

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA ELÉTRICA**

**PROJETO DE CONTROLADORES APLICADOS NA INDÚSTRIA
PETROQUÍMICA UTILIZANDO CONTROLE BASEADO EM DADOS**

**VINÍCIUS BATISTA DE SOUSA
ORIENTADOR: Prof. Dra. Lucíola Campestrini**

Porto Alegre, 20 de agosto de 2020

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA ELÉTRICA**

**PROJETO DE CONTROLADORES APLICADOS NA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA
UTILIZANDO CONTROLE BASEADO EM DADOS**

Projeto de Diplomação apresentado ao Departamento de Engenharia Elétrica da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, como parte dos requisitos para Graduação em Engenharia Elétrica.

Orientadora:

Prof. Dra. Lucíola Campestrini.

Porto Alegre, 20 de agosto de 2020

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA ELÉTRICA**

**PROJETO DE CONTROLADORES APLICADOS NA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA
UTILIZANDO CONTROLE BASEADO EM DADOS**

Este projeto foi julgado adequado para fazer jus aos créditos da Disciplina de “Projeto de Diplomação”, do Departamento de Engenharia Elétrica e aprovado em sua forma final pelo Orientador e pela Banca Examinadora.

Orientadora:

Prof. Dra. Lucíola Campestrini.

Aprovado em:

Conceito:

Prof. Dra. Lucíola Campestrini - Departamento de Sistemas Elétricos de Automação e Energia

Prof. Dr. Diego Eckhard - Instituto de Matemática e Estatística

Prof. Dr. Jeferson Vieira Flores - Departamento de Engenharia Elétrica

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a coordenação do setor de utilidades da Refinaria Alberto Pasqualini e ao meu supervisor, que permitiram minha permanência na operação do SDCD com total acesso a realização de ensaios e implementação dos controladores propostos, confiando na minha qualidade técnica, da minha formação acadêmica e no potencial retorno do meu projeto.

Agradeço também a disponibilidade e paciência da minha orientadora Dra. Lucíola Campestrini que me ajudou e direcionou a evolução do meu projeto, permitindo desenvolvimento acadêmico e reconhecimento profissional dado os bons resultados obtidos com a re-sintonia de malhas.

Agradeço ainda a equipe de engenharia de otimização que durante meu estágio curricular me apresentou ferramentas e fomentou o trabalho na área de sintonia de malhas de controle, bem como atenderam demandas das quais eu não tinha acesso para dar prosseguimento as atividades do projeto.

E por fim, mas de maneira alguma menos importante, a minha família e amigos que me deram o suporte necessário para manter o foco e perseverar mesmo nos momentos mais adversos que me acometeram ao longo da minha formação. E em especial a minha mãe, que não se faz mais presente para comemorar mais essa conquista, mas que foi fundamental para eu me tornar quem sou hoje.

“Após uma mudança de eras o que resta é o caos; Para muitos o caos é o fim, mas para os visionários é apenas o início de uma nova era; Uma era de resultados, vitórias e conquistas; E que as glórias saiam dos brados de vitórias do guerreiro e não dos espectadores imparciais”

Vinícius Batista de Sousa (2010)

RESUMO

O controle das variáveis de processo é imprescindível para a segurança das unidades de processo e especificação dos produtos gerados pela mesma. Na implantação das unidades os controladores são projetados no intuito de satisfazer determinados requisitos de desempenho para aquele momento, porém, com o passar do tempo, podem haver alterações no comportamento da planta reduzindo a eficiência do controlador proposto. Como a indústria petroquímica geralmente possui centenas de controladores, a constante atualização de seus parâmetros torna-se difícil. Observando essa necessidade foi proposto esse projeto que visa a análise e melhoria de sintonias de malhas de controle no setor de utilidades de uma refinaria utilizando o controle baseado em dados. Motivado pelo diagnóstico gerado pelo software TriCLPM, no qual apontou que das 112 malhas de controle cadastradas, apenas dez estavam com o desempenho adequados para as suas finalidades, foi efetuado um estudo envolvendo cinco malhas reais, projetando novos parâmetros de controladores que atendam dados critérios de tempo de acomodação e sobressinal. Para realizar o projeto dos controladores foi utilizado o método *VRFT - Virtual Reference Feedback Tuning*, considerando sistemas com característica MIMO - Multiple-Input, Multiple-Output, através de um ensaio em malha fechada com mudança de *setpoint*, manipulando os dados coletados de entrada e saída da planta e saída do controlador, em um *software* criado no Matlab App Designer. Os parâmetros encontrados para o controlador são aqueles em que o argumento minimiza a função custo, que é o erro entre a saída do sistema real ensaiado e uma saída desejada, correspondente a resposta de um modelo de referência. Os dados foram validados por meio de análise estatística gerada pelo TriCLPM comparando o comportamento anterior e o proposto utilizando o controle baseado em dados, aplicando aquele que numa comparação direta dos critérios de projeto apresentou comportamento mais adequado. Após a implementação das melhorias, pode-se observar potencial de ganho em segurança do processo ao reduzir o número de malhas com operação em manual, redução do risco de ultrapassar os limites operacionais de equipamentos e perda de especificação de produtos. Além disso, foi observada uma possibilidade de retorno financeiro ao reduzir a dosagem de produtos químicos utilizados nos processos, e de aproximar o ponto de operação da planta do limite operacional do processo, caso isso gere um aumento de produtividade. Por fim, o estudo aponta uma redução no desgaste dos atuadores, ao reduzir o número de reversões ao longo do dia e aumentar sua região de trabalho.

Palavras-chave: Data-driven control. Controle baseado em dados. Controle de processo. Otimização. Malha de controle. Automação. PID.

ABSTRACT

The control of process variables is essential for the safety of process units and product specification. When deploying the units, controllers are designed to satisfy certain performance requirements. However, as time goes on, there may be changes in the plant's behavior reducing the efficiency of the such controllers. Besides that, petrochemical industries usually have hundreds of control loops, what makes frequent updating the controller parameters difficult. In this context, this project aims the analysis and improvement of tunings of control loops in the utility sector of a refinery using data-based control. Motivated by the diagnosis generated by the TriCLPM software, which pointed out that considering 112 registered control loops, only ten were performing properly for their purposes, a study was carried out involving five real loops, projecting new controllers' parameters that satisfy performance criteria of settling time and overshoot. To carry out the controllers' design, a data-based control method called Virtual Reference Feedback Tuning (VRFT) was implemented in Matlab. The method uses real data collected through a closed loop test with setpoint change. The controller parameters are estimated by the minimization of the error between the actual system output and a desired output, corresponding to the response of a reference model, defined by the user. The design was validated by means of statistical analysis generated by TriCLPM comparing the previous and the proposed behavior using the data-based control, applying the one that, in a direct comparison of the design criteria, presented the most appropriate behavior. After the implementation of the improvements, it is possible to observe the potential for gain in safety of the process by reducing the number of controllers in manual operation, reducing the risk of exceeding the operational limits of equipment and loss of product specification. In addition, a possibility of financial return was observed by reducing the dosage of chemical products used in the processes, and by approaching the operation point of the plant to the operational limit of the process, which may lead to an increase in productivity. Finally, the study points to a reduction of the actuators' usage, by reducing the number of reversals throughout the day and increasing its working region.

Keywords: Data-driven control. Process Control. Optimization. Automation. PID. Engineering.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Diagrama completo de uma malha de controle com realimentação unitária	5
Figura 2 – Sistema em malha fechada com controlador	11
Figura 3 – Experimento para obter dados para o método VRFT	14
Figura 4 – Malhas de controle da caldeira D-321 - Supervisório ABB 800xA . .	19
Figura 5 – Malhas de controle da caldeira D-321 - PI Process Book	20
Figura 6 – Diagnóstico da LIC-3211 - BRPerfX	21
Figura 7 – Diagnóstico gráfico da LIC-3211 - BRPerfX	22
Figura 8 – Interface gráfica para projeto de controladores fixo	24
Figura 9 – Fluxograma do programa	25
Figura 10 – Exemplo de arquivo de dados	26
Figura 11 – Sequência de utilização das ferramentas	27
Figura 12 – Resposta ao salto de um sistema de primeira ordem	29
Figura 13 – Resposta ao salto de um sistema de segunda ordem	30
Figura 14 – Influência do valor de ξ no comportamento ondulatório	30
Figura 15 – Projeto efetuado com baixa taxa de amostragem	33
Figura 16 – Ganho financeiro com a redução da variância	34
Figura 17 – Simulação da LIC-8801 mantendo sobressinal fixo em 2%	38
Figura 18 – Simulação da LIC-8801 mantendo o tempo de acomodação fixo em 70s	39
Figura 19 – Simulação da LIC-86001 mantendo sobressinal fixo em 2%	41
Figura 20 – Simulação da LIC-86001 mantendo o tempo de acomodação fixo em 150 min	42
Figura 21 – Simulação da LIC-8020 mantendo sobressinal fixo em 2%	43
Figura 22 – Simulação da LIC-8020 mantendo o tempo de acomodação fixo em 10s	44
Figura 23 – Comparativo do desempenho da PIC-132011 nos dias 21/11/2019 e 23/03/2019	48
Figura 24 – Comportamento da PIC-132011 com o controlador antigo	49
Figura 25 – Comportamento da PIC-132011 com o controlador do Projeto 4 . .	49
Figura 26 – Análise do desempenho da PIC-132011 com o controlador do Projeto 4	50
Figura 27 – Análise do desempenho da PIC-132012 com o controlador antigo . .	52
Figura 28 – Comportamento da PIC-132012 com o controlador antigo	53
Figura 29 – Comportamento da PIC-132012 com os controladores do projeto 1 e 2	54
Figura 30 – Comportamento da PIC-132012 com os controlador do projeto 3 . .	54
Figura 31 – Análise do desempenho da PIC-132012 com o controlador novo . .	55
Figura 32 – Comportamento da FIC-132001B com o controlador antigo	56

Figura 33 – Análise do desempenho da FIC-132001B com o controlador intermediário	57
Figura 34 – Comportamento da FIC-132001B com o controlador intermediário .	58
Figura 35 – Comportamento da FIC-132001B com o controlador do Projeto 3 . .	58
Figura 36 – Análise do desempenho da FIC-132001B com o controlador novo .	59
Figura 37 – Comportamento da FIC-1245871 com o controlador antigo	61
Figura 38 – Comportamento da FIC-1245871 com o controlador do Projeto 4 . .	61
Figura 39 – Comportamento da FIC-8611 com o controlador antigo	62
Figura 40 – Comportamento da FIC-8611 com o controlador do Projeto 3 (PI) .	63
Figura 41 – Comportamento da FIC-8611 com o controlador do Projeto 4 (PID) .	64
Figura 42 – Ensaio com baixa quantidade de dados armazenados na rede industrial	65
Figura 43 – Ensaio em planta com comportamento oscilatório	66

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Simulação LIC-8801 com sobressalto fixo em 2%	37
Tabela 2 – Simulação LIC-8801 com tempo de acomodação fixo em 70s	39
Tabela 3 – Simulação LIC-86001 com sobressalto fixo em 2%	40
Tabela 4 – Simulação LIC-86001 com tempo de acomodação fixo em 150 min	41
Tabela 5 – Simulação LIC-8020 com sobressalto fixo em 2%	43
Tabela 6 – Simulação LIC-8020 com tempo de acomodação fixo em 10s	44
Tabela 7 – Ensaios na PIC-132011 utilizando controladores projetados	47
Tabela 8 – Análise da otimização da PIC-132011	51
Tabela 9 – Ensaios na PIC-132012 utilizando controladores projetados	52
Tabela 10 – Análise da otimização da PIC-132012	55
Tabela 11 – Ensaios na FIC-132001B utilizando controladores projetados	57
Tabela 12 – Análise da otimização da FIC-132001B	59
Tabela 13 – Ensaios na FIC-1245871 utilizando controladores projetados	60
Tabela 14 – Ensaios na FIC-8611 utilizando controladores projetados	63
Tabela 15 – Otimização observada nos critérios de projeto dos controladores	67
Tabela 16 – Otimização observada na análise estatística dos controladores implementados	67

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Abs	Absoluto
CO	Saída do controlador
FIC	Controlador e Indicador de Vazão
IAE	Integral do Erro Absoluto
LIC	Controlador e Indicador de Nível
Max	máximo
MIMO	Multiple-Input, Multiple-Output
Otimiz	Otimização
PI	Controlador Proporcional-Integral
PIC	Controlador e Indicador de Pressão
PID	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo
Proj	Projeto
PV	Variável de processo
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuído
SISO	Single-Input, Single-Output
SP	Setpoint - Valor desejado
TIC	Controlador e Indicador de Temperatura
VRFT	Virtual Reference Feedback Tuning

LISTA DE SÍMBOLOS

C	Controlador
C_d	Controlador desejado
$d_{in}(t)$	Distúrbio na entrada no tempo contínuo
$d_{out}(t)$	Distúrbio na saída no tempo contínuo
$e(t)$	erro (SP-PV) no tempo contínuo
$e(k)$	erro (SP-PV) no tempo discreto
$\bar{e}(k)$	erro virtual
G	Planta
J	Função custo
k_d	Ganho derivativo
k_i	Ganho integral
k_p	Ganho proporcional
ρ	Vetor de parâmetros do controlador
$r(t)$	Referência no tempo contínuo
$r(k)$	Referência no tempo discreto
$\bar{r}(t)$	Referência virtual
σ	Desvio padrão
T	Função de transferência
T_d	Função de transferência desejada
t_s	Tempo de acomodação
$u(t)$	saída do controlador no tempo contínuo
$u(k)$	saída do controlador no tempo discreto
$v(t)$	ruído do processo no tempo contínuo
var	variância

y_p	Sobressinal
$y(t)$	Saída no tempo contínuo
$y(k)$	Saída no tempo discreto

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	2
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	5
2.1	CONTROLE CLÁSSICO	5
2.1.1	Ação proporcional	6
2.1.2	Ação integral	6
2.1.3	Ação derivativa	7
2.1.4	Controlador PID	7
2.1.5	Discretização de funções contínuas no tempo	8
2.1.6	Sintonia de controladores PID utilizando o controle clássico	8
2.2	CONTROLE BASEADO EM DADOS	10
2.2.1	Definição do sistema	10
2.2.2	Problema de controle	12
2.2.3	Solução utilizando controle baseado em dados	13
2.3	ESTUDOS UTILIZANDO <i>DATA-DRIVEN</i>	15
3	METODOLOGIA	18
3.1	RECURSOS NECESSÁRIOS	18
3.1.1	Sistema supervisorio ABB 800xA	18
3.1.2	<i>Plant Information</i>	19
3.1.3	TriCLPM	20
3.1.4	SOFTWARE PARA TRATAMENTO DE DADOS	23
3.1.5	Demais recursos	26
3.1.6	Sequência de utilização	26
3.2	PROPOSTA DE ABORDAGEM	27
3.2.1	REQUISITO DE DESEMPENHO	28
3.2.1.1	Sistemas de primeira ordem	28
3.2.1.2	Sistemas de segunda ordem	29

3.2.1.3	Desempenho do controlador	31
3.2.2	COLETA DE DADOS	32
3.2.3	Relevância da taxa de amostragem	33
3.3	RESULTADOS ESPERADOS	34
4	ANÁLISE DE DADOS E RESULTADOS	36
4.1	SIMULAÇÃO COM PLANTAS VIRTUAIS	36
4.1.1	Simulação da LIC-8801	36
4.1.2	Simulação da LIC-86001	39
4.1.3	Simulação da LIC-8020	42
4.1.4	Considerações das simulações	44
4.2	PROJETO DE CONTROLADORES - CASOS REAIS	45
4.2.1	Sintonia da PIC-132011	46
4.2.2	Sintonia da PIC-132012	51
4.2.3	Sintonia da FIC-132001B	55
4.2.4	Sintonia da FIC-1245871	60
4.2.5	Sintonia da FIC-8611	62
4.3	Limitações encontradas	64
4.3.1	Dados armazenados na rede industrial	64
4.3.2	Presença de comportamento oscilatório	65
4.3.3	Situação dos equipamentos	66
4.4	CONSIDERAÇÕES FINAIS	66
5	CONCLUSÃO	69
	REFERÊNCIAS	71
	ANEXO A – CÓDIGO FONTE DO PROJETO DE CONTROLADORES	75
	ANEXO B – ENSAIOS PIC-132011	78
	ANEXO C – ENSAIOS PIC-132012	83
	ANEXO D – ENSAIOS FIC-132001B	86

ANEXO E – ENSAIOS FIC-1245871	90
ANEXO F – ENSAIOS FIC-8611	94
ANEXO G – ANÁLISE DA PIC-132011 USANDO O CONTROLADOR ANTIGO	98
ANEXO H – ANÁLISE DA PIC-132011 USANDO O CONTROLADOR INTER- MEDIÁRIO	104
ANEXO I – ANÁLISE DA PIC-132011 USANDO O CONTROLADOR NOVO .	110
ANEXO J – ANÁLISE DA PIC-132012 USANDO O CONTROLADOR ANTIGO	116
ANEXO K – ANÁLISE DA PIC-132012 USANDO O CONTROLADOR NOVO .	122
ANEXO L – ANÁLISE DA FIC-132001B USANDO O CONTROLADOR ANTIGO	128
ANEXO M – ANÁLISE DA FIC-132001B USANDO O CONTROLADOR NOVO	134

1 INTRODUÇÃO

O controle das variáveis de um processo é fundamental para o correto funcionamento de unidades de processo. Manter as variáveis controladas dentro de determinada faixa de valores é a garantia de que as grandezas físicas envolvidas não excederão os limites operacionais dos equipamentos e os produtos não perderão suas especificações (CHAUDHURI, 2011; SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011). Uma malha de controle é constituída de uma variável de processo (PV) que é monitorada por sensores e possui um determinado comportamento em função da variação na entrada do processo. Esse comportamento é característico de cada sistema de processo, que também é conhecido como planta (G). A resposta desse processo pode ser alterada com o uso de um controlador (C) que manipula um atuador, que na indústria petroquímica geralmente é uma válvula, de modo que a variável de processo se mantenha num valor escolhido, também conhecido como *setpoint* (SP). O projeto do controlador permite que a interação controlador-planta altere o comportamento da variável monitorada no intuito de atingir o valor desejado cumprindo certos requisitos de projeto como tempo de acomodação e sobressinal (BAZANELLA; SILVA, 2015; OGATA, 2010; GRANJON, 2010).

