industriais	31
2.15 Controlador GSC	33
2.16 Separadores horizontais	34
3. MATERIAIS E MÉTODOS	36
3.1 Modelagem do separador bifásico	36
3.1.1 Relações geométricas do vaso separador horizontal.....	36
3.1.2 Balanço de massa da fase líquida.....	37
3.1.3 Sistema algébrico-diferencial que compõe o modelo do vaso separador bifásico.....	39
3.2 Linearização do modelo do vaso separador bifásico	41
3.2.1 Fase líquida	41

i. FT $G1(s)$ que relaciona a vazão de alimentação com o nível	42
ii. FT $G2(s)$ que relaciona a abertura da válvula de líquido com o nível	43
iii. FT $G3(s)$ que relaciona a pressão de separação com o nível	43
3.3 Implementação do modelo linear	44
3.4 Validação do modelo linear	45
3.5 Projeto do controlador tipo GSC.....	46
3.5.1 Matriz de linearização local	46
3.5.2 Método de sintonia do controlador GSC	47
3.5.3 Método de transição de sintonia do controlador GSC	48
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES	51
4.1 Conjunto de dados de processo real e correção do modelo linear	51
4.2 Validação do modelo linear em malha aberta e malha fechada.....	53
4.3 Controlador GSC	55
4.3.1 Matriz de linearização local	55
4.3.2 Sintonia do controlador GSC pelo método IMC.....	56
4.3.3 Matriz de sintonia do controlador GSC pelo método IMC.....	58
4.3.4 Polinômios de transição de sintonia do controlador GSC pelo método IMC	58
4.4 Resultados da simulação do controlador GSC aplicado ao modelo não linear.....	59
4.4.1 Linearização do modelo para sintonia fixa do controlador PI convencional.....	60
4.4.2 Simulação de mudanças de SP (problema servo)	60
4.4.3 Simulação de distúrbios na carga de alimentação (problema regulatório)	66
5. CONCLUSÃO	70
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	71
APÊNDICE A – Modelo não-linear implementado no SIMULINK.....	75
APÊNDICE B – PROGRAMA MATLAB SEPARATOR.M.....	76

1. INTRODUÇÃO

O petróleo e o gás natural compõem uma importante parcela da matriz energética mundial, inclusive da brasileira. De origem fóssil, não renovável, as reservas conhecidas estão em constante reavaliação de seus potenciais. Atualmente, dada a volatilidade do valor comercial do barril de petróleo, campos que há algumas décadas eram extremamente lucrativos e se tornaram marginais ou maduros, requerem um olhar diferenciado por parte dos investidores, especialmente porque estes representam a maioria dos campos terrestres e, hoje, assumiram uma posição de relativa disputa em leilões, para novos investidores, realizados periodicamente pela Agência Nacional de Petróleo (ANP).

Neste ambiente de grande competitividade, todas as etapas da produção, desde a estratégia de drenagem do reservatório até a comercialização do petróleo cru e do gás natural precisam ser executadas dentro dos melhores padrões nacionais e internacionais, respeitando as legislações vigentes e as portarias da ANP.

O petróleo, gás natural e água estão presentes em todos os reservatórios de hidrocarbonetos em estado de equilíbrio termodinâmico. Este equilíbrio é quebrado quando o reservatório é despressurizado com a finalidade de se obter seus fluidos. Esta operação genericamente é conhecida como produção. Os fluidos precisam alcançar a superfície e são conduzidos através da coluna de completação. Quase sempre, energia adicional é fornecida ao fluido através de vários métodos de elevação artificial que vão desde a injeção de gás até a instalação de uma bomba de fundo. Ao atingir a superfície, os fluidos são conduzidos por tubulação aos coletores (*headers* e *manifolds*), onde a produção de vários poços podem se juntar em uma única corrente para serem conduzidos aos equipamentos de processamento primário.

No separador ocorre a separação dos efluentes: o fluxo multifásico oriundo dos *headers* e *manifolds* entra no vaso separador de produção e após estabilização do nível e da pressão, os fluidos deixam o vaso em correntes separadas: gás, petróleo e água (separador trifásico) ou gás e emulsão (separador bifásico). A análise termodinâmica do processo de separação é amplamente discutida por Sayda e Taylor (2007).

O processo de separação possui a prerrogativa de realizar o controle das variáveis de processo (*Process Variables – PV*) pressão e nível. Este controle normalmente é feito através de controladores PID (Proporcional Integral Derivativo) ou PI (Proporcional Integral), como parte de alguma instrução do CLP (Controlador Lógico Programável) para manter a PV dentro de uma faixa aceitável em torno de um valor desejável (*Set Point – SP*), minimizando a diferença entre a PV e o SP.

Sabe-se que a dinâmica de nível em vasos separadores cilíndricos horizontais é não linear (NUNES; MEDEIROS; ARAÚJO, 2010). Em *Process Dynamics, Modeling and Control*, lê-se:

para esses processos não lineares, cujas não linearidades são fortes, e para suficientemente largas excursões do estado estacionário, o projeto de controladores lineares tem se mostrado por vezes inadequado, e alternativas mais efetivas devem ser consideradas. (OGUNNAIKE e RAY, 1994, p. 625)

Uma opção existente e abordada neste trabalho foi a da linearização local com adaptação, que consiste em prover ao controlador um meio para sistematicamente se adaptar sempre que a aproximação linear se tornar questionável (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

Portanto, considerando a existência de não linearidades na dinâmica de separadores cilíndricos horizontais reais, este trabalho propõe, como hipótese, uma melhor performance de controle com a aplicação da técnica GSC para o controle de nível de vaso separador de petróleo e gás, desenvolvendo um modelo que permita a realização de simulações deste controlador e a comparação com controladores convencionais.

1.1 Objetivos

Como objetivo geral pretende-se desenvolver a modelagem da dinâmica de nível de um separador cilíndrico horizontal real, aplicar técnicas de identificação de sistemas a partir de dados reais de processo para validação do modelo matemático e considerando todas as não linearidades pertinentes ao sistema, prover técnica de controle adaptativo do tipo *Gain Scheduling* de modo a poder simular as respostas dinâmicas do sistema controlado para as entradas típicas esperadas em condições reais de operação. Outrossim, a solução de controle desenvolvida deverá ter caráter prático para fins de implementação na indústria garantindo ainda robustez e estabilidade com melhor desempenho frente a controladores convencionais.

Entre os objetivos específicos, pretende-se, em ordem sequencial:

- Realizar a modelagem matemática da dinâmica de nível do vaso separador bifásico com aplicação de procedimento de linearização em torno de pontos operacionais.
- Elaboração de diagrama de blocos do modelo linearizado e determinação da função de transferência de cada bloco e das malhas de controle com realimentação (*feedback*)
- Identificar as principais não linearidades do sistema.
- Desenvolver a metodologia de controle tipo *Gain Scheduling* (GSC) propondo a matriz operacional do equipamento.

- Realizar a sintonia do modelo linearizado utilizando o método IMC (*Internal Model Control*) para cada ponto operacional da matriz de operação do equipamento obtendo a matriz de ganhos do controlador *Gain Scheduling Controller* (GSC).
- Realizar interpolação polinomial dos dados da matriz de ganhos.
- Realizar simulação do sistema não linear utilizando o pacote MATLAB®/SIMULINK® verificando a resposta do sistema a entrada em degrau e comparar o desempenho de controle quantitativamente através dos índices IAE (*Integral of Absolute Error*), ISE (*Integral Square Error*), ITAE (*Integral Time-weighted Absolute Error*), ITSE (*Integral Time-weighted Square Error*) e CE (*Control Effort*) para comparação dos resultados do GSC versus controlador PI padrão.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Modelagem matemática

De acordo com Luyben (1996), as bases para os modelos matemático são as leis físicas e químicas, tais como as leis de conservação de massa, energia e momento. Para Dorf e Bishop (2013), os modelos matemáticos de sistemas físicos são elementos-chave no projeto e análise de sistemas de controle e seu comportamento dinâmico é geralmente descrito com o uso de equações diferenciais ordinárias.

Ogata (2010) afirma que um mesmo sistema pode ser representado de diversas maneiras diferentes e que sua definição depende muito da perspectiva adotada. Seborg *et al.* afirmam que as equações de modelo são a melhor forma de matematicamente se aproximar do processo real e enfatizam a necessidade de perceber as limitações inerentes de cada modelo.

Em controle clássico, em geral, adota-se a representação Entrada-Saída conforme Figura 1 abaixo.

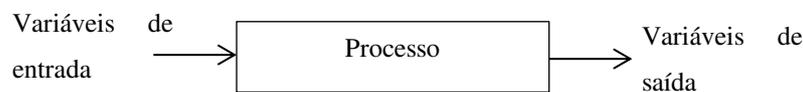


Figura 1 - Representação Entrada-Saída.

No contexto de controle de processos, as variáveis de entrada são do tipo entrada manipulada, $u(t)$, ou perturbação, $d(t)$, que afastam o processo do seu estado estacionário, e as variáveis de saída, $y(t)$, são respostas, normalmente controladas (NUNES; MEDEIROS; ARAÚJO, 2010).

Segundo Nunes, Medeiros e Araújo, (2010) existem dois tipos fundamentais de modelagem:

- a) Modelagem fenomenológica: onde são usadas equações de balanço (massa, energia e momento) a partir de leis que regem os fenômenos físicos e químicos.
- b) Identificação de processos: onde são utilizadas equações empíricas obtidas por correção e ajuste a partir de dados do processo.

2.2 Linearização, Transformada de Laplace e Função de transferência

Além de ser mais simples e fácil lidar com sistemas lineares que com sistemas não-lineares, há a vantagem da extensiva lista de ferramentas disponíveis e teorias de sistemas lineares que podem ser aplicadas a eles (GARCIA, 2013).

Considerando a função contínua $f(x)$, sua expansão em série de Taylor é dada pela Equação (1).

$$f(x) = f(\bar{x}) + \frac{\partial f}{\partial x} \Big|_{\bar{x}} (x - \bar{x}) + \frac{\partial^2 f}{\partial x^2} \Big|_{\bar{x}} \frac{(x - \bar{x})^2}{2!} + \dots \quad (1)$$

Se $f(x)$ é não-linear, a expansão em série de Taylor de $f(x)$, desprezando-se os termos de ordem $j \geq 2$, resulta na aproximação linear $f_{LIN}(x)$ em torno do ponto estacionário \bar{x} , dada na Equação (2).

$$f(x) \cong f_{LIN}(x) = f(\bar{x}) + \frac{\partial f}{\partial x} \Big|_{\bar{x}} (x - \bar{x}) \quad (2)$$

Transformada de Laplace é uma ferramenta matemática usada para converter equações diferenciais, que representam o comportamento dinâmico de um processo, em equações algébricas (SMITH e CORRIPIO, 1997). Em análises de processos dinâmicos, as variáveis de processo são função do tempo t . A Transformada de Laplace então, transforma uma função do tempo, $f(t)$, em uma função cuja variável independente é s , uma variável complexa como mostrado na Equação (3). Mais informações sobre a definição, exemplos e aplicações da Transformada de Laplace em controle de processos podem ser encontradas em Stephanopoulos (1984), Luyben (1996), Smith e Corripio (1997) e Seborg *et al.* (2011).

$$F(s) = \int_0^{\infty} f(t)e^{-st} dt \quad (3)$$

A função de transferência de um sistema representado por uma equação linear invariante no tempo é definida como a relação entre a transformada de Laplace da saída (função de resposta) e a transformada de Laplace da entrada (função excitação), admitindo-se todas as condições iniciais nulas (OGATA, 2010). Aguirre (2004) afirma que a função de transferência é uma das representações mais importantes na modelagem dos sistemas dinâmicos lineares.

Considere um sistema linear invariante no tempo definido pela seguinte equação diferencial onde y é a saída do sistema e x é a entrada.

$$a_0 y^{(n)} + a_1 y^{(n-1)} + \dots + a_{n-1} \dot{y} + a_n y = b_0 x^{(m)} + b_1 x^{(m-1)} + \dots + b_{m-1} \dot{x} + b_m x \quad (n \geq m)$$

$$\begin{aligned} \text{Função de transferência} = G(s) &= \frac{\mathcal{L}[\text{saída}]}{\mathcal{L}[\text{entrada}]} \Big|_{\text{condições iniciais nulas}} \\ &= \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{b_0 s^{(m)} + b_1 s^{(m-1)} + \dots + b_{m-1} s + b_m}{a_0 s^{(n)} + a_1 s^{(n-1)} + \dots + a_{n-1} s + a_n} \end{aligned}$$

Utilizando o conceito de função de transferência, é possível representar a dinâmica de um sistema por meio de uma equação algébrica em s . Se a maior potência de s no denominador da função de transferência for igual a n , o sistema será denominado sistema de ordem n (OGATA, 2010; SEBORG *et al.*, 2011). As raízes do numerador e do denominador são os zeros e os polos da função de transferência, respectivamente.

2.3 Sistemas de controle automático

Diagrama de blocos. Um sistema de controle pode ter vários componentes. Para mostrar as funções que são executadas individualmente pelos componentes, na engenharia de controle, normalmente são empregados diagramas de blocos.

Um diagrama de blocos é composto por retângulos contendo as funções de transferência ligados por linhas com setas que indicam o fluxo de sinais.

A Figura 2 abaixo ilustra um diagrama de blocos típicos utilizados em controle em malha fechada, com realimentação do sinal de saída (*feedback*).

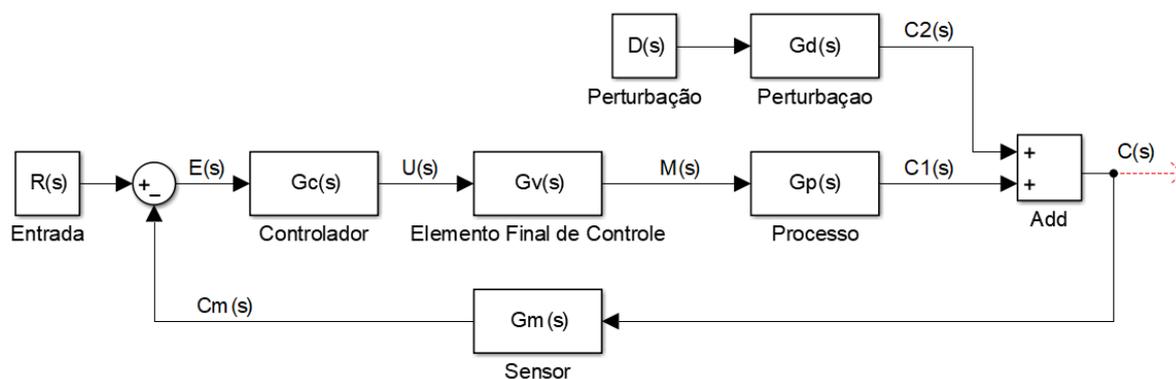


Figura 2 – Controle de malha fechada (NUNES; MEDEIROS; ARAÚJO, 2010 modificado).

Onde:

$R(s)$ é o valor de referência para a variável de processo (*set point*);

$E(s)$ é o sinal de erro: $E(s) = R(s) - C_m(s)$;

$C_m(s)$ é o sinal enviado pelo elemento primário de controle (sensor);

$G_c(s)$ é a função de transferência do controlador;

$U(s)$ é o sinal de controle enviado ao elemento final de controle (válvula de controle, motor, etc.). $U(s) = E(s)G_c(s)$;

$G_v(s)$ é a função de transferência do elemento final de controle;

$M(s)$ é o sinal da variável manipulada (tal como a mudança na vazão de um fluido que escoar através de uma válvula de controle ou a mudança de vazão de um fluido bombeado

quando se altera a rotação do motor elétrico, etc.);

$G_p(s)$ é a função de transferência do processo que relaciona a variável de processo a variável manipulada. $G_p(s) = C_1(s)/M(s)$;

$D(s)$ é o distúrbio;

$G_d(s)$ é a função de transferência que relaciona a variável de processo ao distúrbio.

$G_d(s) = C_2(s)/D(s)$;

$C(s)$ é a variável de processo (PV) controlada.

Após alguma manipulação, aplicando a álgebra de blocos, pode-se calcular a função de transferência de malha fechada como:

$$H(s) = \frac{G_c(s)G_v(s)G_p(s)}{1 + G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)}R(s) + \frac{G_d}{1 + G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)}D(s) \quad (4)$$

$$H(s) = G_S(s)R(s) + G_R(s)D(s) \quad (5)$$

Esta representação nos ajuda a entender os dois principais desafios do sistema de controle:

- Controle regulatório: esforço desenvolvido para rejeitar as perturbações $D(s)$;
- Controle servo: esforço realizado para rastreamento do *set point* $R(s)$.

2.4 Processo e Perturbação

Chama-se processo de primeira ordem (*First Order Process* – FOP) àqueles que podem ser descritos por uma EDO de primeira ordem dada pela Equação (6).

$$a_1 \frac{dy}{dx} + a_0 y = bf(t) \quad (6)$$

Em que $f(t)$ é a função excitadora. Se $a_0 \neq 0$, então a Equação (6) resulta na Equação (6a)

$$\frac{a_1}{a_0} \frac{dy}{dx} + y = \frac{b}{a_0} f(t) \quad (6a)$$

Define-se $\frac{a_1}{a_0} = \tau_p$, onde τ_p é a constante de tempo do processo e, $\frac{b}{a_0} = K_p$, onde K_p , é o ganho estático ou simplesmente ganho do processo (STEPHANOPOULOS, 1984). A Equação (6a) torna-se (6b).

$$\tau_p \frac{dy}{dx} + y = K_p f(t) \quad (6b)$$

Aplicando Laplace a Equação (6b) com $y(0) = 0$ e $f(0) = 0$, resulta na Equação (7).

$$G(s) = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} \quad (7)$$

As funções de transferência relacionadas a processos de controle industrial muitas vezes são do tipo da Equação (7). No mundo físico real sempre haverá atraso de transporte (massa, energia, momento). Quando este atraso é importante e precisa ser modelado, o sistema FOP com atraso de tempo, θ (unidades de tempo), toma a forma da Equação (8) (SEBORG *et al.*, 2011).

$$G(s) = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} e^{-\theta s} \quad (8)$$

2.5 Estabilidade de sistemas lineares

Seborg *et al.* (2011) define que um sistema linear irrestrito é dito estável se sua resposta permanece limitada para uma respectiva entrada limitada. Caso contrário ele é dito instável. Na prática, a estabilidade é garantida pela verificação de que as raízes do polinômio $1 + G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s) = 0$, possuam parte real negativa, ou seja, que os polos da função de transferência do sistema em malha fechada se situam no semiplano complexo esquerdo.

2.6 Sinais de entrada $R(s)$ e de distúrbio $D(s)$

O conhecimento dos sinais aplicadas às variáveis de entrada é fundamental para realização adequada da simulação do processo modelado (GARCIA, 2013). Seborg *et al.* (2011) reconhecem que há seis tipos de sinais utilizados na prática industrial para fins de modelagem de sistema de controle: degrau, rampa, pulso retangular, entrada senoidal, entrada de impulso e entrada randômica.

2.7 Controladores Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

De acordo com Dorf e Bishop (2013), os controladores PID são amplamente usados em controle de processos industriais. O controlador PID é composto por três parcelas: proporcional, integral e derivativa, cuja fórmula geral é dada pela Equação (9).

$$u(t) = K_c e(t) + \frac{K_c}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_c T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (9)$$

Onde:

K_c é o ganho proporcional;

T_i é o tempo integral;

T_d é o tempo derivativo;

$e(t)$ é o valor do erro;

$u(t)$ é o sinal de controle;

Percebe-se que quando o valor do erro $e(t)$ é igual a zero, $u(t)$ também será zero. A saída real do controlador $u'(t)$ por vezes incorpora uma constante, relativa ao valor padrão de saída do controlador quando $u(t)$ é zero. Esta constante é chamada de bias do controlador (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

Aplicando-se a transformada de Laplace a Equação (9), obtêm-se a função de transferência do controlador PID – Equação (10)

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (10)$$

Uma versão simplificada do controlador PID, o controlador PI (Proporcional Integral), é muito utilizada para o controle de nível de processos industriais (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010) e é a opção convencional e padrão inicialmente proposta com a qual controladores mais avançados serão comparados. O controlador PI difere do PID apenas pela remoção do termo derivativo que possui algumas inconveniências em processos ruidosos porque amplia estes ruídos no sistema em malha fechada.

De acordo com Nunes (2004), o controlador PID é usado para manter a variável de processo próximo ao set point e apresenta a desvantagem de repassar as oscilações de carga para a vazão de saída. Assim o controlador PID pode se tornar insatisfatório em caso de processos com grande oscilação da vazão de entrada. O algoritmo PID tem sido aperfeiçoado e implementado nas últimas décadas dando origem ao controle por bandas, controle *split range*, controle cascata e outros (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010; JOHNSON e MORADI, 2005; NUNES; MEDEIROS; ARAÚJO, 2010).

Os controladores poderão ser de ação direta (quando a PV aumenta, a saída do controlador também aumenta) ou reversa (quando a PV aumenta, a saída do controlador diminui). Na ação direta, o erro é definido como: $E(s) = R(s) - C_m(s)$ enquanto que na ação reversa $E(s) = C_m(s) - R(s)$. Pode-se manter sempre o erro como $E(s) = R(s) - C_m(s)$, e atribuir o fator multiplicador ao erro (*action*): 1 para ação direta e -1 para ação reversa (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

Também é necessário se normalizar os sinais de erro e de controle. O sinal de erro (entrada do controlador) deve ser normalizado com relação a faixa de medição do elemento primário de controle (sensor que mede a PV). Desta forma o erro assumirá um valor entre 0 e 1. Da mesma forma, o sinal de controle deverá ser normalizado. Considerando que as válvulas de controle

(elemento final de controle) possuem uma faixa de operação que pode ser traduzida entre a posição totalmente fechada (zero) e totalmente aberta (um), podemos admitir que o sinal de controle, $U(s)$, entre 0 e 1 coincidirá com o valor da posição de abertura da válvula, que definiremos como x_L .

2.8 Sintonia de Controladores PI

Sintonizar um controlador significa definir os valores de seus ganhos com objetivo de se atingir algum desempenho esperado do sistema controlado. Para um controlador PI isto consiste na escolha de K_c e T_i . Entre todos os critérios de ajuste, a estabilidade do sistema em malha fechada deve ser sempre satisfeita (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010);

Existem na literatura diversos métodos propostos para a sintonia de controladores PID e PI. Os métodos se dividem em dois grupos: baseados em modelo e de determinação heurística. Para um aprofundamento deste assunto, sugere-se Johson e Moradi (2005), Luyben (1996), Seborg *et al.* (2011).

