

**UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**  
**MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**LUIZ DE FRANÇA NETTO**

**PROJETO E MONTAGEM DE UMA UNIDADE EXPERIMENTAL DE CONTROLE  
DE NÍVEL DE LÍQUIDO EM TANQUE VERTICAL**

**SANTOS/SP**

**2017**

**LUIZ DE FRANÇA NETTO**

**PROJETO E MONTAGEM DE UMA UNIDADE EXPERIMENTAL DE CONTROLE  
DE NÍVEL DE LÍQUIDO EM TANQUE VERTICAL**

Dissertação apresentada à Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção de título de mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, sob orientação do Prof.<sup>o</sup> Dr. Deovaldo de Moraes Júnior e do Prof.<sup>o</sup> Me. Vitor da Silva Rosa.

**SANTOS/SP**

**2017**

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

532.053 Netto, Luiz de França.  
F882p Projeto e montagem de uma unidade experimental de controle de nível de líquido em tanque vertical / Luiz de França Netto - 2017. 62f.

Orientadores: Dr. Deovaldo de Moraes Júnior.  
Me. Vitor da Silva Rosa.

Dissertação (Mestrado) -- Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, SP, 2017.

1. Controle de nível. 2. Função de transferência. 3. Sistema de primeira ordem. 4. Malha de controle. 5. Automação. I. Moraes Júnior, Deovaldo de, orient. II. Rosa, Vitor da Silva, orient. III. Projeto e montagem de uma unidade experimental de controle de nível de líquido em tanque vertical.

## DEDICATÓRIA

*Dedico:*

*Aos meus pais, José Luiz e Elizabeth,*

*À minha avó, Ana Maria e*

*À minha amada, Jéssica Caroline.*

## AGRADECIMENTOS

Agradeço:

A Deus, por me fornecer forças, inspiração e sabedoria para concretizar este e tantos outros trabalhos e projetos da minha vida;

Aos meus orientadores e professores, Dr. Deovaldo de Moraes Júnior e Me. Vitor da Silva Rosa, padrinhos de Engenharia e profissionais que tomo como referência, que disponibilizaram o conhecimento, tempo e ferramentas necessários à realização deste projeto;

Ao professor Me. Fernando José Cesilio Branquinho, que não somente transmitiu toda sua sabedoria em automação, mas também forneceu equipamentos eletrônicos através da empresa Branqs para a automação da unidade projetada;

Aos professores Dr. Aldo Ramos Santos, Dra. Marlene Silva de Moraes, Dr. Luis Renato Bastos Lia, Me. Nelize Maria de Almeida Coelho e Me. Lucas Bernardo Monteiro, que me incentivaram e enriqueceram este projeto com suas sugestões;

Ao professor Eduardo Ribeiro Ramos, amigo que conheci durante o curso, pela contribuição nas disciplinas e na confecção das fontes empregadas na bancada experimental.

Ao Volnei de Lemos, Álvaro Luiz Moreira Conrado, Irineu Penha da Ressurreição, Vitor Dias de Paula e todos do Laboratório de Operações Unitárias, que direta ou indiretamente colaboraram na construção da unidade experimental empregada nesta dissertação;

A Thellyson Francisco de Souza Silva, Carolline Prado Lorena e todos os colaboradores da empresa Branqs Automação, que contribuíram valiosamente para o desenvolvimento do software implementado na unidade experimental;

Às engenheiras Carolina Gonçalves Fernandes, Priscila Almeida Rodrigues e Gabriela Reis Dias que dispuseram tempo e esforços para obtenção dos resultados experimentais que compõem este projeto.

À Universidade Santa Cecília, minha segunda casa, a qual me acolheu como professor e aluno, tornando possível a minha diária evolução profissional.

*O que conhecemos é ínfimo; o que ignoramos é vasto.*

*Pierre Simon Laplace*

## RESUMO

O controle de processos está presente nas indústrias químicas, petroquímicas, de alimentos e farmacêutica. A implantação de malhas automáticas visa aumentar a qualidade dos produtos, garantir a segurança dos operadores, meio ambiente e equipamentos e assegurar a estabilidade do processo. Diversas variáveis podem ser controladas, dentre elas: temperatura, pressão, vazão, concentração e nível. Equipamentos como decantadores, acumuladores, colunas de destilação, reatores, tanques e vasos necessitam que o nível de líquido seja monitorado e controlado para que operem com bom desempenho, evitando, por exemplo, transbordamento ou esgotamento. No presente trabalho, foi projetada e montada uma unidade experimental de controle de nível em tanque, com o objetivo de abordar de forma clássica e didática os fundamentos desta área. O equipamento foi composto por um tanque cilíndrico de 1010 mm de altura e diâmetro interno de 250 mm, alimentado por uma bomba centrífuga e com duas tubulações de saída paralelas: uma com válvula de esfera manual e outra com válvula de esfera motorizada. A medição da vazão de entrada foi feita por rotâmetro, trabalhando-se nos ensaios com vazões entre 5 LPM e 10 LPM. O nível de líquido foi medido por um sensor de pressão calibrado com uma escala metálica. O programa computacional do controlador PI foi desenvolvido pela Branqs Automação. Realizou-se o levantamento da curva de resposta do tanque à perturbação degrau, determinando-se a sua função de transferência. Avaliou-se a influência dos parâmetros vazão, "set point", ganho proporcional e constante de tempo integral sobre o comportamento do nível em malha fechada. Demonstrou-se experimentalmente com perturbações do tipo degrau que o sistema é de primeira ordem, autoajustável. Concluiu-se que a modelagem clássica linearizada não é satisfatória para representação do sistema real, apresentando desvios entre 39,1% e 52,1% das constantes da função de transferência. No estudo em malha fechada, implantou-se o controle proporcional alcançando "offset" (erro permanente, característico do controle proporcional) mínimo de 33 mm, arbitrando-se os ganhos do controlador.

**Palavras chave:** Controle de nível. Função de transferência. Sistema de primeira ordem. Malha de controle. Automação.

## ABSTRACT

Process control is present in chemical, petrochemical, food and pharmaceutical industries. The implementation of automatic control loops aims to increase the quality of products, ensure the safety of operators, environment and equipment and ensure process stability. Several variables can be controlled, among them: temperature, pressure, flow, concentration and level. Equipment such as decanters, accumulators, distillation columns, reactors, tanks and vessels require the liquid level to be monitored and controlled to operate with good performance, avoiding, for example, overflow or exhaustion. In the present work, an experimental tank level control unit was designed and assembled, aiming to approach in a classic and didactic way the fundamentals of this area. The equipment consisted of a cylindrical tank 1010 mm high and internal diameter 250 mm, fed by a centrifugal pump and with two parallel outlet pipes: one with manual ball valve and the other with motorized ball valve. The inlet flow measurement was done by rotameter, working in the tests with flows between 5 LPM and 10 LPM. The liquid level was measured by a pressure sensor calibrated with a metal scale. The PI controller software was developed by Branqs Automação. The tank response curve was surveyed to the step perturbation, determining its transfer function. The influence of flow, "set point", proportional gain and integral time constant on the behavior of the closed-loop level was evaluated. It has been demonstrated experimentally with step input that the system is first-order, self-regulating. It was concluded that the classical linearized modeling is not satisfactory for real system representation, presenting deviations between 39.1% and 52.1% of the transfer function constants. In the closed-loop study, the proportional control was implemented, reaching a minimum "offset" (permanent error, characteristic of proportional control) of 33 mm, and the controller gains were arbitrated.

**Keywords:** Level control. Transfer function. First order system. Control loop. Automation.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Diagrama de blocos para malha de controle típica. ....	19
Figura 2 – Exemplo de sistema de nível em malha aberta. Alterações no nível (resposta) não afetam as vazões de alimentação e saída do tanque (perturbações). .....	20
Figura 3 – Exemplo de sistema de nível em malha fechada. Alterações no nível implicam na manipulação da vazão de saída por meio de uma válvula de controle. ....	21
Figura 4 – Sistema de nível de líquido em malha aberta e processo instável. Curva da variação do nível em função do tempo para um aumento súbito da vazão de alimentação. ....	22
Figura 5 – Sistema de nível de líquido com processo estável (autorregulável). Curva da variação do nível em função do tempo para um aumento súbito da vazão de alimentação. ....	22
Figura 6 – Resolução de EDO's por transformada de Laplace. ....	23
Figura 7 – Diagrama de blocos para a função de transferência $G(s)$ . ....	24
Figura 8 – Resposta de um sistema de 1ª ordem à perturbação degrau. ....	27
Figura 9 – Tanque com escoamento gravitacional e simbologia dos cálculos. ....	28
Figura 10 – Comparação entre os controladores P, PI e PID. ....	33
Figura 11 – Resposta de um controlador P para diferentes valores de $K_C$ . ....	34
Figura 12 – Resposta de um controlador PI para diferentes valores de $\tau_i$ com $K_C$ constante. ....	34
Figura 13 – Esboço da unidade experimental não automatizada. 1) Tanque principal; 2) escala metálica; 3) válvula de esfera com atuador elétrico da saída do tanque (válvula de controle, VC); 4) válvula de esfera manual da saída do tanque (VM); 5) tubulação de saída pela válvula automática; 6) tubulação de saída pela válvula manual; 7) estabilizador; 8) tanque pulmão; 9) bomba centrífuga; 10) válvula de gaveta da descarga da bomba (V-1); 11) rotâmetro; 12) válvula de gaveta da alimentação do tanque (V-2); 13) tubulação de alimentação; 14) tubulação para amostragem; 15) válvula de esfera para amostra e calibração do rotâmetro (V-3) e 16) duto de transbordo (ladrão). ....	35
Figura 14 – Esboço da vista superior da bancada com os dispositivos da malha de controle. ....	36
Figura 15 – Bomba centrífuga. ....	36
Figura 16 – Rotâmetro. ....	37
Figura 17 – Unidade experimental. 1) Tanque principal; 2) válvula de esfera com atuador elétrico; 3) monitor; 4) estabilizador; 5) tanque pulmão; 6) bomba centrífuga; 7) válvula de gaveta manual da alimentação; 8) rotâmetro; 9) tubulação de alimentação; 10) tubulação de coleta de amostra para calibração do rotâmetro e 11) ladrão. ....	37
Figura 18 – Sensor de pressão Freescale MPX5010DP. (a) Vista do sensor instalado no fundo do tanque e (b) vista aproximada. ....	38
Figura 19 – Módulo BC4EA. ....	39

Figura 20 – Módulo BC4EA. 1) Módulo e 2) fontes de alimentação de 5 V e 10 V. ...	39
Figura 21 – Placa de interface de comunicação para rede CAN.....	39
Figura 22 – Módulo BC4SA.....	40
Figura 23 - Válvula de esfera motorizada modelo VEX-2025.....	40
Figura 24 – Válvulas de saída. 1) Válvula motorizada VEX-2050 e 2) válvula de esfera manual.....	40
Figura 25 – Mini teclado sem fio.....	41
Figura 26 – Malha de controle da unidade experimental. 1) Tanque; 2) sensor de pressão; 3) módulo BC4EA; 4) placa de rede CAN; 5) computador; 6) módulo BC4SA; 7) fonte de -15/+15 V; 8) válvula de esfera manual e 9) válvula de esfera motorizada.....	41
Figura 27 – Ensaio 0575. Curvas de estabilização (experimental e teórica) do sistema para vazão de entrada 5 LPM, nível estacionário inicial 302 mm e degrau 2,5 LPM. Desvio do nível de líquido, em mm, em função do tempo, em s. ....	47
Figura 28 – Ensaio 7510. Curvas de estabilização (experimental e teórica) do sistema para vazão de entrada 7,5 LPM, nível estacionário inicial 331 mm e degrau 2,5 LPM. Desvio do nível de líquido, em mm, em função do tempo, em s. ....	48
Figura 29 – Resposta em malha fechada para vazões de 5 LPM e 10 LPM. Controlador configurado com “set point” = 400 mm; $K_C = 10$ e $\tau_i = 50$ s. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s. ....	49
Figura 30 – Resposta em malha fechada para vazões de 5 LPM e 10 LPM. Controlador configurado com “set point” = 400 mm; $K_C = 30$ e $\tau_i = 50$ s. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s. ....	49
Figura 31 – Resposta em malha fechada para vazão de 5 LPM. Controlador configurado com “set point” = 400 mm; $K_C = 10$ e $\tau_i = 50$ s. Nível de líquido no tanque, em mm, e porcentagem de abertura da válvula em função do tempo, em s. ....	50
Figura 32 – Resposta em malha fechada para vazão de 5 LPM. Controlador configurado com “set point” = 500 mm; $K_C = 10$ e $\tau_i = 50$ s. Nível de líquido no tanque, em mm, e porcentagem de abertura da válvula em função do tempo, em s. ....	51
Figura 33 – Resposta em malha fechada para vazão de 5 LPM. Controlador configurado com “set point” = 600 mm; $K_C = 10$ e $\tau_i = 50$ s. Nível de líquido no tanque, em mm, e porcentagem de abertura da válvula em função do tempo, em s. ....	51
Figura 34 – Resposta em malha fechada para valores de $K_C$ iguais a 10, 30 e 50. Controlador configurado com “set point” = 400 mm e $\tau_i = 50$ s. Vazão de 5 LPM. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s.....	52
Figura 35 – Resposta em malha fechada para valores de $\tau_i$ iguais a 0,01 s, 50 s e 90 s. Controlador configurado com “set point” = 400 mm e $K_C = 50$ . Vazão de 5 LPM. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s.....	52
Figura 36 – Resposta em malha fechada para um pulso de amplitude 5 LPM aplicado entre os instantes 20 s e 500 s. Controlador configurado com “set point” =	

400 mm; $K_C = 30$ e $\tau_i = 50$ s. Nível de líquido no tanque, em mm, porcentagem de abertura da válvula e vazão de entrada, em LPM, em função do tempo, em s. ....	53
Figura A1 – Ligações do módulo BC4EA.....	58
Figura A2 – Ligações do módulo BC4SA. ....	59
Figura A3 – Página inicial do software. ....	60
Figura A4 – Página para calibração do sensor e gravação de dados. ....	61
Figura A5 – Página do software para configuração do controlador PI. ....	62

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Alguns tipos de entrada e suas representações.....	24
Tabela 2 – Dados experimentais para calibração do rotâmetro. ....	45
Tabela 3 – Dados experimentais para cálculo da constante R.....	45
Tabela 4 – Comparação entre os parâmetros $K_p$ e $\tau_p$ teóricos e experimentais.....	48

## LISTA DE SÍMBOLOS

G(s)	função de transferência do sistema
Y(s)	transformada de Laplace da saída / resposta
U(s)	transformada de Laplace da entrada / perturbação
t	tempo (s)
F(s)	transformada de Laplace da função f(t)
f(t)	função no espaço tempo
y(t)	variável saída / resposta em função do tempo
u(t)	variável entrada / perturbação em função do tempo
A	amplitude da perturbação degrau ( $m^3 s^{-1}$ )
T	tempo de duração do pulso (s)
$\omega$	velocidade angular da senoide ( $rad s^{-1}$ )
$a_1$	coeficiente do termo diferencial $dy(t) / dt$ na equação diferencial
$a_0$	coeficiente da função de saída $y(t)$ na equação diferencial
b	coeficiente da função de entrada $u(t)$ na equação diferencial
$K_p$	ganho estático do sistema ( $s m^{-2}$ )
$\tau_p$	constante de tempo do sistema (s)
s	variável do domínio de Laplace
$P_1$	pressão estática na superfície livre do líquido no tanque (Pa)
$v_1$	velocidade média do líquido na superfície livre no tanque ( $m s^{-1}$ )
g	aceleração gravitacional ( $m s^{-2}$ )
$h_1$	nível de líquido no tanque (m)
$P_2$	pressão estática na saída da tubulação de descarga do tanque (Pa)
$v_2$	velocidade média do líquido na tubulação de saída do tanque ( $m s^{-1}$ )
$h_2$	nível da tubulação de descarga (referencial zero) (m)
$l_{w1,2}$	perda de carga por atrito entre a superfície livre do líquido e a saída (m)
$\gamma$	peso específico do líquido ( $N m^{-3}$ )
$H_M$	altura manométrica da máquina (m)
Q	vazão volumétrica ( $m^3 s^{-1}$ )
$q_s$	vazão volumétrica de saída ( $m^3 s^{-1}$ )
K	constante de proporção entre perda de carga e velocidade (adimensional)
R	resistência da válvula (constante de proporcionalidade) ( $m^{2,5} s^{-1}$ )
D	diâmetro interno da tubulação de saída (m)