Grandes empresas do setor petroquímico possuem centenas, às vezes milhares, de malhas de controle, divididas entre controle de temperatura, pressão, vazão, nível e outros tipos de variáveis de magnitudes mais singulares como pH e condutividade. Devido a quantidade variáveis e riscos envolvidos no processo, as malhas de controle são implementadas de modo a maximizar a produtividade e minimizar a interação humana (CHAUDHURI, 2011). Ainda que essas malhas tenham sido bem reguladas no momento de sua implementação, com o passar do tempo as características da planta sofrem alterações em função de obstruções em linhas, perda de eficiência em bombas, redução da eficiência de isolamentos térmicos, problemas em atuadores ou ainda mudanças em outros processos que possuem certo grau de influência sobre a malha em questão (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011; CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Por vezes, gerir uma sintonia adequada para todas as malhas de controle torna-se inviável, seja por falta de comunicação entre a operação e a engenharia ou ainda pelo comportamento estar em uma zona considerada aceitável, mesmo que ineficiente. Malhas mal ajustadas podem representar perdas financeiras, aceleração no desgaste de atuadores e, em casos mais extremos, sair da faixa de operação adequada ao processo, ultrapassando os valores de projeto dos equipamentos, podendo

causar danos à estrutura física, segurança dos trabalhadores e ao meio-ambiente (CHAUDHURI, 2011; CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Para utilizar as técnicas de controle clássico precisamos conhecer o comportamento da planta para poder projetar um controlador que atenda aos requisitos esperados para o sistema. No entanto, o processo de modelagem de sistemas físicos complexos não é uma tarefa fácil, dada a grande quantidade de variáveis que envolvem os processos utilizados na indústria e, dependendo das ferramentas disponíveis, a modelagem da planta pode ser imprecisa ou até mesmo inviável. No início dos anos 90, começou a aparecer na literatura o conceito "controle baseado em dados" (*data-driven control*) que consiste em coletar dados de entrada e saída de um processo através de um ensaio com a planta em operação e projetar um controlador tal que faça com que essa mesma planta tenha um comportamento conforme o esperado, sem a necessidade de conhecer o seu comportamento e nem modelá-lo (BAZANELLA; CAMPESTRINI; ECKHARD, 2012).

Tendo conhecimento das abordagens existentes para projeto de controladores visando uma melhoria de performance nas malhas, propõe-se utilizar o controle baseado em dados, realizando ensaios em malhas de controle reais para projetar controladores com os critérios adequados, observando as particularidades de cada caso, de modo a melhorar o comportamento dos sistemas controlados. As malhas abordadas podem ser tanto SISO (*single-input, single-output*) quanto MIMO (*multiple-input, multiple-output*), sendo essa última a mais encontrada na indústria (CORRIOU, 2004; SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011). Com a melhoria do comportamento das malhas pretende-se ampliar a vida útil dos atuadores e reduzir o número de intervenções nos controladores por parte da operação, o que geraria um ganho financeiro indireto, segurança e confiabilidade operacional. Além disso, em alguns casos, a otimização geraria ganho financeiro direto devido à redução do consumo de insumos, como dosagem de produtos químicos no tratamento de águas (soda, bissulfito, cloro, entre outros) e elevação de produção. Nos casos em que o ponto ótimo de um processo é o máximo ou mínimo valor possível sem que ultrapasse determinado limite, é possível obter um ganho de eficiência com a redução da variabilidade da malha, que consiste na redução do erro (diferença entre a variável de processo e o valor desejado). Uma vez que a variável de processo não chega mais no seu limite operacional, é possível aproximar o *setpoint* do limite, aumentando a eficiência, que é diretamente relacionada com retorno financeiro (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011; CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

Utilizando as malhas de controle do setor de utilidades (setor responsável pelo tratamento de águas, geração de vapor e energia elétrica, além do suprimento de ar

comprimido, nitrogênio e gás combustível) da Refinaria Alberto Pasqualini (REFAP) como fonte de coleta de dados e posterior implementação das melhorias propostas, filtrou-se dentre as 112 malhas de controle do setor cadastradas no software TriCLPM da Trisolutions, as que apresentam dados com maior fidelidade ao processo real, para ser objeto do estudo. O TriCLMP, também conhecido como BRPerfX, realiza análises estatísticas das malhas cadastradas em janelas de doze horas de coleta de dados, trazendo indicadores importantes sobre a qualidade das malhas de controle como o erro médio, integral do erro absoluto, índice Harris (potencial de redução de variabilidade), índices Nosi (ruído/desvio), Deli (tempo-morto/desvio), Tuni (parcela da variabilidade que pode ser reduzida com o controlador), espectro de frequências, número de reversões e histograma da variabilidade, além de apontar um diagnóstico simplificado de algum possível problema que o comportamento analisado pode gerar (saturação, transbordo de tanques, oscilação em período específico, entre outros) (TRISOLUTIONS, 2017).

Analisando o diagnóstico gerado pelo BRPerfex, no dia 22 de junho de 2019, foi constatado que das 112 malhas de controle cadastradas no setor de utilidades, apenas dez estavam com o desempenho adequado às suas finalidades, doze estavam operando em manual, 19 sugeriam uma nova sintonia para melhorar o desempenho, 26 apresentaram problema de saturação, uma apresentou oscilação com período específico e outra apresentou risco de transbordar ou secar o vaso. As demais apresentaram problemas com taxas de compressão de dados. Isso evidencia a necessidade de uma maior atenção à sintonia das malhas de controle no setor, de modo que após a implantação do projeto, pretende-se obter um ganho significativo na eficiência das mesmas.

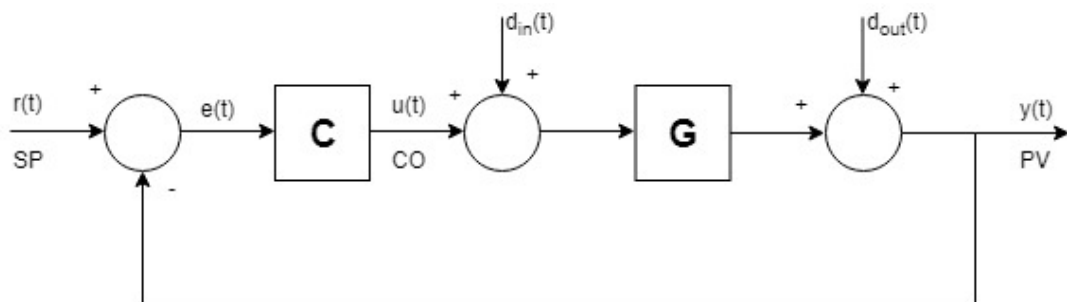
Após implementar os controladores propostos, os valores de tempo de acomodação e sobressinal são comparados, bem como são observadas as presenças de oscilações e o perfil de movimentação da válvula para prolongar a vida útil da mesma (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006). A validação final se dá pela análise estatística do TriCLP, comparando o comportamento do controlador antigo e do proposto (LONGHI et al., 2012). Atualmente os projetos de controladores são feitos por valores tabelados conforme a agressividade esperada pela malha, utilizando o software BR-Tuning, software criado pela parceria entre a Petrobras e a Universidade Federal de Campina Grande, a principal ferramenta de projeto de controladores na empresa desde 2003 (LIEC, 2017).

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 CONTROLE CLÁSSICO

Na indústria petroquímica as malhas de controle geralmente são concebidas com a finalidade de controlar o valor de determinada variável (variável de processo – *PV*) em um valor desejado (*setpoint* – *SP*), de modo que idealmente se chegue a um erro zero, em um tempo máximo definido em projeto, também conhecido como tempo de acomodação (t_s). Esse tempo de acomodação varia conforme a dinâmica da planta (G) que é dependente das características físicas do processo. O controlador (C) é responsável por alterar a condição de um determinado atuador, que geralmente é uma válvula, conforme a diferença entre o *SP* e o *PV*, de modo a aproximar o valor da variável de processo ao valor esperado. A fim de deixar o modelo mais completo, podemos assumir a adição de distúrbios na entrada e/ou na saída da planta, que em determinados casos podem ser desprezados. (CORRIOU, 2004).

Figura 1 – Diagrama completo de uma malha de controle com realimentação unitária



O diagrama mostrado na Figura 1 apresenta uma malha de controle com uma entrada influenciando uma variável (SISO), que na aplicação da indústria petroquímica, pode ser vista como uma das partes de um sistema mais complexo que envolve várias malhas que interagem entre si (CHAUDHURI, 2011). O modelo de um sistema de controle em malha fechada com realimentação unitária é representado pela função de transferência:

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{C(s)G(s)}{1 + C(s)G(s)} \quad (1)$$

E também podemos avaliar a função de transferência de distúrbios gerados na entrada e na saída da planta como sendo, respectivamente:

$$\frac{Y(s)}{d_{in}(s)} = \frac{G(s)}{1 + C(s)G(s)} \quad (2)$$

$$\frac{Y(s)}{d_{out}(s)} = \frac{1}{1 + C(s)G(s)} \quad (3)$$

Embora não haja restrições quanto ao número de parâmetros de um controlador, a indústria adotou o uso dos controladores PID que são controladores de três parâmetros e podem ser utilizados no controle da maioria dos processos industriais. Divididos em três ações de controle com enfoques distintos, o controlador proporcional, integral e derivativo pode ser utilizado na sua forma completa, ou ainda parcialmente conforme a necessidade da aplicação (OGATA, 2010; BAZANELLA; SILVA, 2015).

2.1.1 Ação proporcional

Nesse tipo de ação o sinal de saída do controlador que é enviado ao atuador assume um valor proporcional ao sinal de erro do processo, na forma

$$u(t) = k_p e(t), \quad (4)$$

de modo que quanto maior a diferença entre a saída da planta e o valor desejado, maior será a ação de correção do controlador.

Analisando o comportamento do controlador proporcional no domínio de Laplace é possível notar que o mesmo não varia com a frequência, visto que é regido pela equação

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = k_p. \quad (5)$$

Embora a ação proporcional aproxime o valor da variável monitorada ao da variável desejada, não faz parte da sua característica a anulação do sinal de erro, ou seja, dificilmente o sinal de *PV* será igual ao *SP* utilizando apenas essa ação de controle (BAZANELLA; SILVA, 2015).

2.1.2 Ação integral

Nesse tipo de ação o sinal de saída do controlador é proporcional à integral do erro ao longo do tempo, de modo que o tempo em que o erro permanece diferente de zero influencia no sinal de controle. No momento em que o erro assume valor zero, a atuação do controlador será constante, conforme a seguinte equação:

$$u(t) = k_i \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (6)$$

Que no domínio de Laplace é representado por

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = \frac{k_i}{s} \quad (7)$$

Por conter um polo na origem, a ação integral elimina o erro de regime permanente para referências constantes na entrada, bem como rejeita distúrbios constantes na saída do processo. Entretanto, o uso da ação integral torna a correção do processo mais lenta e pode torná-lo instável, de modo que sempre deve ser utilizada junto com a ação proporcional, aumentando assim a estabilidade do processo (BAZANELLA; SILVA, 2015).

2.1.3 Ação derivativa

Nesse tipo de ação o sinal do controlador é proporcional à derivada do sinal do erro e atua de forma a antecipar um determinado comportamento da planta, reduzindo o tempo de acomodação da malha. Sempre que o sinal de erro é constante, a ação derivativa será zero, sendo assim, não há atuação desse controlador quando em regime permanente. A ação derivativa é regida por

$$u(t) = k_d \frac{d}{dt} e(t) \quad (8)$$

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = k_d s. \quad (9)$$

que frequentemente vem acompanhado de um filtro de altas frequências

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = \frac{k_d(sp)}{(s+p)}. \quad (10)$$

Devido à alta velocidade de correção e instabilidade não é recomendado o uso do controlador isoladamente, sendo necessário o uso simultâneo da ação proporcional. (BAZANELLA; SILVA, 2015)

2.1.4 Controlador PID

É um controlador que utiliza as ações proporcional, integral e derivativa sendo regido pelas três equações combinadas.

$$u(t) = k_p e(t) + k_i \int_0^t e(\tau) d\tau + k_d \frac{d}{dt} e(t) \quad (11)$$

$$u(t) = k_p \left[e(t) + \frac{1}{t_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + t_d \frac{d}{dt} e(t) \right] \quad (12)$$

Cuja função de transferência do controlador no tempo contínuo é:

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = k_p + \frac{k_i}{s} + k_d s \quad (13)$$

2.1.5 Discretização de funções contínuas no tempo

Devido ao crescente uso de controladores digitais na indústria, é necessário trabalhar com dados amostrados em intervalos fixos, por mais que esses sejam oriundos de um instrumento analógico. Considerando um período de amostragem δ , é possível aproximar o fator de conversão do domínio de Laplace (s) para o domínio discreto da Transformada Z por uma das três aproximações:

$$s = \frac{z - 1}{\delta} \quad (\text{Método de Euler}) \quad (14)$$

$$s = \frac{z - 1}{z\delta} \quad (\text{Método } \textit{Backward}) \quad (15)$$

$$s = \frac{2z - 1}{\delta(z + 1)} \quad (\text{Aproximação de Tustin}) \quad (16)$$

Embora o método Tustin seja o que melhor descreve o sistema contínuo, ele além de ser um pouco mais complexo, pode causar distorção em escala de frequência do filtro. Já o Método de Euler, pode gerar um sistema instável no campo discreto a partir de um sistema estável no campo contínuo (WITTENMARK; ÅRZÉN; ÅSTRÖM, 2002; FADALI; VISIOLI, 2013). Sendo assim, o Método *Backward*, apresentado em (15) foi o escolhido para representar as funções de transferência no tempo discreto. O controlador PID apresentado anteriormente pode ser descrito por

$$C(z) = \frac{U(z)}{E(z)} = k_p + k_i \frac{z\delta}{z - 1} + k_d \frac{z - 1}{z\delta}, \quad (17)$$

de modo que o primeiro termo irá reagir proporcionalmente ao erro, o segundo proporcionalmente ao erro acumulado em cada instante de tempo e o último conforme a taxa de variação do erro, formando assim um controlador proporcional-integral-derivativo.

2.1.6 Sintonia de controladores PID utilizando o controle clássico

O que se espera de um controlador é que esse seja estável e que tenha a capacidade de seguir a referência desejada, de modo que a ação de controle aproxime a variável de processo do valor desejado. As exigências de velocidade de resposta, variabilidade do erro e eliminação do erro de regime permanente não seguem uma regra, podendo em alguns casos aceitar uma distância entre PV e SP , aceitar um comportamento oscilatório, e o tempo de acomodação esperado pode ser na ordem de segundos ou de horas conforme as características do processo. A única característica que está presente em todos os projetos de controladores é a estabilidade do sistema, a fim de evitar que os limites operacionais do processo sejam ultrapassados. Em alguns projetos busca-se também a eliminação de distúrbios de entrada e saída, ou ainda a filtragem para atenuar ruídos de medição (JOHNSON; MORADI, 2005).

Existem diversas abordagens utilizadas para ajustar a sintonia de controladores PID, algumas delas utilizando o modelo físico da planta ou uma aproximação do mesmo, tabelas de ganhos e até mesmo a escolha de valores empíricos (CORRIOU, 2004). Dentre os métodos utilizados destacam-se:

- Tentativa e erro: utiliza a experiência em aplicações semelhantes para definir a sintonia mais próxima do comportamento desejado. Esse método pode apresentar bons resultados, mas dificilmente será o controlador ótimo para o processo, podendo ainda aplicar controladores instáveis durante os testes;
- Tabela de ganhos: utiliza tabelas de ganhos que relacionam valores encontrados em um ensaio com o controlador atual para definir os ganhos de cada ação de controle. Dentre as tabelas mais utilizadas estão as de Ziegler-Nichols (1942), Chau (2002), Bucz (2011) e Pettit & Carr (1987). Largamente utilizado na indústria esse método apresenta um resultado adequado se aplicada a tabela correta, no entanto necessita de um ensaio em condições específicas e uma precisa interpretação dos dados (BUCZ; KOZÁKOVÁ, 2012);
- Modelagem: certamente o método mais complexo devido à grande quantidade de não linearidades presente nos sistemas industriais, esse método geralmente é utilizado durante a concepção de unidades de processo. Com um modelo fidedigno é possível efetuar vários testes para avaliar o comportamento do sistema antes de aplicar o controlador projetado na planta real;
- Aproximação do modelo da planta através de ensaio em malha aberta: nesse método a função de transferência da planta é obtida por meio de análise gráfica, utilizando a informação junto com ferramentas como análise de polos e zeros, margem de ganho e fase, diofantina e softwares de análise matemática como o Matlab. É um método relativamente simples, no entanto a aproximação pode eliminar características importantes da planta, reduzindo a qualidade dos projetos.

Na indústria tanto a sintonia utilizando valores de ganho empírico quanto o uso de tabelas visando atingir determinado comportamento são amplamente utilizados. Embora esses métodos apresentem resultados satisfatórios, não há flexibilidade quanto ao comportamento da planta com o controlador projetado, limitando-se a escolher a metodologia que gere o comportamento mais próximo ao esperado. Em 2014 foi publicado um estudo pela Universidade Federal de Minas Gerais (BATISTA; FERNANDES; MAIA, 2014) comparando técnicas de sintonia de controladores PID para sistemas de primeira ordem, no qual fica evidente as vantagens e desvantagens de doze métodos de controle clássico distintos, além de demonstrar que em alguns casos seria mais

atrativo a aplicação de um controle mais personalizado para o processo, que é a grande vantagem do controle baseado em dados.

2.2 CONTROLE BASEADO EM DADOS

Dentre as dificuldades de se usar o controle clássico para resintonizar malhas de controle, temos a não linearidade das funções físicas que regem o sistema, dinâmicas desconhecidas, funções com muitas dimensões e número de medidas limitadas, que podem acarretar em uma incerteza tal que torne o processo ineficiente ou ainda instável (ANDERSON; MOORE, 1971).

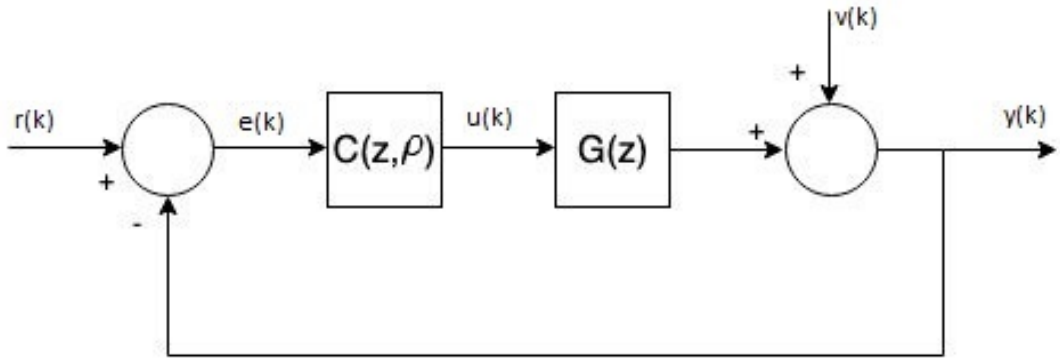
Com a modernização das plantas industriais e sistemas de automação, aliados à evolução tecnológica, com a chegada da indústria 4.0, *machine learning*, redes neurais e o controle baseado em dados, tornou-se uma realidade tomar decisões de otimização e identificação de variáveis utilizando dados coletados do processo, seja por ensaios em tempo real ou por histórico de dados. Além disso, passou a ser possível projetar controladores baseado em histórico de dados e previsões, em alguns casos inclusive fazendo controle adaptativo em tempo real (BRUNTON; KUTZ, 2019).

Diferente do controle clássico onde é necessário o conhecimento prévio da planta por meio de modelagem do comportamento físico da mesma ou utilizar tabelas de referência para o projeto de controladores, o controle baseado em dados (*data-driven*) utiliza o sinal de entrada e saída de um ensaio real da planta para encontrar o controlador mais adequado ao sistema baseando-se em um modelo de referência pré-definido (SHAMSUZZOHA, 2018). A proposta de abordagem para esse projeto será utilizar os dados coletados de um ensaio em um processo petroquímico para calcular os parâmetros um controlador PI ou PID que atendam determinados critérios de projeto visando melhorar o desempenho da malha de controle atual do processo.