A realização da sintonia de controle por métodos heurísticos por vezes se torna complicada de ser realizada na prática por necessitar elevar muito os ganhos do processo. A determinação da dinâmica do processo empiricamente também requer a necessidade de se realizar distúrbios intencionais nem sempre possíveis (SUGANYA; DEEPA; RAJINIKANTH, 2017).

Não raramente, percebe-se nas equipes de operação um desconhecimento geral sobre a teoria de controle, isto faz com que, com certa frequência, os parâmetros de controladores sejam ajustados baseada na experiência prática, o que por sua vez resulta em falta de interesse ou encorajamento na realização de atualização das sintonias. Contudo, esta situação significa grande oportunidade de melhoria com modificações mínimas (GODHAVN *et. al.* 2005) .

Análise de sintonia deveria compor a primeira investida quando o alvo é a melhoria do desempenho de controle. Como exemplo, de modo a superar problemas relacionados a produção por golfadas em separadores primários de uma instalação *offshore*, Yang, Juhl e Løhndorf (2010) propuseram uma abordagem simplificada ao controlador convencional PI da malha de nível trabalhando em procedimentos de sintonia mais elaborados tais como o método de tentativa e erro, filtro de projeto *Butterworth* e IMC, alcançando resultados satisfatórios.

2.9 Método de Sintonia IMC (*Internal Model Controller*)

A maioria dos métodos de sintonia disponíveis na literatura para modelos lineares de sistemas FOP requerem o conhecimento prévio do tempo morto θ , o qual não pode, ou pelo menos

não é simples, de ser modelado matematicamente e carece de determinação através de técnicas de identificação de sistemas (AGUIRRE, 2004).

O método *Internal Model Controller* (IMC), apresentado por Rivera *et al.* (1986) apud Campos e Teixeira (2010), sistematizado em forma de algoritmo no trabalho de Cirtoaje (2017), propõe a utilização de um modelo interno cuja saída é subtraída do valor real da PV e a diferença é utilizada como sinal de realimentação de malha fechada (*feedback*) – Figura 3.

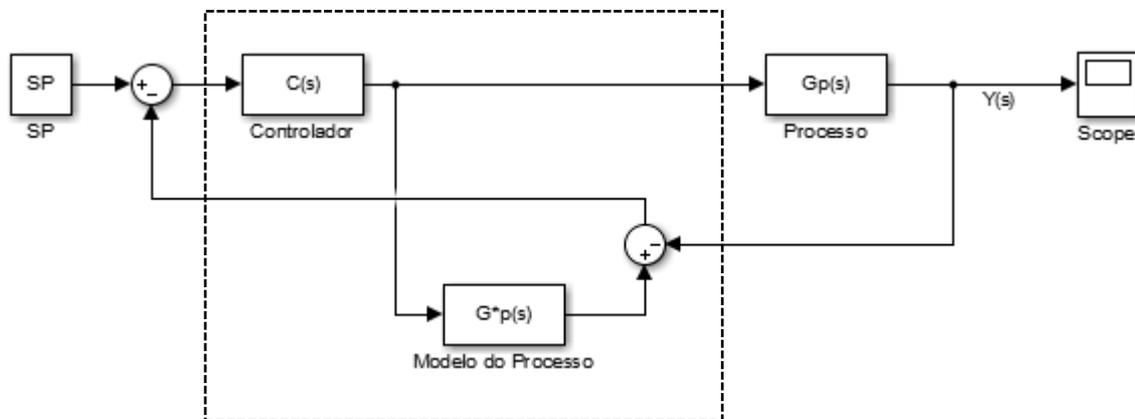


Figura 3 – Estrutura IMC.

O método IMC foi concebido de tal forma que é possível se definir qual a dinâmica desejada para o sistema em malha fechada pela escolha da trajetória de referência. Se desejarmos, por exemplo, que o sistema possua comportamento FOP com ganho estático unitário, podemos assumir a função de transferência dada pela Equação (11).

$$\frac{Y(s)}{SP(s)} = \frac{1}{\lambda s + 1} \quad (11)$$

λ é o parâmetro do critério de desempenho do método e define quão rápido se deseja que a saída do processo acompanhe o *setpoint* (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

A escolha do parâmetro λ definirá a robustez e agressividade da sintonia. Deve ser definida de forma tal que o sistema em malha fechada possua comportamento superamortecido, respeitando ainda os critérios de estabilidade absoluta e relativa.

Valendo-se do método IMC clássico, tem-se, para um sistema FOP, a seguinte sintonia proposta para o controlador PI, dada pelas Equações (12) e (13) abaixo.

$$K_c = \frac{\tau_p}{K_p \times \lambda} \quad (12)$$

$$T_i = \tau_p \quad (13)$$

2.10 Elemento Final de Controle

O sinal de controle gerado pelo controlador PID deve ser aplicado em um instrumento capaz de interagir diretamente sobre o processo. Em processamento primário de petróleo e gás natural, o elemento final de controle geralmente utilizado é a válvula linear de controle eletropneumática (Figura 4). As válvulas de controle são constituídas em três partes principais: o posicionador (ou conversor eletropneumático I/P) que converte o sinal elétrico oriundo do controlador, o atuador que recebe o sinal pneumático e ajusta a posição da válvula linearmente dentro de uma faixa pré-estabelecida de deslocamento e o corpo da válvula que mediante o posicionamento do atuador regula a abertura de passagem de fluido do processo. Desta forma, a função de transferência da válvula de controle $G_v(s)$ deve englobar toda a dinâmica de conversão de sinais, a mecânica associada a sua operação, as consequências diretas sobre a variável manipulada em decorrência da mudança de posicionamento e todas as constantes de conversão de unidades. Nunes, Medeiros e Araújo (2010) afirmam que válvulas de controle podem ser representadas por uma função de transferência de 1ª ordem cuja constante de tempo é de no máximo 2,4 segundos para grandes diâmetros (acima de 20 polegadas). Desta forma, a dinâmica da válvula pode ser desconsiderada para processos com constantes de tempo muito acima deste valor.

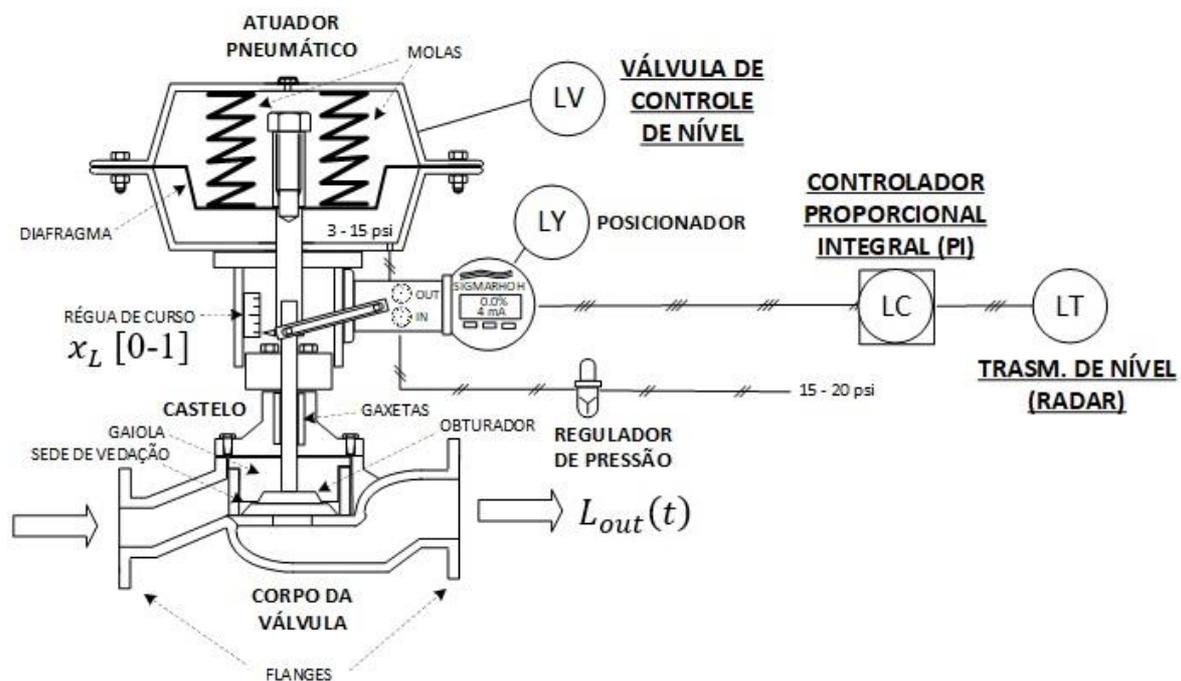


Figura 4 - Válvula de controle automática – esquema ilustrativo.

O sinal $U(s)$ em geral é um sinal proveniente de uma saída analógica de CLP utilizando o bastante conhecido protocolo de transmissão 4-20 mA em tensão contínua. Os posicionadores ou conversores I/P (analógico para pneumático), convertem o sinal de 4-20 mA em uma faixa equivalentes de pressão, tal como o protocolo 3-15 psi que é extensivamente usado desde décadas passadas, no auge da instrumentação pneumática, até os dias atuais (BEGA *et. al.*, 2011).

A vazão do fluido que escoar através da válvula de controle é a chamada variável manipulada e representa o sinal $M(s)$. A representação da função da vazão da válvula, no domínio do tempo, $m(t)$, é dada pela Equação (14) para líquidos.

$$m(t) = C_v f(x_L) \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_f}} \quad (14)$$

Onde:

$m(t)$ é a vazão em galões por minuto (GPM);

C_v é o coeficiente de vazão e corresponde a vazão em GPM que flui pela válvula 100% aberta, com fluido a temperatura de 60 °F, para um ΔP de 1 psi;

$f(x_L)$ é a curva de vazão característica da válvula, dependendo do conjunto obturador sede;

ΔP é a queda de pressão em psi;

ρ_f é a densidade relativa do fluido (densidade do fluido dividida pela densidade da água);

As principais características de válvulas de controle estão listadas na tabela 1 abaixo.

Tabela 1 - Característica inerente de válvulas de controle (NUNES; MEDEIROS; ARAÚJO, 2010).

Característica	Curva característica	Equação
Raiz quadrada	$f(x_L) = \sqrt{x_L}$	(15)
Linear	$f(x_L) = x_L$	(16)
Igual porcentagem	$f(x_L) = R^{(x_L-1)}$	(17)
Hiperbólica	$f(x_L) = \frac{1}{R - (R - 1)x_L}$	(18)
Abertura rápida	$f(x_L) = e^{(x_L)}$	(19)

Na prática, quando comparada com as constantes de tempo típicas dos sistemas de produção de petróleo e gás natural, a inclusão da dinâmica interna da válvula agregaria pouca informação para análise destes sistemas, sendo geralmente propositalmente negligenciada.

A combinação da Equação (14) com uma das equações da Tabela 1, resulta na equação de conversão da posição x_L da válvula em vazão de saída L_{out} . O fator de correção de $2,4 \times 10^{-4}$ deve ser aplicado a Equação (14) para converter as vazões de GPM para m^3/s .

2.11 Elemento Primário de Controle

São dispositivos que medem, convertem e transmitem o sinal da variável de processo para o controlador (CLP ou similar). O comportamento estático do elemento primário de controle é determinado pelo seu ganho em regime estacionário (GARCIA e CLAUDIO, 2013).

$$K_{SENSOR} = \frac{\text{Faixa de saída do instrumento}}{\text{Faixa de entrada do instrumento}} \quad (20)$$

A faixa de saída do instrumento depende do protocolo de transmissão adotado. Considerando-se o protocolo 4-20mA, resultaria em 16mA.

A faixa de entrada do instrumento consiste na diferença entre o valor alto da faixa (*Upper Range Value* – URV) e o valor baixo da faixa (*Lower Range Value* – LRV).

Então, tem-se que:

$$K_{SENSOR} = \frac{16}{(URV - LRV)} \left[\frac{mA}{\text{unidade da variável de processo}} \right] \quad (21)$$

De fato, o cartão de entrada analógico do CLP, além de uma rotina de escalonamento de variáveis analógicas, deverá ser configurado para que a PV medida e transmitida pelo elemento primário seja convertida finalmente em unidades de engenharia (m, bar, °C, etc.). Desta forma, o valor de engenharia da PV poderá ser adequadamente comparado ao SP, resultando no sinal do erro que, uma vez normalizado (0-1), é aplicado à lei de controle do controlador escolhido. O erro normalizado pode ser obtido pela Equação (22).

$$e(t) = (SP - PV) \times action \times K_{rangeL} \quad (22)$$

Onde:

$$K_{rangeL} = \frac{1}{(URV - LRV)} \quad (23)$$

Os principais tipos de elemento primário utilizados na medição de nível de separadores de petróleo e gás são: transmissores de pressão diferencial, boias e flutuadores, medidores ultrassônicos e radares. Estes últimos têm alcançado grande destaque nos últimos anos pelo fato de serem inertes a gases e espumas. Ainda, radares com onda guiada, podem detectar tanto o nível

de líquido total quanto a interface óleo-água, medindo duas variáveis de processo, com um único instrumento. Para um estudo aprofundado da instrumentação de nível recomenda-se a leitura de Balbinot e Brusamarello (2011) e Bega *et al.*, (2011).

Os instrumentos eletrônicos em geral possuem uma dinâmica extremamente rápida que, para todos os fins práticos, pode ser desprezada na análise de processamento de petróleo e gás.

2.12 Índices de desempenho de controladores industriais

A comparação entre controladores requer a definição de índices especiais de desempenho. A literatura de referência (OGUNNAIKE e RAY, 1994) apresenta os seguintes índices: *Integral Absolute Error*– IAE (integral do erro absoluto), *Integral Squared Error* – ISE (integral do erro quadrático), *Integral Time-weighted Absolute Error* – ITAE (integral do erro absoluto com tempo ponderado) e *Integral Time-weighted Square Error* – ITSE (integral do erro quadrático com tempo ponderado). O índice ISE seletivamente penaliza erros grandes. O índice ITAE penaliza erros para valores do tempo alto (ou seja, penaliza erros de estado estacionário – *offset*). O índice ITSE é o que mais penaliza erros grandes para valores de tempo alto. Os índices são apresentados nas Equações (24) a (27).

$$IAE = \int_0^{\infty} |\varepsilon(t)| dt \quad (24)$$

$$ISE = \int_0^{\infty} \varepsilon^2(t) dt \quad (25)$$

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |\varepsilon(t)| dt \quad (26)$$

$$ITSE = \int_0^{\infty} t \varepsilon^2(t) dt \quad (27)$$

Quando tratam do assunto referente a esforço de controle (*Control Effort* – CE), Bartys e Hryniewicki (2019) reconhecem não haver uma definição única ou unânime na literatura quanto a forma de quantificá-lo e propõem a utilização da Equação (28), apresentada abaixo com as notações utilizadas neste trabalho, onde t é o tempo amostral. Se comparações são feitas com a mesma duração, este termo torna-se constante e pode ser omitido. A vantagem, entretanto, de realizar a divisão por t , é a de poder comparar simulações com durações diferentes. Nesta equação, Δx_L é faixa de operação do atuador. Caso a válvula de controle varie entre 0-1, esse fator também pode ser removido.

$$CE = \frac{1}{t} \frac{1}{\Delta x_L} \int_0^t \left| \frac{dx_L(t)}{dt} \right| dt \quad (28)$$

2.13 Controle de nível de vasos separadores de petróleo e gás

O controle eficiente de equipamentos de produção de petróleo e gás é fundamental. Além de ter impactos na produtividade, o controle garante a proteção de pessoas, comunidades e ecossistemas, etc. A aplicação do conhecimento científico de modelagem e simulação, com o desenvolvimento de um simulador do sistema, proporciona uma ferramenta que poderá ser utilizada desde a fase de projeto, operação, sintonia, otimização, etc.

Mesmo em plantas supostamente bem dimensionadas, percebe-se a ausência de um projeto global de controle, que inclua a modelagem e simulação de equipamentos para explorar toda a dinâmica do processo.

Ainda que os elementos da malha de controle: transmissores, controladores, conversores e válvulas de controle sejam adequadamente dimensionados e projetados para o equipamento em regime permanente, o controle poderá não ser eficaz caso os ganhos do controlador não estejam devidamente sintonizados ou não seja adotada a estratégia de controle pertinente para realizar a rejeição de perturbações e mudanças de *Setpoint*.

Também é razoável afirmar que alguns controles aparentemente estáveis poderão se apresentar verdadeiramente ineficazes para certos níveis de distúrbios na entrada do sistema, causando saídas inesperadas com consequências severas. O conhecimento prévio adquirido por simulação do modelo da planta poderia ajudar a antecipar a instalação preventiva de barreiras de proteção.

O nível é uma das principais variáveis do processo de separação e talvez a mais difícil de controlar quando o vaso separador é de pequeno porte (para dada carga de alimentação) aliado a presença de golfadas no escoamento multifásico (EHINMOWO *et al.*, 2016). A estabilidade da variável nível no vaso separador garante também segurança às instalações e ao meio ambiente:

- a) Impedindo que gás saia inadvertidamente pelas saídas inferiores de líquido e se acumulem perigosamente nas descargas de ventilação atmosférica dos tanques de petróleo (*undercarrying*);
- b) Impedindo que líquido seja arrastado pelas saídas superiores de gás e venham a sobrecarregar vasos de acúmulo ou espirrar óleo pelo queimador de gás (*flare*), este evento indesejado é conhecido como *carryover*.

2.14 Controle de nível adaptativo em processos industriais

O desenvolvimento de estratégias de controle adaptativo para regulação de nível foi objeto de pesquisa em muitos artigos, tal como os trabalhos de Cartes e Wu (2005) e Başçi e Derdiyok (2016). Alguns dos autores compararam três diferentes tipos de controlador adaptativo, exemplo, controlador adaptativo referenciado por modelo (*Model Reference Adaptive Controller* – MRAC), MRAC indireto com estimadores de Lyapunov e um MRAC indireto com estimadores baseados em mínimos quadrados recursivos (*Recursive Least-squares* – RLS), (CARTES e WU, 2005). Por outro lado, outros autores aplicaram a estratégia de controle adaptativo *Fuzzy*, o qual consiste de um identificador de modelo e um controlador (BASÇI e DERDIYOK, 2016). Resultado de tais técnicas mostraram-se superiores para fazer a PV acompanhar o SP para respostas transitórias de plantas de produção. Sundaram (2013) também comparou lógica Fuzzy com redes neurais e controladores PI convencionais. Além de simulações de modelo, o autor realizou experimentos com um mini tanque cilíndrico horizontal e aplicou técnicas de identificação de sistemas que corroboraram a modelagem. Utilizando o índice IAE, os melhores resultados obtidos, em ordem, foram para o controlador Fuzzy, seguido pelo controlador em rede neural e por último o controlador PI convencional.

Outros trabalhos com objetivos similares podem ser encontrados em Nunes (2004); Suryawanshi, Patil e Sharma (2007); Leosirikul *et al.* (2011); Sausen *et al.* (2012).

As estratégias de controle apresentadas por Nunes (2004), utilizam o conceito de oscilação de nível para amortecimento da vazão de descarga. Assim, enquanto o nível permanecer dentro da faixa operacional, a estabilidade da vazão tem prioridade sobre o controle de nível propriamente. Esse conceito ganhou forte aceitação na Petrobras para aplicações *offshore*, desde o ano 2000, quando a técnica de “Controle por Bandas” passou a ser testada e utilizada em algumas plataformas de produção da Bacia de Campos. Esse algoritmo alternativo (Controle por Bandas) estabelece critérios para igualar a vazão de saída ao valor médio das vazões de entrada e, caso o nível atinja os limites inferior ou superior, o controle comuta para um PID convencional com ação suficientemente agressiva para trazê-lo de volta para faixa (banda) operacional. Sausen *et al.* (2012) apresentaram uma proposta de controle de nível por bandas, usando um controlador PI de erro quadrático. O trabalho deles baseou-se fortemente em Nunes (2004), inclusive, utilizando mesmos parâmetros de processo. O controle PI por bandas com erro quadrático apresentou o melhor resultado para estabilidade da vazão de saída respeitando os limites de banda quando comparados com o Controle por Bandas de Nunes (2004) e principalmente quando comparados ao PI convencional.

Leosirikul *et al.* (2011) apresentaram um trabalho sobre controle preditivo baseado em modelo (*Model Predictive Control – MPC*) onde propõem haver discrepâncias entre o sinal de controle gerado pelo MPC e o real sinal de controle observado na prática, pelo fato de muitos projetos de MPC negligenciar a dinâmica própria dos atuadores. Para eliminar esta diferença, os autores adicionaram um controlador PID que chamaram de controlador de “baixo nível” entre o MPC e o atuador além de realizarem um loop com realimentação negativa antes do bloco PID. Duas simulações realizadas sobre o modelo de um reator-separador não linear indicaram a rejeição do desvio potencialmente induzido pela dinâmica própria do atuador.

Entre as diversas maneiras de adaptação há a técnica do controlador com parâmetros programados (*Gain Scheduling*). Ao controlador adaptativo, projetado desta forma, dá-se o nome de *Gain Scheduling Controller* (GSC). Bagyaveereswaran e Arulmozhivarman (2019) trabalharam na técnica de *Gain Scheduling* para desenvolvimento de um controlador do tipo RTD-A (*Robustness, setpoint Tracking, Disturb rejection and overall Aggressiveness*), incluindo três modelos de aplicações industriais, entre eles o controle de nível de tanques cônicos. Na mesma linha de temática, Palkar *et al.* (2018) aplicaram, de forma mais concisa, GSC em um projeto de controle de um tanque de seção variável. Eles observaram que o tempo integral do controlador PI adaptativo não dependia dos parâmetros do tanque e que, diferentemente, o ganho proporcional estava diretamente relacionado a área da seção transversal do tanque (*scheduling variable*) para cada valor de nível estacionário.

Suryawanshi, Patil e Sharma (2007) realizaram simulações comparativas utilizando o ambiente MATLAB/SIMULINK em um modelo de tanque capacitivo com ganho estático variável utilizando uma válvula de controle não linear. Os resultados mostram a ineficiência do controlador convencional cuja sintonia para o ponto operacional central se degrada em condições extremas mínimas e máximas ao passo que o *gain scheduling* consegue manter a especificação de desempenho em todas as condições.