$\pi$	número irracional “pi” (adimensional)
$h$	nível de líquido no tanque (m)
$M$	massa de líquido no tanque (kg)
$\dot{m}_e$	vazão mássica de alimentação ( $\text{kg s}^{-1}$ )
$\dot{m}_s$	vazão mássica de saída ( $\text{kg s}^{-1}$ )
$\rho$	massa específica ( $\text{kg m}^{-3}$ )
$S$	área da seção transversal do tanque ( $\text{m}^2$ )
$q_e$	vazão volumétrica de entrada ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ )
$x$	variável genérica
$x_0$	valor de $x$ no ponto de linearização
$f(x)$	função na variável $x$
$f'(x)$	derivada da função $f(x)$
$f(x_0)$	valor da função $f(x)$ para $x$ igual a $x_0$
$f'(x_0)$	valor da derivada da função $f(x)$ para $x$ igual a $x_0$
$q_{s0}$	vazão de saída no estado estacionário inicial ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ )
$q_{e0}$	vazão de entrada no estado estacionário inicial ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ )
$h_0$	nível de líquido no estado estacionário inicial (m)
$q'_e$	desvio da vazão volumétrica de entrada ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ )
$q'_s$	desvio da vazão volumétrica de saída ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ )
$h'$	desvio do nível de líquido (m)
$Q'_e(s)$	transformada de Laplace do desvio da vazão de entrada (adimensional)
$H'(s)$	transformada de Laplace do desvio do nível de líquido (adimensional)
$Q_{\text{exp}}$	vazão volumétrica experimental ( $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ )
$M_{\text{total}}$	massa total constituída da amostra líquida e do béquer (kg)
$M_{\text{béquer}}$	massa do béquer (kg)
$\Delta t$	tempo de coleta de líquido (s)
$D_T$	diâmetro interno do tanque (m)
$e(t)$	erro do controlador em função do tempo
$r(t)$	ponto de trabalho ou “set point” do controlador
$c_m(t)$	valor medido em tempo real da variável controlada
$c(t)$	correção do controlador, sinal de saída para o atuador
$K_C$	ganho proporcional do controlador (adimensional)
$\tau_i$	constante de tempo integral do controlador (s)
$\tau_D$	constante de tempo derivativo do controlador (s)

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	17
1.1    Generalidades .....	17
1.2    Objetivo .....	18
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	19
2.1    Fundamentos de Controle de Processos .....	19
2.2    Instrumentação em Malhas de Controle .....	20
2.3    Sistemas em Malha Aberta e Malha Fechada .....	20
2.4    Noções de Estabilidade .....	21
2.5    Função de Transferência .....	23
2.6    Sistema Dinâmico de Primeira Ordem .....	25
2.7    Modelagem Matemática para Tanque com Escoamento Gravitacional ....	27
2.8    Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) .....	32
<b>3. MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	35
3.1    Unidade Experimental .....	35
3.1.1    Automação da Unidade .....	38
3.1.2    Programa Computacional .....	41
3.2    Métodos .....	42
3.2.1    Calibração do Rotâmetro .....	42
3.2.2    Calibração do Sensor de Nível .....	42
3.2.3    Estudo do Controle Autorregulável do Tanque .....	43
3.2.4    Estudo do Controle Automático do Tanque .....	44
<b>4. RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	45
4.1    Calibração do Rotâmetro .....	45
4.2    Estudo do Controle Autorregulável do Tanque .....	45
4.2.1    Obtenção da Resistência R .....	45
4.2.2    Cálculo Teórico de $K_p$ e $\tau_p$ .....	46
4.2.3    Curvas de Estabilização do Nível .....	46
4.3    Estudo do Controle Automático do Tanque .....	49
4.3.1    Influência da Vazão de Entrada .....	49
4.3.2    Influência do “Set Point” .....	50
4.3.3    Influência dos Ganhos $K_C$ e $\tau_i$ .....	52
4.3.4    Resposta à perturbação pulso .....	53

<b>5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>54</b>
5.1    Conclusões .....	54
5.2    Sugestões .....	55
<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>56</b>
<b>APÊNDICE.....</b>	<b>58</b>
APÊNDICE A – LIGAÇÕES DO MÓDULO BC4EA .....	58
APÊNDICE B – LIGAÇÕES DO MÓDULO BC4SA .....	59
APÊNDICE C – PROGRAMA COMPUTACIONAL “CONTROLE DE NÍVEL” .....	60

## 1. INTRODUÇÃO

### 1.1 Generalidades

A partir da Revolução Industrial, iniciada na Inglaterra entre os séculos XVIII e XIX, os trabalhos manuais antes realizados pelo homem passaram a ser executados por máquinas movidas a vapor. Entretanto, com o avanço tecnológico, não somente trabalhos braçais foram mecanizados, mas também os mentais. A substituição do homem por máquinas e computadores no papel de tomada de decisões para o controle de processos constitui a automação (SIGHIERI & NISHINARI, 1973). Desta maneira, muitos processos industriais ou até domésticos podem operar de forma automática, como por exemplo a manutenção do nível de uma caixa d'água.

O primeiro trabalho científico relevante na área de controle automático foi apresentado por James Watt, no século XVIII, e tratava de um regulador centrífugo para controle da velocidade de uma máquina a vapor. Outros trabalhos importantes para o desenvolvimento da teoria de controle foram os de Minorsky, em 1922, a respeito de embarcações e determinação da estabilidade do controle a partir de equações diferenciais; Nyquist, em 1932, que relacionou a estabilidade de sistemas em malha fechada a partir da resposta de sistemas em malha aberta; e Hazen, em 1934, abordando e inserindo o termo servomecanismos em controle (OGATA, 2010).

As malhas de controle trabalham com três dispositivos principais: o sensor, que realiza medições de determinada variável do processo (em geral, aquela à qual se deseja manter em um valor ou faixa de valores fixos), o controlador, que recebe estas informações, compara-as com o ponto de trabalho (“set point”) preestabelecido e toma uma decisão a fim de eliminar ou diminuir o máximo possível qualquer desvio da variável controlada e, finalmente, o atuador, dispositivo que executa a ação do controlador, podendo ser uma válvula automática ou um motor.

A ação refletiva de comparação entre os valores da variável controlada em tempo real e o “set point” da mesma é denominada realimentação ou feedback, e constitui a noção fundamental da automação (SIGHIERI & NISHINARI, 1973).

O controle e a automação de equipamentos e processos objetivam: aumentar a produtividade e o rendimento; diminuir a emissão de poluentes; garantir e promover a segurança do processo (ao meio ambiente e aos operadores); prolongar a vida útil dos equipamentos; assegurar operabilidade e reduzir produtos fora de

especificação (NUNES, MEDEIROS & ARAÚJO, 2010). Assim, é uma área do conhecimento essencial para estudantes e profissionais de Engenharia, que lidam frequentemente com sistemas desta natureza.

Luyben e Luyben (1997) estabeleceram três leis fundamentais para controle de processos: 1ª) o melhor sistema de controle é aquele mais simples capaz de executar o trabalho; 2ª) o processo deve ser compreendido antes de ser controlado e 3ª) os níveis de líquido sempre devem ser controlados. Esta última reforça a importância do controle de nível nos processos industriais.

As estruturas de controle nas quais os níveis de líquido em tanques, fundos de colunas e vasos de refluxo são controlados manualmente por parte dos operadores, que muitas vezes não sabem quais ações tomarem para controlar o nível em diferentes situações, resultam em baixa performance da planta. A única exceção à terceira lei são equipamentos de sistemas de reciclo, cujos níveis flutuam em função da taxa de recirculação dos fluxos líquidos (LUYBEN & LUYBEN, 1997).

Bernardes et al. (2006) discutiram a importância do controle de nível sob os aspectos prático e teórico. O primeiro, voltado para fins de inventário e cálculo de custos; o segundo, tratando da grande gama de técnicas de controle tradicionais e avançadas aplicáveis, uma vez que trata-se de um sistema não-linear.

## **1.2 Objetivo**

O objetivo do presente trabalho foi projetar, construir e apresentar diferentes aplicações em uma unidade experimental de controle de nível de líquido em um tanque cilíndrico vertical. O equipamento foi abordado sob duas perspectivas: sistema sem controle (malha aberta) e automatizado (malha fechada).

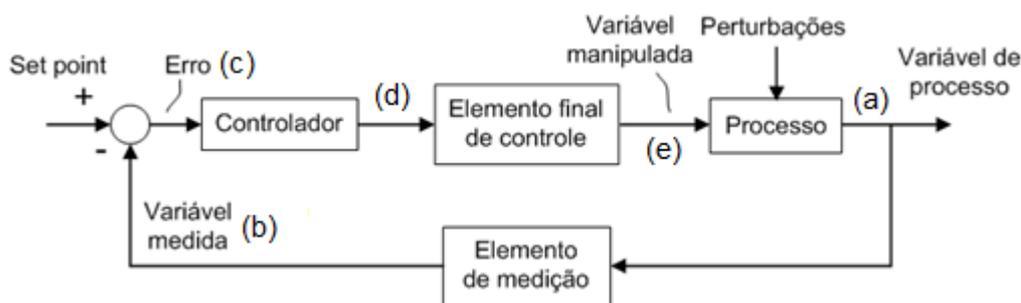
## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Fundamentos de Controle de Processos

O controle de processos está presente nas indústrias de óleo, gás, cerâmica, química, bebidas, alimentos, farmacêutica e sucroalcooleira (FRANCHI, 2011). Nessas plantas, faz-se necessário manter constantes variáveis específicas do processo, entre elas: pressão, nível, vazão e temperatura.

Ao implementar controles a um processo industrial, tem-se por objetivo torná-lo mais eficiente e econômico, prevenir condições instáveis que possam gerar riscos aos trabalhadores, equipamentos e produto final e exibir aos operadores dados sobre o processo para que eles possam dar continuidade de maneira eficiente e segura (BEGA et al., 2011).

Franchi (2011) define malha de controle como a configuração que relaciona a variável manipulada, variável de processo e o “set point”. Um diagrama de blocos para uma malha de controle típica é apresentado na Figura 1.



**Figura 1 – Diagrama de blocos para malha de controle típica.**

Fonte: Adaptado de FRANCHI, 2011.

O funcionamento da malha da Figura 1 pode ser descrito pelas seguintes etapas: (a) uma mudança na variável manipulada ou perturbação no processo acarreta uma alteração da variável de processo; (b) esta alteração é coletada pelo elemento de medição, que gera a variável medida; (c) o erro do controle é calculado pela diferença entre o “set point” e a variável medida (realimentação); (d) o controlador envia uma correção determinada a partir do erro para o elemento final de controle e (e) a variável manipulada é modificada de modo que a variável de processo se aproxime do “set point”, ou seja, erro de controle igual a zero.

## 2.2 Instrumentação em Malhas de Controle

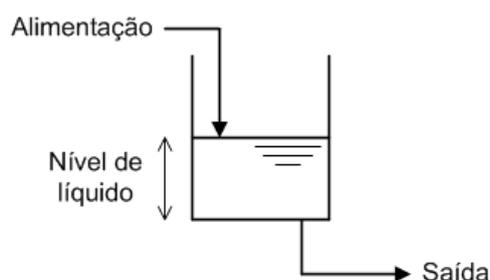
Controlar um processo significa manter o valor das variáveis em um limite aceitável, buscando o aperfeiçoamento do sistema, e para isso são utilizados instrumentos como sensor, indicador, transmissor, controlador, registrador, conversor, válvula de controle e chaves, que possuem diversas funcionalidades dentro da malha de controle (THOMAZINI & ALBUQUERQUE, 2011).

Como exemplo, tem-se: (a) o sensor, que é um dispositivo que detecta a variação no parâmetro medido; (b) o conversor, que traduz um tipo de sinal em outro; (c) o transdutor, que converte uma grandeza física em um sinal de tensão e (d) o controlador, que faz uma comparação entre o valor da variável medida e o valor desejado, atuando de forma corretiva (THOMAZINI & ALBUQUERQUE, 2011).

Em todas as malhas de controle existem elementos primários e finais. Os primeiros elementos na malha de controle são denominados de elementos primários, que são dispositivos que estão em contato direto com a variável do processo e medem as suas alterações como os termopares (temperatura) e as placas de orifício (vazão). Os elementos finais recebem um sinal de correção e atuam para alterar a variável controlada podendo-se citar as válvulas de controle (FRANCHI, 2011).

## 2.3 Sistemas em Malha Aberta e Malha Fechada

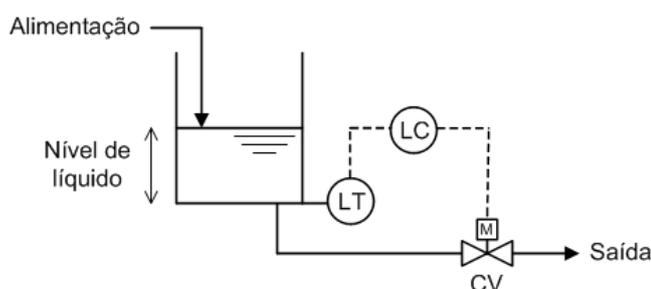
BEGA et al. (2011) definem sistema em malha aberta como aquele no qual a informação sobre a variável do processo (resposta) não interfere no ajuste da variável de entrada (perturbação). Um sistema em malha aberta para nível de líquido em tanques é mostrado na Figura 2.



**Figura 2 – Exemplo de sistema de nível em malha aberta. Alterações no nível (resposta) não afetam as vazões de alimentação e saída do tanque (perturbações).**

Fonte: Adaptado de BEGA et al., 2011.

No sistema em malha fechada ou sistema de controle com realimentação (“feedback”), a informação sobre a variável controlada servirá para manipular a variável de entrada, de modo a manter a variável de processo dentro dos parâmetros estabelecidos. Esse controle pode ser efetuado manualmente por um operador ou, de maneira automática, implementando-se a instrumentação (BEGA et al., 2011). A implementação do sistema representado na Figura 2 com medidor / transmissor de nível (LT – “level transmitter”), controlador de nível (LC – “level controller”) e válvula de controle (CV – “control valve”) transforma o processo em uma malha fechada, como mostrado na Figura 3. Neste novo sistema, mudanças na resposta (nível de líquido no tanque) promoverão mudanças na perturbação (vazão de saída), possibilitadas pela atuação direta da válvula no processo.



**Figura 3 – Exemplo de sistema de nível em malha fechada. Alterações no nível implicam na manipulação da vazão de saída por meio de uma válvula de controle.**

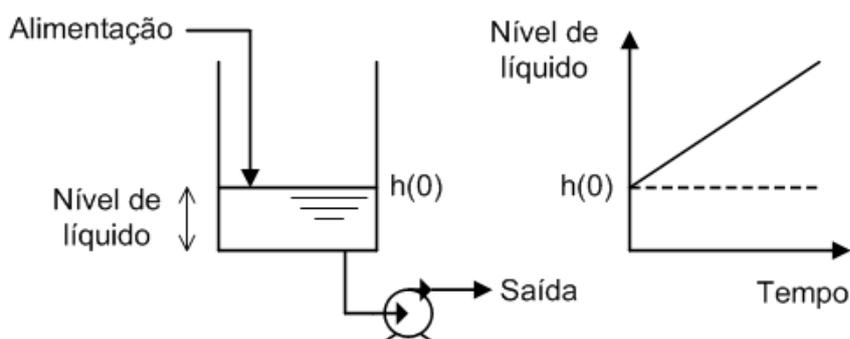
Fonte: Adaptado de BEGA et al., 2011.

## 2.4 Noções de Estabilidade

A estabilidade é uma característica do comportamento dinâmico do sistema. A partir de uma condição de equilíbrio, isto é, quando a saída do sistema permanece constante na ausência de entradas ou distúrbios, o processo pode ser classificado em estável, criticamente estável e instável de acordo com a reação que apresentará quando submetido a uma nova condição inicial. O sistema é denominado: (a) estável quando o sinal de saída retorna a um estado de equilíbrio; (b) criticamente estável quando este sinal apresenta oscilações repetidas e contínuas e (c) instável quando a resposta divergir indefinidamente a partir do equilíbrio (OGATA, 2010).

Coughanowr e Koppel (1986) exemplificam duas situações em que um tanque em malha aberta apresenta comportamento estável e instável de acordo com a forma como é feita a retirada de líquido do interior do mesmo.

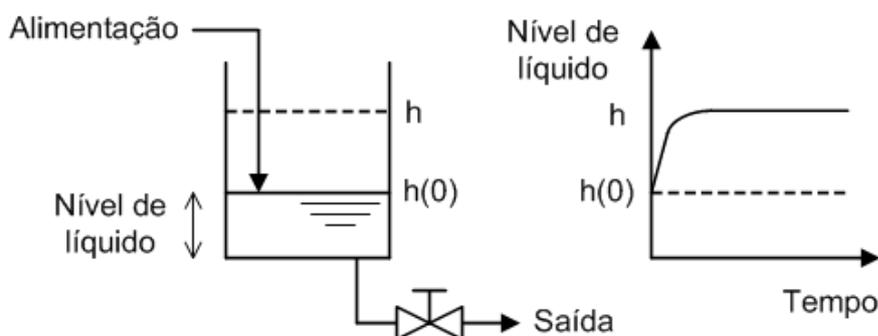
Considerando-se que o escoamento seja feito por uma bomba que opere com vazão constante (por exemplo, bomba de deslocamento positivo), a elevação súbita da vazão de alimentação tem como consequência o aumento indefinido do nível de líquido no tanque, até que ocorra o transbordamento, caracterizando um sistema instável, como mostrado na Figura 4.