2.2.1 Definição do sistema

Empresas do ramo petroquímico possuem uma grande variedade de unidades de processo com características distintas como unidades de destilação, craqueamento, filtragem e utilidades, cada uma composta de diversos equipamentos que interagem entre si (tanques, vasos pressurizados, permutadores, caldeiras, bombas, etc). Em alguns casos essas interações podem ser descritas como um sistema com uma entrada e uma saída (SISO) ou ainda um sistema de múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO), quando há interação entre variáveis e plantas (CORRIOU, 2004).

Figura 2 – Sistema em malha fechada com controlador



Agora considere um processo SISO de tempo discreto e invariante no tempo com controle em malha fechada, como visto na Figura 2, com uma entrada $r(k)$ e a saída $y(k)$. Esse sistema pode ser representado por

$$y(k) = G(z)u(k) + v(k), \quad (18)$$

onde $G(z)$ é a função de transferência da planta, sendo z o operador de avanço. A saída da planta, do controlador e ruído do processo são representados por vetores coluna de n dimensões, sendo esses representados por $y(k)$, $u(k)$ e $v(k)$, respectivamente. O processo é controlado por um controlador linear e invariante no tempo, definido por um vetor de parâmetros ρ e uma classe de controladores \bar{C} (BAZANELLA; CAMPESTRINI; ECKHARD, 2012). Então a ação de controle pode ser descrita como

$$u(k) = C(z, \rho)(r(k) - y(k)). \quad (19)$$

O sistema em malha fechada pode ser representado como

$$\begin{aligned} y(k, \rho) &= T(z, \rho)r(k) + S(z, \rho)v(k) \\ S(z, \rho) &= \frac{1}{1 + G(z)C(z, \rho)} \\ T(z, \rho) &= G(z)C(z, \rho)S(z, \rho) \\ y(k, \rho) &= \frac{G(z)C(z, \rho)}{1 + G(z)C(z, \rho)}r(k) + \frac{1}{G(z)C(z, \rho)}v(k), \end{aligned} \quad (20)$$

onde a estrutura do controlador é definida como:

$$C(z, \rho) = \rho^T \bar{C}(z), \quad (21)$$

sendo preenchido com o vetor de parâmetros ρ , de modo que

$$\rho = \begin{bmatrix} \rho_1 \\ \vdots \\ \rho_n \end{bmatrix}.$$

Como um exemplo, temos o controlador PID, que é largamente utilizado na indústria. Partindo da Equação 17, é possível obter a equação para o controlador PID, como sendo

$$\rho^T \bar{C}(z) = [kp \quad ki \quad kd] \begin{bmatrix} 1 \\ \frac{z}{z-1} \\ \frac{z-1}{z} \end{bmatrix} \quad (22)$$

2.2.2 Problema de controle

Um problema de controle por modelo de referência pode ser definido em função do comportamento de um sistema em malha fechada, de modo a encontrar um controlador que forneça uma resposta tão próxima quanto possível de um modelo de referência, podendo ser utilizada função custo para essa análise (MACHINE... , 2017). Uma maneira de solucionar esse problema de controle é através da minimização da função custo da diferença entre a saída do sistema analisado $y(k, \rho)$ e a saída de um sistema de referência $y_d(k)$, que é o comportamento desejado para o processo (FADALI; VISIOLI, 2013). Então temos a função custo

$$J(\rho) = \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N [y(k, \rho) - y_d(k)]^2 \quad (23)$$

O modelo de referência será representado por uma função de transferência de malha fechada desejada $T_d(z)$, que descreve a relação entre o sinal de referência e a saída desejada do sistema. Assim temos que

$$y(k) = T_d(z) \bar{r}(k) \quad (24)$$

$$J^{MR}(\rho) = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N [(T(z, \rho) - T_d(z))r(k)]^2. \quad (25)$$

Os parâmetros do controlador podem ser identificados como o argumento que minimiza a função custo do modelo de referência

$$\hat{\rho} = \arg \min J^{MR}(\rho), \quad (26)$$

sendo as variáveis $y_d(k)$, $T_d(z)$ e $C_d(z)$ pertinentes ao modelo com o comportamento desejado para o processo, escolhidos conforme critérios do projeto, tais como tempo de acomodação e sobrepasso. Temos que

$$T_d = \frac{C_d(z)G(z)}{1 + C_d(z)G(z)}$$

$$C_d = \frac{T_d(z)}{G(z)[1 - T_d(z)]} \quad (27)$$

$$J = \sum_{k=1}^N \left[\left(\frac{C(z, \rho)G(z)}{1 + C(z, \rho)G(z)} - \frac{C_d(z)G(z)}{1 + C_d(z)G(z)} \right) r(k) \right]^2 \quad (28)$$

Note que caso encontremos uma função custo igual a zero, $C_d(z) = C(z, \rho)$. Porém é pouco provável que seja encontrada uma função custo igual a zero, devido ao grande número de graus de liberdade na escolha do controlador, bem como a presença de linearizações, aproximações, ruídos e outros fatores que nos afastam da escolha perfeita (CAMPESTRINI; ECKHARD; CHÍA; BOEIRA, 2016; CAMPPIA; LECCHINIB; SAVARESI, 2012).

2.2.3 Solução utilizando controle baseado em dados

O método VRFT - *Virtual Reference Feedback Tuning*, ou ainda Método de sintonia baseado em referência virtual, é utilizado para minimizar uma função custo quadrática, resolvendo o problema de minimização da função por meio do método dos mínimos quadrados. Como o método é baseado em apenas um ensaio, torna-se bastante atrativo para a indústria, pois evita distúrbios causados por cada rodada nos métodos iterativos de otimização (CAMPESTRINI, 2010). Outra vantagem do VRFT é que os ensaios podem ser realizados em malha fechada, evitando que a variável controlada ultrapasse a faixa de valores operacionais do processo durante o ensaio.

Ao realizar um ensaio em um sistema em malha fechada com um arranjo como a Figura 2, podemos coletar os dados da entrada $r(k)$, saída $y(k)$ e a saída do controlador $u(k)$, que geralmente é o sinal enviado para o atuador. O sinal $e(k)$ pode ser calculado pela diferença entre a entrada e a saída do sistema. Então podemos considerar um sistema com a referência virtual de modo que substituindo o controlador atual da planta pelo controlador ideal C_d , teremos a mesma saída do controlador $u(k)$ e mesma saída do sistema $y(k)$ para a referência virtual $\bar{r}(t)$ e o erro virtual $\bar{e}(k)$, como pode ser visto na Figura 3. Note que as linhas pontilhadas indicam dados virtuais e as linhas sólidas, dados reais (BAZANELLA; CAMPESTRINI; ECKHARD, 2012).

Pensando nos dados coletados como um vetor de valores com tamanho igual ao número de amostras, podemos definir a entrada virtual como

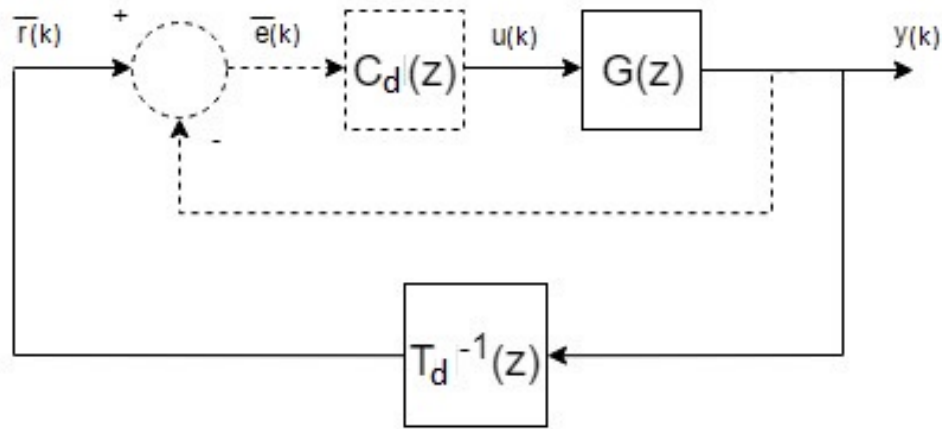
$$\bar{r}(k) = T_d^{-1}(z)y(k), \quad (29)$$

sendo o controlador um produto entre uma matriz de ganhos de um controlador ρ com n parâmetros e modelo do controlador.

$$C(z) = \rho^T \bar{C}(z)$$

$$C_d(z) = \rho_d^T \bar{C}(z)$$

Figura 3 – Experimento para obter dados para o método VRFT



Então podemos definir uma função custo virtual que não dependa da planta. Considerando $L(z)$ um filtro para aproximar o valor mínimo de $J^{VR}(\rho)$ de $J^{MR}(\rho)$ para os casos em que a ordem do controlador escolhido não é a mesma do controlador ideal para a planta (CAMPPIA; LECCHINIB; SAVARESI, 2012), temos que

$$J_{SISO}^{VR} = \sum_{k=1}^N [L(z)(u(k) - \rho^T \bar{C}(z)\bar{e}(k))]^2 \quad (30)$$

$$J_{SISO}^{VR} = \sum_{k=1}^N [L(z)(u(k) - \rho^T \bar{C}(z)(T_d(z)^{-1} - 1)y(k))]^2 \quad (31)$$

Aplicando o teorema de Parseval em (25) e (31) e comparando as duas partes, temos que

$$|L(e^{j\omega})|^2 = |T_d(e^{j\omega})|^2 |1 - T_d(e^{j\omega})|^2 \frac{\Phi_r(e^{j\omega})}{\Phi_u(e^{j\omega})}, \quad \forall \omega \in [-\pi, \pi] \quad (32)$$

de modo que se os sinais $u(k)$ e $r(k)$ são do mesmo tipo, então $\frac{\Phi_r(e^{j\omega})}{\Phi_u(e^{j\omega})} = 1$, e o filtro passa a depender apenas de T_d , ou seja,

$$L(z) = T_d(z)[1 - T_d(z)]. \quad (33)$$

E por fim, podemos encontrar o vetor de parâmetros do controlador como

$$\hat{\rho} = \sum_{k=1}^N (\varphi(k)^T \cdot \varphi(k))^{-1} \sum_{k=1}^N \varphi(k) u(k) L(z) \quad (34)$$

$$\varphi(k) = L(z) \bar{C}(z) \bar{e}(k) \quad (35)$$

2.3 ESTUDOS UTILIZANDO *DATA-DRIVEN*

A solução de problemas de controle utilizando *data-driven* pode seguir diversos caminhos, sendo as ferramentas disponíveis e a capacidade de coletar dados e realização ensaios um limitante para determinadas soluções. É importante observar algumas abordagens pertinentes no intuito de selecionar aquela que seja mais adequada à realidade da refinaria, visto que podem ser utilizados métodos iterativos ou de ensaio único, um controle voltado à seguimento de referência ou de distúrbio, trabalhar com dados no domínio do tempo ou da frequência e ainda com sistemas SISO ou MIMO.

Em (KINOSHITA; YAMAMOTO, 2019) foi proposto um estudo que projeta um controlador PID em um sistema SISO buscando um comportamento esperado. Após passado determinado tempo ocorre a troca de comportamento da planta com consequente troca de controlador, ou seja, são projetados dois controlados para duas plantas distintas utilizando a mesma resposta esperada. Os resultados do estudo foram satisfatórios utilizando simulação computacional com plantas de primeira ordem.

Já em (CAMPESTRINI; ECKHARD; CHÍA; BOEIRA, 2016) a abordagem foi com um sistema MIMO propondo um projeto de controladores de nível de três tanques que trocam produto entre si por meio de bombas e gravidade em uma planta piloto. Na aplicação os tanques possuem volumes distintos o que torna a função de transferência de cada planta diferente. O estudo, que utiliza VRFT com dados coletados de um ensaio em malha fechada, também considera o caso não ideal, em que a ordem do sistema ensaiado é diferente da resposta esperada utilizando o modelo de controlador proposto, necessitando de um filtro para aproximar as funções, resultando em menor custo. Nos resultados fica evidente uma maior proximidade do comportamento desejado quando o filtro é utilizado.

Os autores do artigo (BOEIRA; ECKHARD, 2020) desenvolveram uma aplicação em Python para projeto de controladores em sistemas MIMO utilizando VRFT. Os resultados foram validados com um projeto de controlador utilizando um arquivo com dados de entradas e saídas de um ensaio em malha fechada de uma planta piloto e demonstraram um valor muito próximo ao desejado, apresentando apenas um comportamento ondulatório indesejado, porém de baixa magnitude.

Outra abordagem utilizando controle baseado em dados pode ser encontrada em (MOREIRA; ACIOLI; BARROS, 2018), desta vez usando métodos iterativos no domínio da frequência para solucionar o problema de controle, sendo coletados dados da resposta em frequência e no domínio do tempo de um ensaio em malha fechada realizado em uma planta. Os ensaios foram realizados em simulação computacional

com duas plantas com atraso, uma de primeira ordem e outra de grau quatro. Cada planta recebeu duas abordagens de projeto com foco em estabilidade e passaram por duas interações, resultando em uma melhoria significativa no comportamento anterior, entretanto com certa divergência da resposta desejada ($T_d(z)$).

Em (JENGA; TSENGA; CHIU, 2014) é apresentado um estudo comparativo em plantas virtuais de ordens distintas visando dois objetivos: seguimento de referência e rejeição de distúrbios, ambos com foco em robustez. O critério de robustez foi criado baseando-se no pico da função sensibilidade, simulando diversos controladores dentro de uma faixa recomendada. Em cada um dos nove casos estudados foram selecionados um conjunto de métodos de projeto selecionados conforme característica de cada planta e expostos em uma tabela comparativa.

Em 2018 foi publicado um estudo sobre projeto de controladores utilizando *data-driven*. A abordagem utilizada em (BORDIGNON; CAMPESTRINI, 2018) projeta controladores utilizando referência virtual, distúrbio virtual e ainda propõe um modelo de controle avançado baseado em controle preditivo generalizado (GPC). O sistema SISO com os respectivos controladores foi simulado avaliando o segmento de referência e um pequeno distúrbio após a estabilização da variável de processo. O modelo avançado demonstrou uma maior velocidade de acomodação, porém exigindo uma rápida movimentação do atuador, passando um período em saturação com abertura máxima. Ao sofrer o distúrbio, não houve alterações na variável de processo. Quanto aos modelos VRFT e VDFT, cada um mostrou-se adequado para a sua função, com menor sobressinal e tempo de acomodação na correção para que foi proposto.

Avaliando as soluções utilizadas nos estudos apresentadas nesse capítulo, além de outros que não se enquadravam ao problema a ser resolvido, notou-se que em muitos casos a aplicação do modelo escolhido era realizada através de simulação em softwares como o MATLAB, com graus de liberdade bem definidos. Foi observado um comportamento mais próximo à resposta esperada quando a ordem do sistema ensaiado era a mesma do sistema proposto conforme modelo de controlador escolhido. Alguns estudos aplicaram o modelo escolhido em plantas piloto, que mostraram maior distância do comportamento desejado, mas sempre trazendo ganhos se comparado ao controlador original da planta.

Adequando a proposta de solução ao cenário industrial escolhido para elaborar esse estudo, optou-se por utilizar o VRFT para realizar projeto de controladores em sistemas com característica SISO. A escolha se dá em função da necessidade de melhoria no desempenho das malhas de controle do setor de utilidades de uma planta petroquímica e a facilidade de realizar ensaios em malha fechada para a coleta de

dados. O processamento dos dados extraídos das plantas é feito com um software desenvolvido no Matlab App Design e os critérios de desempenho são definidos com base no conhecimento prévio sobre os processos do setor, otimizando os controladores por meio do cálculo dos parâmetros que atendam aos critérios esperados. Com isso espera-se uma redução da variabilidade na diferença entre *setpoint* e o valor da variável de processo nos casos convenientes e menor desgaste nos atuadores em processos menos críticos, trazendo um retorno em confiabilidade operacional e ganhos financeiros diretos e indiretos.

3 METODOLOGIA

Ao diagnosticar um comportamento indesejado, seja ele encontrado com o uso de um *software* de análise ou por conhecimento de causa da equipe de engenharia e operação, deseja-se encontrar um controlador que atenda determinados requisitos de desempenho, como tempo de acomodação, sobressinal e rejeição de ruído, utilizando o controle baseado em dados, não sendo necessário modelar o comportamento da planta para projetar o controlador. Para isso, é necessário realizar um ensaio para coletar dados que descrevam o comportamento da planta em resposta a um ou mais estímulos na entrada e então aplicar o conceito apresentado na Seção 2.2.

3.1 RECURSOS NECESSÁRIOS

Dentro da realidade da empresa foram escolhidos recursos compatíveis com o nível de acesso de informações e de implementação de alterações, sempre prezando pela estabilidade da planta e segurança do processo. Desta forma, serão apresentadas ao longo dessa seção as ferramentas utilizadas para solução do problema.

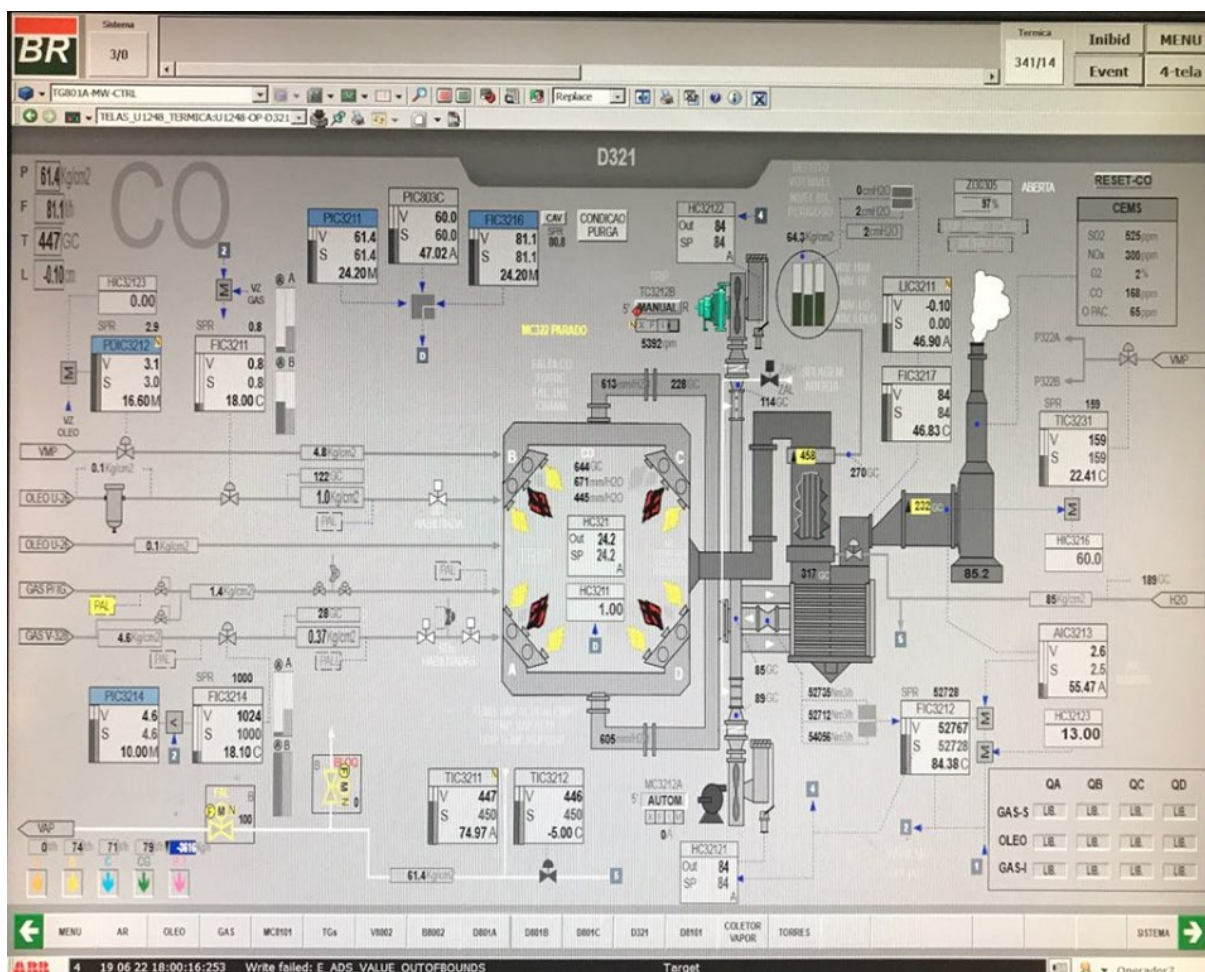
3.1.1 Sistema supervisório ABB 800xA

O setor de utilidades da REFAP utiliza o *software* supervisório 800xA da ABB (ABB, 2000a), que é responsável por formar a interface homem-máquina entre os controladores e a equipe de operação (ABB, 2000b). Com ele é possível visualizar as variáveis em tempo real, observando graficamente o comportamento das malhas de controle, além de interagir com as malhas, mudando os valores de *setpoint* e modos de operação (manual, automático e cascata). Também é através do supervisório que são alterados os parâmetros PID dos controladores.