Zaher (2018) realizou estudos com controladores PID do tipo *gain scheduling* aplicados a modelos não-lineares. Um dos modelos utilizados foi o de um reator tanque agitado contínuo CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*). A abordagem foi a de espaço de estados, considerando o sistema com múltiplas entradas e saídas (MIMO – *Multiple In Multiple Out*). O modelo apresentado, não-linear de quarta ordem foi simplificado para um sistema FOP equivalente com preservação da dinâmica dominante e com a adição do controlador tornou-se segunda ordem. Ao invés de propor a linearização local com a definição vários modelos lineares invariantes no tempo (*Linear Time Invariant – LTI*), aplicou-se o método de variação de parâmetros lineares (*Linear Parameter Varing – LPV*) com a técnica de estimadores de Lyapunov. O autor não realizou

análise comparativa com controladores convencionais, mas apenas enfatizou, em seu trabalho, a aplicabilidade da metodologia para a prática industrial.

Outras referências de aplicação de *Gain Scheduling* podem ser encontradas em Bisowarno, Tian e Tadé (2003); Fernandes *et al.* (2013); Ban e Wu (2015); Zaher (2018); Gao e Lakerveld (2019); Sarkar e Banerjee (2019) e são exploradas ao longo deste trabalho.

2.15 Controlador GSC

Quando o modelo do processo é conhecido e são identificadas as variáveis responsáveis pelas não-linearidades (*scheduling variables*), torna-se possível prever como os ganhos do controlador deveriam ser modificados de modo a manter-se o método de sintonia proposto, Figura 5.

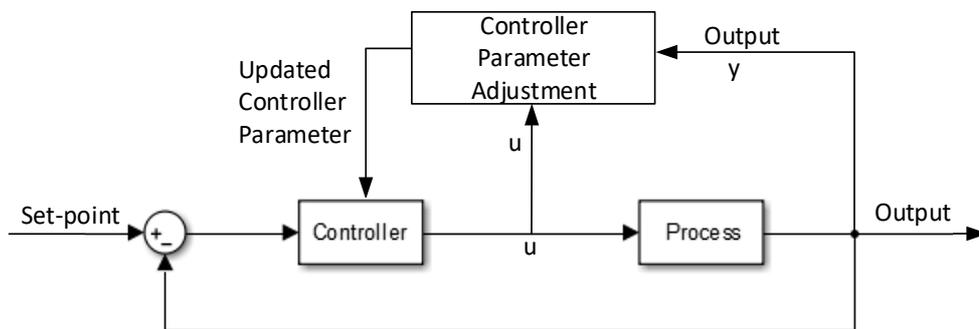


Figura 5 – Esquema de controle adaptativo programado (*scheduled*), Ogunnaike e Ray (1994) modificado.

O controlador tipo *Gain Scheduling*, GSC, é aquele que possui uma tabela com valores dos ganhos programados para cada região operacional do equipamento, ou seja, de acordo com o valor da PV ou da variável manipulada (MV), existe um valor idealmente proposto para os ganhos do controlador. Os valores dos ganhos são calculados para cada ponto central dentro de regiões especificamente definidas. Por exemplo, supondo que o nível $h(t)$ e a posição da válvula de controle $x_L(t)$ sejam as *scheduling variables*, então, dividindo-se a faixa operacional ao meio, a título de ilustração, obtém-se o esquema apresentado na Figura 6. O controlador GSC, além de valores programados, precisa possuir uma regra de transição de sintonia. Neste exemplo, a transição entre a sintonia 1 e 4 poderia ser realizada pela trajetória A ou B.

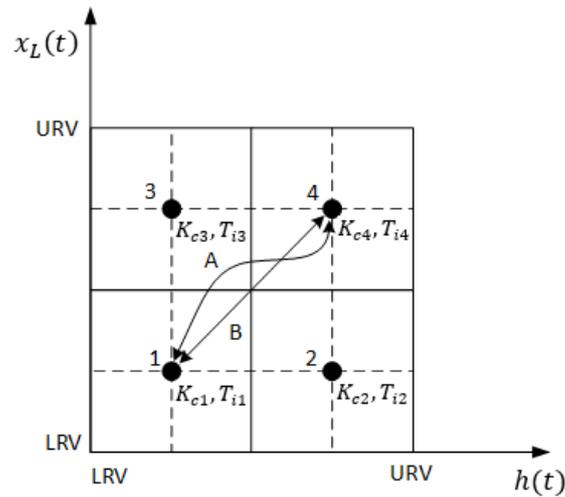


Figura 6 – Ilustração da transição de sintonia em controladores GSC.

2.16 Separadores horizontais

No vaso separador, a separação se dá devido efeitos gravitacionais relacionados a diferença de densidade entre o líquido e o gás: da ordem de 20 para 1, em poucos segundos; e de 0,75 para 1 do petróleo para a água, levando alguns minutos. O processo de separação requer então tempo de residência. O separador bifásico possui três seções principais (entrada, seção de deposição gravitacional e seção de coalescência de líquido). O separador trifásico possui adicionalmente um compartimento para o óleo. Todos são dotados de dispositivos internos que maximizam a eficiência de separação: placa defletora (*deflector plate*), placas coalescentes (*coalescing plates*), retentores de espuma (*foam breaker*), extrator de névoa (*mist extractor*), quebradores de vórtex (*vortex breaker*) além de vertedouro (*weir plate*) apenas no trifásico (AHMED, MAKWASHI e HAMEED, 2017). A Figura 7 ilustra um vaso separador trifásico em corte.

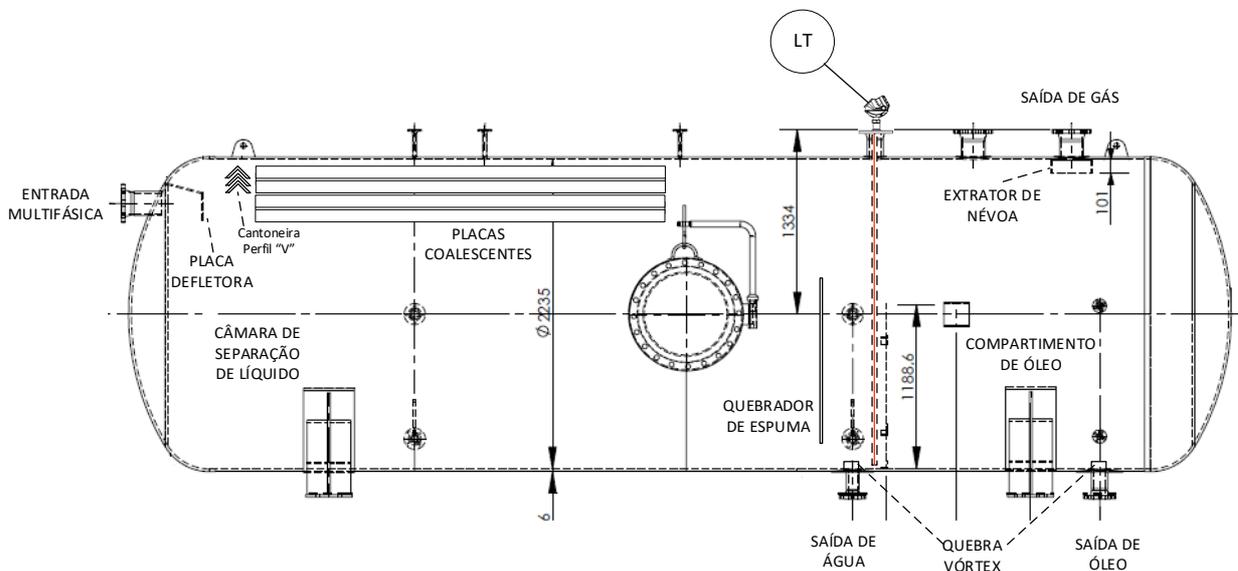


Figura 7 – Separador trifásico – detalhamento de componentes internos.

Unidades de processamento primário de petróleo e gás empregam largamente o vaso separador horizontal pelo fato que eles podem processar grandes volumes de gás e são menos caros quando comparados a separadores verticais ou esféricos com dimensões similares e mesma capacidade de processamento de gás (ARNOLD e STWART, 2010).

O projeto de separadores horizontais é amplamente detalhado em Arnold e Stewart (2010), Ahmed, Makwashi e Hameed (2017) e William *et al.* (1996). No tocante ao controle de nível, o aspecto de projeto diretamente relacionado é o das golfadas de líquido. A faixa operacional de nível deve ser escolhida tal que permita uma margem para acúmulo das golfadas. Caso isto não seja observado, a ativação dos alarmes de nível alto poderá ocorrer com certa frequência podendo causar, eventualmente, inclusive, o fechamento de emergência da planta (ARNOLD e STWART, 2010).

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Modelagem do separador bifásico

Para analisar a dinâmica de nível, é necessário se descobrir a relação entre a taxa de variação do nível e outras condições operacionais como as vazões de entrada e saída e as relações geométricas do separador horizontal. O desenvolvimento do modelo da dinâmica de nível está de acordo com Nunes, Medeiros e Araújo (2010), Yang, Juhl e Løfhndorf (2010), Seborg *et al.* (2011) e Sundaram (2013).

3.1.1 Relações geométricas do vaso separador horizontal

Utilizaremos a Figura 8 abaixo no auxílio do desenvolvimento das relações geométricas do vaso separador horizontal.

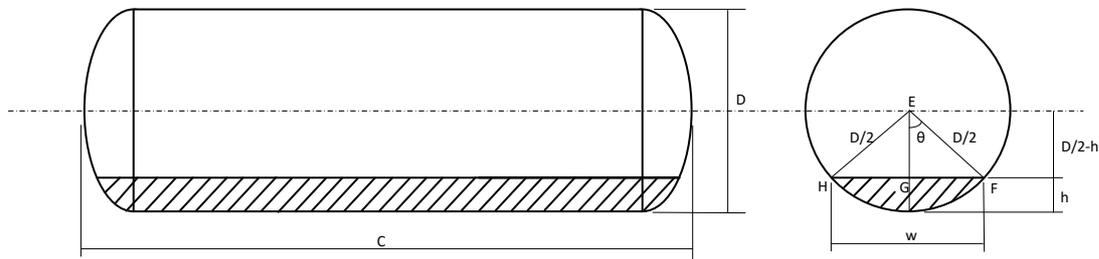


Figura 8 – Relações geométricas no separador bifásico.

Para calcularmos o volume ocupado pelo líquido, precisamos saber o valor do ângulo θ para cada valor de h . Assim, iniciando pela Equação (29) aplicamos as relações trigonométricas abaixo.

$$\cos\theta = \frac{\frac{D}{2} - h}{\frac{D}{2}} = \frac{D - 2h}{D} = \left(1 - \frac{h}{D}\right) \quad (29)$$

$$\theta = \arccos\left(\frac{D - 2h}{D}\right) \quad (30)$$

$$\text{sen}\theta = \frac{w}{D} = \frac{2\sqrt{(D - h)h}}{D} \quad (31)$$

$$\theta = \arcsen\left(\frac{w}{D}\right) = \arcsen\left(\frac{2\sqrt{(D - h)h}}{D}\right) \quad (32)$$

Área da secção hachurada = área da setor circular - área do triângulo EFG

$$\begin{aligned}
 \text{Área} &= \frac{2\theta}{2\pi} \times \frac{\pi d^2}{4} - \frac{\left(\frac{D}{2} \text{sen}\theta \times 2\right) \times \left(\frac{D}{2} - h\right)}{2} = \frac{\theta D^2}{4} - \left(\frac{D}{2} \text{sen}\theta\right) \left(\frac{D}{2} - h\right) \\
 &= \frac{\theta D^2}{4} - \frac{D}{2} \text{sen}\theta \frac{D}{2} \left(1 - \frac{h}{D}\right) = \frac{\theta D^2}{4} - \frac{D^2}{4} \text{sen}\theta \cos\theta \\
 &= \frac{D^2}{4} (\theta - \text{sen}\theta \cos\theta)
 \end{aligned} \tag{33}$$

Uma vez conhecendo a área A , o volume de líquido dentro do separador é dado pela Equação (34).

$$V_L = C \times A = \frac{CD^2}{4} (\theta - \text{sen}\theta \cos\theta) \tag{34}$$

,ou

$$V_L = C \times A = \frac{CD^2}{4} \left[\arccos\left(\frac{D-2h}{D}\right) - \left(2 \frac{\sqrt{(D-h)h}}{D}\right) \left(\frac{D-2h}{D}\right) \right] \tag{35}$$

Sendo que $h = h(t)$, ou seja, o nível é uma variável de processo dinâmica, bem assim o volume V_L .

3.1.2 Balanço de massa da fase líquida

Este balanço é aplicado com o intuito de se estabelecer a relação entre a taxa de variação de nível com as vazões de entrada e saída de líquido. Iniciando pela Equação (36).

$$\frac{dM_L(t)}{dt} = \frac{dV_L \rho_L}{dt} \tag{36}$$

Hipóteses simplificadoras:

Considera-se que o líquido seja incompressível, ou seja ρ_L é constante. Então:

$$\frac{dM_L(t)}{dt} = \rho_L \frac{dV_L}{dt} \tag{37}$$

Deseja-se calcular a derivada $\frac{dV_L}{dt}$ e, aplicando-se a regra da cadeia tem-se:

$$\frac{dV_L}{dt} = \frac{dV_L}{d\theta} \frac{d\theta}{dh} \frac{dh}{dt} \tag{38}$$

Cálculo de $\frac{dV_L}{d\theta}$:

$$\begin{aligned}\frac{dV_L}{d\theta} &= \frac{d}{d\theta} \left[\frac{CD^2}{4} (\theta - \text{sen}\theta\text{cos}\theta) \right] = \frac{CD^2}{4} \left[1 - \frac{d}{d\theta} (\text{sen}\theta\text{cos}\theta) \right] \\ &= \frac{CD^2}{4} [1 - (\cos^2 \theta - \text{sen}^2 \theta)] = \frac{CD^2}{4} 2\text{sen}^2 \theta = \frac{CD^2}{4} \times \frac{2w^2}{D^2} \\ &= \frac{C}{2} [2\sqrt{(D-h)h}]^2 = 2C(D-h)h\end{aligned}$$

$$\frac{dV_L}{d\theta} = 2C(D-h)h \quad (39)$$

Cálculo de $\frac{d\theta}{dh}$:

$$\begin{aligned}\theta &= \arcsen \left(\frac{2\sqrt{(D-h)h}}{D} \right) = \arcsen(u) \\ u &= \frac{2\sqrt{(D-h)h}}{D}\end{aligned}$$

Obs:

$$\begin{aligned}\frac{d}{dx} (\arcsen u) &= \frac{1}{\sqrt{1-u^2}} \frac{du}{dx} \\ \frac{d\theta}{dh} &= \frac{d\theta}{du} \frac{du}{dh}\end{aligned}$$

Então,

$$\begin{aligned}\frac{d\theta}{du} &= \frac{1}{\sqrt{1 - \left[\frac{2\sqrt{(D-h)h}}{D} \right]^2}} = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{4}{D^2} (D-h)h}} \\ \frac{du}{dh} &= \frac{d}{dh} \left(\frac{2\sqrt{(D-h)h}}{D} \right)\end{aligned}$$

como,

$$u = \frac{2}{D} (Dh - h^2)^{\frac{1}{2}}$$

fazendo $v = Dh - h^2$, então:

$$\frac{dv}{dh} = D - 2h$$

e,

$$\frac{du}{dh} = \frac{du}{dv} \frac{dv}{dh} = \frac{D - 2h}{D\sqrt{(D-h)h}}$$

$$\begin{aligned} \frac{d\theta}{dh} &= \frac{d\theta}{du} \frac{du}{dh} = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{4}{D^2}(D-h)h}} \frac{D-2h}{D\sqrt{(D-h)h}} = \frac{1}{\sqrt{\frac{D^2 - 4Dh + 4h^2}{D^2}}} \frac{D-2h}{D\sqrt{(D-h)h}} \\ &= \frac{1}{\sqrt{\frac{(D-2h)^2}{D^2}}} \frac{D-2h}{D\sqrt{(D-h)h}} = \frac{1}{\sqrt{(D-h)h}} \end{aligned}$$

$$\frac{d\theta}{dh} = \frac{1}{\sqrt{(D-h)h}} \quad (40)$$

resulta em,

$$\frac{dV_L}{dt} = \frac{dV_L}{d\theta} \frac{d\theta}{dh} \frac{dh}{dt} = \frac{2C(D-h)h}{\sqrt{(D-h)h}} \frac{dh}{dt}$$

$$\frac{dV_L}{dt} = 2C\sqrt{(D-h)h} \frac{dh}{dt} \quad (41)$$

sabe-se que

$$\frac{dV_L}{dt} = L_{in} - L_{out}$$

tem-se a relação fundamental entre a taxa de variação de nível e diferença entre a vazão volumétrica de entrada e vazão volumétrica de saída.

$$\frac{dh}{dt} = \frac{L_{in} - L_{out}}{2C\sqrt{(D-h)h}} \quad (42)$$

3.1.3 Sistema algébrico-diferencial que compõe o modelo do vaso separador bifásico

Considerando-se conjuntamente a dinâmica de nível do separador bifásico com a aplicação da válvula de controle para a corrente de líquido (vazão de saída L_{out}) e adotando-se a carga de alimentação (vazão de entrada L_{in}) como o distúrbio do sistema, para uma operação automática através de controlador PID (ou PI), resulta-se no seguinte sistema ilustrado na Figura 9.

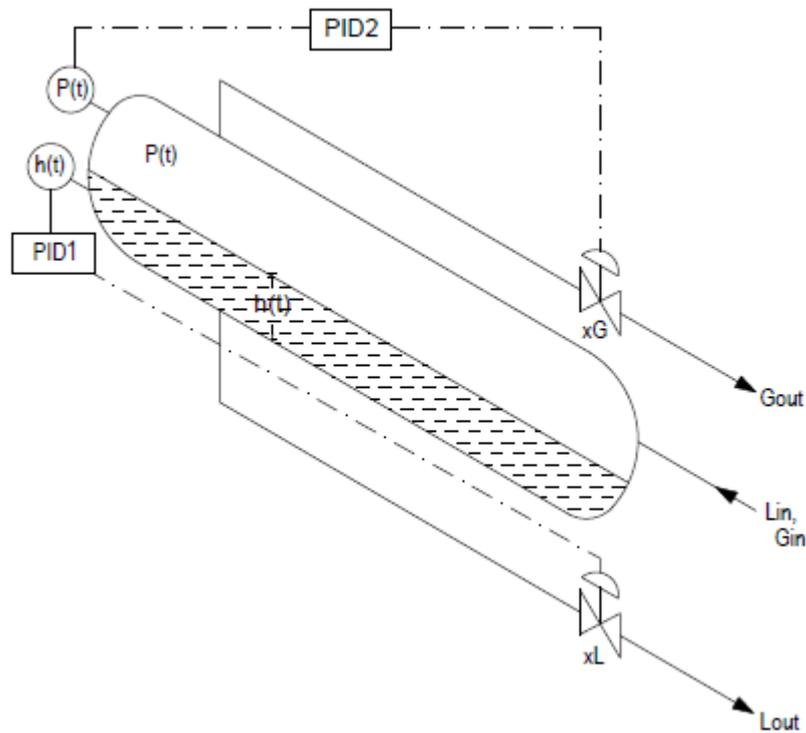


Figura 9 - Sistema de controle básico utilizado em separador bifásico.

Matematicamente, o equipamento acima pode ser descrito por um sistema de equações algébrico-diferenciais não-linear:

Tabela 2 - Sistemas de equação algébrico-diferencial do modelo não-linear.

Equação	Entrada	Saída
$L_{out}(t) = 2,4 \times 10^{-4} x_L C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_f}} \quad (43)$	$x_L [0-1]$	L_{out} [m ³ /s]
$x_L = \left[K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt \right] \quad (44)$	$e(t) = (SP - h) \times action$ $\times K_{rangeL} \quad (22)$ [0-1]	$x_L [0-1]$
$\frac{dh}{dt} = \frac{L_{in} - L_{out}}{2C\sqrt{(D-h)h}} \quad (42)$	$L_{in} [m^3/s]$	$h [m]$

O modelo não linear apresentado na Tabela 2 possui um loop algébrico e requer alguns cuidados na sua implementação. Sobre condições apropriadas, o sistema pode ser solucionado usando o solver ode45 (Dormand-Prince) do MATLAB/SIMULINK, necessitando para isto que o simulador seja montado adequadamente, percebendo-se, por exemplo, que h , como saída do integrador, é uma variável de estado. As entradas precisam ser escolhidas de forma apropriada para o bom acondicionamento do sistema. Observa-se, principalmente, que, para uma dada entrada

de estado estacionário $\overline{L_{in}}$, um valor correspondentemente próximo ao previsto pela Equação (43) seria o valor de entrada recomendado para $\overline{x_L}$. O modelo não linear da Tabela 2 será usado para simulações do controlador GSC no capítulo 4 por ser este o modelo que mais se aproxima da física do processo real para qualquer condição dentro da faixa operacional e sua implementação em diagrama de blocos do SIMULINK consta no APÊNDICE A. Técnicas avançadas de solução de sistemas contínuos podem ser encontradas em Cellier e Kofman (2006).

3.2 Linearização do modelo do vaso separador bifásico

O modelo não linear, precisa ser linearizado de modo que o projeto dos controladores, baseado na teoria de controle (aplicável a sistemas lineares), possa ser desenvolvido. O simulador do sistema não linear controlado utilizará os controladores desenvolvidos nos capítulos 3 e 4.