**Figura 4 – Sistema de nível de líquido em malha aberta e processo instável. Curva da variação do nível em função do tempo para um aumento súbito da vazão de alimentação.**

Fonte: Adaptado de COUGHANOWR & KOPPEL, 1986.

Caso o mesmo processo opere com retirada de líquido através de uma válvula manual (escoamento gravitacional), a vazão de saída será diretamente proporcional à raiz quadrada da altura de líquido no tanque. Desta forma, após o incremento da vazão de entrada, o nível aumentará de “ $h(0)$ ” até um valor “ $h$ ” no qual a vazão de saída aumentará e se igualará à vazão de alimentação, atingindo-se um novo estado de equilíbrio estacionário. Este tipo de sistema estável é chamado autorregulável ou autoajustável. O comportamento é apresentado na Figura 5.



**Figura 5 – Sistema de nível de líquido com processo estável (autorregulável). Curva da variação do nível em função do tempo para um aumento súbito da vazão de alimentação.**

Fonte: Adaptado de COUGHANOWR & KOPPEL, 1986.

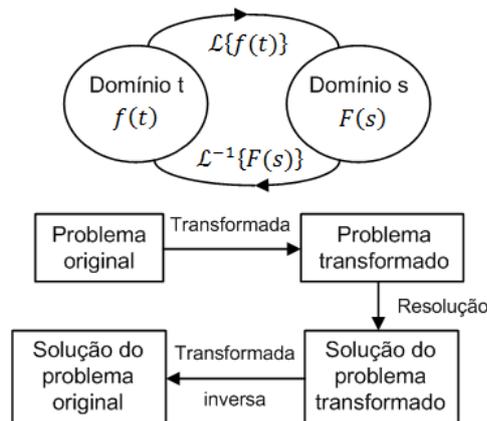
## 2.5 Função de Transferência

A função de transferência de um sistema é definida como a razão entre as transformadas de Laplace da saída (resposta) e da entrada (distúrbio) estabelecidas condições iniciais iguais a zero (equação 1).

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{\text{transformada de Laplace da saída}}{\text{transformada de Laplace da entrada}} \quad (1)$$

sendo:  $G(s)$  a função de transferência do sistema (adimensional);  
 $Y(s)$  a transformada de Laplace da saída (adimensional) e  
 $U(s)$  a transformada de Laplace da entrada (adimensional).

A transformada de Laplace é um método empregado para a resolução de equações diferenciais ordinárias (EDO). O sistema linear diferencial expresso no espaço tempo “t” é transformado em equações algébricas no espaço da variável complexa “s” (NUNES, MEDEIROS & ARAÚJO, 2010). O método de resolução das EDO's é descrito na Figura 6.



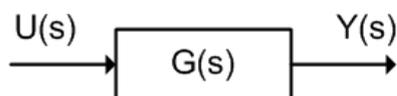
**Figura 6 – Resolução de EDO's por transformada de Laplace.**

Fonte: NUNES, MEDEIROS & ARAÚJO, 2010.

Para  $t > 0$ , a transformada de Laplace de uma função  $f(t)$  é a função  $F(s)$  definida pela integral representada na equação 2:

$$F(s) = \int_0^{+\infty} f(t) e^{-st} dt \quad (2)$$

O uso de transformadas de Laplace permite o desenvolvimento de modelos entrada-saída (funções de transferência) úteis para descrever sistemas de controle, além de possibilitar uma análise qualitativa de como um processo reage a várias influências externas (STEPHANOPOULOS, 1984). O domínio  $s$  é empregado na análise da estabilidade de sistemas, sendo possível prever o comportamento dinâmico sem a necessidade de se resolver o modelo de equações diferenciais que o descreve (MAYA & LEONARDI, 2014). Cada função de transferência pode ser simbolizada por um bloco, que equivale à razão entre a transformada da saída e da entrada, conforme exemplificado na Figura 7. Sistemas lineares complexos podem ser descritos por blocos interligados, simplificando o problema para operações de soma e multiplicação (NUNES, MEDEIROS & ARAÚJO, 2010).



**Figura 7 – Diagrama de blocos para a função de transferência  $G(s)$ .**

Fonte: FRANCHI, 2011.

Conhecida a função de transferência  $G(s)$ , o comportamento da resposta  $y(t)$  pode ser estudado para diferentes entradas. Alguns distúrbios comuns são: (a) degrau (“step”), quando a variável de entrada  $u(t)$  é subitamente alterada para um valor constante (a diferença entre estes valores é denominada amplitude  $A$ ); (b) pulso (“pulse”), no qual a entrada é modificada por um período de tempo  $T$  (Tabela 1, gráfico para pulso) para novo valor e depois retorna à condição inicial; (c) rampa (“ramp”), com mudança linear da entrada e (d) senoidal (“sinusoidal”), para entrada segundo uma senoide de velocidade angular  $\omega$  (STEPHANOPOULOS, 1984). As representações gráfica e matemática destas entradas são mostradas na Tabela 1.

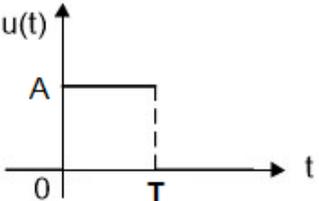
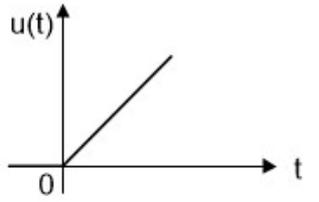
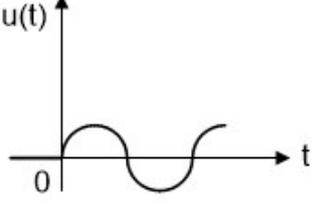
**Tabela 1 – Alguns tipos de entrada e suas representações.**

Entrada	Transformada de Laplace	Representação gráfica
Degrau	$U(s) = \frac{A}{s}$	

Fonte: Adaptado de STEPHANOPOULOS, 1984.

(continua)

Tabela 1 – Alguns tipos de entrada e suas representações (continuação).

Entrada	Transformada de Laplace	Representação gráfica
Pulso	$U(s) = \frac{A}{T s} (1 - e^{-Ts})$	
Rampa	$U(s) = \frac{1}{s^2}$	
Senoidal	$U(s) = \frac{\omega}{s^2 + \omega^2}$	

Fonte: Adaptado de STEPHANOPOULOS, 1984.

## 2.6 Sistema Dinâmico de Primeira Ordem

Sistemas dinâmicos de primeira ordem têm resposta  $y(t)$  modelada segundo uma equação diferencial de primeira ordem (KWONG, 2012), como a equação 3:

$$a_1 \frac{dy(t)}{dt} + a_0 y(t) = b u(t) \quad (3)$$

em que:  $a_1, a_0, b$  são constantes da equação diferencial;  
 $y(t)$  é a variável de saída em função do tempo e  
 $u(t)$  é a variável de entrada em função do tempo.

As constantes do modelo da equação 3 podem ser rearranjadas e definidas por dois novos parâmetros,  $K_p$  e  $\tau_p$  (KWONG, 2012), conforme as equações 4 e 5:

$$\frac{a_1}{a_0} \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = \frac{b}{a_0} u(t) \quad (4)$$

$$\tau_p \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p u(t) \quad (5)$$

sendo:  $K_p$  o ganho estático do sistema ( $b / a_0$ ) e  
 $\tau_p$  a constante de tempo ( $a_1 / a_0$ ), expressa em unidades de tempo.

Aplicando-se transformadas de Laplace em ambos os membros da equação 5 para condições iniciais nulas, isto é,  $y(0) = 0$  e  $u(0) = 0$  (equação 6), obtém-se a função de transferência  $G(s)$  – razão entre as transformadas da saída e da entrada – para um sistema de primeira ordem apresentada na equação 7.

$$\tau_p (s Y(s) - y(0)) + Y(s) = K_p U(s) \quad (6)$$

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

Conhecido o modelo entrada-saída de primeira ordem, a resposta  $Y(s)$  para uma perturbação do tipo degrau pode ser determinada pela substituição da respectiva função  $U(s)$  da entrada, obtida da Tabela 1, na equação 7:

$$U(s) = \frac{A}{s} \Rightarrow Y(s) = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} \cdot \frac{A}{s} = \frac{K_p A}{s(\tau_p s + 1)} \quad (8)$$

A transformada inversa de Laplace da equação 8 fornece a equação 9, que é a resposta de um sistema dinâmico de 1ª ordem submetido a uma entrada degrau de amplitude A:

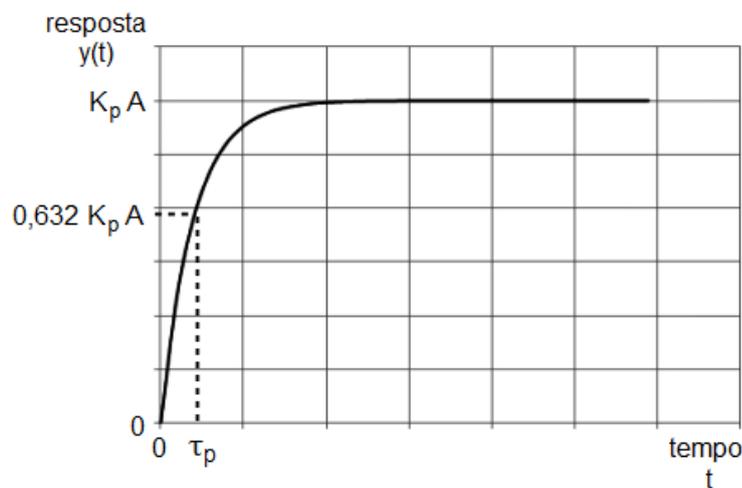
$$y(t) = K_p A \left(1 - e^{-t/\tau_p}\right) \quad (9)$$

em que:  $y(t)$  é a variável de saída num instante de tempo  $t$  a partir de  $y(0) = 0$ ;  
 $A$  é a amplitude do degrau e  
 $t$  é o tempo decorrido a partir do início da perturbação.

A respeito da equação 9, algumas considerações importantes:

- 1ª) Para  $t \rightarrow \infty$ , a saída será constante e igual a  $y(t \rightarrow \infty) = K_p A$ ;
- 2ª) Quando  $t = \tau_p$ , a saída será  $y(\tau_p) \approx 0,632 K_p A$  e
- 3ª) No caso de  $y(t) = 0,99 K_p A$ , o tempo decorrido será  $t \approx 5 \tau_p$ .

Na Figura 8, encontra-se o esboço do gráfico correspondente a função da equação 9. O levantamento desta curva permite a estimativa das constantes  $K_p$  e  $\tau_p$ .



**Figura 8 – Resposta de um sistema de 1ª ordem à perturbação degrau.**

Fonte: NUNES, MEDEIROS & ARAÚJO, 2010.

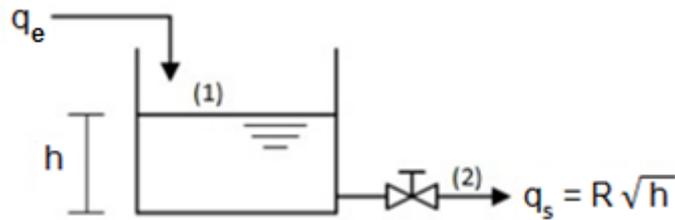
## 2.7 Modelagem Matemática para Tanque com Escoamento Gravitacional

Em um tanque operando com saída por escoamento gravitacional através de uma válvula com abertura fixa (Figura 9), pode-se aplicar o balanço de energia mecânica (BEM) fornecido na equação 10:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + h_1 + H_M = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + h_2 + l_{w1,2} \quad (10)$$

sendo:  $P_1$  e  $P_2$  as pressões nos pontos 1 e 2 indicados na Figura 9, em Pa;  
 $v_1$  e  $v_2$  as velocidades médias nos pontos 1 e 2, em  $m s^{-1}$ ;  
 $h_1$  e  $h_2$  as alturas relativas dos pontos 1 e 2 a um referencial, em m;  
 $\gamma$  o peso específico do líquido, em  $N m^{-3}$ ;

- $g$  a aceleração gravitacional, em  $m\ s^{-2}$ ;  
 $H_M$  a altura manométrica da máquina, em m, e  
 $l_{w_{1,2}}$  a perda de carga entre os pontos 1 e 2, em m.



**Figura 9 – Tanque com escoamento gravitacional e simbologia dos cálculos.**

Fonte: Adaptado de COUGHANOWR & KOPPEL, 1986.

Algumas hipóteses simplificam a equação 10, resultando na equação 11:

- 1ª) Pressão atmosférica nos pontos 1 e 2 ( $P_1 = P_2$ );
- 2ª) Não há máquina entre os pontos analisados ( $H = 0$ );
- 3ª) Regime permanente, nível de líquido constante ( $v_1 = 0$ ) e
- 4ª) Plano horizontal de referência na cota do plano 2 ( $h_2 = 0$ ).

$$h_1 = l_{w_{1,2}} + \frac{v_2^2}{2g} \quad (11)$$

A perda de carga por atrito  $l_{w_{1,2}}$  é diretamente proporcional ao quadrado da velocidade de saída (MORAES Jr. & MORAES, 2011). Logo:

$$h_1 = K \frac{v_2^2}{2g} + \frac{v_2^2}{2g} = (K + 1) \frac{v_2^2}{2g} \quad (12)$$

em que:  $K$  é uma constante de proporcionalidade genérica, adimensional.

Pela equação da continuidade, a velocidade média de escoamento do fluido na tubulação de saída pode ser escrita em função da vazão volumétrica, como apresentado na equação 13, que pode ser substituída na equação 12, resultando:

$$v_2 = \frac{4 q_s}{\pi D^2} \Rightarrow h_1 = \frac{8 (K + 1)}{\pi^2 g D^4} q_s^2 \quad (13)$$

em que:  $q_s$  é a vazão volumétrica na saída do tanque, em  $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$  e  
 $D$  o diâmetro interno da tubulação, em m.

Definindo-se o fator constante do segundo membro da equação 13 por  $R$ , conclui-se que a vazão de saída do tanque é diretamente proporcional ao nível de líquido, conforme equação 14.

$$R = \frac{8(K+1)}{\pi^2 g D^4} \Rightarrow h_1 = R q_s^2 \Rightarrow q_s = R \sqrt{h_1} \quad (14)$$

Coughanowr e Koppel (1986) e Seborg, Mellichamp e Edgar (1989) definem a constante  $R$  como resistência da válvula ao escoamento, expressa em  $\text{m}^{2,5} \text{s}^{-1}$ .

Este mesmo sistema pode ser representado por uma equação diferencial de primeira ordem, oriunda do balanço material total em regime transiente (equações 15 a 17):

$$\frac{dM}{dt} = \dot{m}_e - \dot{m}_s \quad (15)$$

$$\rho S \frac{dh}{dt} = \rho q_e - \rho q_s \quad (16)$$

$$S \frac{dh}{dt} = q_e - q_s \quad (17)$$

sendo:  $M$  a massa de líquido no interior do tanque, em kg;  
 $t$  o tempo, em s;  
 $\dot{m}_e$  a vazão mássica de alimentação, em  $\text{kg s}^{-1}$ ;  
 $\dot{m}_s$  a vazão mássica de saída, em  $\text{kg s}^{-1}$ ;  
 $\rho$  a massa específica do líquido, em  $\text{kg m}^{-3}$ ;  
 $S$  a área da seção transversal do tanque, em  $\text{m}^2$ ;  
 $h$  o nível de líquido no interior do tanque, em m;  
 $q_e$  a vazão volumétrica de alimentação, em  $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$  e  
 $q_s$  a vazão volumétrica de saída, em  $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ .

A equação 17 constitui um modelo não-linear, uma vez que a vazão  $q_s$  é proporcional à raiz quadrada do nível  $h$ . A linearização pode ser obtida por expansão em séries de Taylor da função que representa a vazão de saída, negligenciando-se os termos de ordem igual e superior a 2. Esta simplificação da expansão está representada na equação 18 (STEPHANOPOULOS, 1984):

$$f(x) = f(x_0) + f'(x_0) (x - x_0) \quad (18)$$

em que:  $f(x)$  é a função linearizada;  
 $f(x_0)$  é o valor da função para  $x = x_0$ ;  
 $x_0$  é o valor de  $x$  no ponto de linearização e  
 $f'(x_0)$  é o valor da derivada da função  $f(x)$  para  $x = x_0$ .

A aplicação da expansão por séries de Taylor para a função  $q_s = R h^{0,5}$ , com ponto de linearização no estado estacionário inicial,  $x_0 = h_0$  e  $f(x_0) = q_{s0}$ , é mostrada na equação 19:

$$q_s = q_{s0} + 0,5 R h_0^{-0,5} (h - h_0) \Rightarrow (q_s - q_{s0}) = \frac{R}{2 \sqrt{h_0}} (h - h_0) \quad (19)$$

em que:  $q_{s0}$  é a vazão de saída no estado estacionário inicial, em  $m^3 s^{-1}$  e  
 $h_0$  é o nível de líquido no estado estacionário inicial, em m.