Na Figura 4 vemos a tela principal do sistema supervisório que controla as variáveis de processo da caldeira de monóxido de carbono (D-321), onde podem ser vistas as malhas de controle de vazão de combustível, água de caldeira, ar de combustão, nível do reservatório e também as temperaturas e pressões em vários estágios do processo.

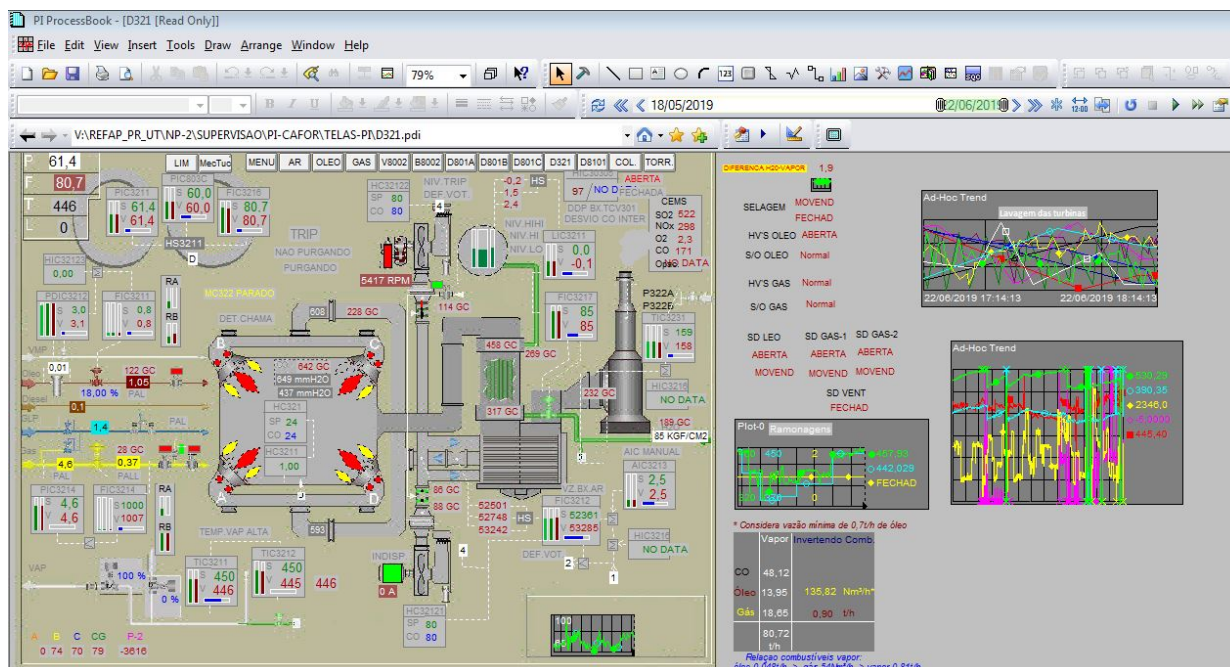
Todos os valores envolvidos no sistema trafegam pela rede industrial que não possui comunicação direta com a rede corporativa. Sendo assim, a maneira mais fácil de coletar dados é através do *Plant Information Process Book* que extrai amostras de dados da rede industrial e disponibiliza na rede corporativa (OSISOFT, 2009).

Figura 4 – Malhas de controle da caldeira D-321 - Supervisório ABB 800xA



Excel para importar os dados armazenados no servidor é utilizada, e não o próprio aplicativo do *Plant Information*.

Figura 5 – Malhas de controle da caldeira D-321 - PI Process Book



3.1.3 TriCLPM

O TriCLPM é um *software* produzido pela Trisolutions em parceria com a Universidade Federal do Rio Grande do Sul e a Petrobras (TRISOLUTIONS, 2017). Também conhecido como BRPerfX, esse *software* faz rodadas de análises estatísticas das malhas de controle cadastradas em janelas de 12 horas, fornecendo indicadores importantes para averiguar a qualidade da malha de controle. Além disso, são indicados problemas em potencial, tais como saturação, possibilidade de transbordo de tanques, comportamento oscilatório, entre outros. Seguem os principais indicadores presentes nos relatórios gerados pelo programa:

- Erro médio, erro percentual, IAE (integral do erro absoluto), PV média, média do erro absoluto e desvio-padrões;
- Índices Harris (medida do potencial de redução de variabilidade que uma malha apresenta), NOSI (ruído/desvio), DELI (tempo-morto/desvio) e TUNI (Parcela da variabilidade que pode ser eliminada com controlador), sendo $NOSI+DELI+TUNI = 1$;

- Autocorrelação (gráfico): Previsibilidade de seguir uma trajetória. Fornece ideia de velocidade do controlador, devendo entrar em regime permanente assim que passe o tempo-morto da planta;
- Espectro de frequências (gráfico): Indica a variabilidade no espectro de frequências evidenciando comportamentos oscilatórios que possuem grande potencial de melhoria de desempenho ao serem atenuados;
- Faixa de operação, percurso e reversão dos atuadores (indicam o perfil de uso dos atuadores e permite a previsão de desgaste);
- Histograma: deve ser representado por uma curva normal. A presença de mais de um pico pode indicar padrão oscilatório ou agarramento (malhas tipo relé);

Figura 6 – Diagnóstico da LIC-3211 - BRPerfX

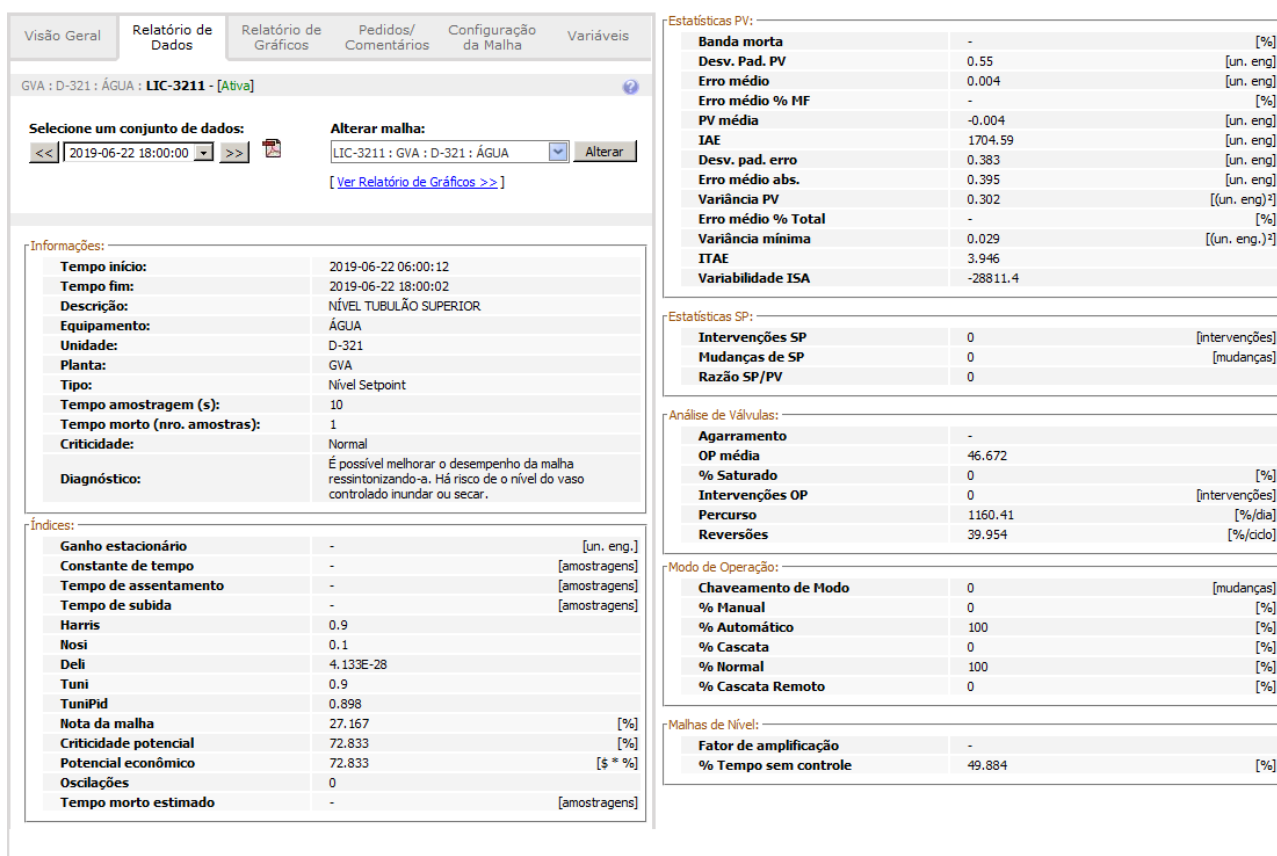
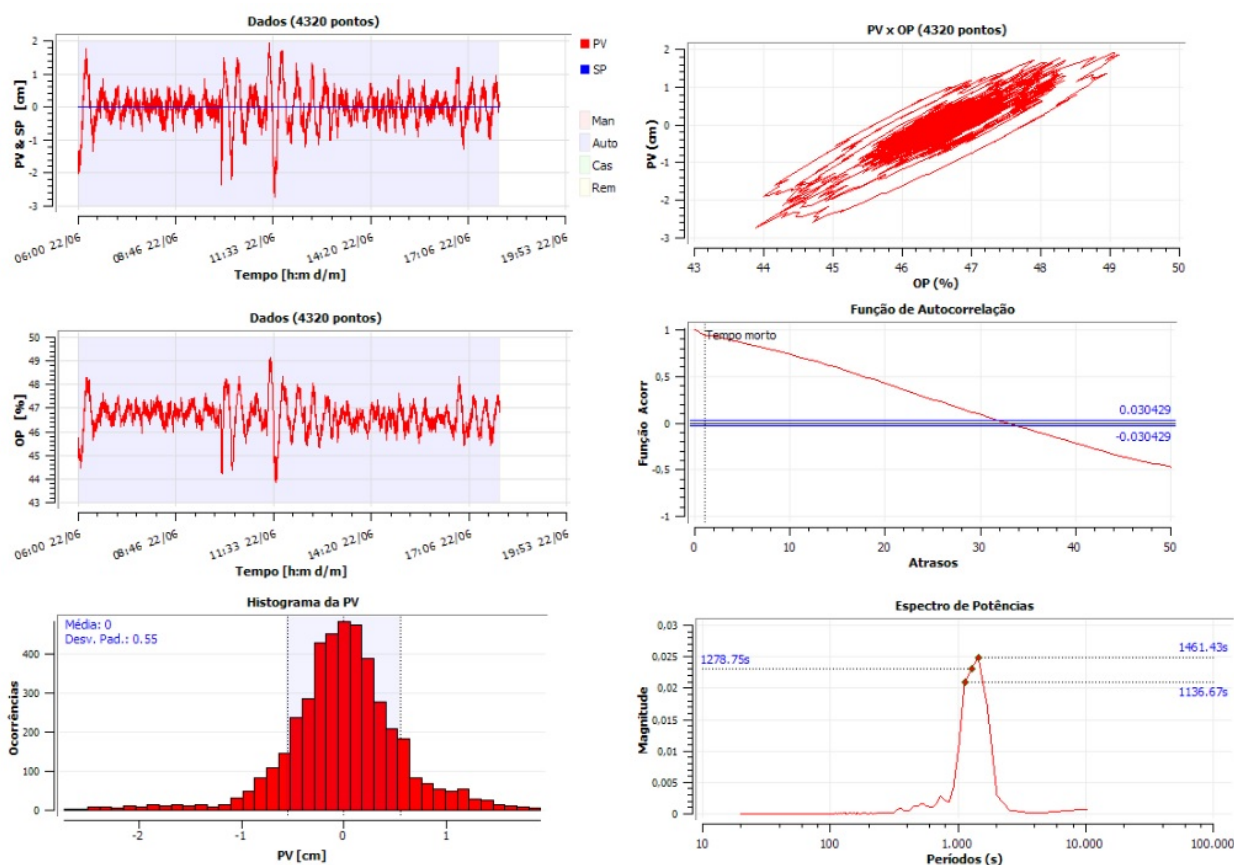


Figura 7 – Diagnóstico gráfico da LIC-3211 - BRPerfX



As Figuras 6 e 7 mostram o relatório gerado da malha de controle de nível de água da caldeira de CO, gerado no dia 22/06/2019, que indica uma possibilidade de melhoria refazendo a sintonia da malha, com risco de transbordar ou secar o vaso. Observando esse relatório podem ser destacados os seguintes pontos de melhoria que serão usados na avaliação do desempenho dos controladores implementados:

- Histograma: apresenta uma alta variabilidade entre o valor desejado e o lido na variável de processo. Para os casos em que o ponto ótimo de operação está próximo a um limite operacional, a redução da variabilidade permite a aproximação do *setpoint*, gerando retorno financeiro e/ou qualidade do produto (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011);
- Função de autocorrelação: o comportamento oscilatório visto no gráfico de dados se reflete na ausência de acomodação dentro do intervalo esperado;
- Espectro de potências: apresenta três períodos de oscilação que se eliminados, reduziria a variabilidade da malha;

- IAE: a integral de erro absoluto é o principal indicador para avaliar o quão distante do valor desejado a variável de processo permaneceu na janela de 12 horas, podendo ser usado de maneira comparativa para avaliar o desempenho do controlador (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011).
- Desvio padrão e variância do PV: podem ser utilizados de maneira comparativa para avaliar a redução da dispersão da malha, sendo desejado o menor valor possível;
- Erro médio, Erro médio absoluto e desvio padrão do erro: são indicadores que quantifica a capacidade de seguimento de referência e rejeição a distúrbios, de modo que quando mais próxima do *setpoint* a malha estiver ao longo da janela de análise, menor serão esses indicadores. Também pode ser utilizado de maneira comparativa para avaliar desempenho do controlador (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).
- Percurso e reversões: indicam o desgaste do atuador, sendo desejável a redução desses valores em malhas que aceitam respostas mais lentas. Malhas que apresentam comportamento oscilatório possuem maior valor de reversões por ciclo (CHAUDHURI, 2011).

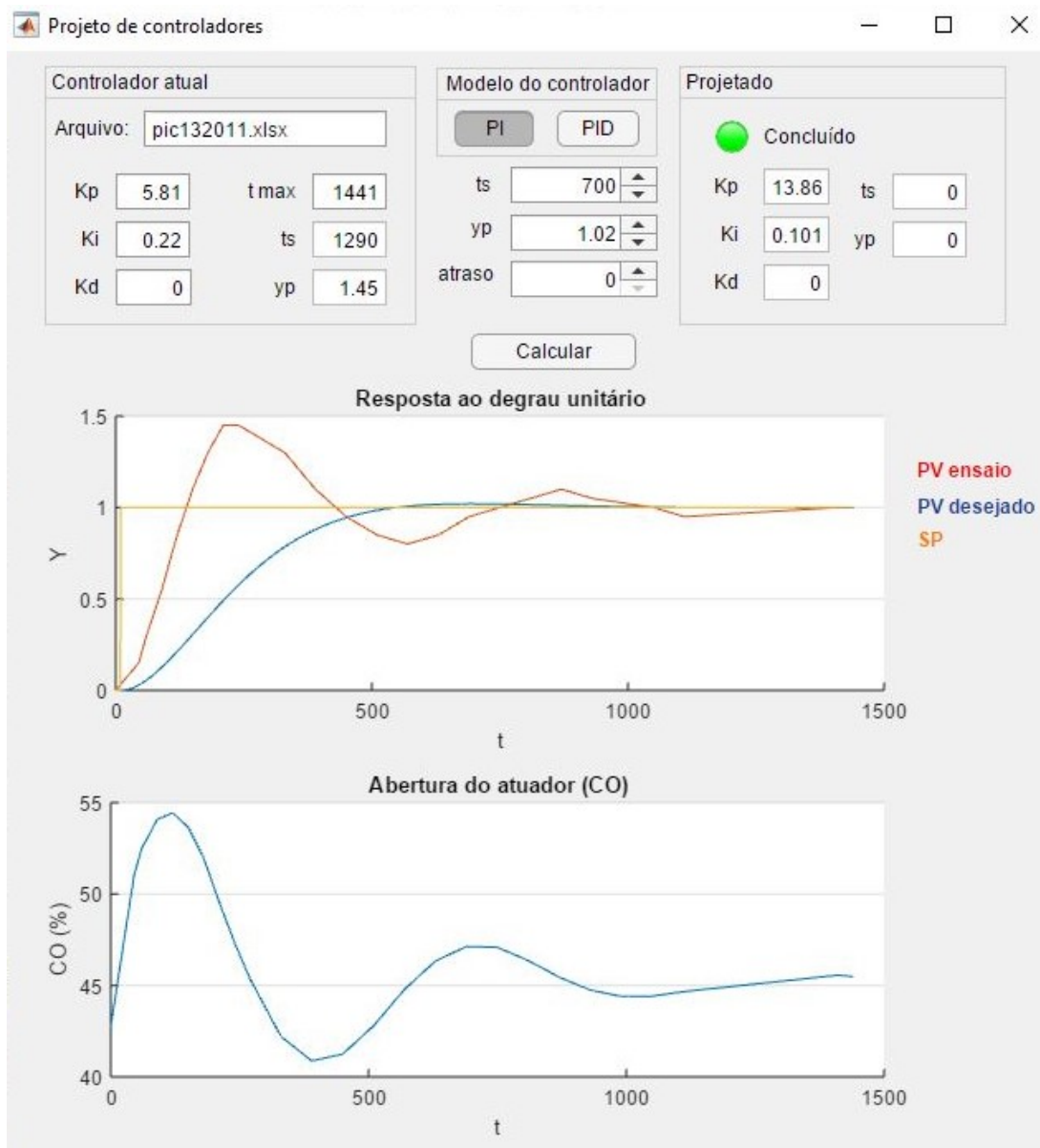
3.1.4 SOFTWARE PARA TRATAMENTO DE DADOS

Visando aumentar a praticidade no tratamento dos dados, tendo em vista a padronização dos ensaios realizados que serão expostos na Seção 3.2, foi desenvolvido um *software* com interface gráfica utilizando a ferramenta *App Designer* do Matlab, direcionado a metodologia de projeto proposta, de modo que que sistematizasse o tratamento de dados coletados de um ensaio em malha fechada nas plantas da refinaria. A interface que pode ser vista na Figura 8 recebe como entrada um arquivo de Excel contendo um vetor de dados de *setpoint*, variável de processo, saída do controlador e tempo em que cada sinal foi coletado. Além disso a planilha contém os valores do controlador atual da planta para comparação visual com o projetado, número de amostras, amplitude do salto no SP e variação de tempo entre cada amostra.