3.2.1 Fase líquida

Inicia-se pela linearização da Equação (42)

$$f = \frac{dh}{dt} = \frac{L_{in} - L_{out}}{2C\sqrt{(D-h)h}}$$

Fazendo a expansão da função f através da série de Taylor, para condição estacionária $\overline{h}, \overline{L_{in}}, \overline{L_{out}}$ e desconsiderando os termos de ordem dois e acima.

$$\begin{aligned} f \cong f_{LIN} = \bar{f} + \frac{\partial f}{\partial h} \Big|_{\overline{h}, \overline{L_{in}}, \overline{L_{out}}} (h(t) - \overline{h}) + \frac{\partial f}{\partial L_{in}} \Big|_{\overline{h}, \overline{L_{in}}, \overline{L_{out}}} (L_{in}(t) - \overline{L_{in}}) \\ + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \Big|_{\overline{h}, \overline{L_{in}}, \overline{L_{out}}} (L_{out}(t) - \overline{L_{out}}) \end{aligned} \quad (45)$$

Definição das variáveis desvio:

$$f' = f_{LIN} - \bar{f} \quad (46)$$

$$h' = h(t) - \overline{h} \quad (47)$$

$$L_{in}' = L_{in}(t) - \overline{L_{in}} \quad (48)$$

$$L_{out}' = L_{out}(t) - \overline{L_{out}} \quad (49)$$

$$x_L' = x_L(t) - \overline{x_L} \quad (50)$$

$$P' = P(t) - \overline{P} \quad (51)$$

Então, a Equação (45), torna-se, em termos das variáveis desvios:

$$f' = \frac{\partial f}{\partial h} h' + \frac{\partial f}{\partial L_{in}} L_{in}' + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} L_{out}' \quad (52)$$

Linearizando a Equação (43), temos

$$\begin{aligned}
L_{out}(t) &\cong L_{out_{LIN}} \\
&= \overline{L_{out}} + \frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} \Big|_{\overline{x_L}, \overline{P}, \overline{h_L}} (x_L(t) - \overline{x_L}) + \frac{\partial L_{out}}{\partial P} \Big|_{\overline{x_L}, \overline{P}, \overline{h_L}} (P(t) - \overline{P}) \\
&\quad + \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L} \Big|_{\overline{x_L}, \overline{P}, \overline{h_L}} (h_L(t) - \overline{h_L})
\end{aligned} \tag{53}$$

Ou, em termos das variáveis desvios, lembrando que $h = h_L$

$$L'_{out} = \frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} x'_L + \frac{\partial L_{out}}{\partial P} P' + \frac{\partial L_{out}}{\partial h} h' \tag{54}$$

E, agora, substituindo a Equação (54) em (52), temos:

$$f' = \frac{\partial f}{\partial h} h' + \frac{\partial f}{\partial L_{in}} L'_{in} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \left(\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} x'_L + \frac{\partial L_{out}}{\partial P} P' + \frac{\partial L_{out}}{\partial h} h' \right) \tag{55}$$

Aplicando a transformada de Laplace, temos:

$$H'(s)s = \frac{\partial f}{\partial h} H'(s) + \frac{\partial f}{\partial L_{in}} L'_{in}(s) + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \left(\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} X'_L(s) + \frac{\partial L_{out}}{\partial P} P'(s) + \frac{\partial L_{out}}{\partial h} H'(s) \right) \tag{56}$$

Que, realizando a separação das variáveis, implica em:

$$H'(s)s - H'(s) \left(\frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L} \right) = \frac{\partial f}{\partial L_{in}} L'_{in}(s) + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \left(\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} X'_L(s) + \frac{\partial L_{out}}{\partial P} P'(s) \right)$$

Partindo da Equação (56), podemos então encontrar as funções de transferência (FTs):

i. FT $\mathbf{G}_1(\mathbf{s})$ que relaciona a vazão de alimentação com o nível

$$G_1(s) = \frac{H'(s)}{L'_{in}(s)} = \frac{\frac{\partial f}{\partial L_{in}}}{s - \frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} = \frac{K_{p1}}{\tau_{p1}s + 1} \tag{57}$$

com:

$$K_{p1} = \frac{-\frac{\partial f}{\partial L_{in}}}{\frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} \tag{58}$$

e

$$\tau_{p1} = \frac{-1}{\frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} \tag{59}$$

As derivadas parciais avaliadas em torno do ponto operacional são dadas por:

$$\frac{\partial f}{\partial L_{in}} = \frac{1}{2C\sqrt{(D-\bar{h})\bar{h}}} \quad (60)$$

Para calcular $\frac{\partial f}{\partial h}$ é aconselhável aplicar a regra da cadeia:

Aqui definimos a variável auxiliar u;

$$\bar{u} = (D - \bar{h})\bar{h} \quad e \quad f = \frac{\bar{L}_{in} - \bar{L}_{out}}{2C} \bar{u}^{-\frac{1}{2}}$$

$$\frac{\partial f}{\partial h} = \frac{\partial f}{\partial u} \frac{\partial u}{\partial h} = (D - 2\bar{h}) \frac{\bar{L}_{in} - \bar{L}_{out}}{2C} \bar{u}^{-\frac{3}{2}} \quad (61)$$

cálculo de $\frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}$:

$$\frac{\partial L_{out}}{\partial h_L} = \frac{2,4 \times 10^{-4} \bar{x}_L C_v}{2(\rho_f^{0,5})} (P + \rho_L g \bar{h} \times 10^{-5} - P_1)^{-0,5} \times \rho_L g \times 10^{-5} \quad (62)$$

ii. FT $\mathbf{G}_2(s)$ que relaciona a abertura da válvula de líquido com o nível

$$G_2(s) = \frac{H'(s)}{X'_L(s)} = \frac{\frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial x_L}}{s - \frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} = \frac{K_{p2}}{\tau_{p2}s + 1} \quad (63)$$

com:

$$K_{p2} = \frac{-\frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial x_L}}{\frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} \quad (64)$$

e:

$$\tau_{p2} = \tau_{p1} \quad (65)$$

onde as derivadas parciais $\frac{\partial f}{\partial L_{out}}$ e $\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L}$ são, respectivamente:

$$\frac{\partial f}{\partial L_{out}} = \frac{-1}{2C\sqrt{(D-\bar{h})\bar{h}}} \quad (66)$$

e

$$\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} = 2,4 \times 10^{-4} C_v \sqrt{\frac{\bar{P} - P_1}{\rho_f}} \quad (67)$$

iii. FT $\mathbf{G}_3(s)$ que relaciona a pressão de separação com o nível

$$G_3(s) = \frac{H'(s)}{P'(s)} = \frac{\frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial P}}{s - \frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} = \frac{K_{p3}}{\tau_{p3}s + 1} \quad (68)$$

com:

$$K_{p3} = \frac{-\frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial P}}{\frac{\partial f}{\partial h} + \frac{\partial f}{\partial L_{out}} \frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}} \quad (69)$$

e:

$$\tau_{p3} = \tau_{p1} \quad (70)$$

onde a derivada parcial $\frac{\partial L_{out}}{\partial P}$, é igual a:

$$\frac{\partial L_{out}}{\partial P} = \frac{2,4 \times 10^{-4} \bar{x}_L C_v}{\sqrt{\rho_f (\bar{P} - P_1)}} \quad (71)$$

3.3 Implementação do modelo linear

No item anterior foram desenvolvidas as funções de transferência (FT) do modelo da dinâmica de nível do vaso separador bifásico. O modelo linearizado será usado para o projeto do controlador *Gain Scheduling Controller* (GSC). O modelo linearizado foi implementado utilizando o programa SIMULINK. O controlador utilizado na simulação é do tipo PID, igual ao encontrado na aplicação real, cujos dados foram disponibilizados para validação do modelo. Dois simuladores foram construídos. O primeiro, para ser usado na comparação de malha aberta e simular a operação de controle em modo manual – Figura 10. Espera-se que, durante a simulação em malha aberta, não ocorram mudanças na carga de alimentação, ou seja, que haja ausência de distúrbios.

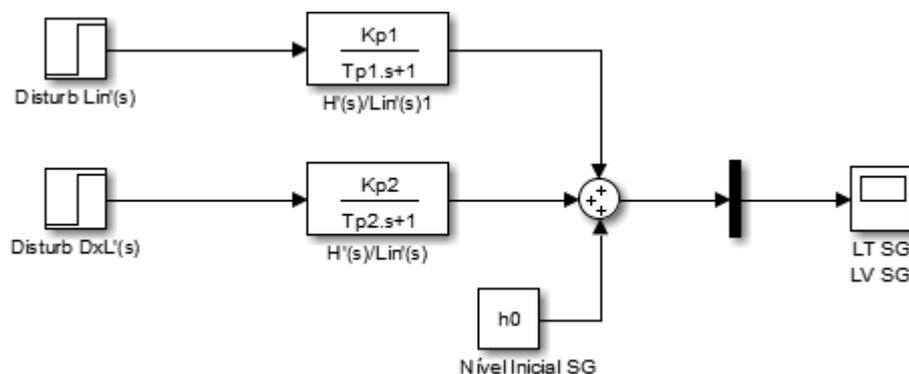


Figura 10 – Modelo linear de nível (malha aberta).

O segundo simulador do modelo serve para comparar os resultados em malha fechada para diversas condições de sintonia do controlador PID (Figura 11).

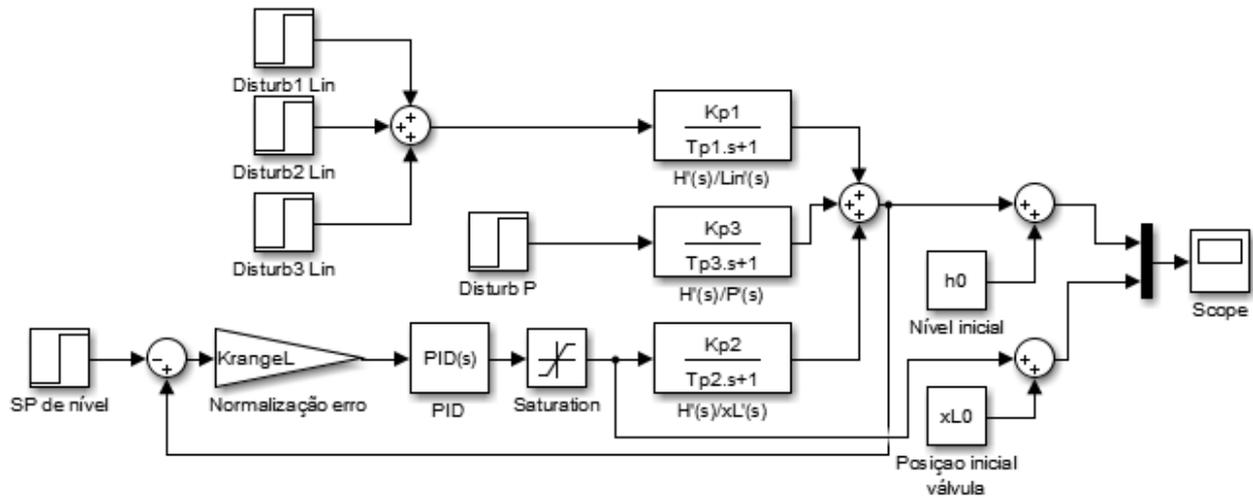


Figura 11 - Diagrama de blocos para a dinâmica de nível do separador bifásico (malha fechada).

As rotinas de cálculos necessárias para realizar as simulações dos modelos no SIMULINK foram desenvolvidas em um programa no MATLAB que é apresentado no Apêndice B.

3.4 Validação do modelo linear

Para validar o modelo linear obtido é necessário se aplicar um conjunto de dados conhecidos de um processo real. Esse conjunto, composto por parâmetros do equipamento e valores das variáveis de processo na condição estacionária, uma vez carregado, resultará, mediante a aplicação do programa do apêndice B, na determinação das funções de transferência dos modelos implementados e apresentados nas Figuras 10 e 11. Além disso, um registro da variação do nível, $h(t)$, a partir da entrada em degrau na posição da válvula de controle, x_L , com o controlador em operação manual, deverá ser sobreposto aos dados obtidos por simulação do modelo da Figura 10, para as mesmas condições e valores da entrada aplicada com o intuito de validar o modelo.

A curva característica da válvula de controle precisa ser confirmada mediante a análise dos valores de L_{out} versus x_L . Caso esta relação seja não-linear, ajustes nas derivadas parciais $\frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}$, $\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L}$ e $\frac{\partial L_{out}}{\partial P}$ terão que ser implementadas.

Para testar o modelo em malha aberta, partindo do ponto estacionário $\bar{h} = 1,30 \text{ m}$, a posição da válvula, x_L , foi alterada de 0,309 para 0,255 realizando desta forma uma entrada em degrau negativo de -5,4%.

De igual modo, com o controlador em modo automático, para valores determinados dos ganhos: K_c, T_i, T_d e entradas aplicadas conhecidas (mudanças de setpoint), os registros de mudança de nível devem ser comparados por sobreposição aos valores obtidos por simulação do modelo da Figura 11. Com esse intuito, duas sintonias no controlador PID original do equipamento real foram utilizadas para fins de comparação e são apresentadas na Tabela 3.

Tabela 3 – Parâmetros da simulação do modelo linear em malha fechada com controlador PID.

Sintonia	$\bar{L}_{in} = \bar{L}_{out}$	\bar{h}	h_{SP}	K_c	T_i	T_d
	$\frac{m^3}{dia}$	m	m	s	s	s
#1	358	1,45	1,35	2	10	2
#2	358	1,45	1,35	4	6	1,5

AGUIRRE (2004) afirma que a comparação do modelo com dados medidos é provavelmente a forma mais usual de se validar um modelo. Apesar de haver técnicas apuradas de quantificação da qualidade do modelo frente a dados experimentais, como a análise de resíduos, para a finalidade de utilização do modelo linear, que é servir de base para o projeto do controlador GSC, pela superposição das curvas reais e simuladas, poderá se avaliar quão suficientemente bem o modelo representa o processo e se este pode ser considerado válido (para aplicação apresentada) satisfatoriamente (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

3.5 Projeto do controlador tipo GSC

3.5.1 Matriz de linearização local

O projeto do controlador tipo GSC deve ser implementado mediante a confirmação de que as funções de transferências (ganhos estáticos e constantes de tempo) variam com os valores dos parâmetros não lineares, h , e x_L .

Com o objetivo de se desenvolver a lei de controle do GSC, a faixa de operação do vaso separador foi subdividida em i valores de h e i valores de x_L . Para cada par ordenado (h, x_L) , os ganhos estáticos e as constantes de tempo foram calculados. Isto equivale a linearização local do modelo não-linear. Os $i = 8$ valores para o nível foram $h [m] = 1,250, 1,329, 1,407, 1,486, 1,564, 1,643, 1,721$ e $1,800$; e para $x_L = 0,1000, 0,2143, 0,3286, 0,4429, 0,5571, 0,6714, 0,7857$ e $0,900$.

3.5.2 Método de sintonia do controlador GSC

Uma vez definida a matriz de ganhos estáticos e constantes de tempo para o modelo de primeira ordem sem tempo morto (FOP), constata-se a necessidade de realizar a sintonia do controlador GSC, baseando-se no modelo, neste caso, 64 funções de transferências do tipo FOP.

O tipo de controlador a ser implementado é o Proporcional-Integral (PI).

Por manipulação algébrica do sistema de equações obtidas a partir do diagrama de blocos é possível se encontrar a função de transferência de malha fechada G_{MF} , para a malha contendo de $G_2(s)$ com controlador PI, explícita na Equação (72).

$$G_{MF} = \frac{K_{rangeL}G_C(s)G_2(s)}{1 + K_{rangeL}G_C(s)G_2(s)} = \frac{T_i s + 1}{\frac{T_i T_{p2}}{K_{rangeL}K_c K_{p2}} s^2 + (T_i + \frac{T_i}{K_{rangeL}K_c K_{p2}}) s + 1} \quad (72)$$

A Equação (72) indica que o sistema resultante em malha fechada é de segunda ordem, onde temos os parâmetros período de oscilação τ , razão de amortecimento ξ e período entre dois picos T , dados pelas Equações (73) a (75).

$$\tau = \sqrt{\frac{T_i}{K_{rangeL}K_c K_{p2}}} \quad (73)$$

$$\xi = \frac{(T_i + \frac{T_i}{K_{rangeL}K_c K_{p2}})}{2\tau} \quad (74)$$

$$T = \frac{2\pi\tau}{\sqrt{1 - \xi^2}} \quad (75)$$

Ao sintonizar o controlador GSC pelo método IMC, λ deve ser escolhido com o maior valor possível que resulte em um sistema superamortecido, isto é, $\xi > 1$.

Para definição da escolha de λ , neste trabalho, simulações foram realizadas com valores para $\lambda = 30, 90, 270, 810$ s, a partir de uma entrada em degrau de 5% no SP de nível, utilizando-se o modelo linear (Figura 11).

Uma vez definido o valor λ , a partir da aplicação das Equações (12) e (13) ao modelo, resultará na matriz de ganhos do controlador GSC.

3.5.3 Método de transição de sintonia do controlador GSC

O controlador GSC, além de possuir valores programados dentro da faixa operacional do equipamento, deve possuir uma lei de transição que evite saltos bruscos que possam introduzir perturbações no sistema de controle. Neste sentido, Fernandes *et al.* (2013) apresentaram uma regra de transição utilizando uma função de primeiro grau com coeficientes lineares fixos e coeficientes angulares ajustáveis de acordo com o valor do sinal de erro. Sarkar e Banerjee (2019) compararam o controlador GSC PID com duas regras de transição distintas. A primeira supõe que se o nível h estiver entre dois valores da tabela de ganhos (oito subdivisões dentro da faixa operacional do tanque cônico), h_1 e h_2 , cujos controladores são C_1 e C_2 , o ganho do controlador deverá definido como uma composição entre C_1 e C_2 dada por:

$C = \alpha_1 h_1 + \alpha_2 h_2$, onde α_1 e α_2 são pesos definidos por $\alpha_1 = 1 - \frac{h_1}{h_1+h_2}$, $\alpha_2 = 1 - \frac{h_2}{h_1+h_2}$, e $\alpha_1 + \alpha_2 = 1$. A segunda regra de transição, baseada em um algoritmo próprio, aplica um fator multiplicativo no valor de SP antes de realizar o cálculo do sinal de erro a ser aplicado ao controlador PID.

De modo a permitir a implementação do controlador GSC desenvolvido neste trabalho, polinômios interpoladores dos dados das matrizes de ganhos deverão ser definidos.

3.6 Simulação do controlador GSC aplicado ao modelo Não-linear

Simulações foram realizadas no modelo não linear (apresentado na Tabela 2, implementado no SIMULINK e que consta no APÊNDICE A) para mudanças de SP de nível h (problema servo) e para distúrbios na carga de alimentação L_{in} (problema regulatório). Em todas as simulações o diferencial de pressão através da válvula deverá ser mantido constante.

3.6.1 Simulação do controlador GSC – problema servo

Foram realizadas quatro simulações para o problema servo com dados de entrada apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 – Pontos estacionários da faixa operacional do separador para o problema servo.

Simulação	$\bar{L}_{in} \left[\frac{m^3}{dia} \right]$	$\bar{L}_{in} \left[\frac{m^3}{s} \right]$	\bar{x}_L	$\bar{h} [m]$
#1	100	0,00115	0,0400	1,25
#2	350	0,00405	0,4500	1,40
#3	600	0,00694	0,6000	1,40
#4	900	0,01042	0,7000	1,25

Nas simulações do problema servo, as vazões de entrada foram mantidas constantes. Ao valor do nível estacionário \bar{h} foi aplicado um sinal de entrada do tipo escada de sequência repetida equivalente a variações do valor de SP. Os valores de variação de amplitude (Δh), os intervalos de tempo regulares (Δt) e a duração total de cada simulação (t), constam na Tabela 5.

Tabela 5 – Sinal de entrada (problema servo).

Simulação	$\Delta h [\%]$	$\Delta t [s]$	$t [s]$
#1	[+1,60 +3,20 +1,60 -0,80 -4,00]	3800	24000
#2	[+3,57 +1,43 +4,29 +0,71 -2,14]	3600	24000
#3	[+5,71 +10,71 +5,71 +0,71 -2,14]	3400	24000
#4	[+9,76 +6,40 +4,00 -0,80 -8,00]	4200	24000

3.6.2 Simulação do controlador GSC – problema regulatório

Foram realizadas quatro simulações para o problema regulatório com dados de entrada apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Pontos estacionários da faixa operacional do separador para o problema regulatório.

Simulação	$\bar{L}_{in} \left[\frac{m^3}{dia} \right]$	$\bar{L}_{in} \left[\frac{m^3}{s} \right]$	\bar{x}_L	$\bar{h} [m]$
#5	100	0,00115	0,1000	1,30
#6	350	0,00405	0,5000	1,35
#7	600	0,00694	0,6000	1,35
#8	900	0,01042	0,6000	1,30

Nas simulações do problema regulatório, os SP desejados de nível foram mantidos constantes. Ao valor da vazão de alimentação estacionária $\overline{L_{in}}$ foi aplicado um sinal de entrada do tipo escada de sequência repetida que idealizam o distúrbio equivalente provocado pelo fechamento ou abertura de novo poços alinhados para o *header* de produção do vaso separador. Os valores de variação de vazão (ΔL_{in}), os intervalos de tempo regulares (Δt) e a duração total de cada simulação (t), constam na Tabela 7.

Tabela 7 – Sinal de entrada (problema regulatório)

Simulação	$\Delta L_{in} \left[\frac{m^3}{dia} \right]$	Δt [s]	t [s]
#5	[100 200 300 150]	3000	24000
#6	[100 -50 -100 150]	4000	24000
#7	[-300 -200 -100 50]	5000	24000
#8	[-300 -500 -600 -400]	4000	24000

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Conjunto de dados de processo real e correção do modelo linear

Dados de um sistema real de controle de nível, em uma planta de processamento primário foram comparados aos resultados obtidos por simulação do modelo desenvolvido neste trabalho para validação do modelo linear. Os parâmetros do processo real estão detalhados na Tabela 8.

Tabela 8 – Parâmetros do vaso separador e condições estacionárias do processo real.

DIMENSÕES PRINCIPAIS DO VASO SEPARADOR		
Comprimento do vaso – C:	7,980	m
Diâmetro do vaso – D:	2,235	m
Coefficiente de vazão da válvula de líquido (LV) – C_{VL} :	73	-
Coefficiente de vazão da válvula de gás (PV) – C_{VG} :	70	-
PROPRIEDADE DOS FLUIDOS		
Densidade do petróleo – dens_f:	830	kg/m ³
Massa molecular do gás:	0,021	kg/mol
VARIÁVEIS DE ESTADO ESTACIONÁRIO		
Nível (\bar{h}):	1,300	m
Pressão:	7	Bar
Temperatura:	303,15	K
Posição inicial da <i>Level Valve</i> (LV) (\bar{x}_L):	0,309	-
Posição inicial da PV:	0,5	-
Vazão de entrada de líquido:	300	m ³ /dia
Vazão de saída de líquido:	300	m ³ /dia
Vazão de entrada de gás:	74000	m ³ /dia
Vazão de saída de gás:	74000	m ³ /dia
Pressão a jusante da LV (pressão do vaso de 2º estágio):	2,5	Bar
Pressão a jusante da PV (pressão do gasoduto):	6,5	Bar

Análise da vazão de saída L_{out} versus a posição de abertura x_L da válvula de controle de nível, indicou que a montagem interna do obturador-sede é tal que produz uma característica instalada do tipo exponencial. A Figura 12 mostra a curva característica da LV.