O balanço material reescrito para a condição estacionária inicial fornece a equação 20:

$$S \frac{dh_0}{dt} = q_{eo} - q_{s0} \quad (20)$$

em que:  $q_{eo}$  é a vazão de alimentação no estado estacionário inicial, em  $m^3 s^{-1}$ .

Subtraindo o balanço no regime permanente inicial do balanço em regime transiente, obtém-se o balanço em termos de variáveis-desvio (equação 21):

$$S \frac{d(h - h_0)}{dt} = (q_e - q_{e0}) - (q_s - q_{s0}) \Rightarrow S \frac{dh'}{dt} = q'_e - q'_s \quad (21)$$

sendo:  $h'$  o desvio do nível de líquido, em m;  
 $q'_e$  o desvio da vazão de entrada, em  $m^3 s^{-1}$  e  
 $q'_s$  o desvio da vazão de saída, em  $m^3 s^{-1}$ .

A variável-desvio exprime a diferença entre o valor da variável num instante  $t$  após a entrada e seu valor estacionário inicial, anterior à perturbação. Expressar o balanço em termos de variáveis-desvio é conveniente porque, no tempo inicial, estas variáveis são nulas, condição na qual é definida a função de transferência do sistema (NUNES, MEDEIROS & ARAÚJO, 2010).

A substituição da equação 19 na equação 21 resulta no modelo matemático do tanque, representado pela equação 22:

$$S \frac{dh'}{dt} = q'_e - \frac{R}{2\sqrt{h_0}} h' \quad (22)$$

Através de transformadas de Laplace e sabendo-se que as variáveis de entrada (perturbação do sistema) e de saída (resposta) são, respectivamente, a vazão de alimentação e o nível de líquido, obtém-se a função de transferência do sistema (equação 24):

$$H'(s) = \frac{Q'_e(s)}{S} - \frac{R}{2S\sqrt{h_0}} H'(s) \Rightarrow \left( s + \frac{R}{2S\sqrt{h_0}} \right) H'(s) = \frac{Q'_e(s)}{S} \quad (23)$$

$$G(s) = \frac{H'(s)}{Q'_e(s)} = \frac{\frac{1}{S}}{s + \frac{R}{2S\sqrt{h_0}}} = \frac{\frac{2\sqrt{h_0}}{R}}{\frac{2S\sqrt{h_0}}{R} s + 1} \quad (24)$$

sendo:  $G(s)$  a função de transferência do tanque, adimensional;  
 $H'(s)$  a transformada de Laplace de  $h'$  (saída), adimensional e  
 $Q'_e(s)$  a transformada de Laplace de  $q'_e$  (entrada), adimensional.

Comparando-se a função de transferência do tanque (equação 24) com o modelo de primeira ordem (equação 7), identificam-se o ganho estático  $K_p$  e a constante de tempo  $\tau_p$ , expressos, respectivamente, nas equações 25 e 26.

$$K_p = \frac{2 \sqrt{h_0}}{R} \quad (25)$$

$$\tau_p = \frac{2 S \sqrt{h_0}}{R} \quad (26)$$

O desvio do nível em função do tempo para uma perturbação do tipo degrau na vazão de alimentação obedecerá à função da equação 9 que, aplicada ao tanque, fornece a equação 27:

$$h' = K_p A \left( 1 - e^{-t/\tau_p} \right) \quad (27)$$

sendo:  $h'$  o desvio do nível em relação ao nível inicial, em m;  
 $t$  o tempo decorrido a partir da perturbação, em s e  
 $A$  a amplitude do degrau ou aumento da vazão de entrada, em  $m^3 s^{-1}$ .

Rebouças e Schnitman (2007) afirmam que o modelo linearizado deste tipo de tanque, embora bastante difundido na literatura clássica, não representa satisfatoriamente o sistema real. Em seu trabalho, os autores mostram que mesmo o emprego de equações diferenciais não-lineares apresenta desvios, recomendando e aplicando um modelo obtido por Redes Neurais Artificiais.

## 2.8 Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

Åstrom e Hägglund (2004) citam que em um estudo envolvendo cerca de 11.000 controladores em indústrias de refino, química e papel, mais de 97% das malhas de controle apresentavam estrutura proporcional-integral-derivativa (PID), sendo a maioria configurada sem ação derivativa, isto é, controladores proporcional-integral (PI).

Em malhas de controle “feedback”, que têm estrutura como a mostrada na Figura 1, o sinal de saída do controlador para o atuador é calculado a partir do erro de controle, definido pela equação 28:

$$e(t) = r(t) - c_m(t) \quad (28)$$

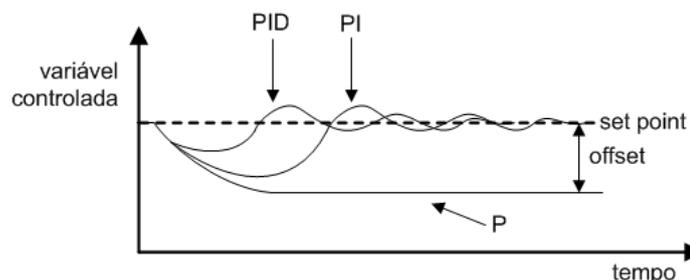
em que:  $e(t)$  é erro de controle em função do tempo;  
 $r(t)$  é o valor do ponto de trabalho (“set point”) e  
 $c_m(t)$  é o valor medido em tempo real da variável controlada.

A lei de controle PID na forma paralela ideal é apresentada na equação 29:

$$c(t) = K_C \left( e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{d e(t)}{dt} \right) \quad (29)$$

em que:  $c(t)$  é a correção do controlador (sinal de saída para o atuador);  
 $K_C$  é o ganho proporcional do controlador;  
 $\tau_i$  é a constante de tempo integral do controlador, unidade de tempo e  
 $\tau_D$  é a constante de tempo derivativo do controlar, unidade de tempo.

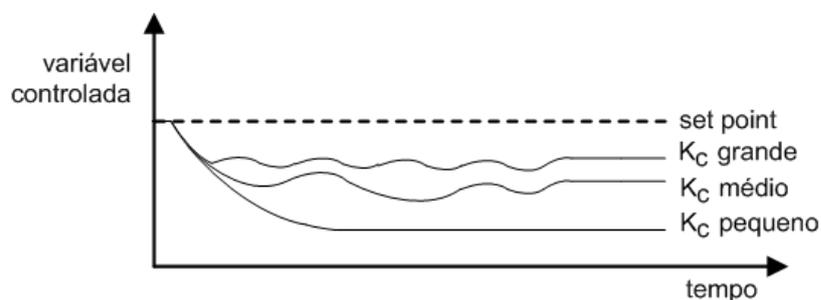
A comparação entre os controladores P, PI e PID pode ser analisada na Figura 10. Para um controlador que opere com ação puramente proporcional, após a estabilização a variável controlada apresentará um erro constante em relação ao “set point” denominado “offset”. Implementando-se a ação integral (PI), elimina-se o “offset”, atingindo-se o valor requerido. Com a inclusão da ação derivativa (PID), a malha apresenta uma resposta mais rápida.



**Figura 10 – Comparação entre os controladores P, PI e PID.**

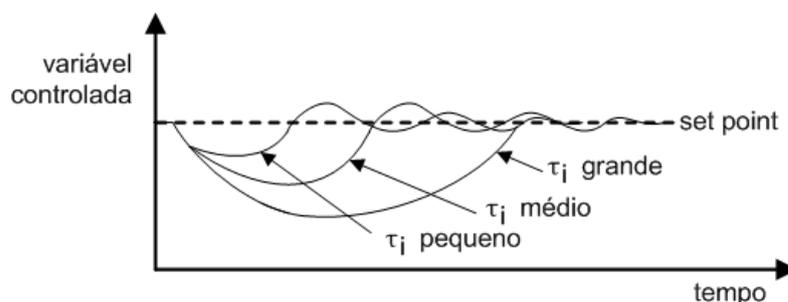
Fonte: BEGA et al., 2011.

O efeito das constantes  $K_C$  e  $\tau_i$  pode ser observado nas Figuras 11 e 12.



**Figura 11 – Resposta de um controlador P para diferentes valores de  $K_C$ .**

Fonte: BEGA et al., 2011.



**Figura 12 – Resposta de um controlador PI para diferentes valores de  $\tau_i$  com  $K_C$  constante.**

Fonte: BEGA et al., 2011.

Quanto maior o ganho proporcional  $K_C$ , menores serão o “offset” e o tempo de resposta. Entretanto, maiores serão o tempo para estabilização da variável controlada e as oscilações do sistema, podendo instabilizar o processo (BEGA et al., 2011).

Quanto maior a constante de tempo integral  $\tau_i$ , maior será o tempo para que a variável atinja o “set point”. Para valores pequenos de  $\tau_i$ , o “set point” é alcançado mais rapidamente, porém ocorrem mais oscilações e o tempo de estabilização é maior (BEGA et al., 2011).

### 3. MATERIAL E MÉTODOS

#### 3.1 Unidade Experimental

Apresentam-se nas Figuras 13 e 14 esboços da unidade experimental para controle de nível de líquido. Usou-se água com corante azul neste estudo. O sistema não automatizado encontra-se na Figura 13. Os dispositivos eletrônicos da bancada, que compõem a malha de controle, estão desenhados na Figura 14.

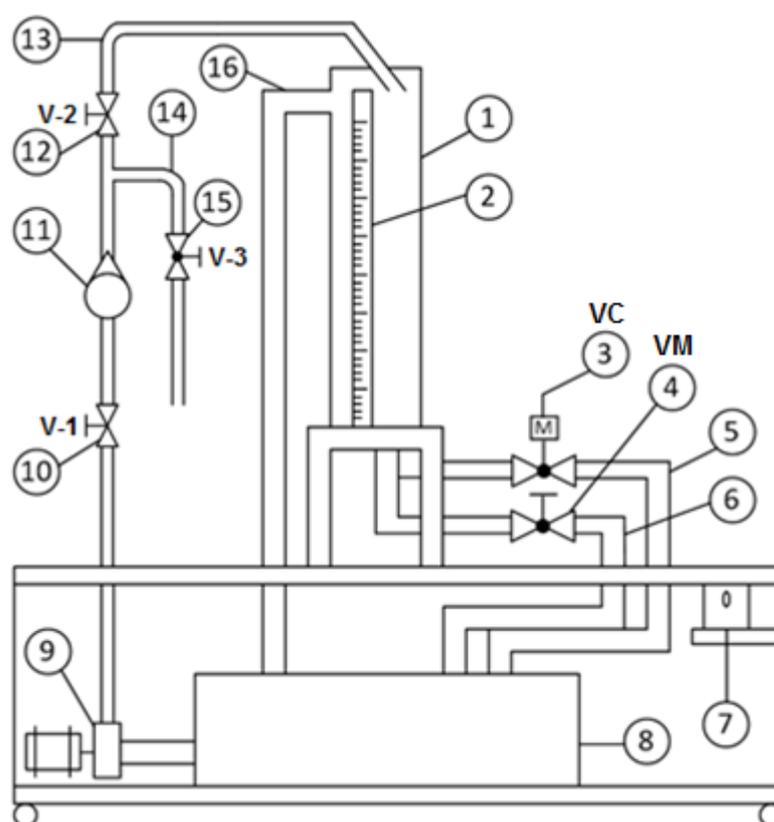


Figura 13 – Esboço da unidade experimental não automatizada. 1) Tanque principal; 2) escala metálica; 3) válvula de esfera com atuador elétrico da saída do tanque (válvula de controle, VC); 4) válvula de esfera manual da saída do tanque (VM); 5) tubulação de saída pela válvula automática; 6) tubulação de saída pela válvula manual; 7) estabilizador; 8) tanque pulmão; 9) bomba centrífuga; 10) válvula de gaveta da descarga da bomba (V-1); 11) rotâmetro; 12) válvula de gaveta da alimentação do tanque (V-2); 13) tubulação de alimentação; 14) tubulação para amostragem; 15) válvula de esfera para amostra e calibração do rotâmetro (V-3) e 16) duto de transbordo (ladrão).

Empregou-se para a montagem da unidade experimental não automatizada:  
(a) um tanque cilíndrico de acrílico com 1010 mm de altura e diâmetro interno de 250

mm (volume de 50 L) para estudo do controle de nível; (b) um tanque pulmão de acrílico com 680 mm de comprimento, 360 mm de altura e 465 mm de largura (volume de 113 L); (c) uma escala metálica de 1000 mm para leitura da altura de líquido no tanque; (d) uma bomba centrífuga (Figura 15) instalada na saída do tanque pulmão para enviar o líquido para a parte superior da bancada, alimentando o tanque de estudo; (e) um rotâmetro com vazão máxima de 37,5 LPM para medição da vazão de alimentação do tanque principal (Figura 16); uma válvula de gaveta de ½” foi acoplada antes do rotâmetro possibilitando controle manual da vazão de entrada do tanque superior e (f) uma válvula de esfera de 1”, instalada na saída do tanque em estudo para propiciar o escoamento por gravidade do líquido. Em todo o sistema foram utilizadas tubulações de PVC transparente de ½” (alimentação) e 1” (saída), além de válvulas, conexões e suportes para fixar as tubulações na bancada (Figura 17).

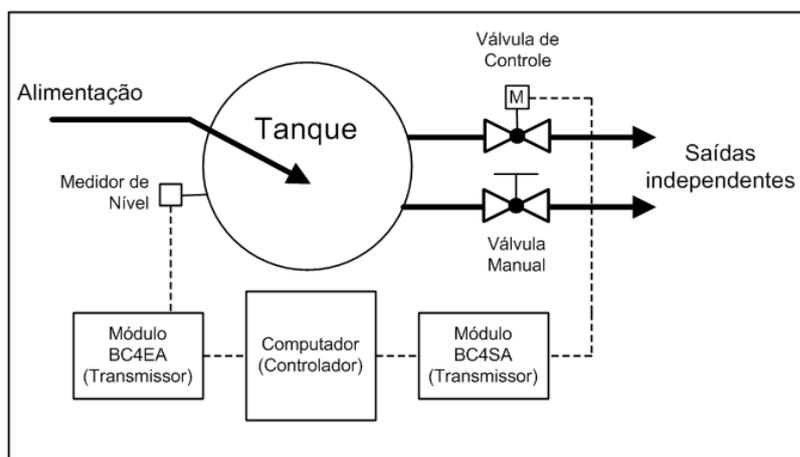


Figura 14 – Esboço da vista superior da bancada com os dispositivos da malha de controle.

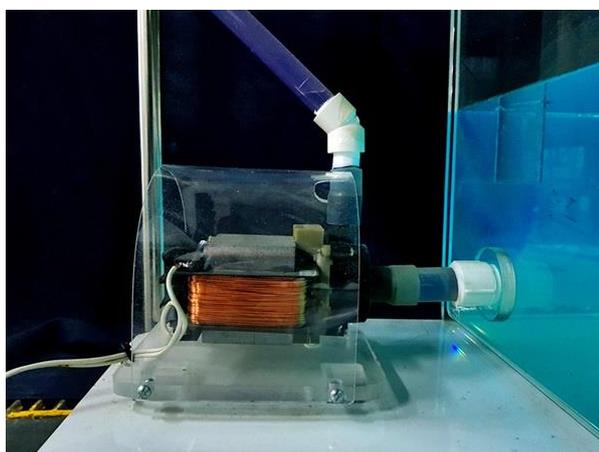


Figura 15 – Bomba centrífuga.



Figura 16 – Rotâmetro.

Uma visão geral do equipamento projetado e montado no Laboratório de Operações Unitárias da UNISANTA pode ser observada na Figura 17.