Para realizar o projeto do controlador é necessário inserir o nome do arquivo com os dados coletados da planta em malha fechada excitada por uma variação no valor de *setpoint*, escolher o tempo de acomodação (t_s), *overshoot* (y_p) e o atraso, que seria o tempo morto entre a excitação na entrada e a variação na variável de processo. Os critérios de projeto são definidos baseados no ensaio realizado na planta, e são os responsáveis por gerar a função de transferência que representa o comportamento desejado no processo (T_d), que é a primeira etapa do fluxograma apresentado na Figura

9. Também é possível escolher entre o projeto de um controlador PI ou PID. Caso o uso da ação derivativa não seja viável, o que pode ser identificado pela presença de um ganho negativo, um controlador proporcional-integral é projetado em seu lugar. Além dos parâmetros do controlador projetado, o programa ainda exibe a saída do atuador durante o ensaio e os valores de *setpoint* e variável de processo junto com a resposta ao degrau da resposta desejada.

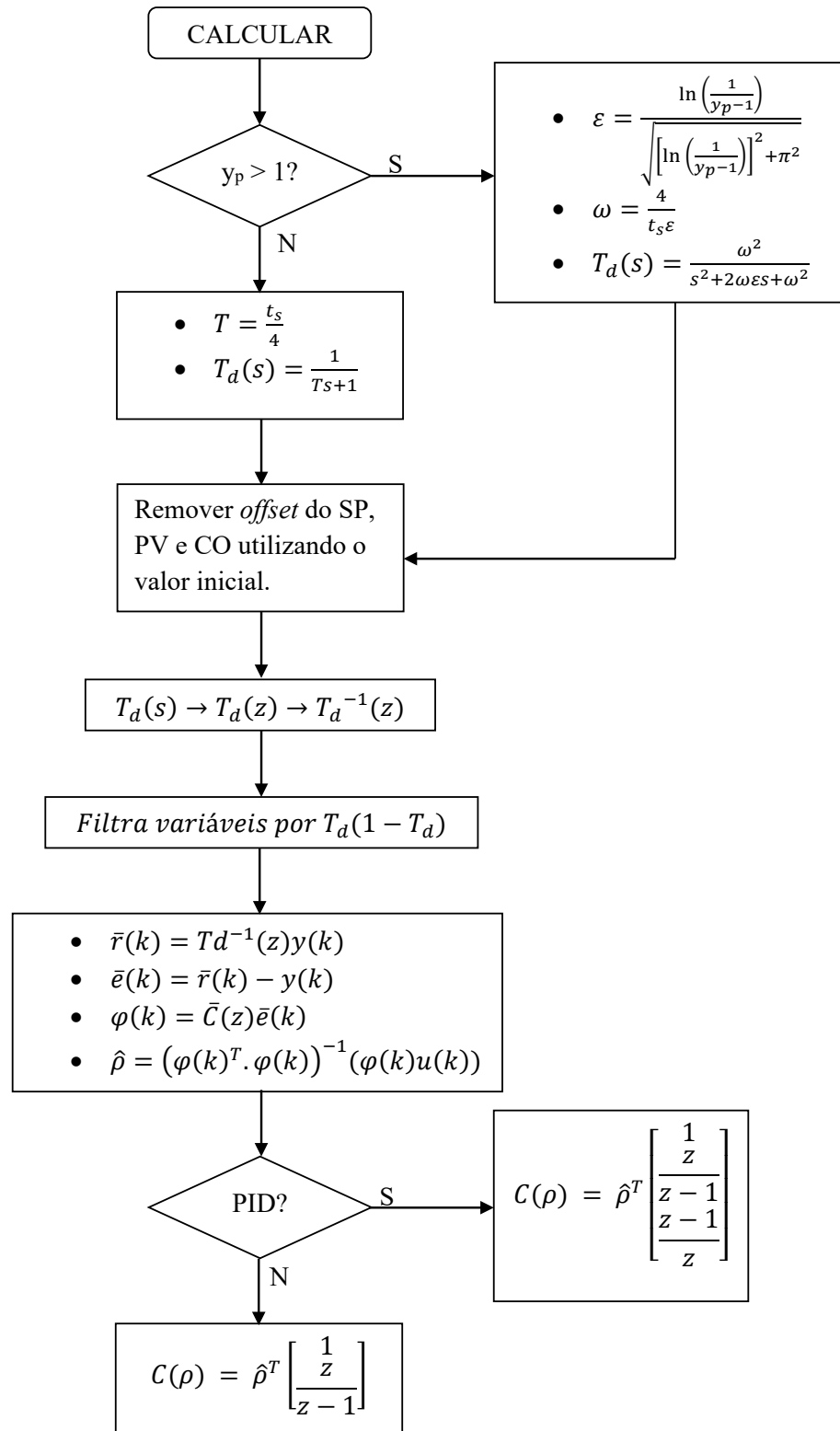
Figura 8 – Interface gráfica para projeto de controladores fixo



O fluxograma do programa pode ser visto na Figura 9 que segue as equações expostas na seção 2.2, com a ressalva de que a resposta desejada foi criada com uma função de transferência contínua no tempo, na qual o valor máximo atingido pela função (y_p) é unitário quando se busca uma função de primeira ordem, e maior do que

um quando essa tem um comportamento de segunda ordem, devido a normalização da saída $y(t)$ pelo sinal de referência. Então a função de transferência convertida para o tempo discreto utilizando o comando *c2d* do Matlab.

Figura 9 – Fluxograma do programa



3.1.5 Demais recursos

Para coletar os dados da variável de processo, *setpoint* e saída do controlador é utilizada uma função no Excel que importa os dados armazenados no servidor do *Plant Information*, e então os dados são exportados para o *software* de projeto de controladores, onde o controlador é projetado conforme os requisitos de desempenho da malha. Para o correto tratamento dos dados, o arquivo do Excel deve conter além dos dados coletados da planta, o número de amostras, os parâmetros do controlador, o intervalo de amostra e a variação do degrau aplicado no SP. A Figura 10, apresenta um exemplo com os valores iniciais do arquivo de dados gerados do ensaio realizado na PIC-132011 (controle de pressão de nitrogênio).

Figura 10 – Exemplo de arquivo de dados

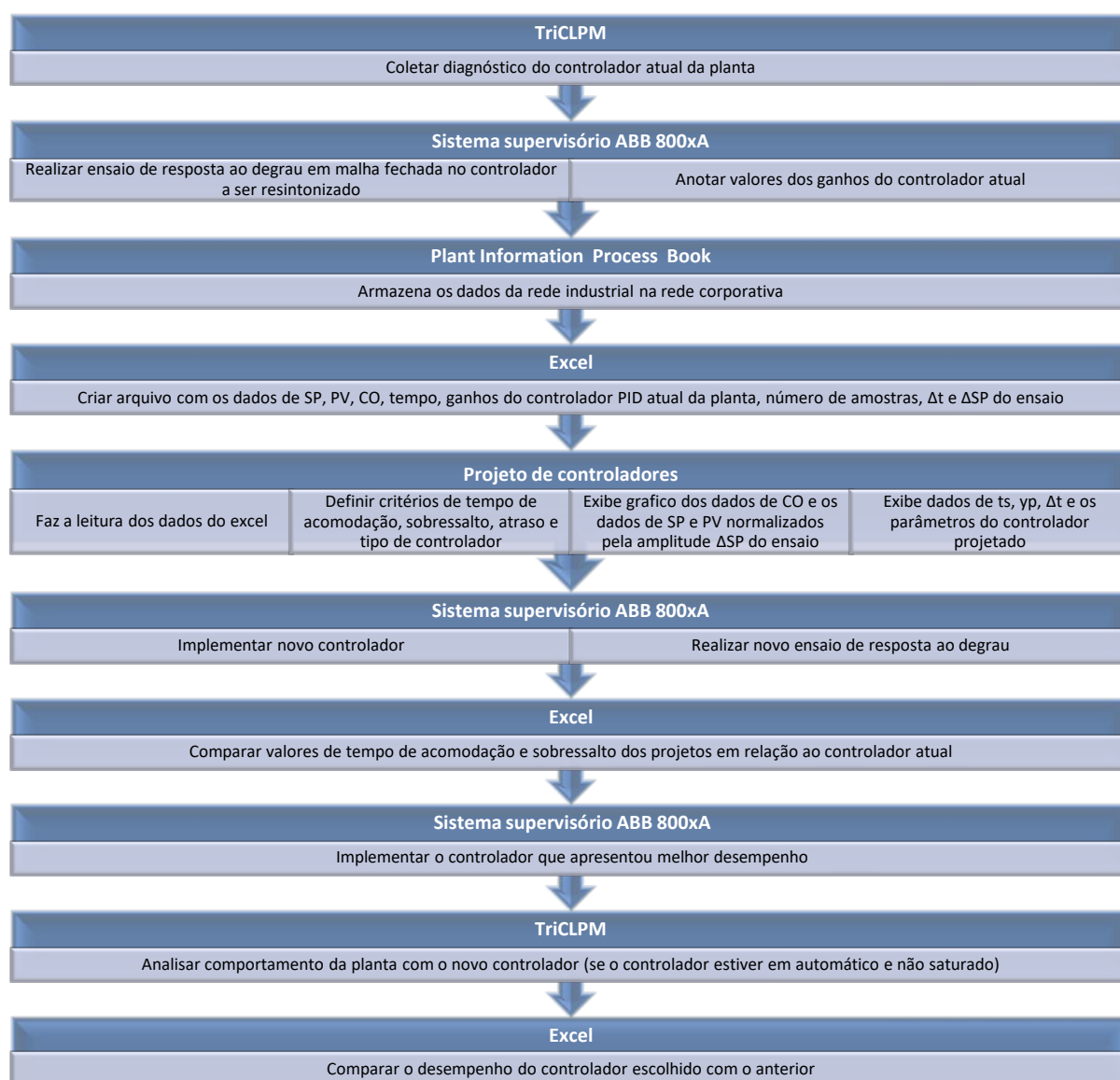
t	PV	SP	CO		PID	
12:16:00	16,01211	16	42,75288391		kp	5,81
12:16:01	16,01232	16	42,75238037		Ki	0,22
12:16:02	16,01252	16	42,75187302		Kd	0
12:16:03	16,01273	16	42,75136566		AMOSTRAS	1441
12:16:04	16,01293	16	42,74873352		DELTA T	1
12:16:05	16,01314	16	42,74524689		DELTA Y	0,2
12:16:06	16,01334	16	42,98246384			
12:16:07	16,01355	16	43,33088684			
12:16:08	16,01376	16	43,67930984			
12:16:09	16,01396	16	44,02773285			
12:16:10	16,01417	16,2	44,37615585			
12:16:11	16,01437	16,2	44,72458267			
12:16:12	16,01458	16,2	45,07300568			
12:16:13	16,01478	16,2	45,42142868			
12:16:14	16,01499	16,2	45,76985168			

3.1.6 Sequência de utilização

Definidos os recursos utilizados, é possível apresentar a sequência de utilização de cada ferramenta a fim de solucionar o problema proposto, o que pode ser visto na Figura 11. Como o comportamento da planta com o controlador projetado pode assumir valores distantes da resposta esperada, devido à ausência de determinadas características do sistema sob determinadas condições (pode-se propor uma T_d com sobressinal utilizando dados de um ensaio com uma resposta de primeira ordem, por

exemplo), é desejado o projeto de ao menos três controladores com critérios distintos para avaliar qual apresenta o melhor comportamento controlando o sistema real. Após a avaliação final do comportamento do controlador escolhido é definido se o controlador projetado assumirá o controle definitivo da planta ou os parâmetros antigos serão reimplementados.

Figura 11 – Sequência de utilização das ferramentas



3.2 PROPOSTA DE ABORDAGEM

A fim de gerar uma aplicação voltada à realidade da empresa e com as ferramentas disponíveis, propõe-se gerar um projeto de controlador utilizando dados registrados de histórico da planta, disponíveis na rede corporativa com taxa de amos-

tragem definida pela equipe de engenharia, de forma que não haja um armazenamento exagerado de dados no servidor. Para facilitar a comparação entre os controladores, o ensaio deve conter apenas uma mudança de *setpoint* com amplitude suficiente para refletir o comportamento da planta durante o processo de acomodação no novo patamar, minimizando os ruídos dos instrumentos de medida e qualidade/quantidade dos dados.

Baseando-se nos dados de tempo de acomodação e *overshoot* apresentados em um novo ensaio sob mesmas condições, utilizando os controladores projetados, aliados com a inspeção visual da trajetória do atuador e da variável de processo (num primeiro momento), é escolhido o melhor conjunto de parâmetros de ganho a serem implementados no controle PID da planta. Como proposta de melhoria, os dados do ensaio podem ser transformados em indicadores, de modo que a movimentação do atuador e variável de processo possam ser tratados de forma quantitativa e não apenas qualitativa.

3.2.1 REQUISITO DE DESEMPENHO

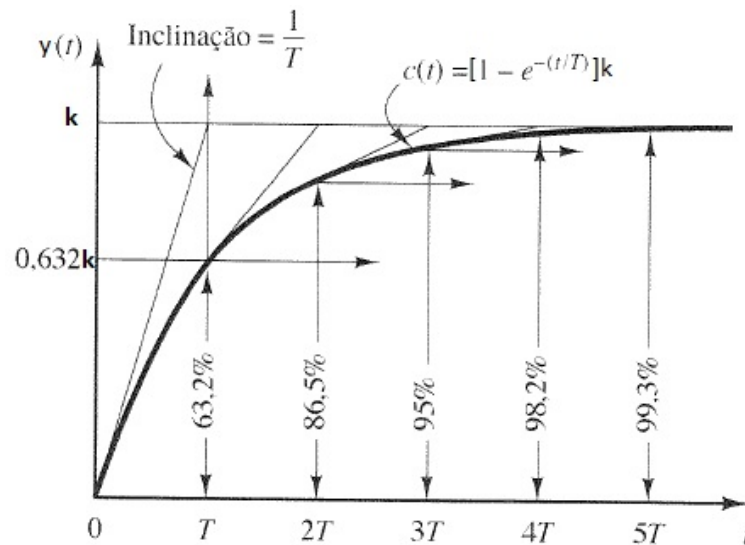
Para determinar o comportamento desejado de cada malha de controle é necessário o conhecimento sobre os requisitos de desempenho transitório dos sistemas. Embora sistemas reais possam ter vários graus de liberdade, é muito comum aproximá-los a sistemas de primeira ou segunda ordem (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011; OGATA, 2010).

3.2.1.1 Sistemas de primeira ordem

Sendo $Y(s)$ a resposta em frequência de um sistema contínuo de primeira ordem, $R(s)$ a transformada de Laplace de uma entrada do tipo salto, k o ganho do sistema, que será o valor da saída em regime permanente e T a constante de tempo que corresponde ao tempo para que o sinal atinja 63,2% do regime permanente. Podemos considerar que o tempo de acomodação é igual a quatro constantes de tempo ($t_s = 4T$), que é o tempo levado para atingir 98,2% do valor de regime permanente (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011; BAZANELLA; SILVA, 2015; OGATA, 2010), conforme pode ser observado na Figura 12, que mostra a resposta ao salto da equação

$$Y(s) = \frac{k}{Ts + 1}R(s). \quad (36)$$

Figura 12 – Resposta ao salto de um sistema de primeira ordem



Fonte: OGATA, K. Engenharia de Controle Moderno. São Paulo: Editora Pearson, 2010.

3.2.1.2 Sistemas de segunda ordem

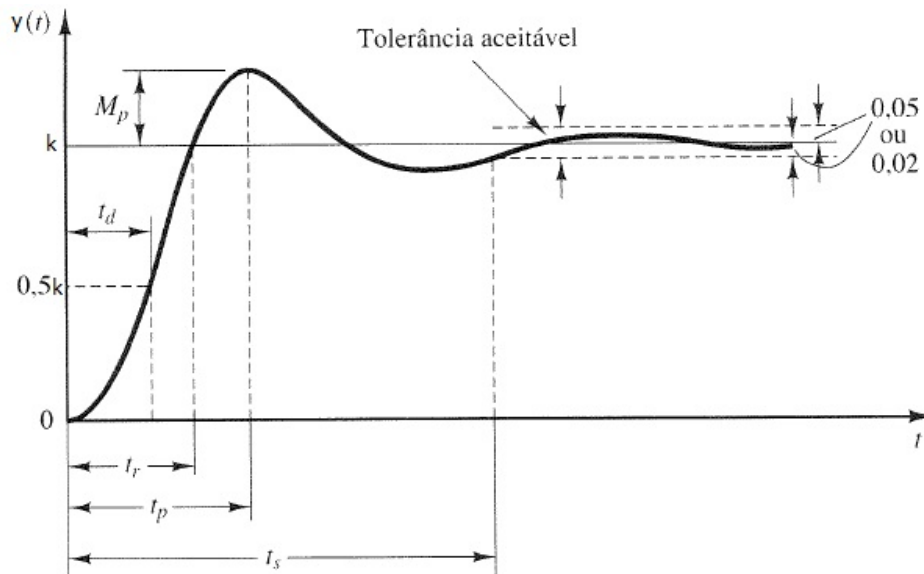
Neste caso temos um sistema que é regido pela seguinte resposta em frequência:

$$Y(s) = \frac{k \cdot \omega_n^2}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2} R(s) \quad (37)$$

Com base nas variáveis da equação acima, podemos definir os requisitos de desempenho que seguem abaixo (OGATA, 2010; CORRIOU, 2004; GRANJON, 2010) e podem ser observados na Figura 13.