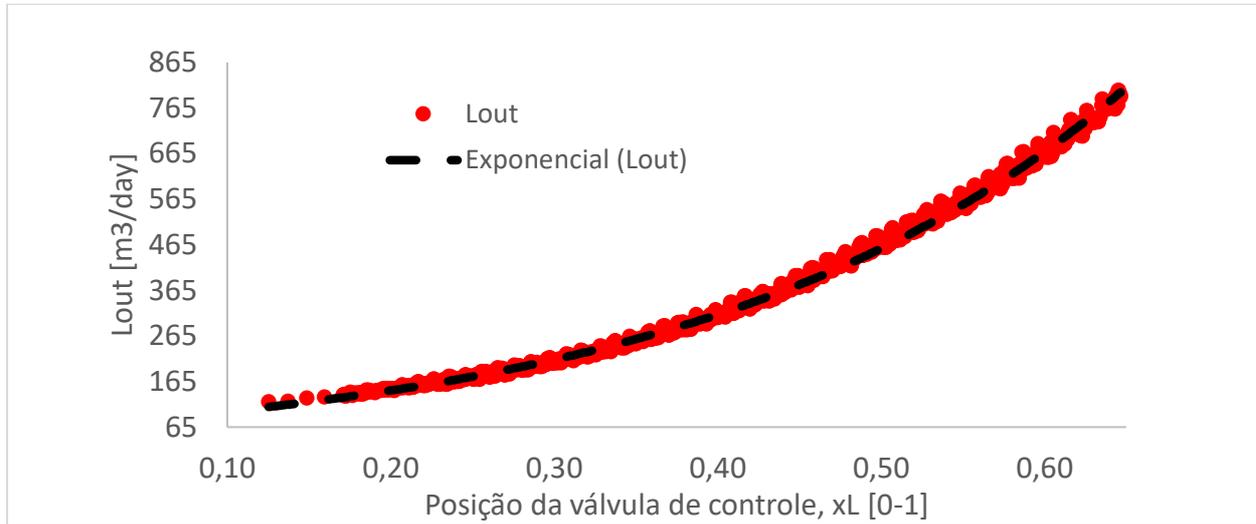


Figura 12 – Curva característica real da válvula de controle LV.

A interpolação exponencial da curva da Figura 12 resulta na Equação (76), com $R^2 = 0,9982$.

$$L_{out} = 67,77 \times e^{3,73x_L} \quad (76)$$

Baseado nesta verificação experimental, a Equação (43) tem que ser atualizada na Equação (77) de modo a refletir as modificações da curva característica da válvula. Conseqüentemente, as derivadas parciais $\frac{\partial L_{out}}{\partial h_L}$, $\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L}$ e $\frac{\partial L_{out}}{\partial P}$ foram modificadas nas Equações (77) a (80), respectivamente.

$$L_{out}(t) = 0,0438 \times 10^{-4} \times e^{3,73x_L} \times C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_f}} \quad (77)$$

$$\frac{\partial L_{out}}{\partial h_L} = \frac{0,0438 \times 10^{-4} e^{3,73x_L} C_v}{2(\rho_f^{0,5})} (\bar{P} + \rho_L g \bar{h} \times 10^{-5} - P_1)^{-0,5} \times \rho_L g \times 10^{-5} \quad (78)$$

$$\frac{\partial L_{out}}{\partial x_L} = 0,1634 \times 10^{-4} e^{3,73x_L} C_v \sqrt{\frac{\bar{P} + \rho_L g \bar{h} \times 10^{-5} - P_1}{\rho_f}} \quad (79)$$

$$\frac{\partial L_{out}}{\partial P} = \frac{0,0438 \times 10^{-4} e^{3,73x_L} C_v}{2 \sqrt{\rho_f (\bar{P} + \rho_L g \bar{h} \times 10^{-5} - P_1)}} \quad (80)$$

Nas condições informadas da Tabela 8 (parâmetros operacionais e condição estacionária) e com as atualizações do modelo, acima expostas, o modelo linear em malha aberta e fechada (Figuras 10 e 11), respectivamente, são apresentados abaixo nas Figuras 13 e 14.

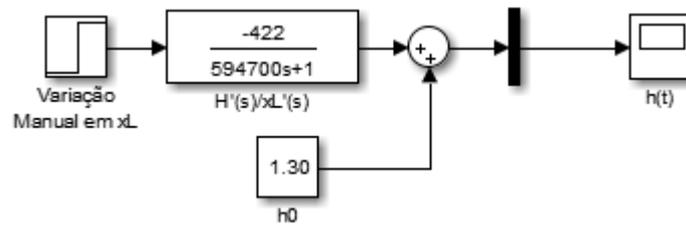


Figura 13 – Modelo linear de nível condições operacionais tabela 8 (malha aberta).

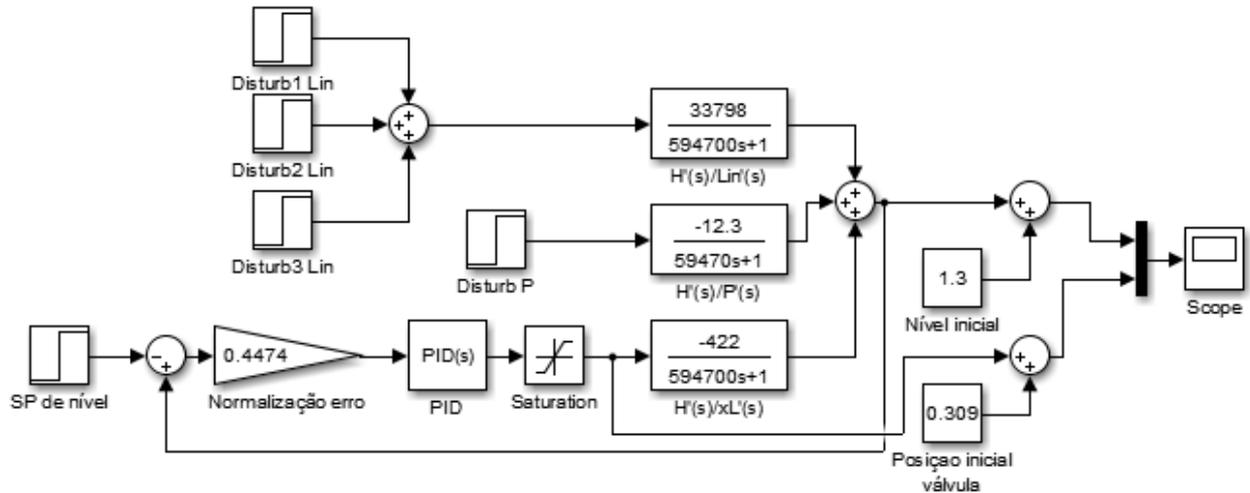


Figura 14 – Modelo linear de nível condições operacionais tabela 8 (malha fechada).

Deve-se observar que o valor negativo em K_{p2} significa apenas que o controle é de ação reversa.

4.2 Validação do modelo linear em malha aberta e malha fechada

Aplicando-se o procedimento apresentado em 3.4, os dados registrados foram comparados aos simulados e os resultados podem ser visualizados na Figura 15.

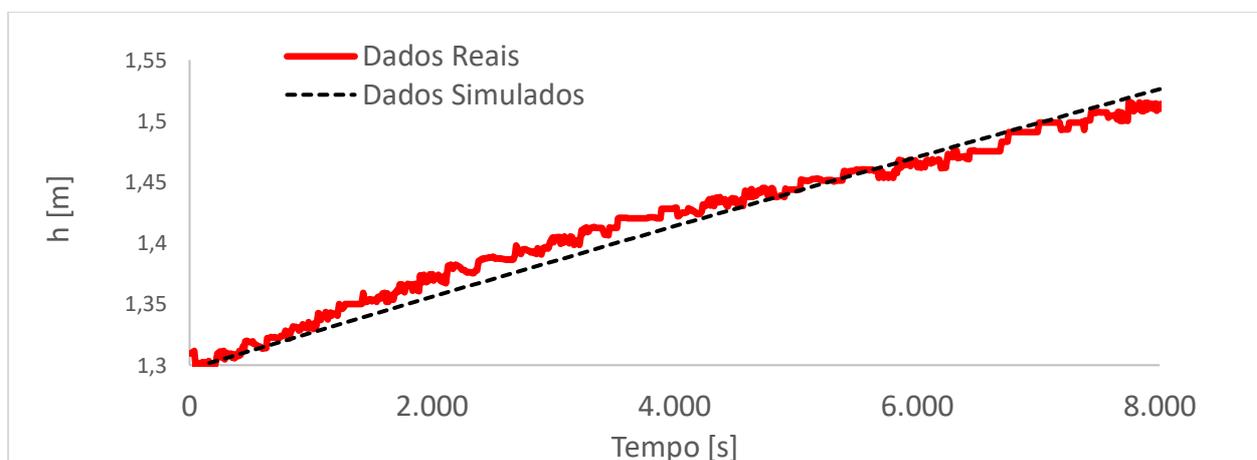


Figura 15 – Comparação entre os resultados reais e resultados simulados para validação do modelo linear em malha aberta.

Duas simulações foram realizadas com o controlador PID em malha fechada. Os parâmetros de controle foram sintonizados intencionalmente com valores distintos e que permitissem oscilação da PV (Tabela 3). Os resultados das sintonias #1 e #2, quando comparadas aos dados simulados, são apresentados respectivamente nas Figuras 16 e 17 abaixo.

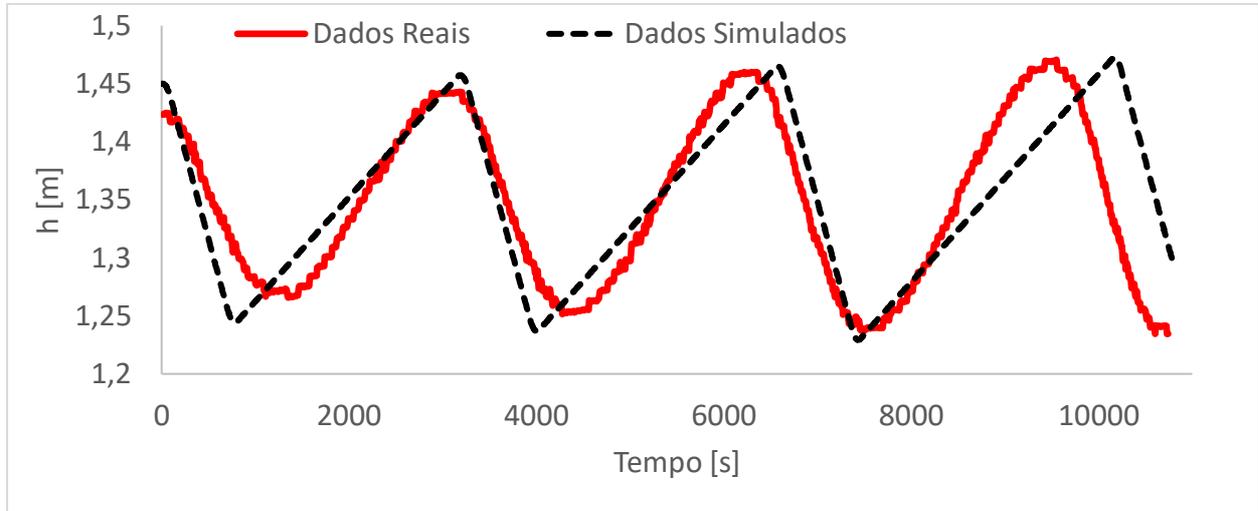


Figura 16 – Comparação entre os resultados reais e resultados simulados (sintonia #1) para validação do modelo linear em malha fechada.

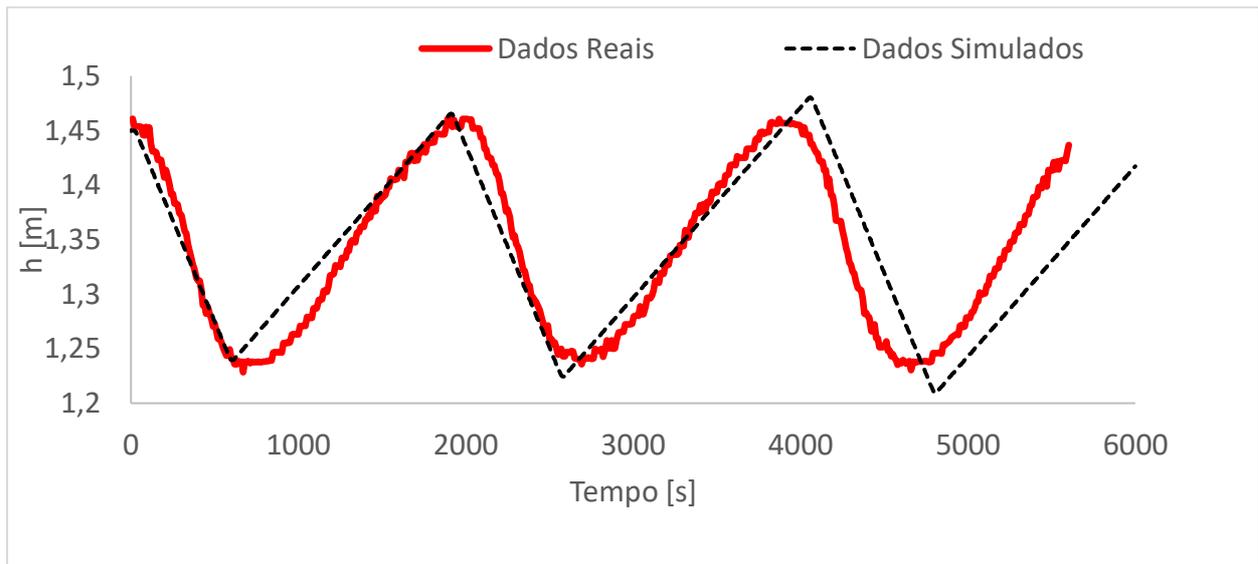


Figura 17 – Comparação entre os resultados reais e resultados simulados (sintonia #2) para validação do modelo linear em malha fechada).

Pela superposição das curvas das Figuras 15, 16 e 17, notou-se que o modelo representou suficientemente bem o processo, apresentando resposta satisfatória em regime transiente, sendo considerado válido para a aplicação proposta. O modelo da Figura 14, todavia, possui utilização

restrita em torno da condição estacionária utilizada em sua definição (Tabela 8). Isto porque as funções de transferência $G_1(s)$ e $G_2(s)$ são fortemente dependentes dos parâmetros estacionários \bar{h} e \bar{x}_L .

4.3 Controlador GSC

4.3.1 Matriz de linearização local

Observou-se que a constante de tempo do modelo linear, dada pela Equação (65) varia consideravelmente de acordo com o valor de h , e x_L . O ganho estático, dado pela Equação (64), contudo, mantém o valor bem mais estável, e varia apenas com o valor de h . O comportamento não-linear, já esperado, confirma a necessidade de uma técnica de controle adaptativo.

Neste estudo, tanto a faixa operacional do nível, h , quanto a da posição da válvula, x_L , foram subdivididas em 8 partes, resultando numa matriz de operação, 8x8. Para cada par ordenado (h, x_L) , os ganhos estáticos e as constantes de tempo foram calculadas, gerando as Tabelas 9 e 10, respectivamente. Todos os demais parâmetros e condições operacionais da Tabela 8 foram mantidos constantes.

O modelo também assumiu que, na condição estacionária, temos $\bar{L}_{in} = \bar{L}_{out}$. Isto observado, o valor da vazão estacionária \bar{L}_{in} não tem influência na função de transferência do modelo pois percebe-se pela Equação (61), repetida abaixo, que $\frac{\partial f}{\partial h} = 0$.

$$\frac{\partial f}{\partial h} = (D - 2\bar{h}) \frac{\bar{L}_{in} - \bar{L}_{out}}{2C} \bar{u}^{-\frac{3}{2}}$$

Os valores da Tabela 9 já foram multiplicados pelo fator $action = -1$ para correção do sinal do ganho estático, devido à ação do controlador.

Tabela 9 – Ganhos estáticos.
 $K_{p2} [m^{-1}]$

		$h [m]$							
		1,250	1,329	1,407	1,486	1,564	1,643	1,721	1,800
x_L [0 – 1]	0,1000	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,2143	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,3286	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,4429	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,5571	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,6714	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,7857	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79
	0,9000	421,68	422,27	422,86	423,44	424,03	424,61	425,20	425,79

Tabela 10 – Constantes de tempo.

		$\tau_{p2} \times 10^6 [s]$							
		$h [m]$							
		1,250	1,329	1,407	1,486	1,564	1,643	1,721	1,800
x_L [0 – 1]	0,1000	1,8318	1,8129	1,7842	1,7454	1,6956	1,6339	1,5587	1,4679
	0,2143	1,1960	1,1837	1,1650	1,1396	1,1071	1,0668	1,0177	0,9584
	0,3286	0,7809	0,7729	0,7607	0,7441	0,7229	0,6966	0,6645	0,6258
	0,4429	0,5099	0,5046	0,4967	0,4858	0,4720	0,4548	0,4339	0,4086
	0,5571	0,3329	0,3295	0,3243	0,3172	0,3082	0,2970	0,2833	0,2668
	0,6714	0,2174	0,2151	0,2117	0,2071	0,2012	0,1939	0,1850	0,1742
	0,7857	0,1419	0,1405	0,1382	0,1352	0,1314	0,1266	0,1208	0,1137
	0,9000	0,0927	0,0917	0,0903	0,0883	0,0858	0,0827	0,0789	0,0743

Os dados simulados neste trabalho, mostraram que a constante de tempo do sistema estudado é da ordem de centenas de milhares de segundos (várias horas ou mesmo dias), e, sabendo que as principais causas de atraso de tempo (tempo morto) se referem a questões relacionadas a dinâmica da válvula, histerese pneumática, velocidade de tráfego em rede de dados, processamento de sinais, etc. que somados são da ordem de segundos, tem-se, como resultado, uma razão θ/τ_{p2} nula para todos os fins práticos.

Como a aplicação direta da equação (13) resultaria em um controlador Proporcional (P), mas o objetivo é se ter um controlador PI adaptativo (tipo GSC), os valores de τ_p , na equação (65), foram divididos por 1000, percebendo-se nas simulações a presença da ação integral sobre a PV, a qual consiste em zerar o erro estacionário (*offset*).

4.3.2 Sintonia do controlador GSC pelo método IMC

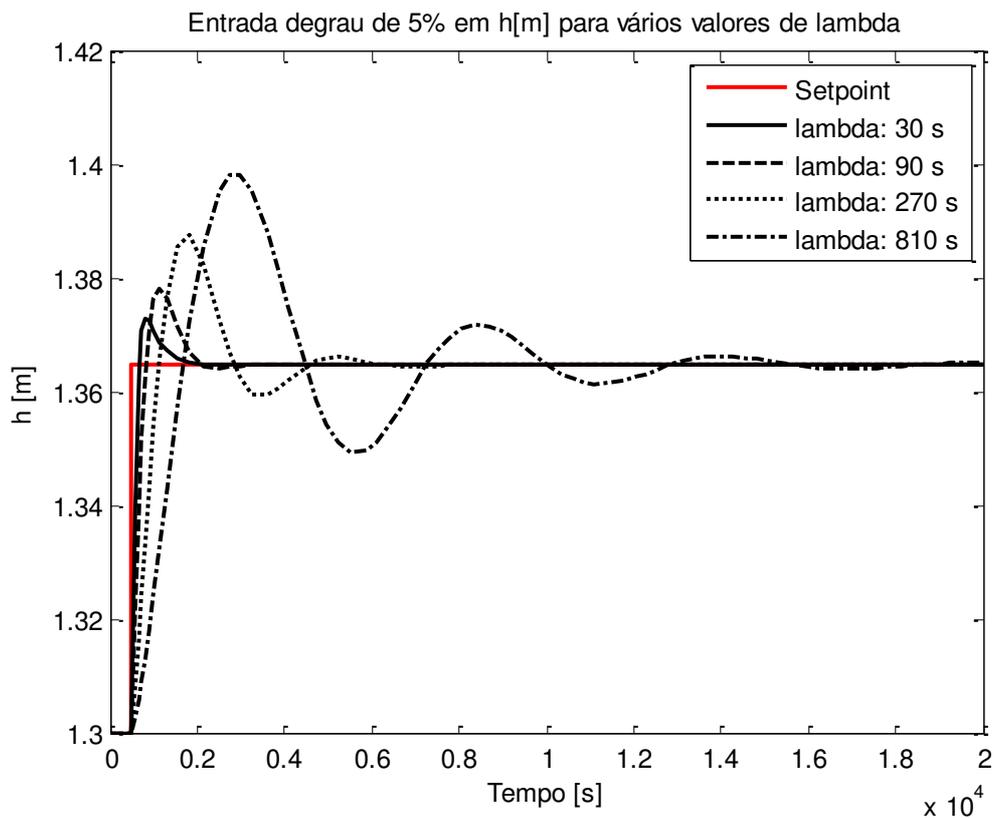
O ponto central da sintonia IMC consiste na escolha apropriada do parâmetro λ . Sarkar e Banerjee (2019) trabalharam na aplicação de GSC em controlador PI para controle de nível em tanque de perfil cônicos e utilizaram o valor de λ , chamado de T_f naquele trabalho, como a metade do valor da constante de tempo do sistema em malha aberta, mas o seu sistema possuía capacitância muito menor que $G_2(s)$. Portanto, não se considerou a hipótese de adotar-se o valor de λ pelo método de Sarkar e Banerjee (2019).

Seguindo o procedimento do item 3.5.2, os principais parâmetros do sistema resultante foram calculados e são apresentados na tabela 11. A Figura 18 apresenta o resultado desta simulação.

Tabela 11 – Resultados obtidos para variação de λ aplicados ao sistema linear para entrada em degrau de 5%.

λ [s]	τ	T [s]	ξ
30	-	-	1,23
90	287	2574	0,71
270	497	3427	0,41
810	861	5569	0,24

As simulações mostraram que para $\lambda = 90, 270, 810$ s o sistema é subamortecido, ou seja $0 < \xi < 1$, e estes valores devem ser evitados porque não se deseja oscilações da PV com o sistema em controle automático. Diferentemente, para $\lambda = 30$ s, o sistema apresentou comportamento superamortecido, mesmo apresentando um sobrevalor em decorrência da existência de zero em $-1/T_i$ na G_{MF} . Desta forma, este será o valor utilizado na sintonia do controlador GSC pelo método IMC. A diminuição do valor de λ para, por exemplo, 10 s, ocasiona um esforço de controle desnecessário e traz a possibilidade de instabilidade ao processo pela aplicação de ganhos, K_c , muito elevados.