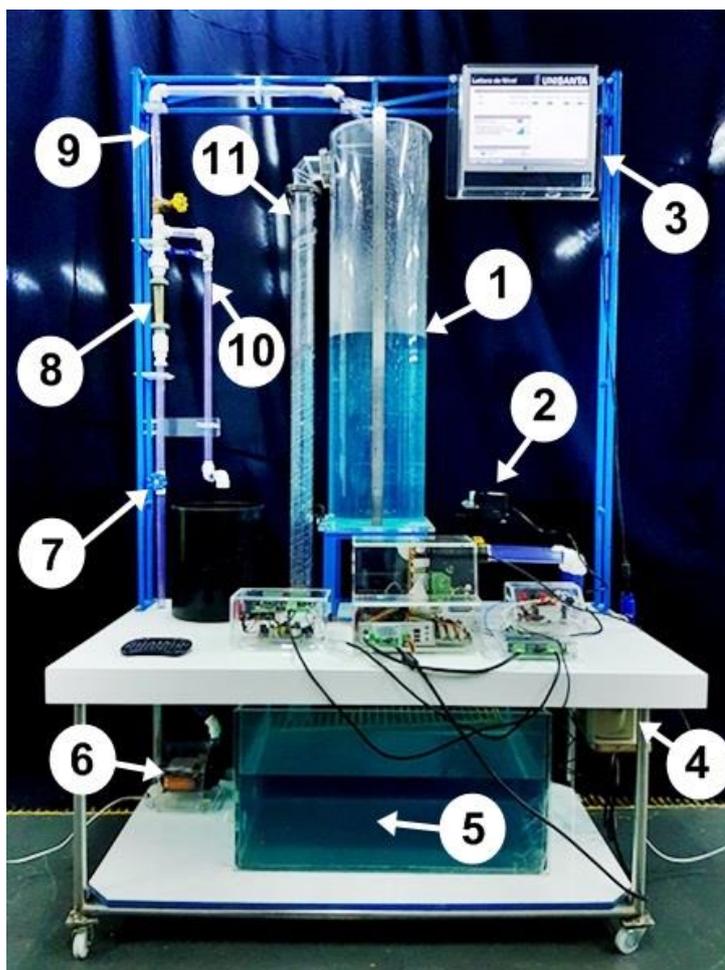
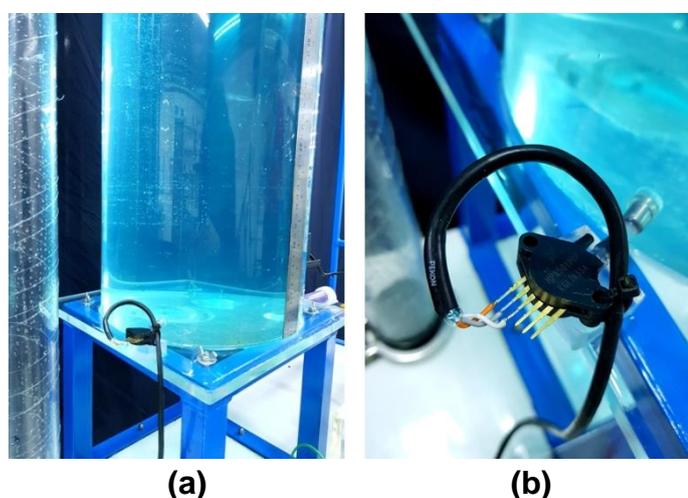


Figura 17 – Unidade experimental. 1) Tanque principal; 2) válvula de esfera com atuador elétrico; 3) monitor; 4) estabilizador; 5) tanque pulmão; 6) bomba centrífuga; 7) válvula de gaveta manual da alimentação; 8) rotâmetro; 9) tubulação de alimentação; 10) tubulação de coleta de amostra para calibração do rotâmetro e 11) ladrão.

### 3.1.1 Automação da Unidade

A medição automática do nível de líquido no tanque foi feita empregando-se um sensor do tipo pressão diferencial Freescale MPX5010DP (Figura 18). Para instalação, foi feita uma tomada de pressão 20 mm acima do fundo do tanque à qual conectou-se um dos terminais de pressão do dispositivo por meio de um tubo capilar de silicone. Sendo um tanque atmosférico, o segundo terminal de pressão foi exposto à pressão ambiente. Este mesmo sensor converte o sinal de pressão em tensão (0 a 5 V).



**Figura 18 – Sensor de pressão Freescale MPX5010DP. (a) Vista do sensor instalado no fundo do tanque e (b) vista aproximada.**

Empregou-se para conversão do sinal analógico do MPX5010DP para sinal digital, o Módulo BC4EA – Trilho DIN – 4 entradas analógicas 0 a 10 V – 12 bits – Interface CAN (Figura 19). Este dispositivo traduz uma faixa de 0 a 10 V para a escala de 0 a 4000 bits, obedecendo a uma função linear. Desta maneira, o sinal de tensão do sensor é convertido em bits que, através de um programa computacional que emprega os campos Min EA e Max EA, geram valores de nível de líquido em milímetros. Este módulo é alimentado com fontes de 5 V e 10 V, que foram inseridas em uma caixa confeccionada em acrílico juntamente ao módulo (Figura 20).

O sinal digital do módulo é transmitido a um computador por intermédio de uma placa de interface de comunicação para rede CAN (Controller Area Network) (Figura 21).

A conversão do sinal digital de saída do computador (controlador) para a válvula de controle automática foi feita através do Módulo BC4SA – Trilho DIN – 4

saídas analógicas 0 a 10 V – 12 bits – Interface CAN (Figura 22). O princípio de tradução e as faixas são similares aos do módulo BC4EA. O BC4SA é alimentado com fontes de 15 V, -15 V, 5 V e 24 V. As ligações dos módulos encontram-se nos Apêndices A e B.



Figura 19 – Módulo BC4EA.

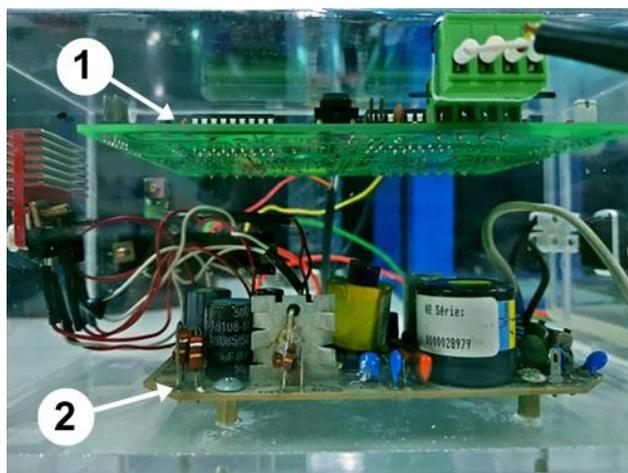


Figura 20 – Módulo BC4EA. 1) Módulo e 2) fontes de alimentação de 5 V e 10 V.



Figura 21 – Placa de interface de comunicação para rede CAN.

Como elemento final de controle, foi instalada uma válvula de esfera de 1” com atuador motorizado de ação proporcional modelo VEX-2025 (Figuras 23 e 24). Os sinais de 10 V e de 0 V correspondem, respectivamente, à abertura e ao fechamento totais da válvula.

Empregou-se um mini teclado sem fio (Figura 25) para envio dos comandos ao computador.



Figura 22 – Módulo BC4SA.

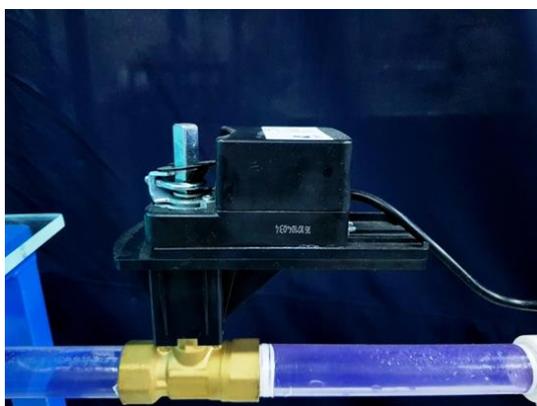


Figura 23 - Válvula de esfera motorizada modelo VEX-2025.

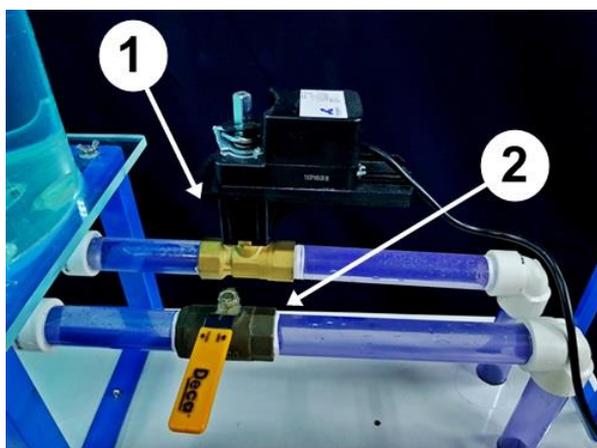
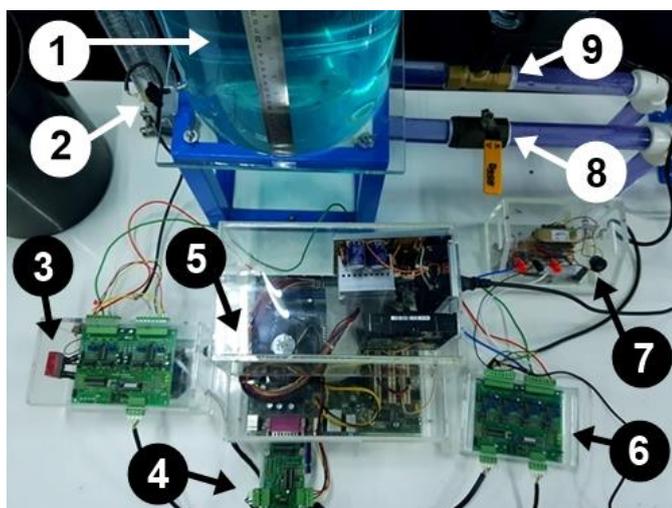


Figura 24 – Válvulas de saída. 1) Válvula motorizada VEX-2050 e 2) válvula de esfera manual.



**Figura 25 – Mini teclado sem fio.**

Apresenta-se na Figura 26 a vista superior da malha de controle da bancada.



**Figura 26 – Malha de controle da unidade experimental. 1) Tanque; 2) sensor de pressão; 3) módulo BC4EA; 4) placa de rede CAN; 5) computador; 6) módulo BC4SA; 7) fonte de -15/+15 V; 8) válvula de esfera manual e 9) válvula de esfera motorizada.**

### 3.1.2 Programa Computacional

O programa computacional “Controle de Nível” implementado à unidade experimental foi desenvolvido pela Branq’s Automação.

As funcionalidades do software são: a) medição em tempo real do nível de líquido no tanque, em mm, bits e porcentagem; b) medição da abertura da válvula de controle, em bits e porcentagem; c) calibração do sensor de pressão; d) geração de arquivos com nível de líquido e abertura da válvula em função do tempo; e) operação manual e automática da válvula de controle e e) ajuste do controlador proporcional-integral. Em operação manual, a abertura da válvula VC é executada pelo usuário do programa. No modo automático, o controlador define esta abertura com base na diferença entre o set point pré-estabelecido e o nível de líquido medido.

O detalhamento da interface do software encontra-se no Apêndice C.

## 3.2 Métodos

### 3.2.1 Calibração do Rotâmetro

Utilizou-se para calibração do rotâmetro, o método da coleta de massa em um intervalo de tempo conhecido (MORAES Jr. & MORAES, 2011). Fecharam-se as válvulas V-2 e V-3 e abriu-se totalmente V-1, dando partida na bomba. Abriu-se V-3, coletando-se o fluido em um béquer de 10 L. Fechou-se parcialmente V-1 até se verificar a estabilização da leitura desejada no rotâmetro. Após estabilizada, deu-se início à coleta de fluido em um segundo béquer idêntico, cronometrando-se o tempo da amostragem. Durante a coleta, abriu-se a válvula VM a fim de manter o nível de líquido do tanque pulmão constante, minimizando eventual oscilação da vazão da bomba. O béquer com a amostra foi então pesado em uma balança comercial e subtraído o valor da massa do recipiente vazio. A temperatura da água foi medida com termômetro para a determinação da massa específica através de dados da literatura (MORAES Jr. & MORAES, 2011). A vazão experimental foi calculada empregando-se a equação 30:

$$Q_{\text{exp}} = \frac{M_{\text{total}} - M_{\text{béquer}}}{\rho \Delta t} \quad (30)$$

em que:  $Q_{\text{exp}}$  é a vazão experimental, em  $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ ;  
 $M_{\text{total}}$  é a massa total de fluido coletada, em kg;  
 $M_{\text{béquer}}$  é massa do béquer vazio, em kg;  
 $\rho$  é a massa específica da água, em  $\text{kg m}^{-3}$ , e  
 $\Delta t$  é o tempo de coleta, em s.

### 3.2.2 Calibração do Sensor de Nível

No estudo da calibração do sensor de nível, as alturas mínima e máxima de líquido no interior do tanque foram definidas em 100 mm e 900 mm. A calibração teve como referência uma escala metálica fixada ao tanque.

Fecharam-se as válvulas VM e VC e bombeou-se água para o sistema até o nível atingir valor superior a 900 mm. Fechou-se a válvula V-1 e esgotou-se o tanque

abrindo-se a válvula VM até a leitura de nível, medida na escala, baixar para 900 mm. Inseriu-se o valor mostrado pelo programa para a entrada analógica, EA, em bits, correspondente ao nível de 900 mm. Abriu-se a válvula VM até se obter a medição do nível em 100 mm. Inseriu-se o valor da EA relacionado a esta altura. Configuradas estas informações, o programa utiliza interpolação linear para calcular o nível associado ao sinal, em bits, recebido do módulo BC4EA.

Com as válvulas VM e VC fechadas, partiu-se a bomba até o nível de 900 mm. Abriu-se a válvula VM e foram realizadas as leituras de nível em cinco pontos aleatórios do tanque, de modo a validar a calibração comparando-se as medições feitas pela escala e pelo programa. No caso de desvio, repetiu-se a calibração.

### 3.2.3 Estudo do Controle Autorregulável do Tanque

O experimento em malha aberta, isto é, com operação da válvula motorizada VC em modo manual e totalmente fechada, foi dividido em três etapas:

1ª) Obteve-se a resistência da válvula R (equação 14): Foi obtida experimentalmente a constante R em 2 níveis estacionários, sendo mantida inalterada a abertura parcial da válvula VM. Esta abertura foi definida com base na estabilização do nível em um valor entre 10 mm e 40 mm para a vazão de entrada inicial do experimento. No primeiro ensaio (Ensaio 0575 – vazão inicial de 5 LPM com degrau para 7,5 LPM), fixou-se a vazão de 5 LPM, medida pelo rotâmetro, e aguardou-se a estabilização do nível de líquido no tanque, registrando-se seu valor. O equilíbrio foi admitido quando a altura de líquido manteve-se constante por 10 minutos. Repetiu-se o procedimento para uma vazão de 7,5 LPM. O valor de R foi então calculado pela equação 14 para cada nível estacionário e utilizou-se um valor médio de R. Realizou-se um segundo ensaio (Ensaio 7510) para vazões inicial e final respectivamente iguais a 7,5 LPM e 10 LPM, com uma abertura maior da válvula VM.

2ª) Verificou-se teoricamente os valores de  $K_p$  e  $\tau_p$ : Para obter o ganho estático e a constante de tempo do sistema, foi calculada a área da seção transversal do tanque, a partir da medida do seu diâmetro interno utilizando-se um paquímetro. O valor do nível estacionário  $h_o$  foi adotado com base na estabilização para vazão de 5 LPM (Ensaio 0575) e 10 LPM (Ensaio 7510). Empregaram-se as equações 25 e 26 para o cálculo dos parâmetros  $K_p$  e  $\tau_p$ .

3ª) Construiu-se a curva do nível em função do tempo: Estabilizado o sistema, uma perturbação do tipo degrau foi imposta elevando-se a vazão de alimentação de 5 LPM para 7,5 LPM (Ensaio 0575) abrindo-se rapidamente a válvula V-1. A partir deste instante, foi iniciada a gravação dos valores da altura de líquido no interior do tanque, em mm, em função do tempo, em segundos, no programa. O experimento foi interrompido quando estabelecido o novo estado estacionário do sistema. Foi plotado o desvio do nível em relação a  $h_o$  em função do tempo. Este procedimento foi aplicado ao Ensaio 7510 alterando-se as vazões.

### 3.2.4 Estudo do Controle Automático do Tanque

O experimento em malha fechada constituiu na análise da influência da vazão de alimentação, do ganho proporcional  $K_C$  e da constante de tempo integral  $\tau_i$  do controlador PI sobre as respostas do sistema e da válvula VC. Configurou-se, além destes parâmetros, o ponto de trabalho, em mm, e o modo de operação da VC em automático.

Executaram-se dois tipos de ensaios:

1º) Avaliou-se o controle em malha fechada modificando-se set point, vazão,  $K_C$  e  $\tau_i$ . Este método consistiu em esvaziar o tanque por meio da válvula VM até se atingir o set point do nível. Neste instante, fechou-se a válvula VM e iniciou-se a gravação dos dados para posterior levantamento das curvas de nível e abertura da VC em função do tempo. Realizaram-se experimentos para: a) vazões de 10 LPM e 5 LPM; b) set points de 400 mm, 500 mm e 600 mm e c) ganhos  $K_C$  iguais a 10, 50 e 30 e constantes  $\tau_i$  de 0,01, 50 e 90. As constantes do controlador foram arbitradas, não tendo sido aplicado nenhum método de sintonia.