- Tempo de acomodação (t_s): é o tempo necessário para que a curva de resposta alcance e permaneça dentro da faixa de 2% do regime permanente. Seu valor é dado pela equação $t_s = \frac{4}{\xi\omega_n}$
- Tempo de pico (t_p): é o tempo em que ocorre o valor máximo da curva de resposta. Seu valor é dado pela equação $t_p = \frac{\pi}{\omega_n \sqrt{1-\xi^2}}$
- Sobressinal ou *overshoot* (M_p): é o valor máximo atingido pela variável de processo. Geralmente, em sistemas de resposta mais rápida, temos a presença de sobressinal, porém devem ser evitados valores muito elevados, sendo em alguns casos até indesejado. Podemos obter o valor do sobressinal com a equação $M_p = \frac{y(t_p) - y(\infty)}{y(\infty)} \cdot 100\%$

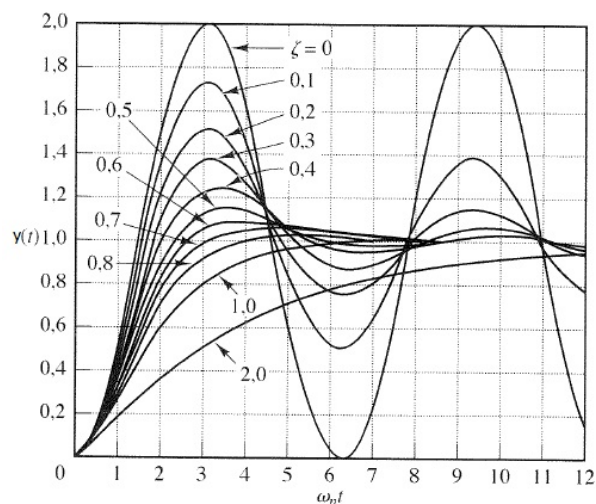
Figura 13 – Resposta ao salto de um sistema de segunda ordem



Fonte: OGATA, K. Engenharia de Controle Moderno. São Paulo: Editora Pearson, 2010.

Cabe lembrar que o termo ξ diz muito sobre o comportamento oscilatório da resposta de sistemas de segunda ordem. Caso essa variável esteja entre 0 e 1, os pólos da malha fechada serão complexos conjugados e o sistema é dito subamortecido, sendo descrito por uma resposta oscilatória. Nos casos em que $\xi = 1$ (criticamente amortecido) e $\xi > 1$ (superamortecido) teremos um sistema que não apresenta oscilações (OGATA, 2010; CORRIOU, 2004). A Figura 14 mostra a influência do ξ em um sistema de segunda ordem.

Figura 14 – Influência do valor de ξ no comportamento ondulatorio



Fonte: OGATA, K. Engenharia de Controle Moderno. São Paulo: Editora Pearson, 2010.

3.2.1.3 Desempenho do controlador

A escolha do controlador adequado para a planta se dará principalmente pelos critérios tempo de acomodação, sobressinal e movimentação do atuador, conforme a característica do processo a ser controlado. Quanto maior for o *overshoot*, maior será o desgaste do atuador devido ao comportamento ondulatório que será quantificado no critério reversões do TriCLPM. Processos com maior capacitância, ou seja, aqueles que apresentam maior resistência a mudança de condição, como nível de grandes reservatórios são considerados mais lentos, sendo assim, a acomodação da variável de processo pode ocorrer de forma mais rápida caso não haja sobressinal, devido a inércia do sistema a responder ao fechamento do atuador caso a variável ultrapasse o valor desejado.

A integral de erro absoluto (IAE) é um bom indicador para avaliar o tempo e o erro entre o *setpoint* e a variável de processo (CORRIOU, 2004; CAMPOS; TEIXEIRA, 2006), ainda mais que o *software* de análise de malhas de controle faz levantamentos em períodos de 12 horas, desta forma, quando menor foi o tempo e a amplitude do erro menor será o valor acumulado conforme equação

$$IAE = \int |e(t)| dt. \quad (38)$$

Na mesma ideia de avaliar de forma estatística o comportamento da malha de controle quanto a dispersão da variável de processo em relação ao *setpoint* (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006; MONTGOMERY; RUNGER, 2018), temos os indicadores baseados na variância (*var*):

$$variabilidade = \frac{2\sigma_{erro}}{SP} 100\% \quad (39)$$

$$var = \sigma^2 = \sum \frac{(PV - PV_{medio})^2}{N_{amostras}} \quad (40)$$

$$\sigma = \sqrt{var}, \quad (41)$$

sendo σ o desvio-padrão, σ_{erro} o desvio-padrão do erro, PV a variável de processo, PV_{medio} a média dos valores assumidos pela variável de processo durante o intervalo, SP o valor desejado para a variável e $N_{amostras}$ a quantidade de amostras.

Como apresentado na Seção 3.1.3, o *software* TriCLPM dispõe de uma grande quantidade de indicadores para avaliar a qualidade de um controlador. No intuito de buscar os indicadores mais relevantes, foram observados alguns estudos semelhantes ao proposto para avaliar quais indicadores seriam mais adequados à aplicação, visando uma comparação direta entre o comportamento da planta com o controlador antigo e o projetado.

Em (THORNHILL; HÄGGLUND, 1997) foi analisado o comportamento oscilatório de malhas de controle em uma refinaria com dados coletados do histórico da planta. Os indicadores que basearam o estudo foram o IAE e desvio padrão com apoio de um fator de regularidade, limite de detecção e a análise gráfica do SPxPV.

Um estudo de projeto de controlador para aquecimento de água com resistência foi elaborado em (BERTO; SÁ; SILVEIRA, 2004) utilizando os indicadores de integral de erro absoluto (IAE), integral do erro quadrático (ISE), integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITSE), erro de regime permanente, sobressinal e tempo de acomodação.

Já em (THORNHILLA; OETTINGER; FEDENCZUKC, 1999) foi utilizado o indicador de avaliação de desempenho de malhas de controle (CLPA) baseado no indicador Harris, aplicando em uma refinaria. O estudo aponta meios de flexibilizar os parâmetros do CLPA no intuito de aumentar a sua utilização no meio industrial.

(VERONESI; VISIOLI, 2010) utiliza o IAE e o indicador de malha fechada (CI), baseado no método da variância mínima para avaliar resposta ao degrau e ao distúrbio de uma planta do tipo $G(s) = \frac{1}{s(s+1)^4} e^{-0,5s}$ em três propostas de controle. Ainda são considerado o tempo de acomodação e *overshoot* para completar o diagnóstico da malha de controle.

Com base nos estudos relatados, considera-se adequado o uso dos indicadores propostos na aplicação desse estudo. Serão utilizados os valores de tempo de acomodação e sobressinal para escolher o controlador adequado para passar pela análise estatística e os indicadores IAE, desvio padrão do PV, Erro médio, Desvio padrão do erro, Erro médio absoluto e Variância do PV de forma comparativa, no intuito de atingir o menor valor possível. Além disso será avaliado o comportamento do atuador de forma qualitativa e os indicadores de percentual de movimentação do atuador por dia e seu número de reversões por dia, procurando minimizar quando for pertinente.

3.2.2 COLETA DE DADOS

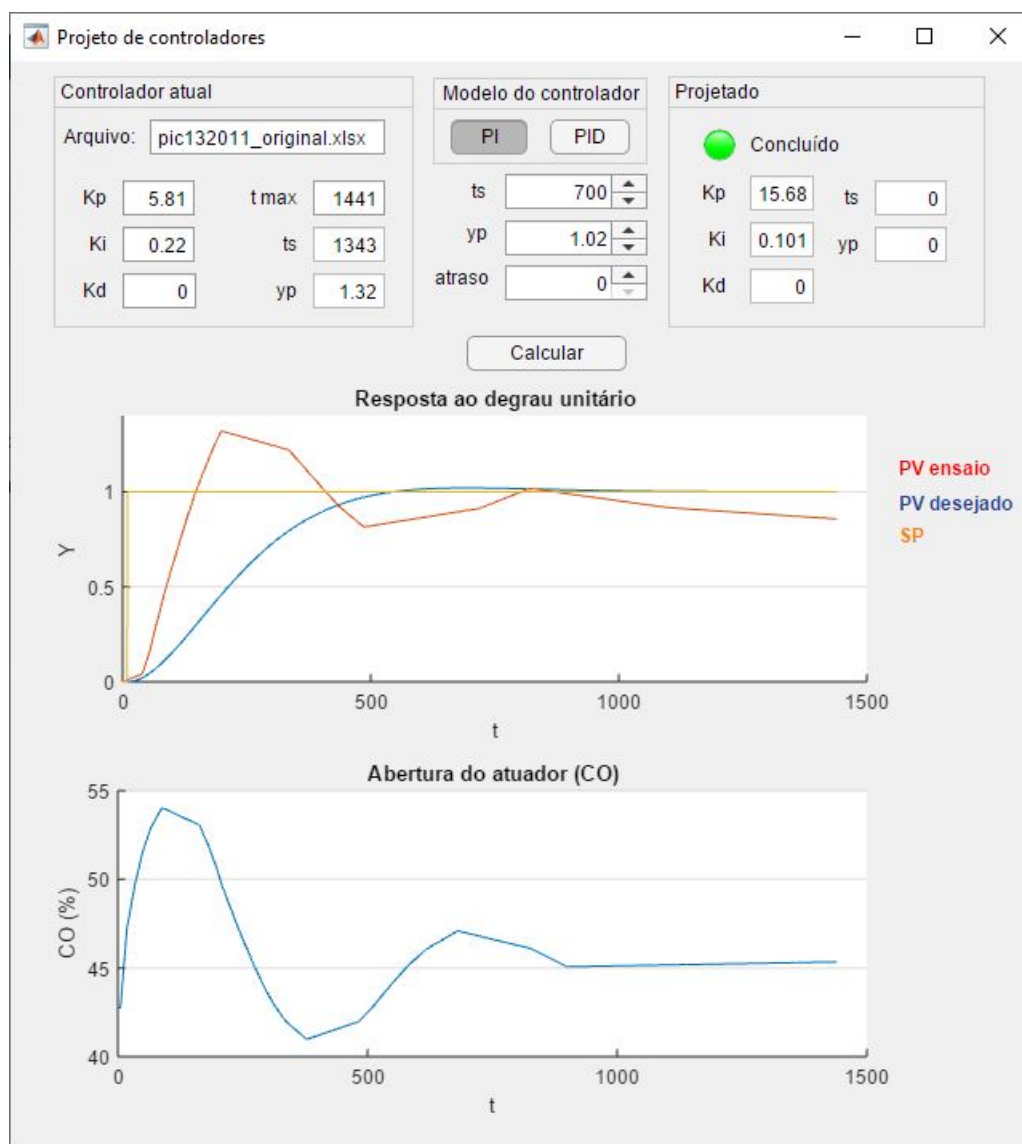
Para realizar a coleta de dados é feito um ensaio com a planta operando em malha fechada, alterando o valor do *setpoint* de forma significativa, porém sem gerar distúrbios indesejados na unidade de processo. Deve ser observado se outras malhas de controle não interagem com a malha ensaiada, e sempre que possível, os sistemas com correlação ao ensaiado devem ser manualizados, a fim de minimizar a interação entre os mesmos. Após a variável atingir o regime permanente, deve ser utilizada a função do Excel para a coleta dos dados em forma de matriz, observando os intervalos

de tempo coerentes para representar o comportamento de cada sistema, conforme o tempo de acomodação de cada malha de controle. Então os dados são transmitidos para o aplicativo que usa recursos do Matlab para projetar o controlador.

3.2.3 Relevância da taxa de amostragem

Conforme mencionado na seção 3.2, observou-se que muitos dos dados coletados possuíam uma baixa taxa de amostragem na importação dos dados da rede industrial para a rede corporativa, reduzindo a qualidade do projeto e em alguns casos gerando projetos incoerentes.

Figura 15 – Projeto efetuado com baixa taxa de amostragem

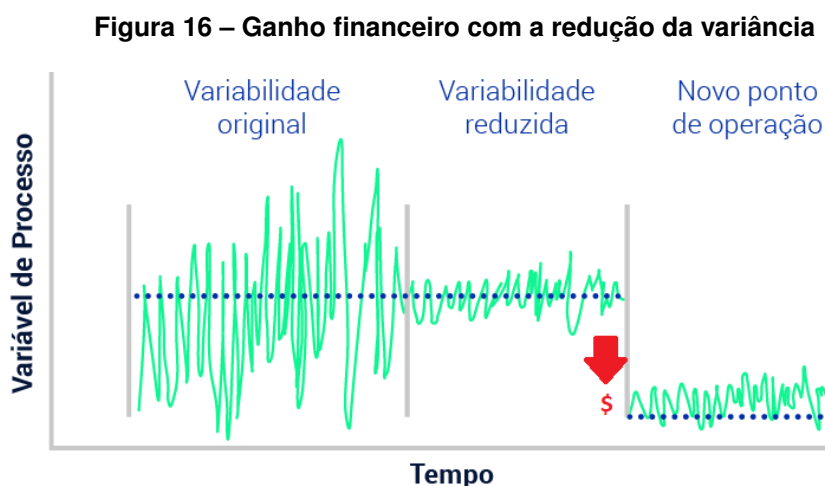


Comparando a Figura 8 e a Figura 15 é possível observar a perda de detalhes no comportamento das variáveis envolvidas. Nessa comparação o projeto foi coerente,

porém com um ganho proporcional 13% maior do que com dados mais fiéis ao processo real, sendo assim, optou-se por aumentar a taxa de coleta dados da planta industrial para o *Plant Information* para cada 15 segundos, o que possibilitou aumentar a qualidades dos controladores projetados, bem como viabilizar alguns projetos que mostraram-se incoerentes. Em alguns casos os dados armazenados da rede industrial indicaram que seria recomendável aumentar a taxa de amostragem, entretanto, no momento da realização desse trabalho, não foi possível executar essa alteração.

3.3 RESULTADOS ESPERADOS

Para que os controladores escolhido sejam de fato implementado é necessário que se observe uma menor variabilidade nas malhas de controle, reduzindo *overshoot* e adequando o tempo de resposta conforme as características de cada sistema, possibilitando obter um ganho financeiro caso a eficiência do processo aumente com a aproximação de uma variável a um valor máximo ou mínimo atingível, sem que esse possa ser ultrapassado devido a alguma limitação de segurança do equipamento ou especificação do produto. Esse tipo de resultados esperados é na literatura (CHAUDHURI, 2011; SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP; DOYLE, 2011). Um exemplo de ganho com redução da variabilidade pode ser visto na Figura 16.



Fonte: <http://www.trisolutions.com.br/solucoes/controlado-avancado-cav/> acessado em 02/07/2019

Em alguns casos, é desejada uma redução do número de reversões do atuador, reduzindo o desgaste prematuro do mesmo. Além disso, com um melhor comportamento da malha de controle é possível reduzir o número de malhas de controle manualizadas por opção da equipe de operação, devido a presença de instabilidade ou outros comportamentos indesejados. Para embasar implementação definitiva do controlador são levadas em conta as análises estatísticas geradas pelo *software* TriCLPM

para avaliar a evolução do comportamento dos controladores escolhidos reagindo aos distúrbios naturais do processo ao longo de janelas de doze horas de coleta de dados.

A importância de manter as malhas de controle com bom desempenho pode ser percebida tanto em condições de emergência, onde as variáveis de processo sofrem alterações mais bruscas, quanto em condições normais de operação, quando se percebe comportamento oscilatório, saturação do sinal para atuadores, demora ou incapacidade de atingir o valor desejado ou ainda, quando os valores excedem limites operacionais dos equipamentos. Em alguns casos é comum optar pela operação em manual, agindo diretamente na abertura do elemento final de controle no intuito de manter o processo estável. Entretanto, esse tipo de medida gera uma perda de confiabilidade operacional, em função do aumento da demanda de atenção à malha por parte da equipe de operação (CHAUDHURI, 2011).

Na seção de análise de dados são apresentados o estudo de melhoria de cinco malhas de controle de grandeza física distinta, seguindo as etapas de projeto apresentadas nesse capítulo. Os controladores escolhidos devem então atender os requisitos de desempenho propostos e melhorar o comportamento das malhas propostas.

4 ANÁLISE DE DADOS E RESULTADOS

4.1 SIMULAÇÃO COM PLANTAS VIRTUAIS

A fim de prevenir instabilidades nos sistemas de controle reais, foram realizados testes utilizando o Matlab no intuito de garantir o bom comportamento dos controladores projetados. Inicialmente foram realizados ensaios em malha aberta em três malhas de controle de nível com diferentes tempos de resposta e aproximados os comportamentos por um sistema de primeira ordem (obtendo a função de transferência da planta), sendo esses o controle de nível do canal de água clarificada (LIC-8801), nível de uma torre de refrigeração (LIC-86001) e do vaso de água desmineralizada (LIC-8020).

Como os parâmetros dos controladores atuais das plantas são conhecidos, é possível usar as funções $C(z)$ e $G(z)$, agora conhecidas, para simular a sistemática de ensaios em malha fechada propostos para a coleta de dados, conforme apresentado na Figura 2. Com os dados de *setpoint*, variável de processo e saída do controlador coletados em um ensaio virtual de mudança de *setpoint*, foram projetados controladores visando atender os requisitos de projeto. Para avaliar a qualidade dos projetos, foram propostos quatro novos controladores variando o parâmetro tempo de acomodação, mantendo-se o sobressinal fixo e outras quatro mantendo o tempo de acomodação fixo e alterando o *overshoot* esperado, e então simulado o comportamento do sistema com os novos controladores, conforme análise dos resultados abaixo:

4.1.1 Simulação da LIC-8801

O nível do canal de água clarificada é controlado por uma válvula que modula a entrada de água na calha *parshall*, passando por três filtros em paralelo e chegando ao canal de água clarifica. Como distúrbio de entrada temos a chegada de água de retro-lavagem oriunda da unidade de microfiltração que entra após a válvula de controle. Como distúrbio de saída temos a reposição de três torres de refrigeração, cinco filtros de areia e oito unidades de microfiltração. Devido a característica do sistema de filtragem por colchão de lodo, variações bruscas de vazão de água de entrada não são desejadas para não influenciar na qualidade da filtragem, aumentando a turbidez da água clarificada. Com o ensaio em malha aberta foi obtida a função de transferência

$$G(s) = \frac{0,4e^{-1,86s}}{7,8s + 1}.$$

Conhecendo os parâmetros do controlador da planta que são $k_p = 0,2$, $k_i = 0,1$ e $k_d = 0$, foram gerados sinais de saída do controlador $u(k)$, saída do sistema $y(k)$ e

diferença entre a entrada e a saída $e(k)$, excitados por um degrau unitário na entrada $r(k)$ conforme modelo visto na Figura 1, utilizando um período de amostragem de uma unidade de tempo. Com esses dados foi aplicado o *data-driven* utilizando um atraso de duas unidades de tempo, que é o valor inteiro mais próximo ao atraso de planta. Os controladores projetados são apresentados na Tabela 1, mantendo os valores de *overshoot* fixos em 2% e propondo quatro valores distintos de tempo de acomodação.