Figura 18 – Resultado da simulação com valores de λ , para uma entrada em degrau de 5% no nível h .

4.3.3 Matriz de sintonia do controlador GSC pelo método IMC

Uma vez definido o valor do parâmetro λ , as matrizes de ganhos K_c e T_i puderam ser calculadas utilizando-se as Equações (12) e (13) nos valores das Tabelas 9 e 10 respectivamente. As matrizes de ganhos K_c e T_i resultantes são apresentadas nas Tabelas 12 e 13 abaixo.

Tabela 12 – Ganho Proporcional GSC.

		K_c							
		$h [m]$							
		1,250	1,329	1,407	1,486	1,564	1,643	1,721	1,800
x_L [0 – 1]	0,1000	144,80	143,10	140,65	137,40	133,29	128,26	122,19	114,91
	0,2143	94,54	93,44	91,83	89,71	87,03	83,74	79,78	75,03
	0,3286	61,73	61,01	59,96	58,57	56,82	54,68	52,09	48,99
	0,4429	40,31	39,83	39,15	38,24	37,10	35,70	34,01	31,98
	0,5571	26,32	26,01	25,56	24,97	24,22	23,31	22,20	20,88
	0,6714	17,18	16,98	16,69	16,30	15,81	15,22	14,50	13,63
	0,7857	11,22	11,09	10,90	10,64	10,32	9,93	9,46	8,90
	0,9000	7,32	7,24	7,11	6,95	6,74	6,48	6,18	5,81

Tabela 13 – Tempo Integral GSC.

		$T_i [s]$							
		$h [m]$							
		1,250	1,329	1,407	1,486	1,564	1,643	1,721	1,800
x_L [0 – 1]	0,1000	1832	1813	1784	1745	1696	1634	1559	1468
	0,2143	1196	1184	1165	1140	1107	1067	1018	958
	0,3286	781	723	761	744	722	697	664	626
	0,4429	510	505	497	486	472	455	434	409
	0,5571	333	329	324	317	308	297	283	267
	0,6714	217	215	212	207	201	194	185	174
	0,7857	142	140	138	135	131	126	121	114
	0,9000	93	92	90	88	85	83	79	74

4.3.4 Polinômios de transição de sintonia do controlador GSC pelo método IMC

Os polinômios interpoladores com limite de confiança de 95% e $r^2 = 0,9996$, são apresentados nas Equações (81) e (82).

$$K_c = 168,7 + 65,75h - 643,9x_L - 19,93h^2 - 87,64hx_L + 854,3x_L^2 - 10,19h^3 + 81,45h^2x_L - 101,7hx_L^2 - 298,4x_L^3 \quad (81)$$

$$T_i = 2084 + 865,2h - 8019x_L - 237,6h^2 - 1243hx_L + 10770x_L^2 - 135,4h^3 + 1049h^2x_L - 1237hx_L^2 - 3792x_L^3 \quad (82)$$

Os polinômios (81) e (82) podem facilmente compor uma rotina de programa (*Program Organization Unit – POU*) que alimenta os ganhos do controlador em um CLP (Computador Lógico Programável) que é o hardware normalmente utilizado em controle de processos industriais.

A Figura 19 ilustra graficamente os valores de $K_c = g(x_L, h)$, determinados em (81) sobrepostos aos valores da Tabela 12.

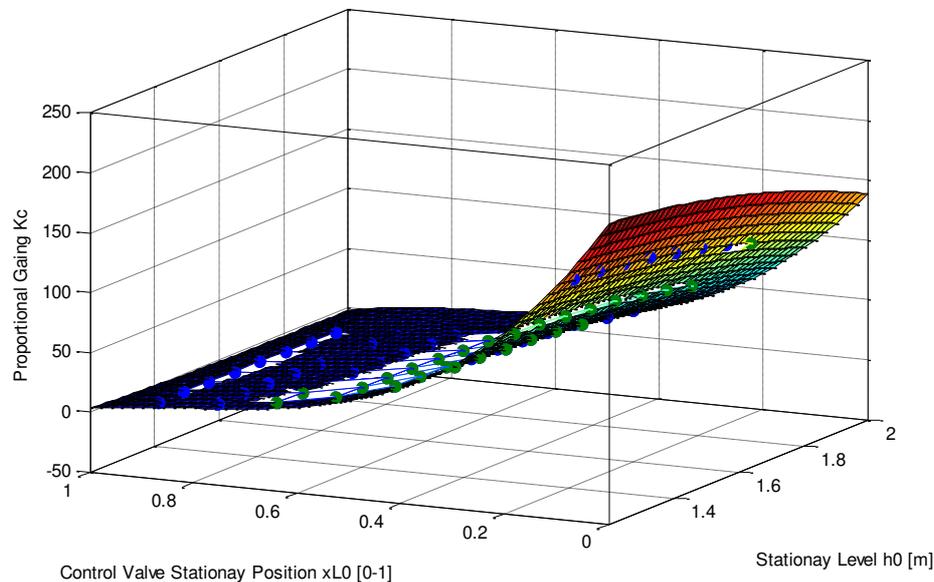


Figura 19 – Gráfico de $K_c = g(x_L, h)$ comparando o polinômio da equação (81) versus os dados da Tabela 12.

A Figura 19 permite observar que para qualquer valor fixo de h o ganho proporcional K_c aumenta significativamente com o fechamento da válvula de controle, isto é, com a diminuição de x_L e atinge valores máximos para aberturas próximas a zero. A variação do ganho com relação ao nível, h , existe, mas possui comportamento menos intenso e que, para um dado valor fixo de x_L , K_c possui valores máximos quando h se aproxima da altura média do vaso e valores mínimos quando h se aproxima do nível máximo.

4.4 Resultados da simulação do controlador GSC aplicado ao modelo não linear

Oito Simulações do modelo não linear foram realizadas para mudanças de SP de nível h (problema servo) e para distúrbios na carga de alimentação L_{in} (problema regulatório).

Em todas as simulações o diferencial de pressão através da válvula foi considerado constante posto que a dinâmica da variável pressão é muitas ordens de magnitude mais rápida que a dinâmica de nível (NUNES; MEDEIROS; ARAÚJO, 2010; SHEHHI e BOIKO, 2015). Aliada

a existência de uma malha de controle de pressão, as flutuações desta variável possuem interação praticamente negligenciável com relação ao nível.

4.4.1 Linearização do modelo para sintonia fixa do controlador PI convencional

O controlador PI convencional foi sintonizado pelo método IMC em 50% da faixa operacional de vazão de líquido do equipamento ($0 - 1000 \frac{m^3}{dia}$). Pela Equação (76), isto equivale a uma abertura em estado estacionário $\bar{x}_L = 0,53$. A faixa desejada de SP vai de 1,25 a 1,40 m, e o valor de nível estacionário escolhido foi $\bar{h}_0 = 1,325$. Tem-se, para estas condições $K_c = 28,8$ e $T_i = 364,8$. Como o controlador PI convencional é não adaptável, esta sintonia foi mantida fixa durante todas as simulações para esse controlador.

4.4.2 Simulação de mudanças de SP (problema servo)

Os gráficos das simulações #1 a #4 seguem abaixo nas Figuras 20 a 23 respectivamente. Os índices de desempenho para as simulações do problema servo são apresentados na Tabela 14 abaixo.

Tabela 14 – Índices de desempenho das simulações do problema servo.

Simulação	Controlador	IAE	ISE	ITAE	ITSE	CE
#1	GSC	93,70	1,07	1100981	13002	0,0671
	PI CONV	113,30	1,47	1316722	17867	0,0688
#2	GSC	108,96	3,71	1411556	52597	0,1104
	PI CONV	102,37	3,69	1331229	52831	0,1172
#3	GSC	133,62	6,24	1656073	81801	0,2056
	PI CONV	124,34	5,81	1543653	75964	0,2055
#4	GSC	270,67	34,73	2691338	309174	0,3572
	PI CONV	272,95	29,93	2749463	266064	0,4194

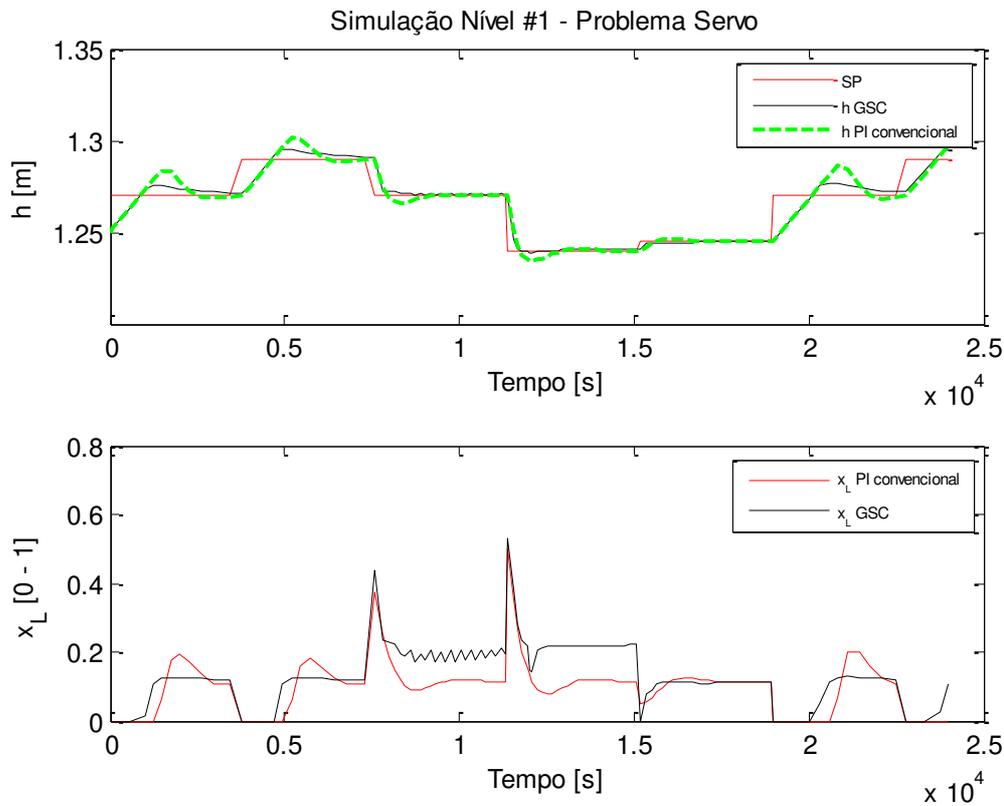


Figura 20 – Resultado da SIMULAÇÃO #1.

A simulação #1 foi realizada partindo-se do nível estacionário $\bar{h} = 1,25m$, com a LV em apenas 4% de abertura, ou seja, $\bar{x}_L = 0,04$. Desta forma, o ganho proporcional inicial do controlador GSC, K_c , é quase máximo, em torno de 200, contra o valor fixo de 28,8 do controlador PI convencional. Assim, no início da simulação, logo que o nível ultrapasse o valor de SP desejado no primeiro degrau (aumento de 1,25 para 1,27 m), a LV do GSC abre mais rapidamente e se estabiliza em torno de 12%, enquanto que a LV do PI convencional leva mais tempo e oscila em torno da nova posição de abertura, ligeiramente inferior a abertura da LV pelo GSC. Importante lembrar que o ganho K_c se adaptou para valor próximo a 130 na nova posição $\bar{x}_L = 0,12$. O comportamento face ao segundo degrau (aumento de 1,27 para 1,31 m) é similar ao primeiro. Para o terceiro degrau, que é negativo (redução de 1,31 para 1,30 m), ambos controladores causaram pico de abertura de curta duração na posição da LV e que o GSC, devido a adaptação dos ganhos, mais rapidamente oscilou em busca de uma nova abertura de equilíbrio. Os demais degraus vão experimentar características similares neste teste.

A simulação #1 tem o objetivo de representar a operação do vaso separador em baixa vazão, $\bar{L}_{in} = 100 \frac{m^3}{dia}$ e, nesta faixa de vazão, a LV permanece com menores aberturas em estado permanente o que, por sua vez, significa maiores valores de K_c para o GSC, resultando em melhores índices de desempenho para este controlador.

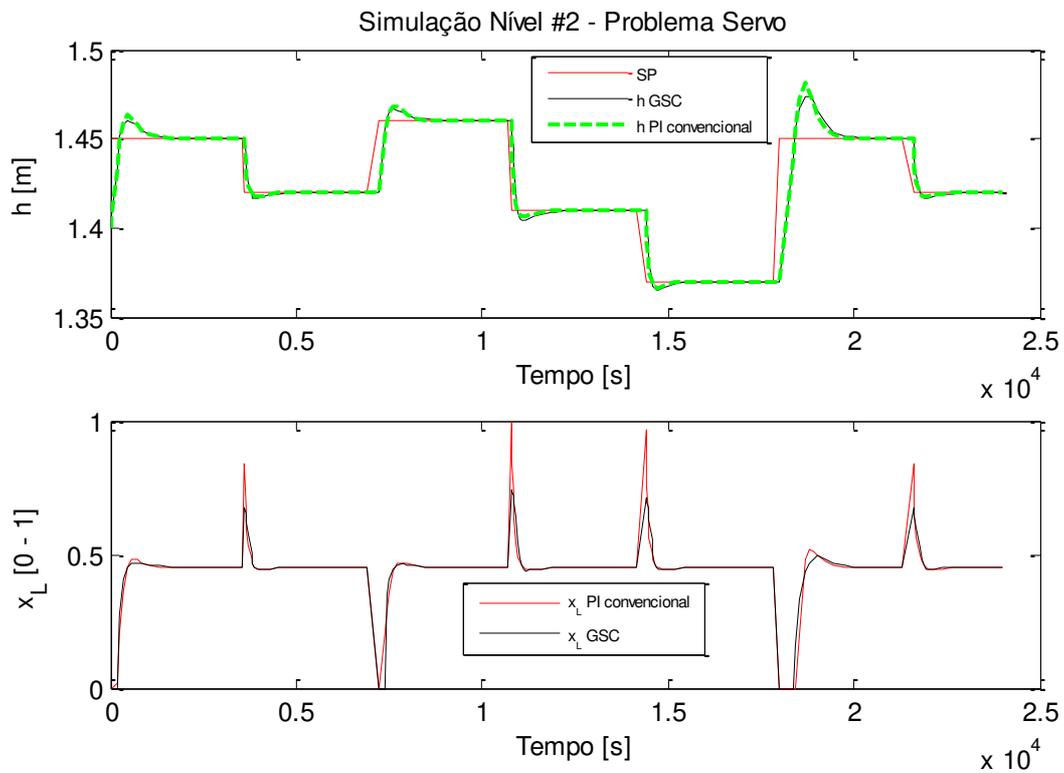


Figura 21 – Resultado da SIMULAÇÃO #2.

A simulação #2 foi realizada partindo-se do nível estacionário $\bar{h} = 1,40m$, com a LV em 45% de abertura, ou seja, $\bar{x}_L = 0,45$ e vazão $\bar{L}_{in} = 350 \frac{m^3}{dia}$. Este estado estacionário favorece o controlador PI convencional que foi sintonizado para uma condição próxima a esta e este é o motivo pelo qual os índices IAE, ISE e ITAE foram melhores para este controlador, entretanto houve saturação da LV em 100% (válvula totalmente aberta) e esta situação é inadmissível pois com $x_L = 1,00$, tem-se uma vazão $L_{out} = 2825 \frac{m^3}{dia}$, acima da máxima permitida pelo transmissor de vazão da linha de saída de líquido e acima da vazão máxima dos equipamentos a jusante do separador. Adicionalmente, uma abertura súbita da LV causa fluxo turbulento e liberação flash de gás de solução devido a queda de pressão local a jusante da válvula. O controlador GSC evitou a abertura excessiva porque a adaptação ajustou o ganho, reduzindo-o e evitando desta forma a saturação.

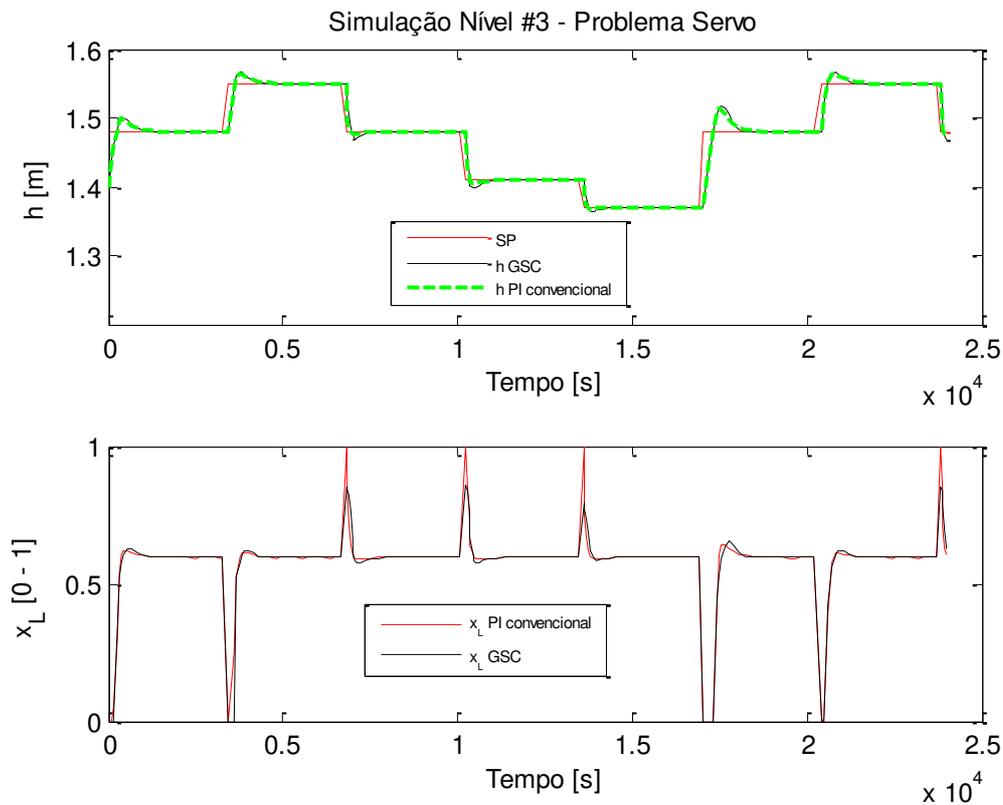


Figura 22 – Resultado da SIMULAÇÃO #3.

A simulação #3 foi realizada partindo-se do ponto estacionário $\bar{h} = 1,40m$, $\bar{x}_L = 0,60$ e $\bar{L}_{in} = 600 \frac{m^3}{dia}$. O controlador PI convencional apresentou maior agressividade com o ganho proporcional acima dos valores do controlador GSC na maior parte do tempo da simulação o que resultou em melhores índices para o controlador PI convencional nesta simulação. Contudo, saturação da LV na posição total aberta ocorreu mais vezes e com maior intensidade que na simulação #2. A agressividade excessiva do PI convencional neste caso se deu porque a sintonia deste controlador foi realizada em uma condição de menor valor da abertura da válvula $\bar{x}_L = 0,53$, que resulta em ganhos maiores. A condição $\bar{x}_L = 0,60$ requer valores menores K_c , em regime permanente, mas o controlador PI convencional, ao contrário do GSC não possui capacidade de adaptação.

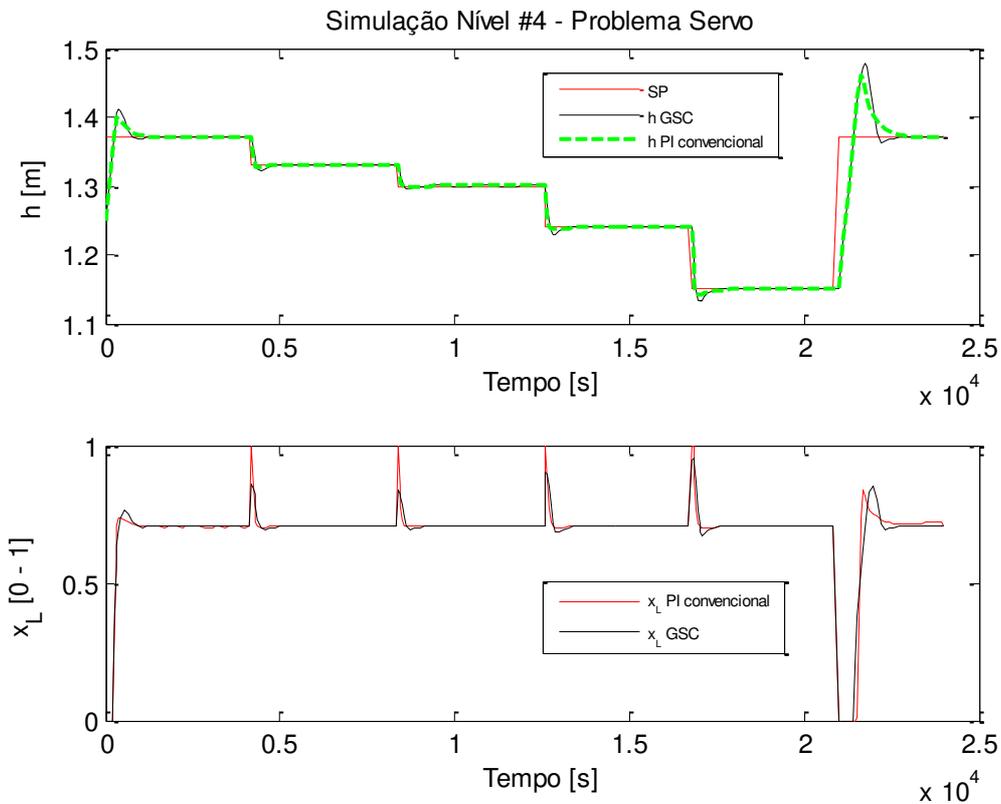


Figura 23 – Resultado da SIMULAÇÃO #4.