2º) Levantou-se a curva de nível em função do tempo para uma perturbação do tipo pulso. Estabilizou-se o sistema em malha fechada para set point de 400 mm, vazão de entrada inicial 5 LPM e  $K_C$  e  $\tau_i$  respectivamente iguais a 30 e 50. A gravação dos dados foi iniciada. Após 20 segundos, abriu-se rapidamente V-1, elevando a vazão para 10 LPM durante 8 minutos. Retornou-se ao valor 5 LPM pelo fechamento da válvula V-1.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Calibração do Rotâmetro

Apresenta-se na Tabela 2 os dados relativos à calibração do rotâmetro. Pode-se observar que o desvio experimental entre as vazões lida no medidor e calculada pela técnica da massa coletada por unidade de tempo está, em média, entre 1,5% e 2,0%. Delmée (2003) aponta erros de  $\pm 5\%$  para rotâmetros industriais. Estas diferenças podem estar associadas ao erro na medição do tempo de coleta, da massa de água e oscilações na rotação da bomba.

**Tabela 2 – Dados experimentais para calibração do rotâmetro.**

Vazão do rotâmetro (LPM)	Massa de água coletada (g)	Tempo médio de coleta (s)	Vazão experimental (LPM)	Desvio Experimental (%)	Média (LPM)	Desvio Padrão (LPM)
5,0	8078,6	98,65	4,93	1,50	4,88	0,05
	7456,1	93,26	4,81	3,98		
	8913,6	109,54	4,89	2,15		
7,5	8205,5	67,48	7,31	2,55	7,24	0,13
	7615,8	62,38	7,34	2,12		
	8175,9	69,76	7,05	6,40		
10,0	8975,2	54,86	9,84	1,62	9,88	0,07
	8175,8	49,32	9,97	0,30		
	9121,5	55,88	9,81	1,86		

### 4.2 Estudo do Controle Autorregulável do Tanque

#### 4.2.1 Obtenção da Resistência R

Os resultados obtidos para a resistência da válvula R, presente no modelo desenvolvido para o tanque (equação 24), são mostrados na Tabela 3.

**Tabela 3 – Dados experimentais para cálculo da constante R.**

Ensaio	Vazão		Nível mm	$R = q / \sqrt{h}$ $m^{2,5}.s^{-1}$	$R_{médio}$ $m^{2,5}.s^{-1}$
	LPM	$m^3.s^{-1}$			
0575	5,0	$8,33.10^{-5}$	302	$1,516.10^{-4}$	$1,406.10^{-4}$
	7,5	$1,25.10^{-4}$	932	$1,295.10^{-4}$	
7510	7,5	$1,25.10^{-4}$	331	$2,172.10^{-4}$	$2,054.10^{-4}$
	10,0	$1,67.10^{-4}$	745	$1,935.10^{-4}$	

Nota-se que a razão entre a vazão volumétrica de entrada e a raiz quadrada do nível no estado estacionário não se mantém constante. As prováveis fontes de erro são a medição feita pelo rotâmetro e a função matemática adotada para esta unidade.

#### 4.2.2 Cálculo Teórico de $K_p$ e $\tau_p$

A área da seção transversal do tanque foi calculada pela equação 31:

$$S = \frac{\pi D_T^2}{4} = \frac{\pi (0,25 \text{ m})^2}{4} = 0,049 \text{ m}^2 \quad (31)$$

O ganho estático e a constante de tempo teóricos do sistema para os Ensaios 0575 e 7510 foram calculados empregando-se as equações de 32 a 35:

$$K_{p_{0575}} = \frac{2 \sqrt{h_0}}{R} = \frac{2 \sqrt{0,302 \text{ m}}}{1,406 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^{2,5}}{\text{s}}} = 7817 \frac{\text{s}}{\text{m}^2} \quad (32)$$

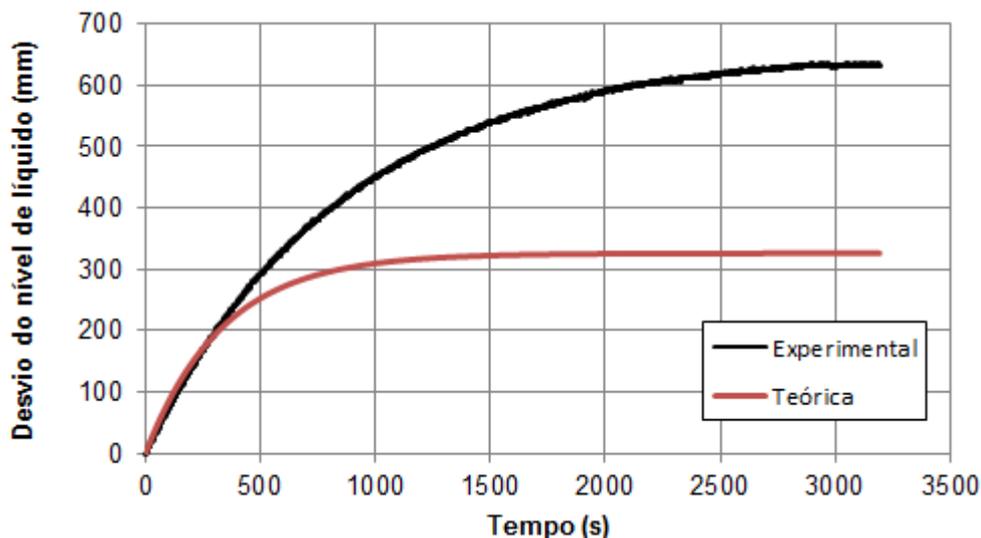
$$\tau_{p_{0575}} = \frac{2 S \sqrt{h_0}}{R} = \frac{2 \cdot 0,049 \text{ m}^2 \sqrt{0,302 \text{ m}}}{1,607 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^{2,5}}{\text{s}}} = 335 \text{ s} \quad (33)$$

$$K_{p_{7510}} = \frac{2 \sqrt{h_0}}{R} = \frac{2 \sqrt{0,331 \text{ m}}}{2,054 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^{2,5}}{\text{s}}} = 5602 \frac{\text{s}}{\text{m}^2} \quad (34)$$

$$\tau_{p_{7510}} = \frac{2 S \sqrt{h_0}}{R} = \frac{2 \cdot 0,049 \text{ m}^2 \sqrt{0,331 \text{ m}}}{2,054 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^{2,5}}{\text{s}}} = 274 \text{ s} \quad (35)$$

#### 4.2.3 Curvas de Estabilização do Nível

As curvas experimental e teórica do desvio do nível (mm) em função do tempo (s) para vazão de entrada igual a 5 LPM, nível estacionário inicial de 302 mm e degrau de 2,5 LPM podem ser observadas na Figura 27.



**Figura 27 – Ensaio 0575. Curvas de estabilização do sistema (experimental e teórica) para vazão de entrada 5 LPM, nível estacionário inicial 302 mm e degrau 2,5 LPM. Desvio do nível de líquido, em mm, em função do tempo, em s.**

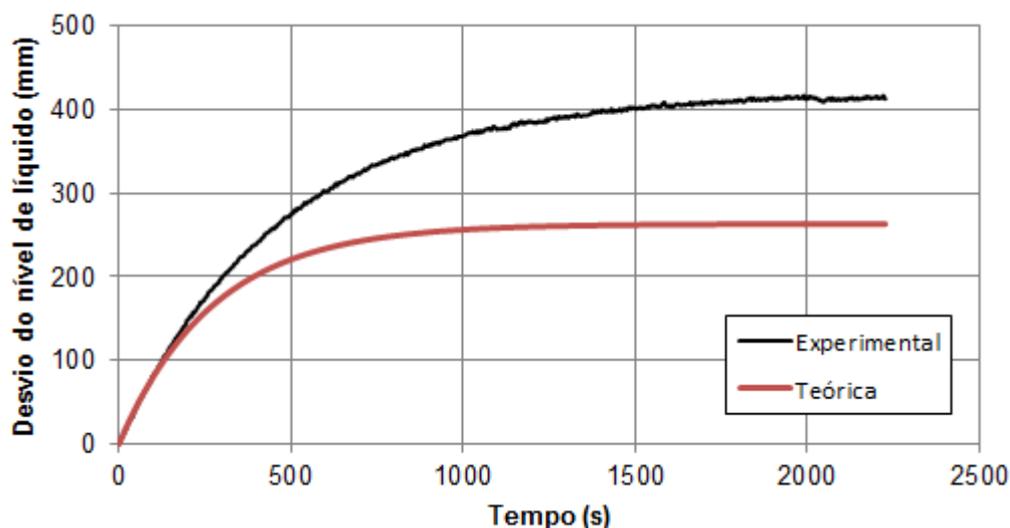
Analisando-se a Figura 27, pode-se observar que o sistema estabilizou ao desvio do nível de aproximadamente 630 mm decorridos 2700 segundos (45 minutos) após a perturbação. O nível de líquido na nova condição de equilíbrio foi superior a 900 mm, como mostrado na Tabela 3. Entretanto, o programa, através de extrapolação, é capaz de realizar leituras acima do valor máximo especificado, não comprometendo a validade do ensaio.

A curva obtida se assemelha à resposta esperada para um sistema de primeira ordem. A resposta atingiu 63,2% do valor estacionário final (398 mm) no instante 700 segundos, correspondente à constante de tempo  $\tau_p$ , como apontado na Figura 8. O ganho estático  $K_p$  pode ser estimado conhecida a amplitude do degrau, segundo as equações 36 e 37:

$$A = (1,25 \cdot 10^{-4} - 8,33 \cdot 10^{-5}) \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 4,17 \cdot 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (36)$$

$$K_p = \frac{0,630 \text{ m}}{A} = \frac{0,630 \text{ m}}{4,17 \cdot 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 15108 \frac{\text{s}}{\text{m}^2} \quad (37)$$

As curvas de estabilização para vazão de entrada igual a 7,5 LPM, nível estacionário inicial de 331 mm e degrau de 2,5 LPM é apresentada na Figura 28.



**Figura 28 – Ensaio 7510. Curvas de estabilização (experimental e teórica) do sistema para vazão de entrada 7,5 LPM, nível estacionário inicial 331 mm e degrau 2,5 LPM. Desvio do nível de líquido, em mm, em função do tempo, em s.**

Observando-se a Figura 28, nesse ensaio o sistema estabilizou ao desvio de aproximadamente 414 mm decorridos 1800 segundos (30 minutos) após a perturbação. Analogamente à análise da Figura 27, a constante de tempo pode ser lida para o desvio de 262 mm (63,2% da resposta final), sendo encontrado o valor 450 segundos. O ganho estacionário calculado para este ensaio é de  $9928 \text{ s.m}^{-2}$ .

A comparação entre os valores teórico e experimental das constantes da função de transferência do sistema é feita na Tabela 4.

**Tabela 4 – Comparação entre os parâmetros  $K_p$  e  $\tau_p$  teóricos e experimentais.**

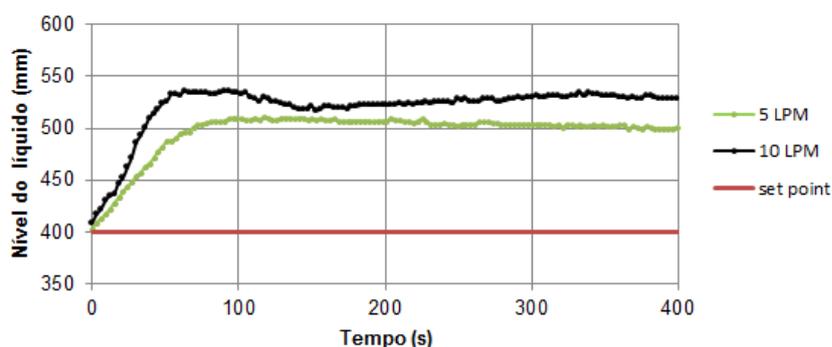
Ensaio	$K_p \text{ (s.m}^{-2}\text{)}$		Desvio (%)	$\tau_p \text{ (s)}$		Desvio (%)
	Teórico	Exp.		Teórico	Exp.	
0575	7817	15108	48,2	335	700	52,1
7510	5602	9928	43,6	274	450	39,1

O acentuado desvio apresentado pela Tabela 4, e observado pela comparação entre as curvas teóricas e experimentais, pode ser justificado pela linearização empregada na modelagem do sistema, uma vez que a equação diferencial real não é linear, como discutiram Rebouças e Schnitman (2007) em sua publicação.

### 4.3 Estudo do Controle Automático do Tanque

#### 4.3.1 Influência da Vazão de Entrada

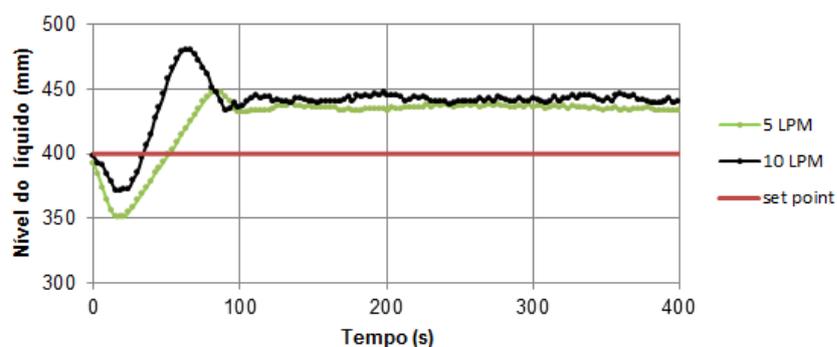
Apresenta-se na Figura 29 a variação do nível de líquido no interior do tanque, em mm, em função do tempo, em s, para controlador configurado com “set point” em 400 mm,  $K_C$  igual a 10 e  $\tau_i$  de 50 s, empregando-se as vazões de entrada de 5 LPM e 10 LPM.



**Figura 29 – Resposta em malha fechada para vazões de 5 LPM e 10 LPM. Controlador configurado com “set point” = 400 mm;  $K_C = 10$  e  $\tau_i = 50$  s. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s.**

Verifica-se pela Figura 29 a estabilização do sistema em torno de 300 s para ambas as condições de vazão, em um nível superior a 400 mm, indicando que há um “offset”, característico de controladores de ação puramente proporcional. O erro é de 130 mm para a vazão de 10 LPM e 100 mm para 5 LPM.

Aumentando-se o ganho  $K_C$  para 30, mantendo-se os demais parâmetros nas condições supracitadas, registrou-se o comportamento mostrado na Figura 30.

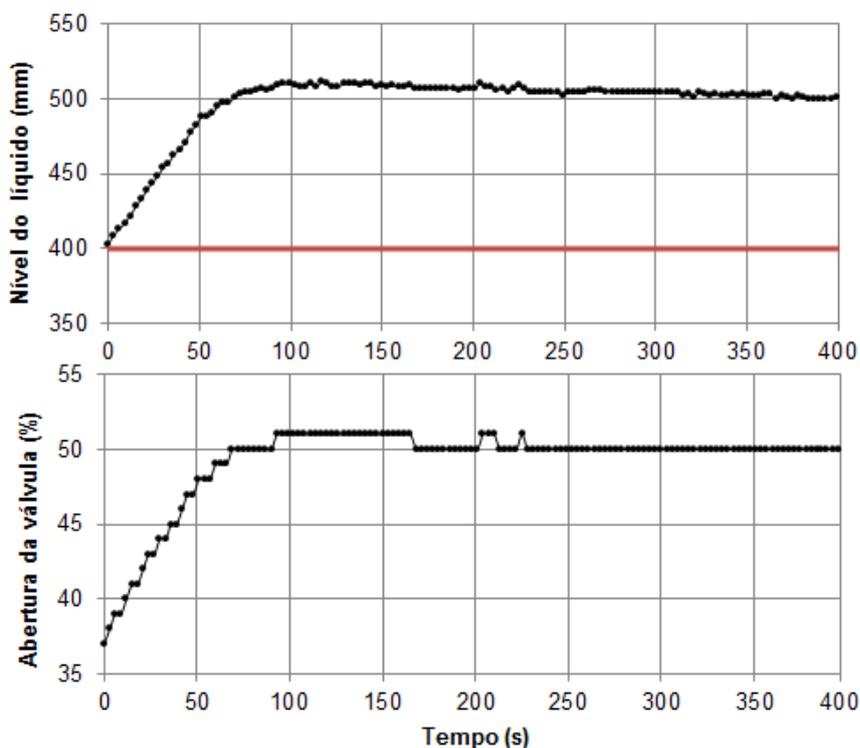


**Figura 30 – Resposta em malha fechada para vazões de 5 LPM e 10 LPM. Controlador configurado com “set point” = 400 mm;  $K_C = 30$  e  $\tau_i = 50$  s. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s.**

É possível observar na Figura 30 a ocorrência de um pico de nível em 480 mm para vazão de 10 LPM no instante 66 segundos. Para esta mesma vazão, a resposta é mais oscilatória. A estabilização do sistema ocorre em torno de 100 segundos para ambas as condições. Os “offsets” para este ensaio são de aproximadamente 40 mm para 10 LPM e 33 mm para 5 LPM.