Tabela 1 – Simulação LIC-8801 com sobressalto fixo em 2%

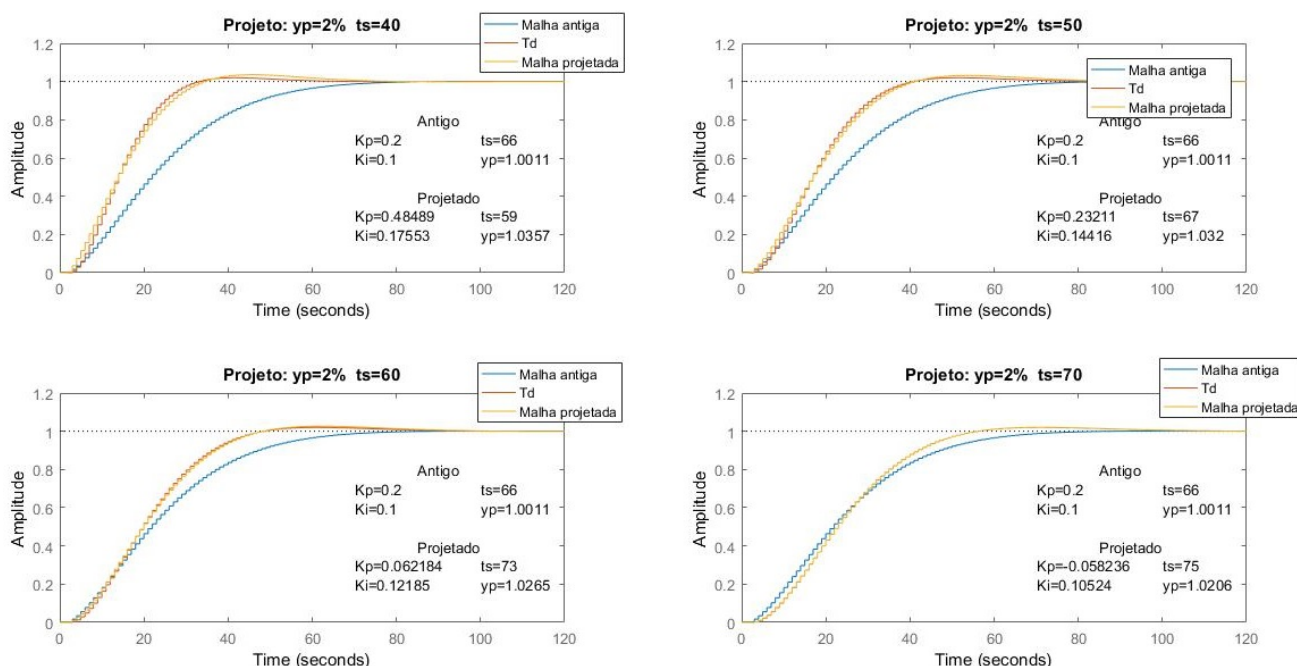
Parâmetros	Atual	Projeto 1	Projeto 2	Projeto 3	Projeto 4
K_p	0,2	0,485	0,023	0,062	0,058
K_i	0,1	0,175	0,144	0,121	0,105
K_d	0	0	0	0	0
$t_{s_projetado}$		40	50	60	70
$y_{p_projetado}$		1,02	1,02	1,02	1,02
t_{s_obtido}	66	59	67	73	75
y_{p_obtido}	1	1,036	1,032	1,027	1,021
t_{s_erro}		47,50%	34,00%	21,67%	7,14%
y_{p_erro}		1,54%	1,18%	0,64%	0,06%

A diferença entre o valor obtido e o desejado como resposta do processo foi quantificada em termos percentuais, de modo que expressa o quanto um valor excedeu ou ficou inferior a um valor desejado. De maneira geral esses indicadores podem ser expressos na forma

$$erro = \frac{obtido}{projetado} - 1. \quad (42)$$

Os comportamentos observados na Figura 17 mostram uma maior exatidão com critérios de tempo de acomodação mais lentos do que a planta atual, estabilizando o processo em 75 segundos quando almejava-se 70 segundos (cerca de 7,1% de erro) e mantendo o sobressinal conforme o projeto. Já com controladores mais rápidos observa-se um erro de 47,5% no parâmetro de acomodação e 1,54% no *overshoot*. Isso se deve ao fato da função *stepinfo* considerar acomodado o sinal com no máximo de 2% acima do seu valor de regime permanente, ou seja, em todos os casos em que a resposta esperada buscar um sobressinal de 2% e o valor máximo atingido pela variável de processo com o controlador projetado exceder esse valor, o indicador t_s irá registrar o tempo após o retorno para a faixa dos 2%, resultando num maior erro no tempo de acomodação.

Figura 17 – Simulação da LIC-8801 mantendo sobressinal fixo em 2%



Da mesma forma foram realizados projetos mantendo o valor de tempo de acomodação fixos em 70 segundos e alterados os critérios de sobressinal conforme os dados da Tabela 2. Como pode ser visto na Figura 18, os valores obtidos foram mais próximos dos critérios de projeto do que na simulação anterior, principalmente quanto ao sobressinal, onde o erro permaneceu inferior a 1% em três das quatro proposta. Já o tempo de acomodação, apresentou erros inferiores a 10%, com exceção do Projeto 4 que tinha o objetivo de atingir um *overshoot* de 150% que na prática não é desejada no ambiente industrial, mas é válido para avaliar o nível de personalização do projeto. Esse erro de maior magnitude se deve ao fato de o comportamento ensaiado não demonstrar como a planta reage com a presença de sobressalto e nem na ordem de velocidade de subida proposta.

Figura 18 – Simulação da LIC-8801 mantendo o tempo de acomodação fixo em 70s

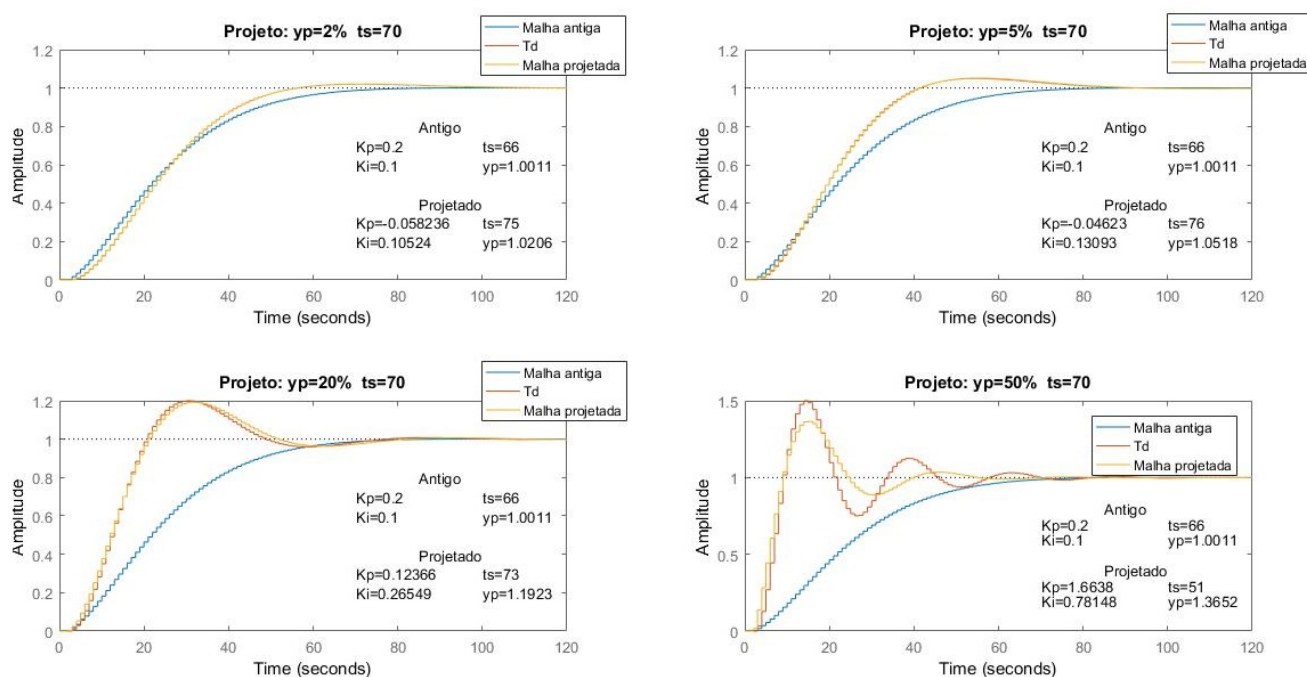


Tabela 2 – Simulação LIC-8801 com tempo de acomodação fixo em 70s

Parâmetros	Atual	Projeto 1	Projeto 2	Projeto 3	Projeto 4
K_p	0,2	0,058	0,046	0,124	1,664
K_i	0,1	1,105	0,131	0,265	0,782
K_d	0	0	0	0	0
$t_{s_projetado}$		70	70	70	70
$y_{p_projetado}$		1,02	1,05	1,2	1,5
t_{s_obtido}	66	75	76	73	51
y_{p_obtido}	1	1,021	1,052	1,192	1,37
t_{s_erro}		7,14%	8,57%	4,29%	-27,14%
y_{p_erro}		0,06%	0,17%	-0,64%	-8,99%

4.1.2 Simulação da LIC-86001

O nível da torre de refrigeração é controlado por uma válvula que capta água clarificada do canal supracitado por meio de uma bomba e tem como distúrbio de saída a evaporação conforme temperatura ambiente e a vazão de purga para forçar a renovação do inventário. Devido ao grande volume de água no poço da torre, esse sistema pode ser definido como um sistema lento, de modo que um tempo de acomodação lento não é desejado. Com o ensaio em malha aberta foi obtida a função de transferência

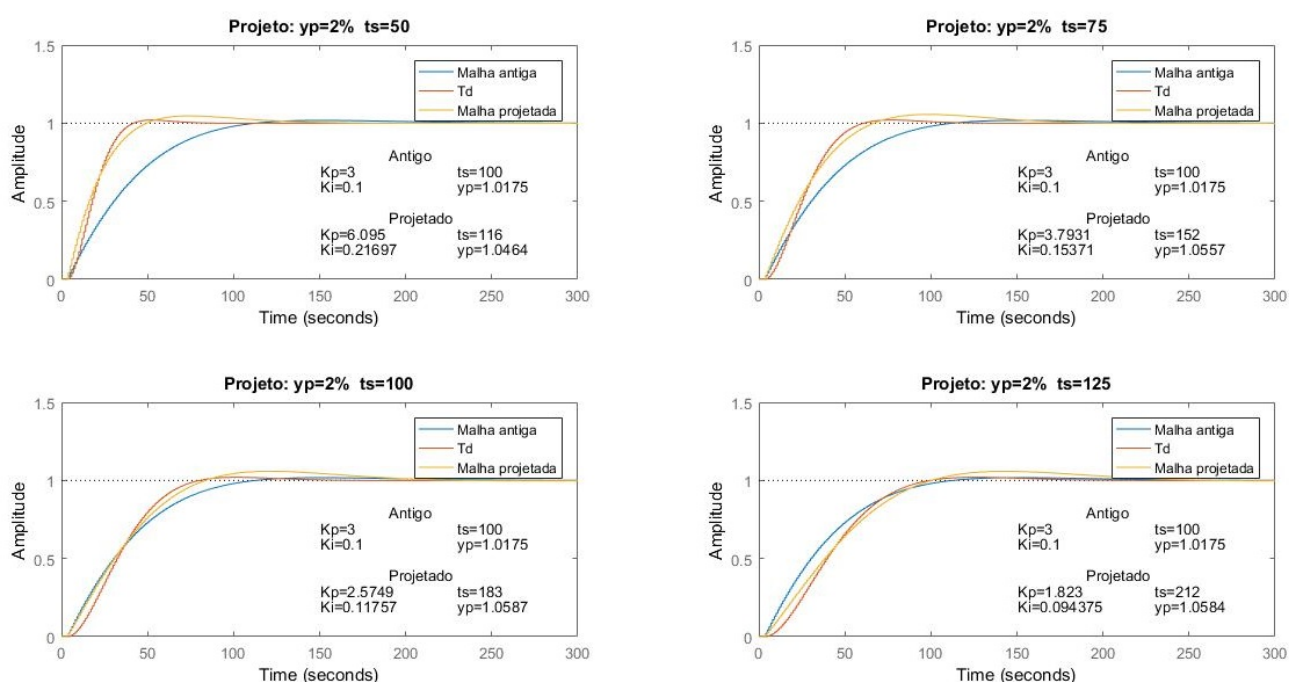
$$G(s) = \frac{0,286e^{-3s}}{41,3s + 1}$$

Mantendo um sobressinal fixo em 2% e variando o tempo de acomodação foi observado um erro considerável no tempo de acomodação comparando com os requisitos de projeto e um pequeno erro na amplitude do sinal em todos os casos propostos, sendo que todos os projetos apresentaram resultados piores do que os obtidos com o controlador atual, conforme pode ser observado nas Figura 19 e Tabela 3. O resultado negativo, no entanto, não surpreende, visto que a planta original não possuía *overshoot*, acomodando-se tão logo a variável se aproxima pela primeira vez do valor desejado. Já nos sistemas propostos, o pequeno erro para mais na amplitude da variável de processo afeta diretamente no tempo de acomodação que para um sistema lento como o dessa planta, reflete-se em um erro significativo.

Tabela 3 – Simulação LIC-86001 com sobressalto fixo em 2%

Parâmetros	Atual	Projeto 1	Projeto 2	Projeto 3	Projeto 4
K_p	3	6,095	3,793	2,575	1,823
K_i	0,1	0,217	0,154	0,118	1,094
K_d	0	0	0	0	0
$t_{s_projetado}$		50	75	100	125
$y_{p_projetado}$		1,02	1,02	1,02	1,02
t_{s_obtido}	100	116	152	183	212
y_{p_obtido}	1,018	1,046	1,056	1,059	1,058
t_{s_erro}		132,00%	102,67%	83,00%	69,60%
y_{p_erro}		2,55%	3,53%	3,82%	3,73%

Figura 19 – Simulação da LIC-86001 mantendo sobressinal fixo em 2%

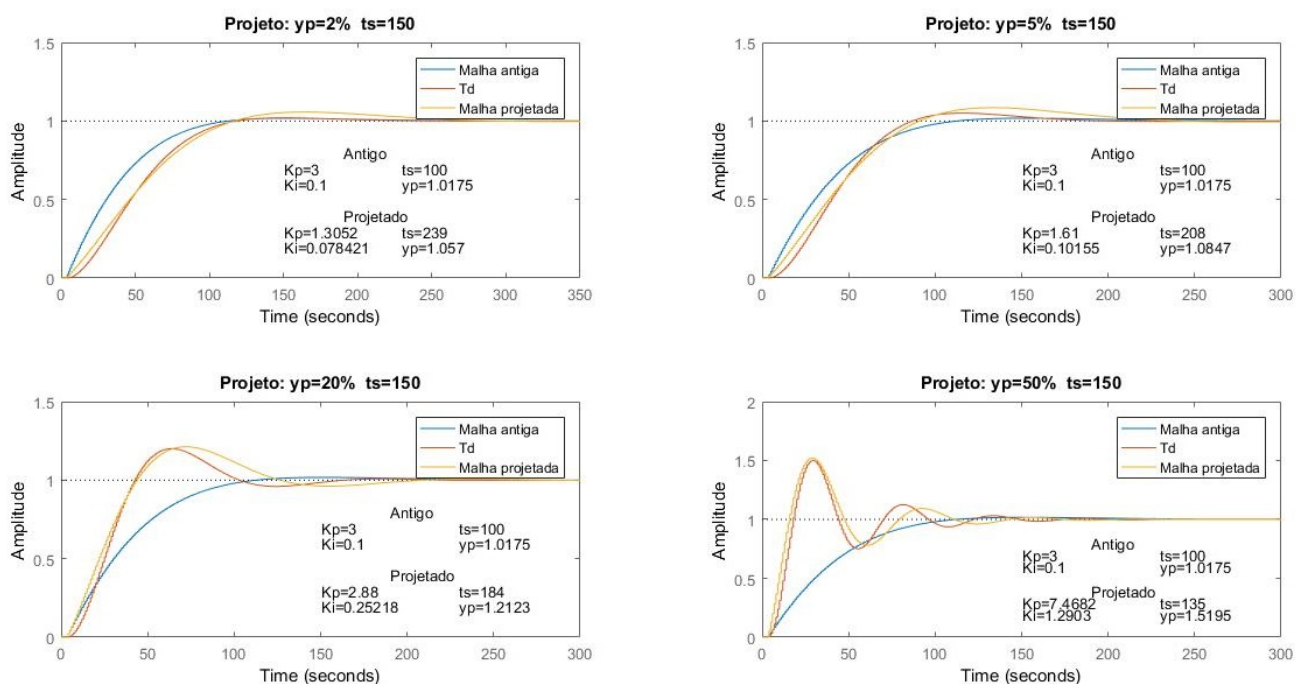


Da mesma forma que na planta anterior, foram realizadas simulações mantendo-se o tempo de acomodação fixo, propondo diferentes valores de sobressinal desejado. Nesse caso observa-se uma maior precisão na amplitude do sinal requerida, principalmente naqueles de maior grandeza, e com isso um tempo de acomodação mais próximo ao projetado, conforme Figura 20 e Tabela 4. Logo, para essa planta, é recomendado que não haja *overshoot*.

Tabela 4 – Simulação LIC-86001 com tempo de acomodação fixo em 150 min

Parâmetros	Atual	Projeto 1	Projeto 2	Projeto 3	Projeto 4
K_p	3	1,305	1,61	2,88	7,468
K_i	0,1	0,078	0,102	0,252	1,29
K_d	0	0	0	0	0
$t_{s_projetado}$		150	150	150	150
$y_{p_projetado}$		1,02	1,05	1,2	1,5
t_{s_obtido}	100	239	208	184	135
y_{p_obtido}	1,018	1,057	1,085	1,212	1,52
t_{s_erro}		59,33%	38,67%	22,67%	-10,14%
y_{p_erro}		3,63%	3,33%	1,00%	1,33%

Figura 20 – Simulação da LIC-86001 mantendo o tempo de acomodação fixo em 150 min



4.1.3 Simulação da LIC-8020

Por fim, foram simulados possíveis projetos para um dos vasos de condensado, que embora possua um volume considerável, também tem uma alta vazão de saída. Esse vaso geralmente opera com outro vaso de mesmo volume em paralelo, e cada um recebe condensado de diferentes unidades de processo para facilitar isolamento em caso de contaminação. A reposição dos vasos é feita por meio de bombas bem como o seu consumo. No ensaio em malha aberta foi levantada a seguinte função de transferência:

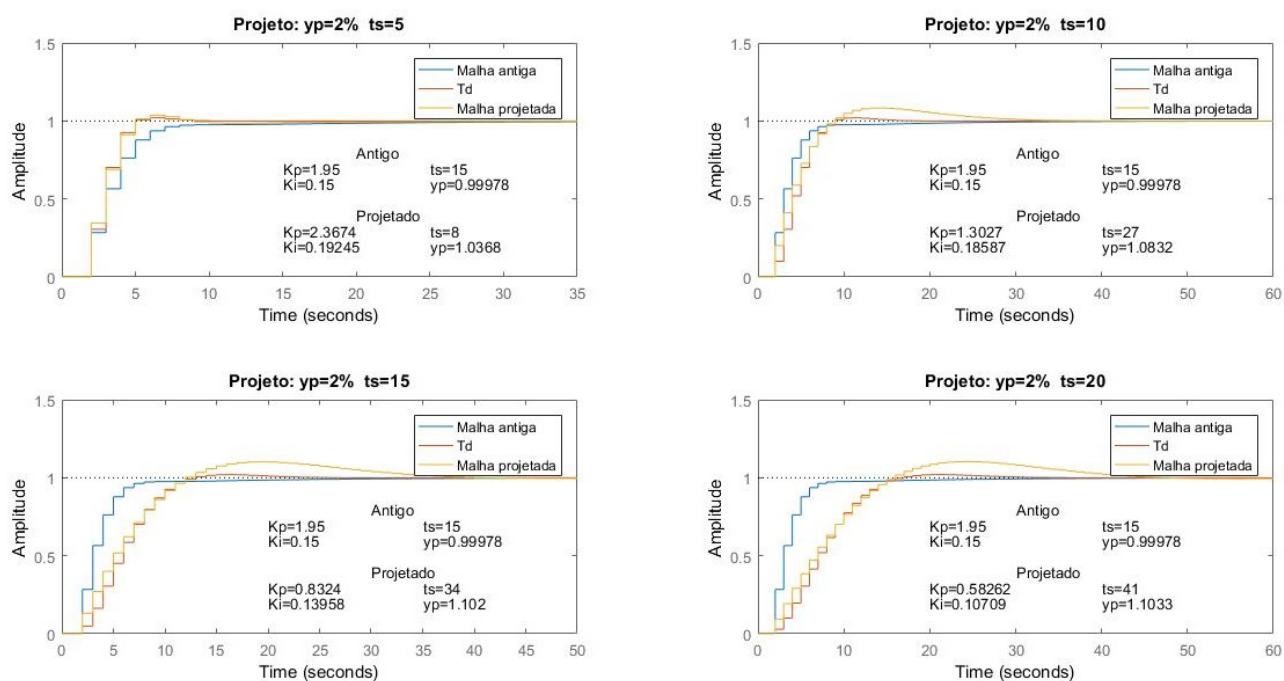
$$G(s) = \frac{1,638e^{-s}}{11,6s + 1}$$

Como no ensaio da torre de refrigeração, notamos a influência do erro de sobressinal refletindo-se no tempo de acomodação, não permitindo atingir os valores de projeto. Esse comportamento pode ser observado na Figura 21 e na Tabela 5, mantendo a amplitude desejada fixa em 1,02 e variando o critério de tempo de acomodação.