A simulação #4 foi realizada com o objetivo de investigar uma condição próxima a máxima vazão operacional do equipamento, com $\bar{h} = 1,25m$, $\bar{x}_L = 0,70$ e $\bar{L}_{in} = 900 \frac{m^3}{dia}$. O controlador PI convencional, nessa simulação apresentou agressividade ainda maior que na simulação #3, ocasionando várias vezes a saturação da LV. Apesar de melhores índices de desempenho, este controlador tem sintonia reprovada para esta faixa de operação, já que, como na simulação #3, excede limites operacionais do equipamento e da planta. O controlador GSC, ao contrário, mantendo a sintonia projetada, consegue se adaptar de modo a fazer a PV seguir o valor do SP sem causar excessiva abertura da LV. Os ganhos do controlador GSC podem ser vistos na Figura 24, que representa a variação de K_c e T_i durante a simulação #4.

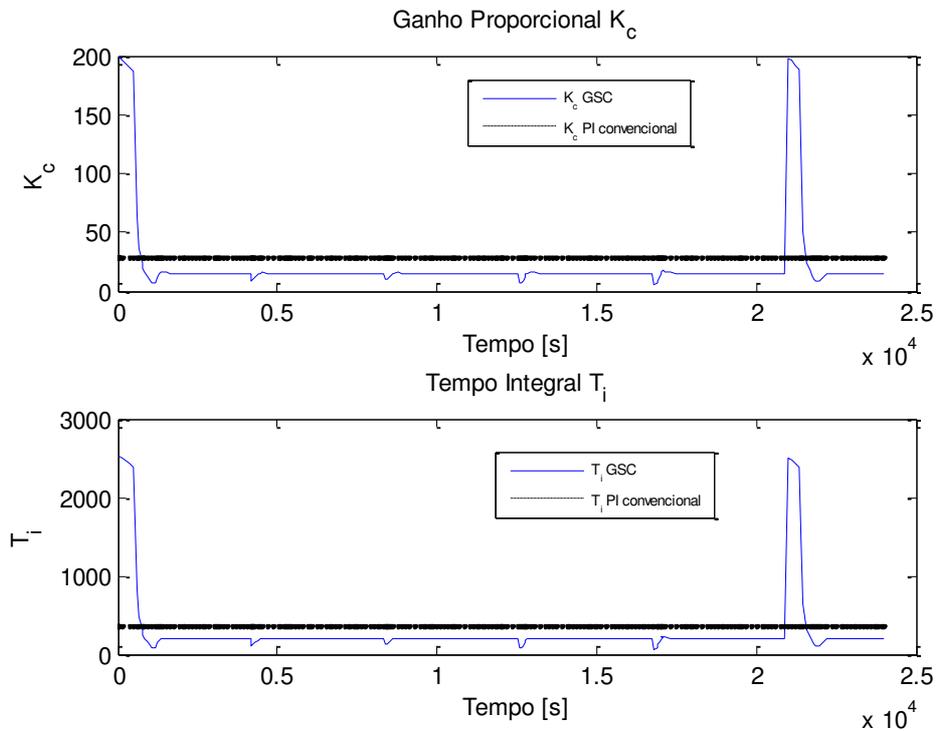


Figura 24 – Adaptação dos ganhos (GSC) x ganhos fixos (PI convencional) durante a simulação #4.

É necessário observar que o desempenho limitado do controlador GSC para o problema servo acontece porque o modelo representado pela função de transferência $G_2(s)$, que relaciona a posição da válvula x_L com o nível h , possui ganho estático, K_{p2} que independe de x_L e que varia linearmente com o valor do nível h . A posição x_L , contudo, tem influência principal sobre a constante de tempo τ_{p2} . Este último fato justifica a aplicação do método *Gain Scheduling*. Isto pode ser graficamente visualizado através dos dados das Tabelas 9 e 10, apresentados nas Figuras 25 e 26 respectivamente.

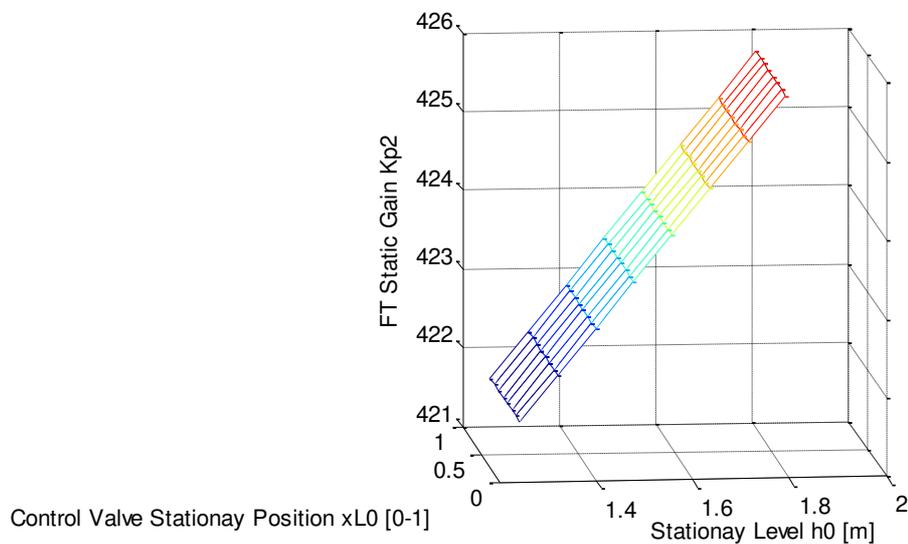


Figura 25 – Ganhos estáticos K_{p2} da FT $G_2(s)$.

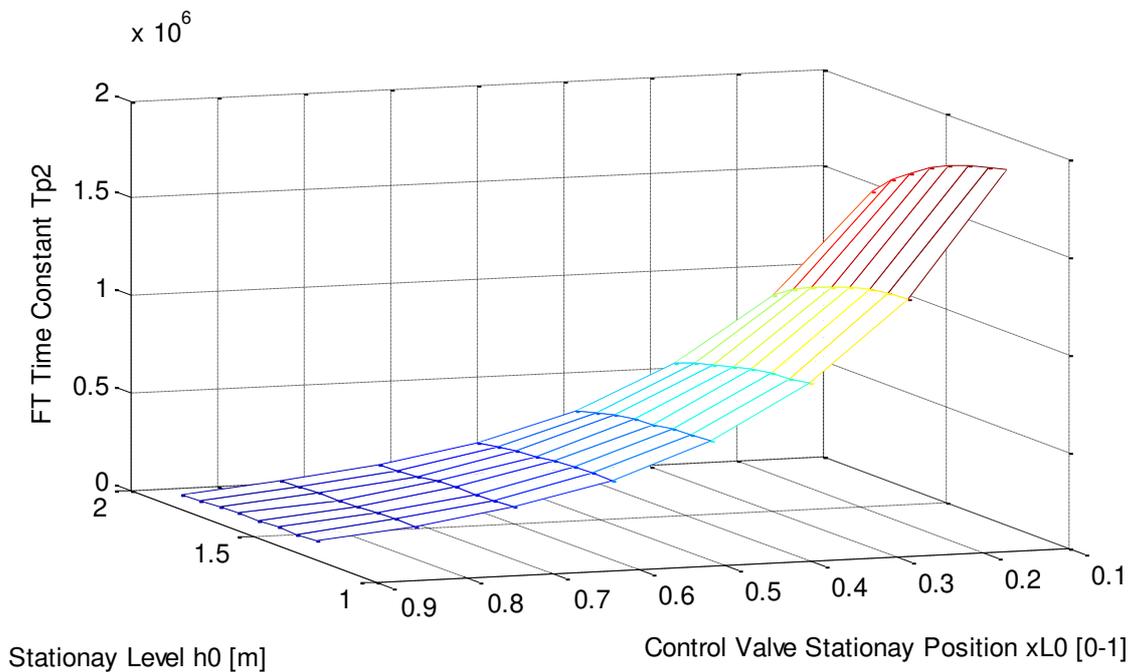


Figura 26 – Ganhos estáticos τ_{p2} [s] da FT $G_2(s)$.

4.4.3 Simulação de distúrbios na carga de alimentação (problema regulatório)

Os índices de desempenho para as simulações do problema regulatório são apresentados na Tabela 15 abaixo.

Tabela 15 – Índices de desempenho das simulações do problema regulatório.

Simulação	Controlador	IAE	ISE	ITAE	ITSE	CE
#5	GSC	24.31	0.07	240208.17	598.51	0.0189
	PI CONV	25.36	0.12	245948.79	1019.80	0.0285
#6	GSC	20.50	0.10	261875.95	1455.23	0.0176
	PI CONV	20.74	0.11	262957.38	1472.99	0.0204
#7	GSC	17.14	0.0751	182613.04	832.83	0.0171
	PI CONV	17.34	0.1071	184386.20	1172.99	0.0197
#8	GSC	13.72	0.0534	165574.53	651.53	0.0138
	PI CONV	13.83	0.0566	166525.60	677.55	0.0146

Os resultados das simulações #5 a #8 são apresentados abaixo nas Figuras 27 a 30 respectivamente.

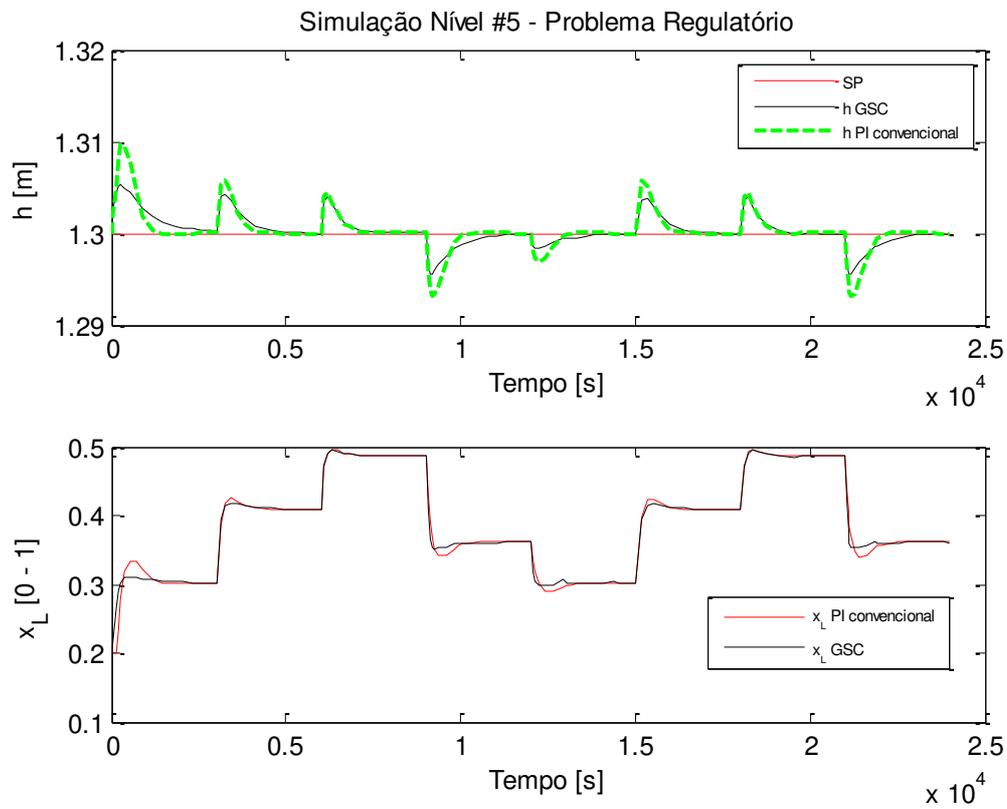


Figura 27 – Resultado da SIMULAÇÃO #5

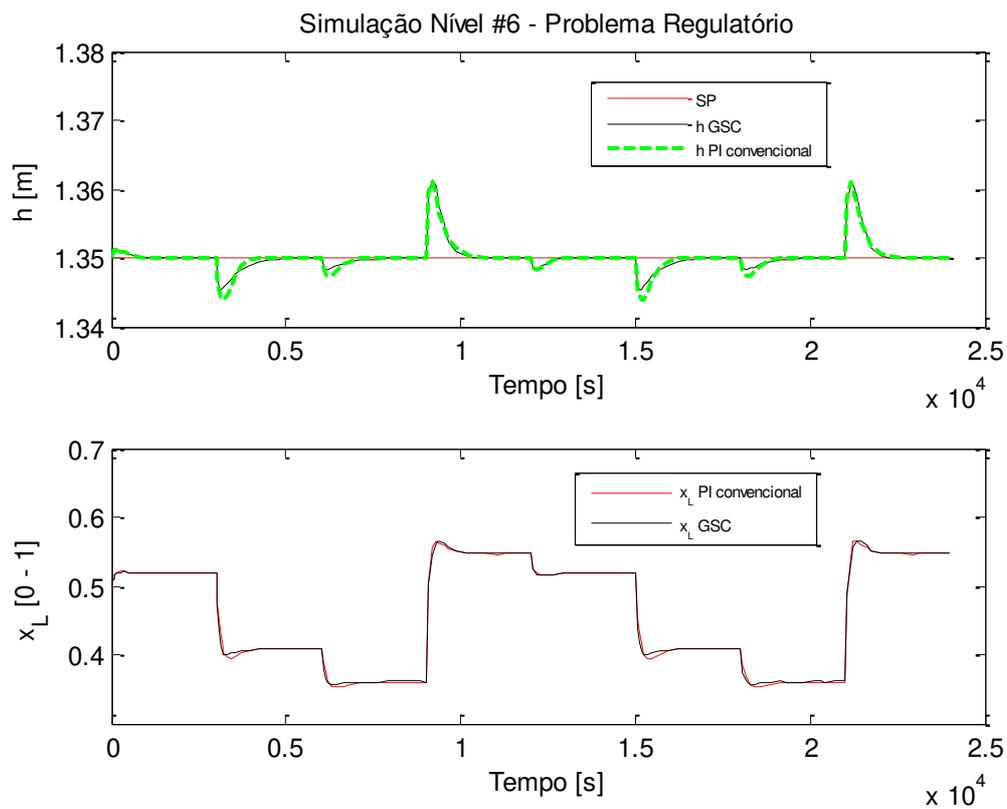


Figura 28 – Resultado da SIMULAÇÃO #6

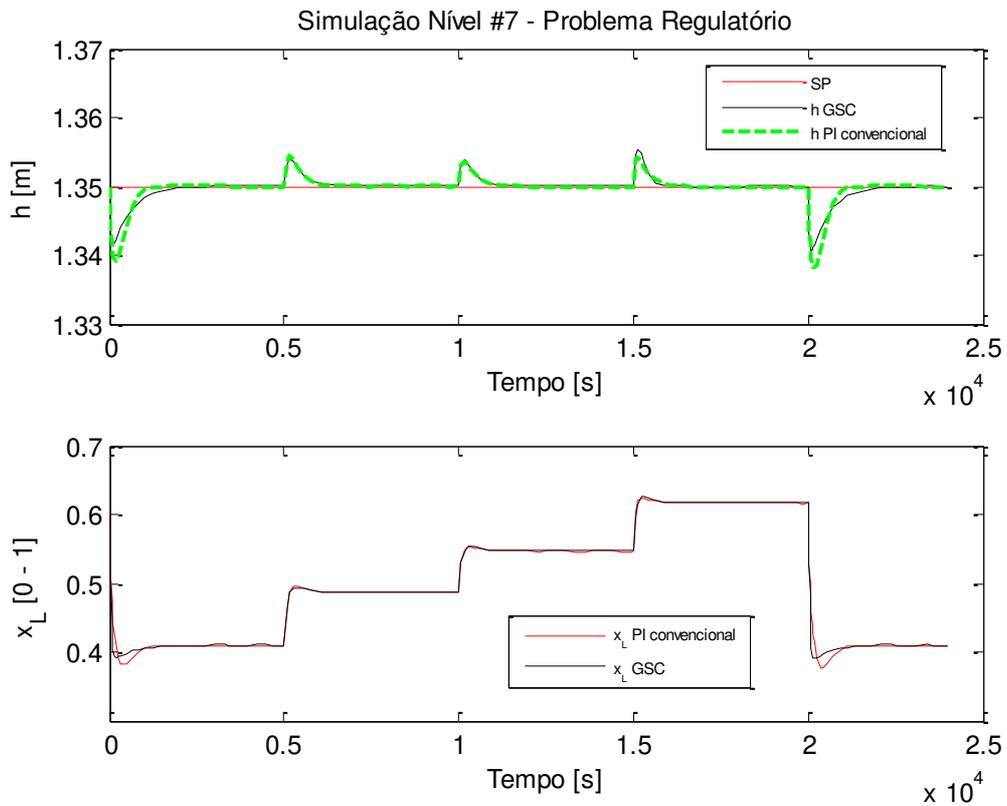


Figura 29 – Resultado da SIMULAÇÃO #7.

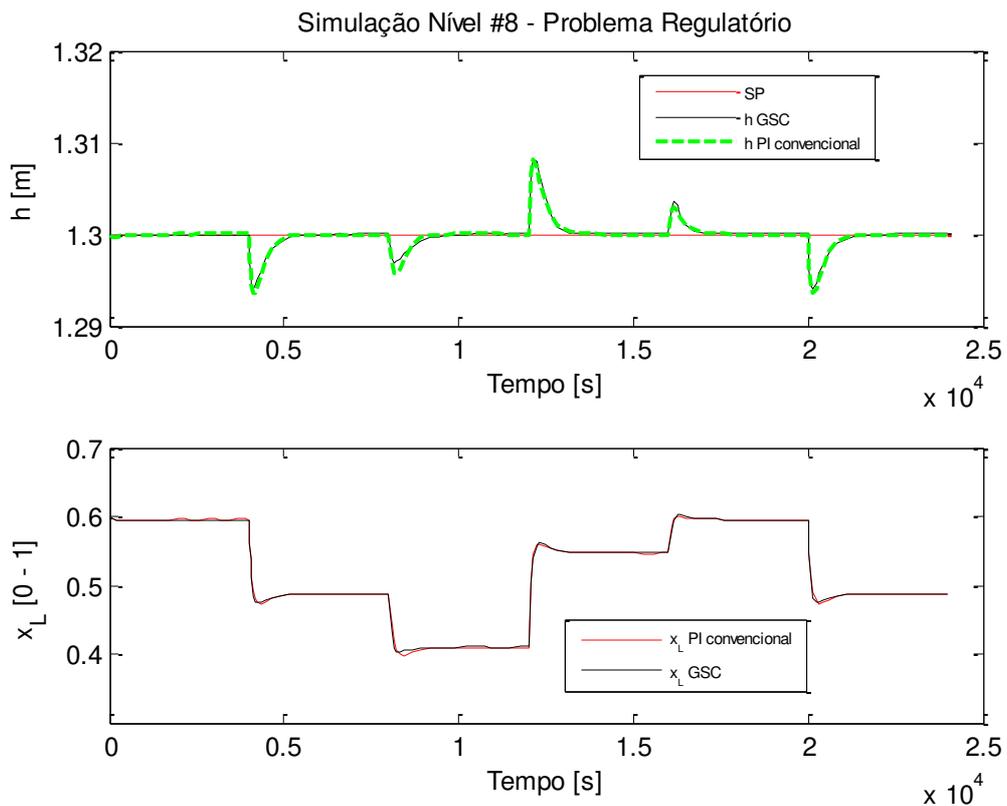


Figura 30 – Resultado da SIMULAÇÃO #8.

Todos os resultados das simulações do problema regulatório apresentaram melhores resultados para o controlador GSC, com destaque para o esforço de controle. Isto acontece porque o ganho estático da função de transferência $G_1(s)$, que relaciona a vazão de alimentação L_{in} com o nível h , possui ganho estático, K_{p1} que decresce exponencialmente com x_L (Figura 31).

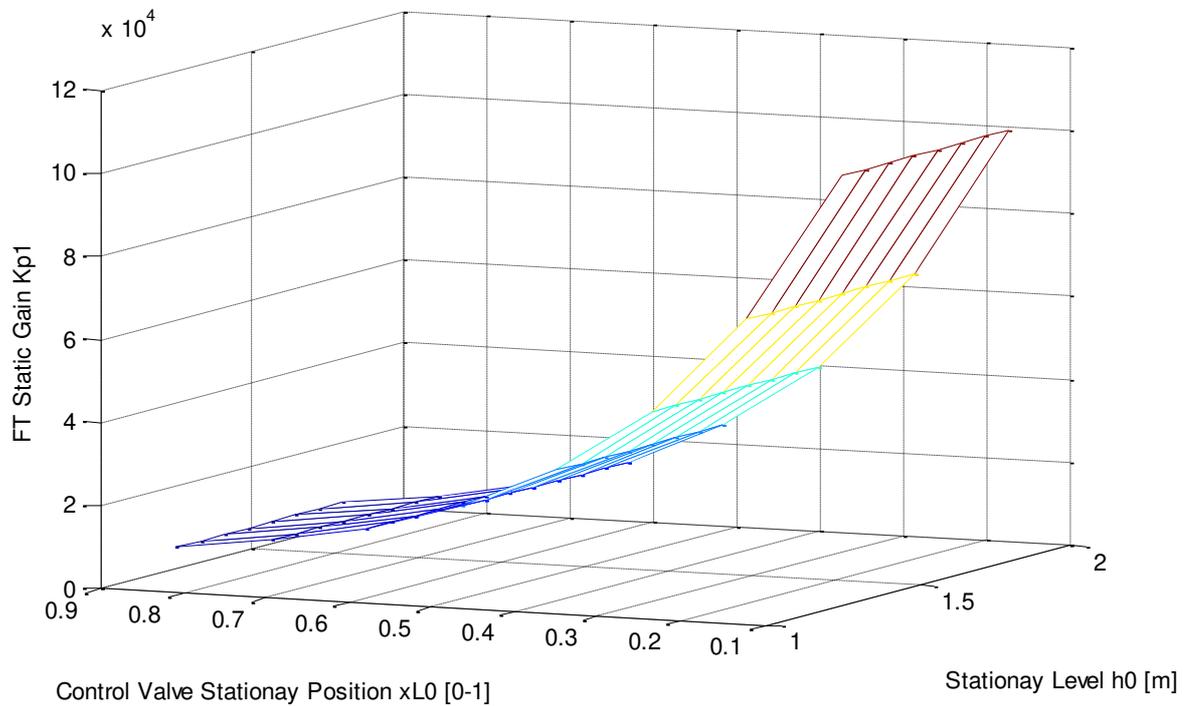


Figura 31 – Ganhos estáticos K_{p1} da FT $G_1(s)$.

Dada a imprevisibilidade da condição operacional de vazão, que basicamente depende da disponibilidade de poços produtores em um campo de petróleo, a implementação do controlador adaptativo tipo GSC é altamente recomendável e benéfica para as unidades de separação bifásica de primeiro estágio nas estações de processamento primário.