#### 4.3.2 Influência do “Set Point”

As curvas das Figuras 31 a 33 representam o nível do tanque e a porcentagem de abertura da válvula de controle em função do tempo para as seguintes condições fixas: vazão de 5 LPM,  $K_C$  igual a 10 e  $\tau_i$  de 50 s. Os “set points” empregados no levantamento dos gráficos são, respectivamente, 400 mm, 500 mm e 600 mm.



**Figura 31 – Resposta em malha fechada para vazão de 5 LPM. Controlador configurado com “set point” = 400 mm;  $K_C = 10$  e  $\tau_i = 50$  s. Nível de líquido no tanque, em mm, e porcentagem de abertura da válvula em função do tempo, em s.**

Evidencia-se na Figura 31 um offset de 100 mm com tempo de estabilização em torno de 230 segundos. A curva de abertura da válvula é característica de um controlador proporcional.

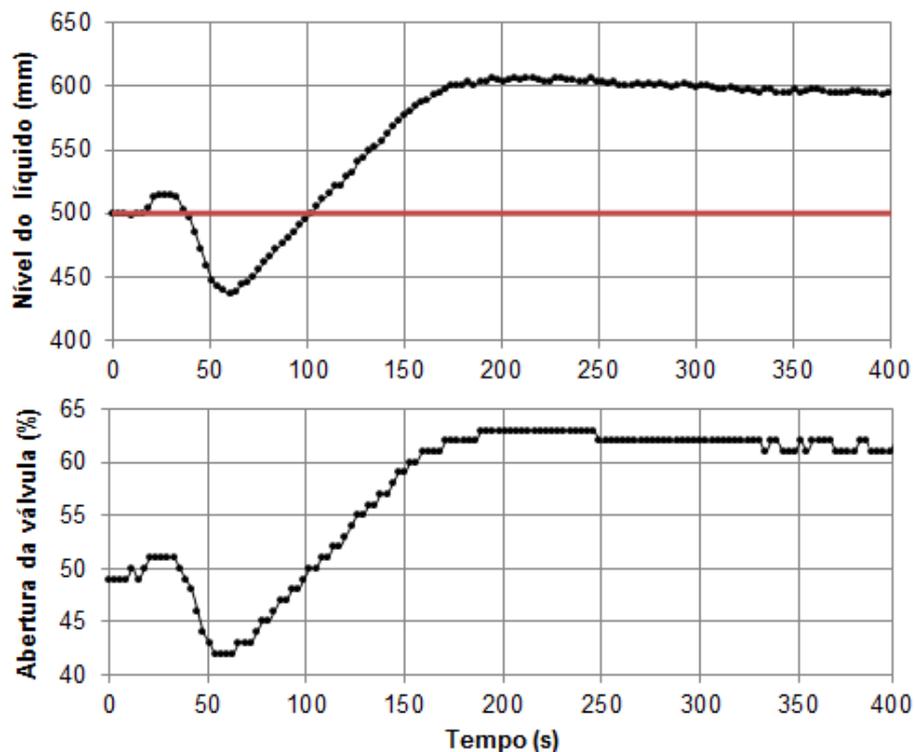


Figura 32 – Resposta em malha fechada para vazão de 5 LPM. Controlador configurado com “set point” = 500 mm;  $K_C = 10$  e  $\tau_i = 50$  s. Nível de líquido no tanque, em mm, e porcentagem de abertura da válvula em função do tempo, em s.

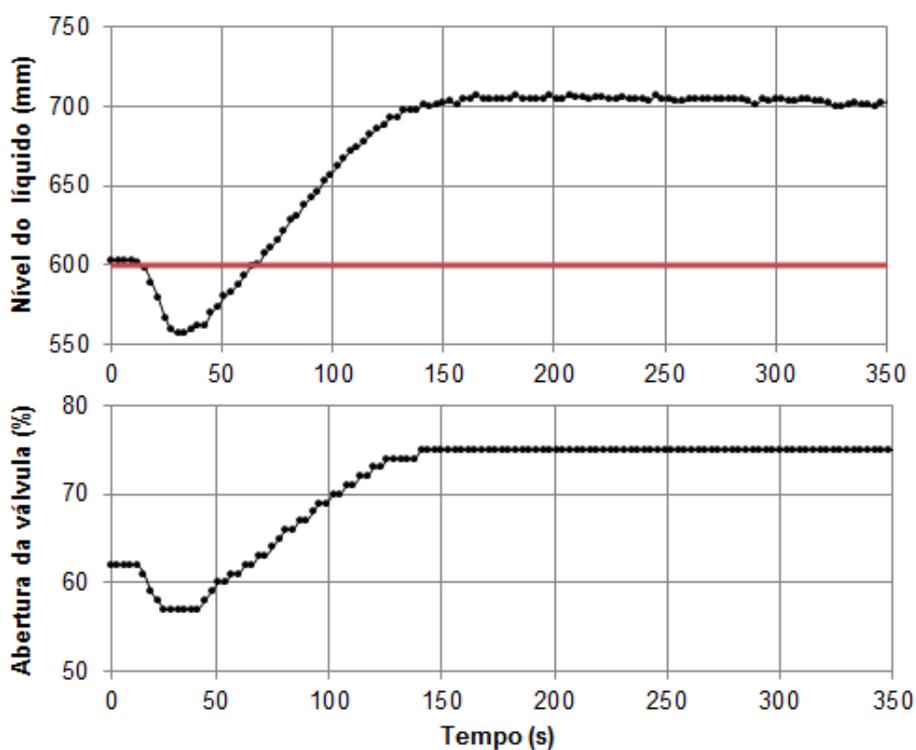


Figura 33 – Resposta em malha fechada para vazão de 5 LPM. Controlador configurado com “set point” = 600 mm;  $K_C = 10$  e  $\tau_i = 50$  s. Nível de líquido no tanque, em mm, e porcentagem de abertura da válvula em função do tempo, em s.

Verifica-se pelos resultados apresentados nas Figuras 32 e 33 que não há alteração do erro ao se modificar o “set point”, permanecendo em torno de 100 mm. Os tempos de estabilização diminuiram com o aumento do set point, sendo de 200 segundos para ponto de trabalho em 500 mm e de 150 segundos para 600 mm.

### 4.3.3 Influência dos Ganhos $K_C$ e $\tau_i$

Na Figura 34, ilustra-se a resposta do sistema para diversos valores de  $K_C$ , mantidos constantes os demais parâmetros. As curvas para a resposta modificando-se  $\tau_i$ , fixadas as variáveis restantes, estão representadas na Figura 35.

Observa-se que quanto maior o  $K_C$ , maior a instabilidade (sensibilidade) do processo, aumentando-se a oscilação do nível. Para  $K_C$  igual a 50, o sistema tornou-se criticamente instável, com variação senoidal do nível. Para  $K_C$  10 e 30, atingiu-se a estabilização em 100 s, sendo os “offsets”, respectivamente, 100 mm e 40 mm.

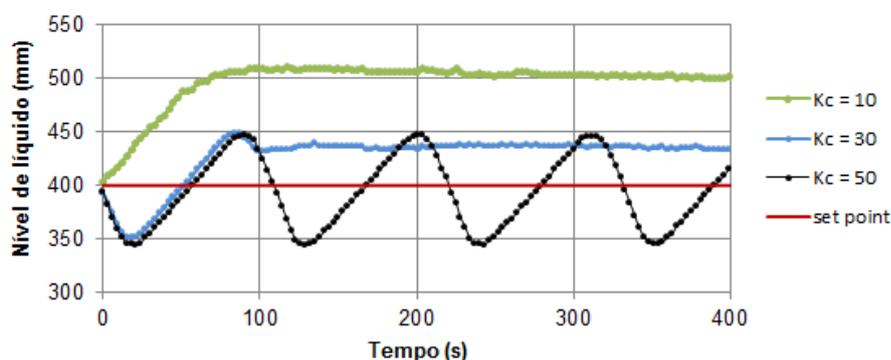


Figura 34 – Resposta em malha fechada para valores de  $K_C$  iguais a 10, 30 e 50. Controlador configurado com “set point” = 400 mm e  $\tau_i = 50$  s. Vazão de 5 LPM. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s.

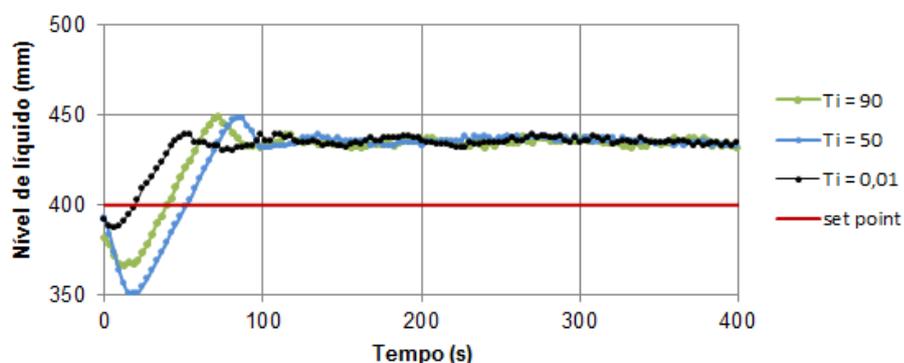


Figura 35 – Resposta em malha fechada para valores de  $\tau_i$  iguais a 0,01 s, 50 s e 90 s. Controlador configurado com “set point” = 400 mm e  $K_C = 50$ . Vazão de 5 LPM. Nível de líquido no tanque, em mm, em função do tempo, em s.

Analisando-se a Figura 35, nota-se que o nível foi estabilizado no valor de 440 mm para os três ensaios. Para  $\tau_i$  de 0,01 s, a altura de líquido atingiu o valor estacionário em aproximadamente 50 segundos. Operando-se com  $\tau_i$  igual a 50 s e 90 s, o equilíbrio foi alcançado, nesta ordem, em 100 segundos e 150 segundos.

#### 4.3.4 Resposta à perturbação pulso

As variações do nível de líquido no tanque, da abertura percentual da válvula de controle e da vazão de alimentação em função do tempo para perturbação do tipo pulso são mostradas na Figura 36. A vazão foi elevada de 5 LPM para 10 LPM durante 480 segundos a partir do instante 20 segundos. Pode-se observar que o comportamento da válvula é característico da ação proporcional. Não houve estabilização do nível de líquido no intervalo de tempo estudado, tendo este flutuado entre 438 mm e 446 mm para vazão de 10 LPM e 430 mm e 437 mm para 5 LPM.

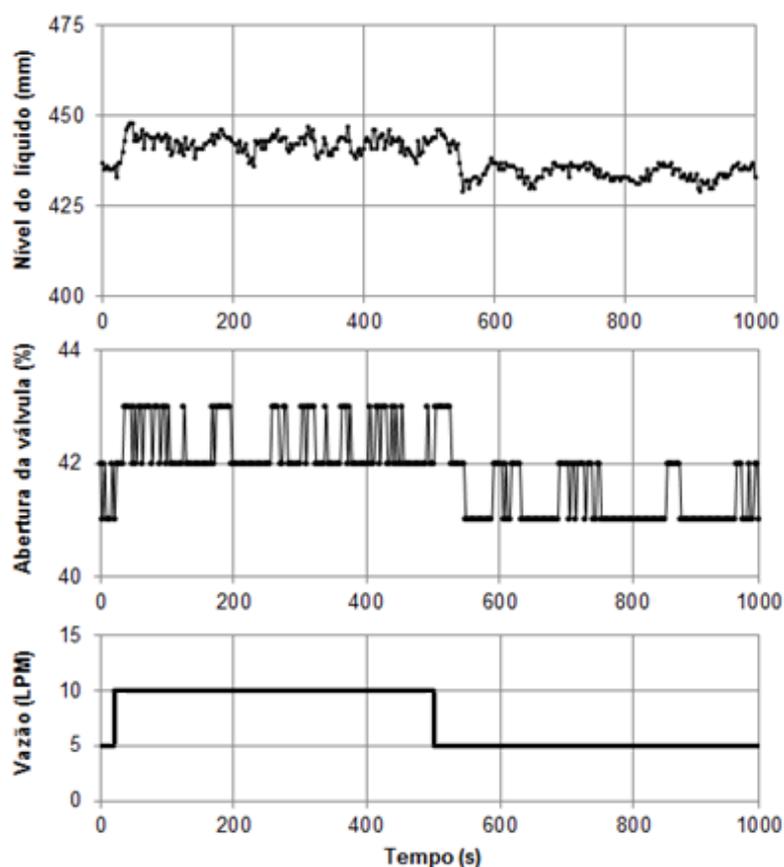


Figura 36 – Resposta em malha fechada para um pulso de amplitude 5 LPM aplicado entre os instantes 20 s e 500 s. Controlador configurado com “set point” = 400 mm;  $K_C = 30$  e  $\tau_i = 50$  s. Nível de líquido no tanque, em mm, porcentagem de abertura da válvula e vazão de entrada, em LPM, em função do tempo, em s.

## 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

### 5.1 Conclusões

O trabalho permitiu as seguintes conclusões:

- a) A calibração do sensor de pressão MPX5010DP permite leituras de nível de líquido no interior do tanque coincidentes com as medições feitas pela escala metálica, validando a relação linear entre pressão estática e altura de fluido;
- b) O perfil das curvas de resposta dinâmica à perturbação degrau (Figuras 27 e 28) evidencia que o sistema se adapte a uma função de transferência de primeira ordem;
- c) Nas condições experimentais, o modelo matemático linearizado da função de transferência para o tanque com escoamento por gravidade, abordado na literatura clássica, não representou satisfatoriamente o sistema. No estudo em malha aberta, apresentaram-se desvios de 48,2% para o ganho estacionário  $K_p$  e 52,1% para a constante de tempo  $\tau_p$  no Ensaio 0575, e 43,6% e 39,1%, respectivamente, para o Ensaio 7510;
- d) Nos experimentos em malha fechada, foram avaliados os parâmetros: vazão de entrada, “set point”, ganho proporcional  $K_C$  e constante de tempo integral  $\tau_i$ . Para as vazões de 5 LPM e 10 LPM, fixadas as demais variáveis, verificaram-se respectivamente os offsets de 100 mm e 130 mm, para  $K_C$  igual a 10, e de 33 mm e 40 mm, para  $K_C$  igual a 30, indicando que quanto maior a vazão de entrada, maior o “offset”;
- e) Modificando-se apenas os valores do “set point”, constatou-se que o offset não é alterado, tendo apresentado valor de 100 mm para os ensaios com pontos de trabalho de 400 mm, 500 mm e 600 mm. Os tempos de estabilização foram, respectivamente, 230 s, 200 s e 150 s, não sendo definida uma relação direta ou indireta com o ponto de trabalho do controlador;
- f) O ganho proporcional  $K_C$  do controlador está diretamente relacionado à estabilização do sistema. Nas condições experimentais, para  $K_C$  igual a 50, obteve-se uma resposta oscilatória senoidal de amplitude 50 mm em torno do “set point”. Reduzindo-se para 30, o nível de líquido apresentou pico de 450 mm e estabilização com “offset” de 40 mm. Para  $K_C$  igual a 10, verificou-se

uma resposta amortecida, porém com erro final de 100 mm. Os dados sugerem que quanto maior o valor de  $K_C$ , maior a oscilação da saída, havendo um valor crítico no qual o processo se torna instável. Todavia, quanto menor o ganho proporcional, maior será o “offset” para ação proporcional;

- g) Verificou-se a influência da constante de tempo integral  $\tau_i$  sobre o tempo de estabilização, obtendo-se 50 s, 100 s e 150 s, respectivamente, para valores de  $\tau_i$  iguais a 0,01 s, 50 s e 90 s, sugerindo-se uma relação diretamente proporcional. A alteração desta constante não afetou o “offset”, que se manteve em 40 mm durante os testes;
- h) Em todos os experimentos operando-se a válvula de controle não foi verificada a efetiva ação integral do controlador, obtendo-se curvas de abertura da válvula características da ação proporcional, como mostrado nas Figuras 28, 29, 30 e 33, além da estabilização do nível com “offset” e
- i) O sistema projetado e montado no Laboratório de Operações Unitárias da Universidade Santa Cecília pode ser utilizado não somente no campo da Engenharia Mecânica, mas também nas Engenharias Elétrica, Eletrônica e Química, desde cursos de graduação até pesquisas de mestrado e doutorado.

## 5.2 Sugestões

Objetivando o aperfeiçoamento da unidade experimental e a continuidade dos estudos de controle de nível, sugere-se:

- a) Estudar modelos não-linearizados para representação do sistema;
- b) Implementar a unidade com controle em cascata, relacionando a vazão de saída (controlador escravo) e o nível de líquido (controlador mestre);
- c) Aplicar técnicas de sintonia, como, por exemplo, sintonia em malha aberta, para se determinar as constantes do controlador;
- d) Aperfeiçoar o programa computacional, de modo que seja exibido em tempo real o gráfico do nível em função do tempo no monitor;
- e) Instalar sensores para leitura das vazões de entrada e saída em tempo real e
- f) Instalar alarmes de nível mínimo e máximo no tanque.

## REFERÊNCIAS

ASTRÖM, K.J.; HÄGGLUND, T. **Revisiting the Ziegler-Nichols step response method for PID control**. Journal of Process Control 14, 635-650, 2004.

BEGA, E.A.; DELMÉE, G.J.; COHN, P.E.; BULGARELLI, R.; KOCH, R.; FINKEL, V.S. **Instrumentação industrial**. 3ª ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2011.

BERNARDES, M.C.; MELO, G.A.F.; BORGES, G.A.; FREITAS, A.A.; BAUCHSPIESS, A. **Instrumentação e identificação não-linear de um sistema de nível de líquido com quatro tanques interligados**. Congresso Brasileiro de Automática, pág 3427-3432, 2006.

COUGHANOWR, D.R.; KOPPEL, L.B. **Análise e controle de processos**. Trad. Carlos Augusto G. Perlingeiro e Evaristo Chalbaud Biscaia Jr. Rio de Janeiro: Guanabara, 1986.

DELMÉE, G. J. **Manual de medição de vazão**. 3ª ed. São Paulo: Blücher, 2003.

FRANCHI, C. M. **Controle de processos industriais: princípios e aplicações**. 1ª ed. São Paulo: Érica, 2011.

KWONG, W.H. **Introdução ao controle de processos químicos com MATLAB**. São Carlos: EdUFSCar, 2012. v.1.

LUYBEN, W.L.; LUYBEN, M.L. **Essentials of process control**. New York: McGraw-Hill, 1997.

MAYA, P.; LEONARDI, F. **Controle essencial**. 2ª ed. São Paulo: Pearson Education do Brasil, 2014.

MORAES Jr., D.; MORAES, M.S. **Laboratório de operações unitárias I**. 1ª ed. São Paulo, 2011.

NUNES, G.C.; MEDEIROS, J.L.; ARAÚJO, O.Q.F. **Modelagem e controle na produção de petróleo: aplicações em MATLAB**. São Paulo: Blucher, 2010.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 5ª ed. Trad. Heloísa C. de Souza. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

REBOUÇAS, R.R.; SCHNITMAN, L. **Uma abordagem clássica e uma inteligente aplicadas à modelagem e controle de um sistema de nível de líquido**. VIII Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 2007.

SEBORG, D.E.; MELLICHAMP, D.A.; EDGAR, T.F. **Process dynamics and control**. 1ª ed. New York: John Wiley & Sons, 1989.

SIGHIERI, L.; NISHINARI, A. **Controle automático de processos industriais: instrumentação**. 2ª ed. São Paulo: Blucher, 1973.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical process control: na introduction to theory and practice**. New Jersey: Prentice-Hall, 1984.

THOMAZINI, D.; ALBUQUERQUE, P.U.B. **Sensores industriais: fundamentos e aplicações**. 8ª ed. São Paulo: Érica, 2011.

## APÊNDICE

### APÊNDICE A – LIGAÇÕES DO MÓDULO BC4EA

O esquema de ligações elétricas do módulo BC4EA é mostrado na Figura A1.

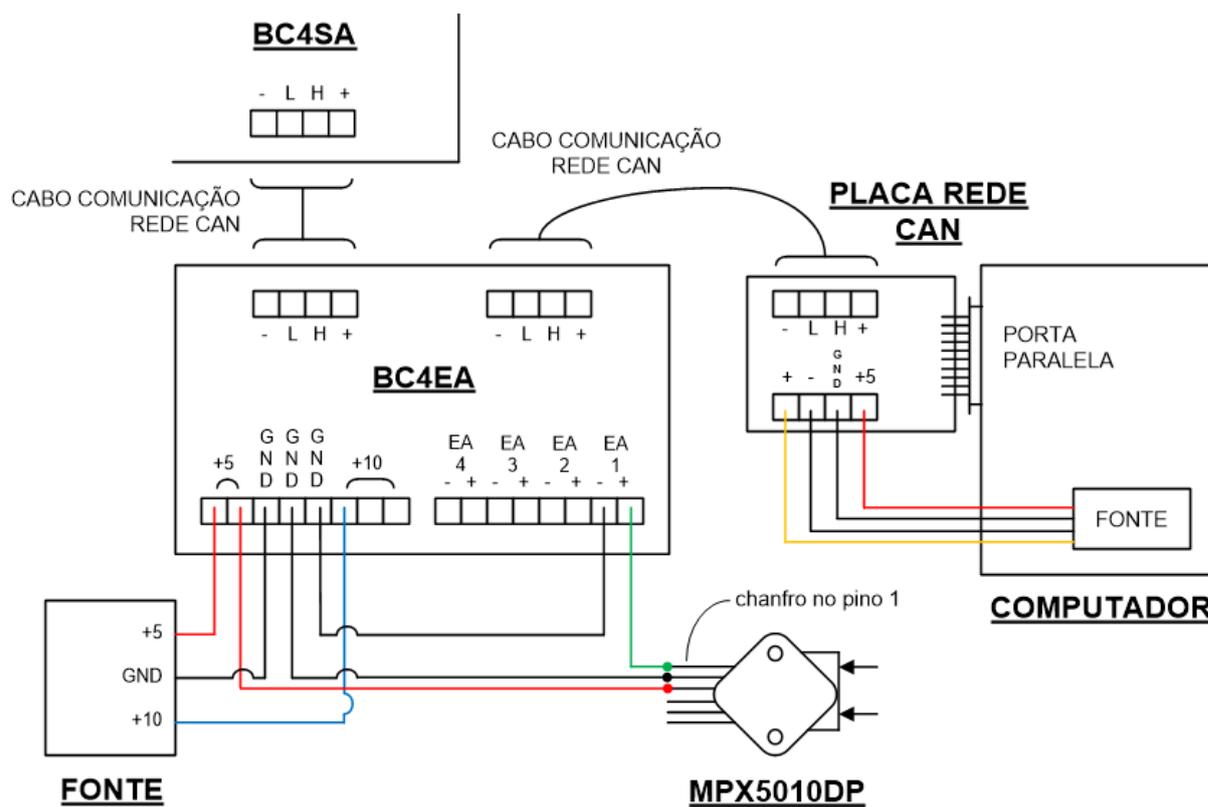


Figura A1 – Ligações do módulo BC4EA.

## APÊNDICE B – LIGAÇÕES DO MÓDULO BC4SA

O esquema de ligações elétricas do módulo BC4SA é mostrado na Figura A2.

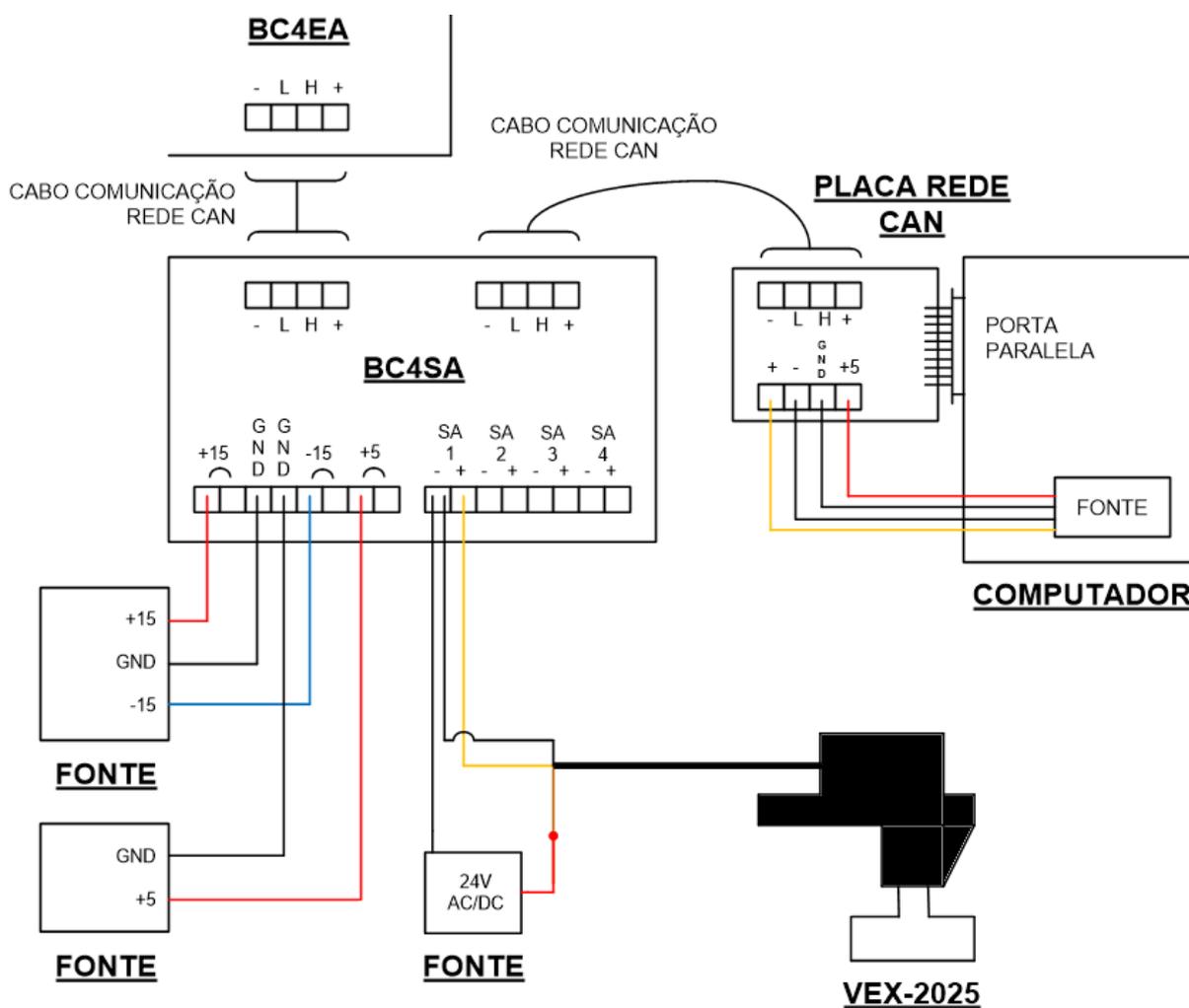


Figura A2 – Ligações do módulo BC4SA.

## APÊNDICE C – PROGRAMA COMPUTACIONAL “CONTROLE DE NÍVEL”

O programa computacional utilizado nos experimentos deste trabalho possui três páginas principais: Controle de Nível, Leitura de Nível e Ajuste PI.

Na aba “Controle de Nível”, apresentam-se: a) descrição do software com números do programa, da versão e da revisão; b) atalhos para acesso das diferentes páginas do programa; c) campo para inserir uma senha de ativação; d) horário e e) gráfico de barras do nível de líquido no tanque com cor editável, como se observa na Figura A3.

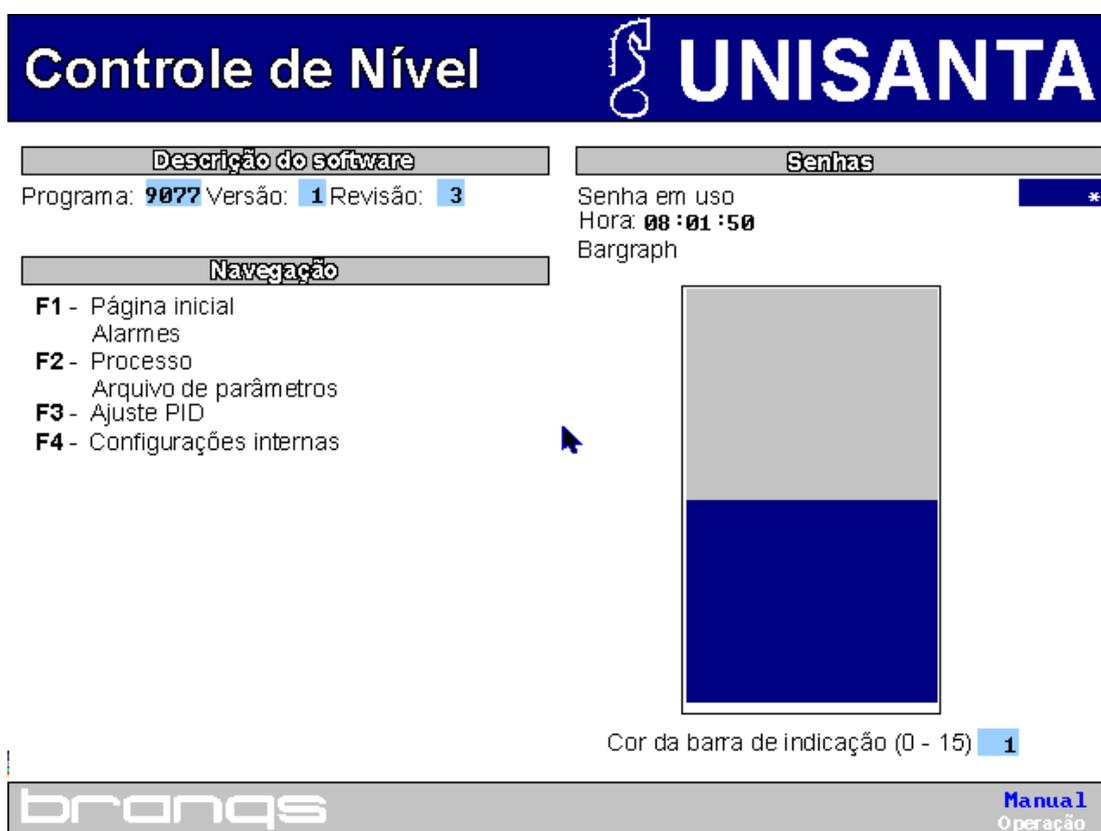


Figura A3 – Página inicial do software.

Na aba “Leitura de Nível”, mostrada na Figura A4, permite-se: a) ler o nível de líquido do tanque em tempo real nas unidades bits, mm e porcentagem; b) calibrar o sensor de pressão inserindo-se os valores mínimo e máximo da entrada analógica EA em bits correspondentes aos níveis lidos na escala fixada ao tanque, em mm; c) gerar um arquivo de texto (“.txt”) com os dados de altura de líquido no interior do tempo (mm e %) e abertura da válvula de controle (%) em função do tempo (s) e d) alterar a abertura da válvula de controle no modo de operação manual.

Em qualquer página do programa é possível alternar entre as operações manual e automática (botões M e K do teclado, respectivamente). Quando em opção manual, a abertura da válvula é determinada pelo usuário; em automática, pelo sinal de saída do controlador.

O número do arquivo, a duração do registro e o intervalo entre a gravação das informações são editáveis. Adotaram-se os valores de 120 minutos para duração e 3 segundos para tempo de amostragem.

Utilizam-se os comandos: a) “Tab” para iniciar ou interromper a gravação do arquivo, alternando entre as opções “sim” e “não” no campo correspondente e b) “Shift + 1” para acessar o MS-DOS e inserir o código “copialogs” para armazenar os arquivos gerados em um dispositivo de memória (“pendrive”, por exemplo).

**Leitura de Nível** **UNISANTA**

Leitura de Nível		Calibração do nível			
EA	Valor Convertido	Mínimo EA	Máximo EA	Mín. conv	Max. conv
209	0 % 100 mm	209	1590	100 mm	900 mm

**Levantamento de curva**

Número do arquivo	4444
Inicia gravação de valores	n s/n
Duração de gravação do arquivo	120 min
Tempo de amostragem	3.00 seg

**Saída Válvula de Controle**

Abertura desejada	SA
0 %	2048 bit

**brans** **Auto**  
Operação

Figura A4 – Página para calibração do sensor e gravação de dados.

Finalmente, na aba “Ajuste PI”, existem as ferramentas de: a) habilitação do funcionamento do sistema em malha fechada; b) inserção dos valores dos ganhos  $K_C$  e  $\tau_i$  do controlador PI; c) estabelecimento do valor do “set point”, em mm; d) definição do tempo para atuação do controlador e da banda para atuação da ação

integral, em mm e e) leitura do nível de líquido em tempo real, em mm, do erro do controlador e da abertura da válvula de controle, em bits.

O tempo de resposta para atuação do controlador foi fixado em 60 ms e a banda para atuação da ação integral, em 25 mm, valores médios das faixas recomendadas pelos desenvolvedores do software.

Observa-se na Figura A5 a página do programa para ajuste do controlador.

**Ajuste PI** **UNISANTA**

**Malha Fechada Nível**

Habilita Malha Fechada Nível s/n

Ganhos		Leitura de dados	
Kc	50.000	Nível Real (PV)	0 mm
Ti	50.000	Set Point Nível (SP)	40 mm
<b>Ajustes internos do controlador</b>		Erro	-40
Tempo para atuação do controlador	60 mSeg	Erro Acumulado	0
Banda para atuação integral	25 mm	Saída da Válvula (MV)	2048
		Saída da Válvula (MV)	0 %

**brnqs** Auto  
Operação

Figura A5 – Página do software para configuração do controlador PI.