5. CONCLUSÃO

A modelagem da dinâmica de nível do separador cilíndrico horizontal foi desenvolvida e o modelo comparado com sucesso contra conjunto de dados de uma planta real de produção de petróleo. Para isso, técnicas de identificação de sistemas foram aplicadas. Constatou-se que a principal não linearidade do modelo devia-se principalmente a x_L por causa da característica instalada da válvula de controle. Observou-se também haver não-linearidade devido ao nível do vaso, h , com menor importância, especialmente, para valores de h próximos a altura média do separador.

Partindo da linearização do modelo, o controlador adaptativo do tipo *Gain Scheduling* foi projetado. Um simulador foi desenvolvido em diagramas de blocos no programa SIMULINK permitindo a realização de simulações do modelo não linear usando tanto o controlador GSC quanto um controlador PI convencional. O controlador GSC foi sintonizado pelo método IMC e os polinômios interpoladores referentes a transição de sintonia foram determinados. Todos os índices de desempenho foram calculados, cujos resultados indicaram vantagens para o controlador GSC frente ao controlador PI convencional, especialmente com relação ao problema regulatório. As seguintes reduções máximas foram constatadas para a aplicação com o controlador GSC: 17,30% no índice IAE, 41,67% no índice ISE, 16,39% no índice ITAE, 41,32% no índice ITSE e 33,68% no esforço de controle (CE).

Observou-se que a adaptação dos ganhos proporcionais e tempos integrais mantiveram a relação $K_c/T_i = constante$. Esta adaptação permite que o GSC mantenha o desempenho em qualquer faixa de operação do separador, isto de forma automática, ao passo que o controlador PI convencional deteriora em faixas para o qual não foi projetado, necessitando ser constantemente sintonizado se uma melhor performance de controle for desejada.

Conclui-se, pois, que, de modo a se obter desempenho e estabilidade, evitando saturações do atuador e ainda possuindo suavidade nas vazões de descarga, o controlador GSC deve ser a escolha para o vaso separador de petróleo e gás a despeito da simplicidade de implementação do controlador PI convencional.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGUIRRE, LUIZ. Introdução à Identificação de Sistemas: Técnicas Lineares e Não Lineares. 4.ed. Editora UFMG, 2015.

AHMED, Tariq; MAKWASHI, Nura; HAMEED. M. A Review of Gravity Three-Phase Separators. *Journal of Emerging Trends in Engineering and Applied Sciences*, 2017.

ARNOLD, Ken ; STWART, Maurice. *Surface Production Operations*. GPP. 2010.

BAGYAVEERESWARAN, Veeramani; ARULMOZHIVARMAN, Pachiyappan. Gain Scheduling of a Robust Setpoint Tracking Disturbance Rejection and Aggressiveness Controller for a Nonlinear Process. *Processes MDPI*, 2019.

BALBINOT, Alexandre; BRUSAMARELLO, Valner João. *Instrumentação e Fundamentos de Medidos*, Volume 2 (página 270 – página 293). 2. Ed. LTC, 2011.

BAN, Xiaojun; WU, Fen. Gain Scheduling Output Feedback Control of Linear Plants with Actuator Saturation. *ELSEVIER, ScienceDirect, Journal of the Franklin Institute*, 2015.

BARTYS, Michał; HRYNIEWICKI, Bartłomiej. The Trade-Off between the Controller Effort and Control Quality on Example of an Electro-Pneumatic Final Control Element. *Actuators MDPI*, 2019.

BASÇI, Abdullah; DERDIYOK, Adnan. Implementation of an Adaptive Fuzzy Compensator for Coupled Tank Liquid Level Control System. *ELSEVIER, ScienceDirect, Measurement*, 2016.

BEGA, Egídio; DELMÉE, Gerard; COHN, Pedro; BULGARELLI, Roberval; KOCH, Ricardo; FINKEL, Vitor. *Instrumentação Industrial*. 3. ed. IBP, 2011.

BISOWARNO, Budi H.; TIAN, Yu-Chu; TADÉ, Moses O. Model Gain Scheduling Control of an Ethyl tert-Butyl Ether Reactive Distillation Column. *Ind. Eng. Chem. Res.*, n. 42, p. 3584-3591, 2003.

CAMPOS, Mário; TEIXEIRA, Herbert. *Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais*. 2.ed. São Paulo: BLUCHER, 2010.

CARTES, David; WU, Lei. Experimental Evaluation of Adaptive Three-tank Level Control. *ISA Transactions*, n. 44, p. 283–293, 2005.

CELLIER, François E. KOFMAN, Ernesto. *Continuous System Simulation*. SPRINGER, 2006.

CIRTOAJE, Vasile. A Quasi-Universal Practical IMC Algorithm. *AUTOMATIKA Journal for Control, Measurement, Electronics, Computing and Communications*, 2017.

DORF, Richard; BISHOP, Robert. *Sistemas de Controle Moderno*. 2. ed. LTC. 2013.

EHINMOWO, Adegboyega B.; ORODU, Oyinkepreye D.; ANAWE, Paul A.L.; OGUNLEYE, Oladipupo O. Attenuating Severe Slug Flow at Large Valve Opening for Increased Oil Production Without Feedback Control Signal. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, n. 146, p. 1130–1141, 2016.

FERNANDES, L. S. L.; MORAES, Filho F. C.; PAULO, J. B. A.; OLIVEIRA, J. A. Gain Scheduling Adaptive Control Applied to a Particular Mixer-Settler Equipment. *ELSEVIER, Control Engineering Practice*, 2013.

GAO, Yu; LAKERVELD, Richard. Gain Scheduling PID Control for Directed Self-Assembly of Colloidal Particles in Microfluidic Devices. *Process Systems Engineering*, 2019.

GARCIA, Claudio. *Modelagem e Simulação de Processos Industriais e de Sistemas Eletromecânicos*. São Paulo: EDUSP, 2013.

GODHAVN, John-Morten; STRAND, Stig; SKOFTELAND, Gunleiv. Increased Oil Production by Advanced Control of Receiving Facilities. *ELSEVIER, IFAC Proceedings Volumes*, Volume 38, Issue 1, p. 567-572, 2005.

JOHNSON, Michael A.; MORADI, Mohammad H. *PID Control New Identification and Design Methods*. SPRINGER, 2005.

LEOSIRIKUL, Akrađej; CHILIN, David; LIU, Jinfeng; DAVIS, James F.; CHRISTOFIDES Panagiotis, D. Monitoring and Retuning of Low-Level PID Control Loops. *ELSEVIER Chemical Engineering Science*, 2011.

LUYBEN, William L. Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers. 2.ed. McGraw-Hill, 1996.

NUNES, Giovani C.; MEDEIROS, José L.; ARAÚJO, Ofélia Q. F. Modelagem e Controle na Produção de Petróleo. São Paulo: BLUCHER, 2010.

NUNES, Giovani. Controle por Bandas: conceitos básicos e aplicação no amortecimento de oscilações de carga em unidades de produção de petróleo. Bol. Téc. Petrobras, n. 47 (2/4): p. 151-165, Rio de Janeiro, abr./dez., 2004.

OGATA, Katsuhiko. Engenharia de Controle Moderno. 5.ed. PEARSON, 2010.

OGUNNAIKE, Babatunde A.; RAY, W. Harmon. Process Dynamics, Modeling and Control. Oxford Unity Press, 1994.

SARKAR, Rajasree; BANERJEE, Arunava. An IMC-PI Based Level Control with Gain Scheduling and Set Point Weighting. International Conference on Electrical, Electronics and Computer Engineering (UPCON), p. 1-6, ALIGARH, India, 2019.

SAUSEN, Airam; SAUSEN, Paulo Sérgio; REIMBOLD, Manuel; CAMPOS, Maurício. Application and Comparison of Level Control Strategies in the Slug Flow Problem Using a Mathematical Model of the Process. Acta Scientiarum, 2012.

SAYDA, Atalla F.; TAYLOR, James H. Modeling and Control of Three-Phase Gravity Separators in Oil Production Facilities. In Proc. of 2007 American Control Conference, p. 4847–4853, July 2007.

SEBORG, Dale E.; EDGAR, Thomas F.; MELLICHAMP, Duncan A.; DOYLE, Francis J. Process Dynamics and Control. 3. Ed. WILLEY, 2011.

SHEHHI, Hamdati Al; BOIKO, Igor. MRFT-based Design of Robust and Adaptive Controllers for Gas Loop of Oil–Gas Separator. Cogent Engineering, 2015.

SMITH, Carl & A.; CORRIPIO, Armando B. Principles and Practice of Automatic Process Control. 2. Ed. WILLEY, 1997.

STEPHANOPOULOS, George. Chemical Process Control. Prentice Hall. 1984.

SUGANYA, S.; DEEPA, P.; RAJINIKANTH, Venkatesan. Design of PID Controller for Chemical Process-Heuristic Algorithm Approach. Third International Conference on Science Technology Engineering & Management (ICONSTEM), p. 1001-1004, Chennai, 2017.

SUNDARAM, Ulaganathan M. Level Control of Horizontal Cylindrical Tank Using Intelligent Control Techniques. Proceedings of the International Conference on Trends in Industrial Measurements and Automation (TIMA-2013), Department of Instrumentation Engineering, MIT Campus, Anna University, Chennai-44, 2013.

SURYAWANSHI, Prasheel; PATIL, Chandrashekhar; SHARMA, Virendra K. A Gain Scheduling Approach for Control of Non-linear Level Process. National Systems Conference, Manipal, India, 2007.

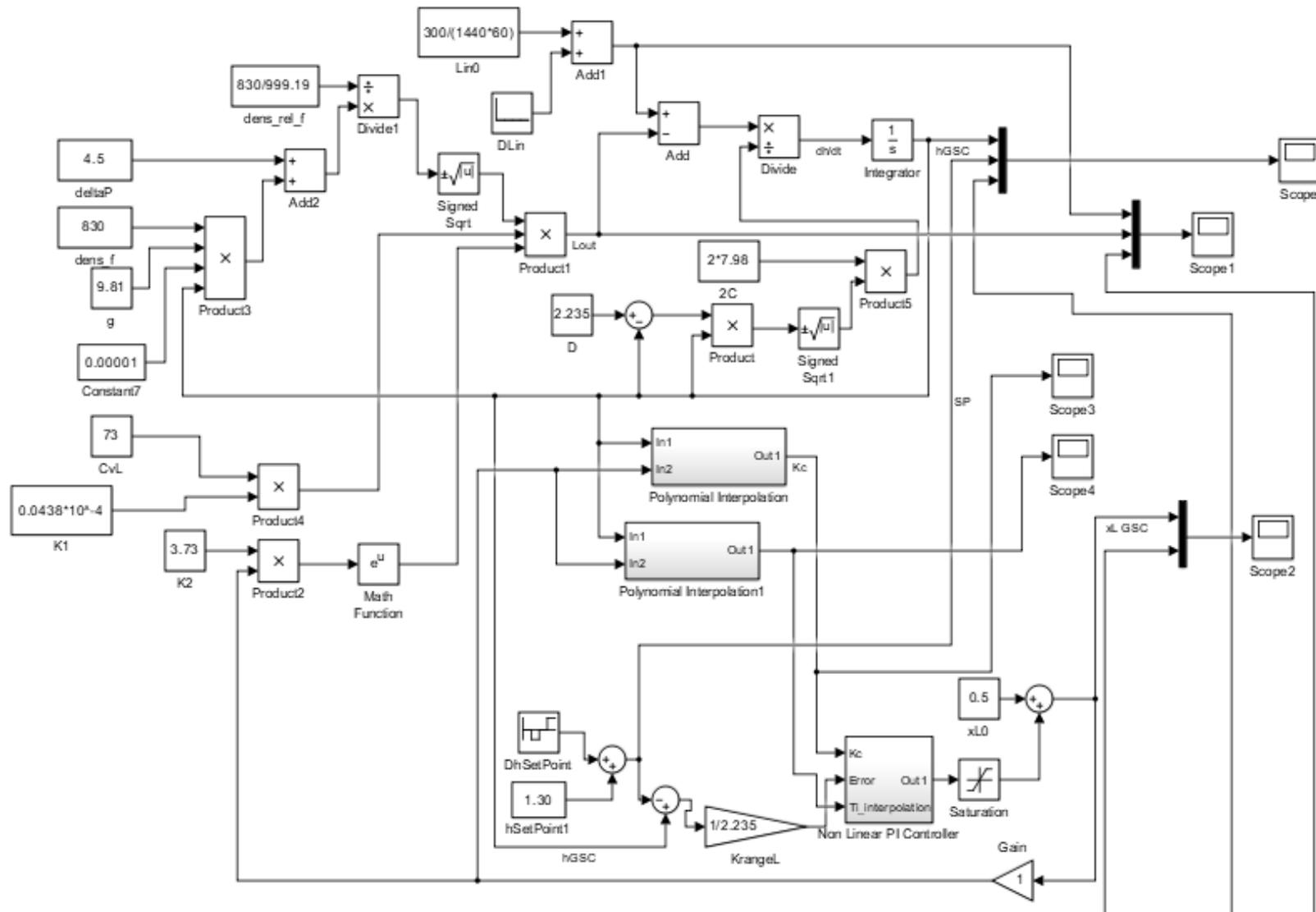
PALKAR, P. U.; VIKHE, Pratap; PARVAT, Bhagsen J.; KADU, C. B. Design of Tank Level system using Gain Scheduling Controller. International Journal of Information and Computing Science, Volume 5, Issue 9, September 2018. ISSN NO: 0972-1347.

YANG, Zhenyu; JUHL, Michael; LØHNDORF, Bo. On the Innovation of Level Control of an Offshore Three-Phase Separator. Proceedings of the 2010 IEEE International Conference on Mechatronics and Automation, August 4-7, 2010, Xi'an, China.

WILLIAM C. Lyons (editor) *et al.* Standard Handbook of Petroleum and Natural Gas, Volume 2, p. 702–753. GPP, 1996.

ZAHER, Ashraf A. Design of Model-Based Gain Scheduling Controllers for Nonlinear Systems. Journal of Physics: Conference Series, 2018.

APÊNDICE A – Modelo não-linear implementado no SIMULINK



APÊNDICE B – PROGRAMA MATLAB SEPARATOR.M

```

% SEPARATOR.M PROGRAM FOR LINEAR AND NONLINEAR MODEL SIMULATION
% USING SIMULINK Linear.slx and NonLinear.slx

clc
clear all

%DICTIONARY:
%Kc: Proportional gain of PI controllers (Linear and Non Linear);
%KC: Kc Matrix from linear model calculated using IMC tuning method and
% lambda time constant as performance criteria.

%H0 and XL0 MATRIX DEFINITION
h0min = 1.25;
h0max = 1.80;
h0div = 8;
h0step = (h0max-h0min)/(h0div-1);

xL0min = 0.10;
xL0max = 0.90;
xL0div = 8;
xL0step = (xL0max-xL0min)/(xL0div-1);

[H0,XL0]=meshgrid(h0min:h0step:h0max, xL0min:xL0step:xL0max)
XL0t = XL0'

% ROW AND COLUMN VECTORS FOR 2D-LOOKUP TABLE
hrow = linspace(h0min, h0max, h0div)
xLcol = linspace(xL0min, xL0max, xL0div)

%SEPARATOR DIMENSIONS AND CONSTANTS
C = 7.98; % [m] Shell lenght
D = 2.235; % [m] Vessel diameter
CvL = 73; % Liquid Flow Coeficient Cv
g = 9.81; % [m/s^2] Gravitiy acelleration
dens_f = 830; % [kg/m3] fluid density
dens_ref = 999.19; % [kg/m3] reference fluid density
dens_rel_f = dens_f/dens_ref; % fluid specific gravity

%INSTRUMENTS RANGE
%LT
LRVL = 0; % [m] LOWER RANGE VALUE
URVL = 2.235; % [m] UPPER RANGE VALUE
SPANL = URVL - LRVL;
KrangeL = 1/SPANL;

%STEADY STATE CONDITIONS (NECESSARY TO CALCULATE G1, G2 AND G3 OF THE
%LINEAR SIMULINK FT
h0 = 1.30;
xL0 = 0.5;
Lin0m3_dia = 300; % [m3/day] inlet flowrate
Lin0 = Lin0m3_dia/(1440*60); % [m3/s] inlet flowrate
Lout0 = 1.00*Lin0; % outlet flowrate (usually equal to Lin0 in steady
state)
P0 = 7; % [bar] Steady state separation pressure
P1 = 2.5; % [bar] Downstream pressure (generally 2nd stage separation
pressure)
deltaP = P0-P1;
lambda = 60; % Perfomance criteria MIC

```

```

action = -1; % 1: direct / -1: reverse
K1 = 0.0438*10^-4; % Constante for Lout calculation in Non Linear Model
K2 = 3.73; % Constante for Lout calculation in Non Linear Model

%CALCULATION OF DERIVATIVES WITH PURPOSE OF USED THEM IN THE LINEAR FT, THE
%UNDERLINE IS USED TO DIFFERENTIATE TO THE MATRIX NOTATION
dfdLin_ = 1 / (2*C*((D-h0)*h0)^0.5); % REVISADA ESTAVA OK EM 04/12/19
dfdh_ = (D-2*h0)*((Lin0 - Lout0)/(2*C))*((D-h0)*h0)^(-1.5); % REVISADA
ESTAVA OK EM 04/12/19
dfdLout_ = -dfdLin_ % REVISADA ESTAVA OK EM 04/12/19
dLoutdxL_ = 0.1634*10^-4*exp(3.73*xL0)*CvL*((P0-P1+(dens_f*g*h0*10^-
5))/dens_rel_f)^0.5 %MODELO MODIFICADO LV-101 15/02/2020
dLoutdP_ = 0.0438*10^-4*CvL*exp(3.73*xL0)/(2*((P0-P1+(dens_f*g*10^-
5))*dens_rel_f)^0.5); %MODELO MODIFICADO LV-101 15/02/2020
dLoutdhL_ = (0.0438*10^-
4*exp(3.73*xL0)*CvL)/(2*(dens_rel_f^0.5))*((P0+(dens_f*g*h0*10^-5)-P1)^(-
0.5))*((dens_f*g*10^-5)

%G1 = [H'(s)/L'in(s)]:
Kp1_ = -(dfdLin_/ (dfdh_+dfdLout_*dLoutdhL_))
Tp1_ = -(1/(dfdh_+dfdLout_*dLoutdhL_))
%G2 = [H'(s)/X'L(s)]:
Kp2_ = -((dfdLout_*dLoutdxL_)/(dfdh_+dfdLout_*dLoutdhL_))
Tp2_ = Tp1_
%G3 = [H'(s)/P'(s)];
Kp3_ = -(dfdLout_*dLoutdP_)/(dfdh_+dfdLout_*dLoutdhL_)
Tp3_ = Tp2_

%SIMU PARAMETERS
stopTime = 3600;
stepSize = 1;

% POLYNOMIAL FIT FOR KC MATRIX INTERPOLATION (COEFFICIENTS ARE USED IN
% POLYNOMIAL CALCULATION OF KC IN SIMULINK MODEL)
p00 = 84.36;
p10 = 32.87;
p01 = -322;
p20 = -9.965;
p11 = -43.82;
p02 = 427.1;
p30 = -5.096;
p21 = 40.73;
p12 = -50.86;
p03 = -149.2;

%2D LOOK-UP TABLE FILL
for i=1:h0div
    for j=1:xL0div
        %PARTIAL DERIVATIVES
        dfdLin(i,j) = 1 / (2*C*((D-H0(i,j))*H0(i,j))^0.5);
        dfdh(i,j) = (D-2*H0(i,j))*((Lin0 - Lout0)/(2*C))*((D-
H0(i,j))*H0(i,j))^(-1.5);
        dfdLout(i,j) = -dfdLin(i,j);
        dLoutdxL(i,j) = 0.1634*10^-4*exp(3.73*XL0(i,j))*CvL*((P0-
P1+(dens_f*g*H0(i,j)*10^-5))/dens_rel_f)^0.5; %MODELO MODIFICADO LV-101
15/02/2020
        dLoutdP(i,j) = 0.0438*10^-4*CvL*exp(3.73*XL0(i,j))/(2*((P0-
P1+(dens_f*g*10^-5))*dens_rel_f)^0.5); %MODELO MODIFICADO LV-101 15/02/2020

```

```

        dLoutdhL(i,j) = (0.0438*10^-
4*exp(3.73*XL0(i,j))*CvL)/(2*(dens_rel_f^0.5))*((P0+(dens_f*g*H0(i,j)*10^-
5)-P1)^(-0.5))*(dens_f*g*10^-5);
        %G1 = [H'(s)/L'in(s)]:
        Kp1(i,j) = -(dfdLin(i,j)/(dfdH(i,j)+dfdLout(i,j)*dLoutdhL(i,j)));
        Tp1(i,j) = -(1/(dfdH(i,j)+dfdLout(i,j)*dLoutdhL(i,j)));
        %G2 = [H'(s)/X'L(s)]:
        Kp2(i,j) = action * -
(dfdLout(i,j)*dLoutdxL(i,j))/(dfdH(i,j)+dfdLout(i,j)*dLoutdhL(i,j));
        Tp2(i,j) = Tp1(i,j);
        %G3 = [H'(s)/P'(s)]:
        Kp3(i,j) = -
(dfdLout(i,j)*dLoutdP(i,j))/(dfdH(i,j)+dfdLout(i,j)*dLoutdhL(i,j));
        Tp3(i,j) = Tp2(i,j);
        %FOP MIC TUNING PROCEDURE
        KC(i,j) = Tp2(i,j)/(Kp2(i,j)*lambda);
        TI(i,j) = Tp2(i,j);
    end
end

Kp2
Tp2
KC
TI

%MESH PLOT OPTION
% mesh(H0, XL0, KC)
% xlabel('Stationay Level h0 [m]')
% ylabel('Control Valve Stationay Position xL0 [0-1]')
% zlabel('Proportional Gaing Kc')
% hold on
%
% % SCATER3 PLOT OPTIONS
% H0=reshape(H0,h0div*xL0div,1)
% XL0=reshape(XL0,h0div*xL0div,1)
% KC=reshape(KC,h0div*xL0div,1)
% scatter3(H0, XL0, KC,'filled')
%END OF SCATTER3 PLOT OPTION

% [foo gof] = fit([H0,XL0],KC,'poly33')      %H0 and XL0 MUST BE 1D VECTORS!
% plot(foo)

```