Tabela 5 – Simulação LIC-8020 com sobressalto fixo em 2%

Parâmetros	Atual	Projeto 1	Projeto 2	Projeto 3	Projeto 4
K_p	1,95	2,367	1,303	0,832	0,583
K_i	0,15	0,193	0,186	0,140	0,107
K_d	0	0	0	0	0
$t_{s_projetado}$		5	10	15	20
$y_{p_projetado}$		1,02	1,02	1,02	1,02
t_{s_obtido}	15	8	27	34	41
y_{p_obtido}	1	1,037	1,083	1,102	1,103
t_{s_erro}		60%	170%	126,67%	105%
y_{p_erro}		1,67%	6,18%	8,04%	8,14%

Figura 21 – Simulação da LIC-8020 mantendo sobressinal fixo em 2%

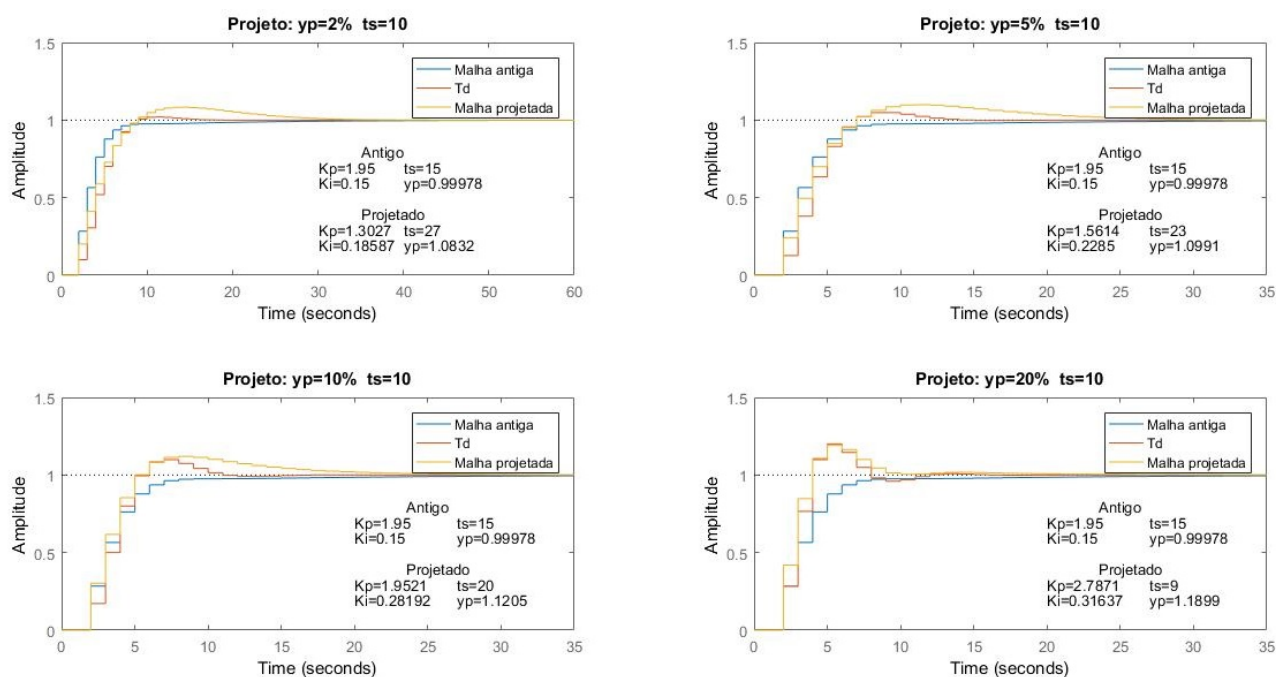


Da mesma forma que nos outros casos, as propostas com maior y_p atingiram com maior exatidão o objetivo do projeto, sendo acompanhado pelo critério de tempo de acomodação. Como nesse caso a malha pode ser considerada muito rápida, o erro percentual é bem alto, porém em valores absolutos fica nítida a relação entre os resultados de sobressinal e acomodação da malha. Esses últimos dados estão presentes na Figura 22 e Tabela 6.

Tabela 6 – Simulação LIC-8020 com tempo de acomodação fixo em 10s

Parâmetros	Atual	Projeto 1	Projeto 2	Projeto 3	Projeto 4
K_p	1,95	1,303	1,561	1,952	2,787
K_i	0,15	1,186	0,229	0,282	0,316
K_d	0	0	0	0	0
$t_{s_projetado}$		10	10	10	10
$y_{p_projetado}$		1,02	1,05	1,1	1,2
t_{s_obtido}	15	27	23	20	9
y_{p_obtido}	1	1,083	1,099	1,121	1,190
t_{s_erro}		170%	130%	100%	-10%
y_{p_erro}		6,18%	4,67%	1,91%	-0,83%

Figura 22 – Simulação da LIC-8020 mantendo o tempo de acomodação fixo em 10s



4.1.4 Considerações das simulações

Ao todo foram realizados vinte e quatro ensaios em três malhas distintas, todas de nível, com diferentes características de capacitância e distúrbios. Essa análise teve o objetivo de avaliar projetos com critérios tempos de acomodação igualmente espaçados entre cada ensaio, mantendo-se o critério de amplitude fixo, propondo valores inferiores e superiores aos observados pela planta, não observando, no entanto, o que seria melhor ao processo. Da mesma forma foram propostos apenas critérios com amplitudes maiores que a unitária, justamente para observar o poder de atendimento dos critérios, por mais que os valores de sobressinal superiores à 10% não sejam desejados nas maiorias dos casos práticos.

Sabe-se da teoria de polos e zeros que um sistema com realimentação composto por uma planta e um controlador assume o tempo de acomodação do polo dominante desse sistema, de modo que é possível anular o polo mais lento com um zero no controlador com a mesma grandeza do polo, no entanto nem todas as posições desejadas de tempo de acomodação e sobressinal podem ser alcançadas justamente pelas características dominantes da planta.

Já analisando o método utilizado para minimizar a função custo dos dados envolvidos no projeto dos controladores, sabe-se que a função custo só será zero se o controlador possuir a mesma ordem da planta, o que na prática dificilmente acontece, pois as múltiplas variáveis envolvidas num caso real divergem da ordem dos controladores PID utilizados nas malhas estudadas. Com a utilização do filtro $L(z) = T_d(z)[1 - T_d(z)]$ foi possível representar a resposta esperada com uma alta fidelidade. Desta forma, é possível considerar os resultados adequados para serem utilizados em plantas reais, dessa vez buscando um menor desgaste do atuador, redução no consumo desnecessário de insumos de tratamento de água e redução de comportamentos considerados indesejados pela equipe de engenharia e operação.

4.2 PROJETO DE CONTROLADORES - CASOS REAIS

Para o projeto de controladores utilizando os dados de processos reais foram realizados ensaios de mudança de *setpoint*, incrementando o seu valor uma única vez e aguardando a estabilização da variável de processo. As propostas de projeto, em sua maioria visavam a redução do tempo de acomodação e sobressinal, entretanto foram propostos algumas soluções com menor velocidade e com maior *overshoot* no intuito de avaliar as possibilidades de personalização do controle do processo.

As tabelas apresentadas nessa seção apresentam o tempo de acomodação e sobressinal projetado ($t_{s_{proj}}$ e $y_{p_{proj}}$, respectivamente), que são usados para gerar a função de transferência que descreve a resposta desejada pelo sistema (T_d) conforme mostrado na Figura 9, os ganhos dos controladores (k_i , k_p e k_d), o tempo de acomodação obtido no ensaio (t_s), o valor máximo atingido pela variável de processo (y_{max}), o sobressinal obtido

$$y_p = \frac{y_{max} - SP_{final}}{SP_{final} - SP_{inicial}}, \quad (43)$$

os indicadores que comparam os resultados do controlador atual com o projetado

$$\Delta t_s = \frac{t_{s_{proj}}}{t_{s_{antigo}}} - 1 \quad (44)$$

$$\Delta y_p = \frac{y_{p_{proj}} - SP_{inicial}}{y_{p_{antigo}} - SP_{inicial}} - 1, \quad (45)$$

e por fim os indicadores de diferença entre o valor projetado e o obtido

$$ts_{erro} = \frac{ts}{ts_{proj}} - 1 \quad (46)$$

$$yp_{erro} = \frac{yp}{yp_{proj}}. \quad (47)$$

Em cada caso foi observado o atraso entre a mudança de *setpoint* e a alteração do valor da variável de processo no intuito de corrigir a mudança de referência, sendo inserido o número inteiro que melhor aproxime o comportamento desejado da resposta do sistema ensaiado.

4.2.1 Sintonia da PIC-132011

A PIC-132011 é responsável por controlar a pressão da linha de nitrogênio gasoso em 16 kgf/cm² na saída da unidade U-132, que fornece nitrogênio para toda a refinaria. Em geral, o consumo de nitrogênio é estável e em baixa vazão, com períodos de maior demanda quando há inertização de equipamentos e parada de unidades.

O principal distúrbio desta planta é a própria unidade, que possui seis vasos de nitrogênio líquido pressurizados entre 16 e 25 kgf/cm², e operam quase sempre de forma individual, vaporizando e fornecendo nitrogênio para as outras unidades de processo. Como não existe o controle na pressão dos vasos, ocorre com muita frequência a operação em rampa de subida ou descida na pressão dos vasos, e também ocorrem variações abruptas na pressão quando há intervenção manual na pressão do vaso ou troca do vaso que está em operação, demandando a atuação da malha de controle.

No mês de novembro de 2019, foi observado que a malha de controle possuía um comportamento oscilatório de alta amplitude e demora na estabilização do controle, gerando um maior desgaste na válvula de controle. Como o algoritmo de projeto de controladores ainda estava em desenvolvimento, foi realizado um projeto que não atingiu os valores esperados porém mostrou um melhor desempenho, conforme a Figura 23 que consiste na análise feita pelo *software* TriCLPM, comparando os dias 21/11/2019 e 23/03/2020, observando uma janela de 12 horas. Em ambas as análises o *software* recomendou a resintonização da malha. Entretanto, notou-se uma redução do desvio padrão da variável de processo em 58,7%, na variância da PV em 81,3%, na integral de erro absoluto (IAE) em 73,2%, bem como se refletiu no comportamento do atuador na redução do número de reversões por ciclo em 23,5% e no percurso estimado por dia em 44,7%.

No dia 24 de março de 2020 foram realizados ensaios com os controladores projetados no intuito de avaliar a proximidade entre os resultados esperados e os obtidos e a melhoria de desempenho comparado ao controlador atual. Conforme pode ser observado na Tabela 7, os valores de *overshoot* obtidos nas malhas projetadas apresentaram um erro entre 14 e 28% comparados aos valores esperados, porém em termos absolutos são tolerados na planta em questão. Esse erro elevado não se repete nos Projetos 6 e 7 que propunham um *overshoot* de 20 e 50% respectivamente.

Com relação ao tempo de acomodação, os controladores em geral apresentaram dados próximos ao esperado, com exceção ao Projeto 1. Já em termos qualitativos, todos os projetos com exceção dos que propositalmente buscavam valores mais elevados de tempo de t_s e y_p registraram valores inferiores aos da planta original, o que comprova o bom uso na indústria.

Tabela 7 – Ensaios na PIC-132011 utilizando controladores projetados

	Atual	Proj 1	Proj 2	Proj 3	Proj 4	Proj 5	Proj 6	Proj 7
t_{s_proj}	-	700	900	1500	700	900	900	900
y_{p_proj}	-	2%	2%	2%	1%	1%	20%	50%
K_p	5,81	13,86	9,26	3,73	12,61	8,44	18,83	19,09
K_i	0,22	0,101	0,066	0,031	0,083	0,055	0,356	1,73
K_d	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
t_s	1386	1125	886	1660	729	881	853	778
y_{max}	16,29	16,24	16,25	16,26	16,23	16,24	16,25	16,31
y_p	45%	20%	25%	30%	15%	20%	25%	55%
Δt_s	-	-18,8%	-36,1%	19,8%	-47,4%	-36,4%	-38,5%	-43,9%
Δy_p	-	-17,24%	-13,79%	-10,34%	-20,69%	-17,24%	-13,79%	6,90%
t_{s_erro}	-	60,7%	-1,6%	10,7%	4,1%	-2,1%	-5,2%	-13,6%
y_{p_erro}	-	18%	23%	28%	14%	19%	5%	5%

A Figura 24 mostra os dados armazenados na rede industrial da PIC-132011 respondendo a uma alteração de *setpoint* de 16 para 16,4 kgf/cm², representado pelo gráfico de cor rosa. O controlador utilizado nesse ensaio é o chamado de atual na Tabela 7, e tem como resposta o gráfico verde e a abertura do atuador em cor laranja.

Com base nos resultados obtidos, optou-se por aplicar o controlador do Projeto 4 de maneira definitiva na malha de controle de pressão de nitrogênio de 16 kgf/cm². O ganho proporcional passou de 5,81 para 12,61 e o ganho integral passou de 0,22 para 0,083. O comportamento do controlador pode ser visto na Figura 25 e pode ser percebido um menor número de reversões no atuador (gráfico laranja), aumentando a sua vida útil e um menor sobressinal e tempo de acomodação (gráfico verde), se comparado com Figura 24 que é o comportamento do controlador antigo.

Figura 23 – Comparativo do desempenho da PIC-132011 nos dias 21/11/2019 e 23/03/2019

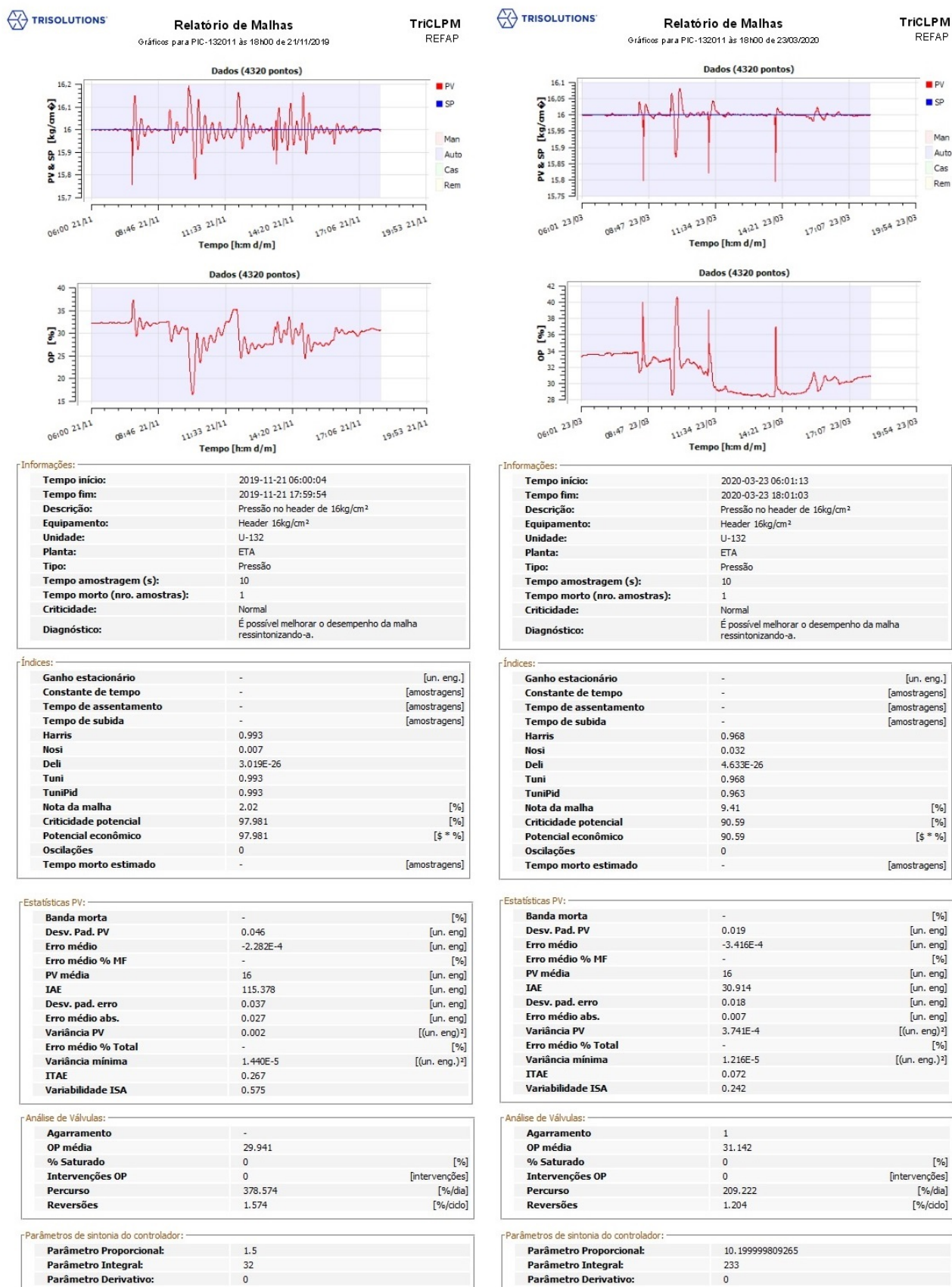


Figura 24 – Comportamento da PIC-132011 com o controlador antigo

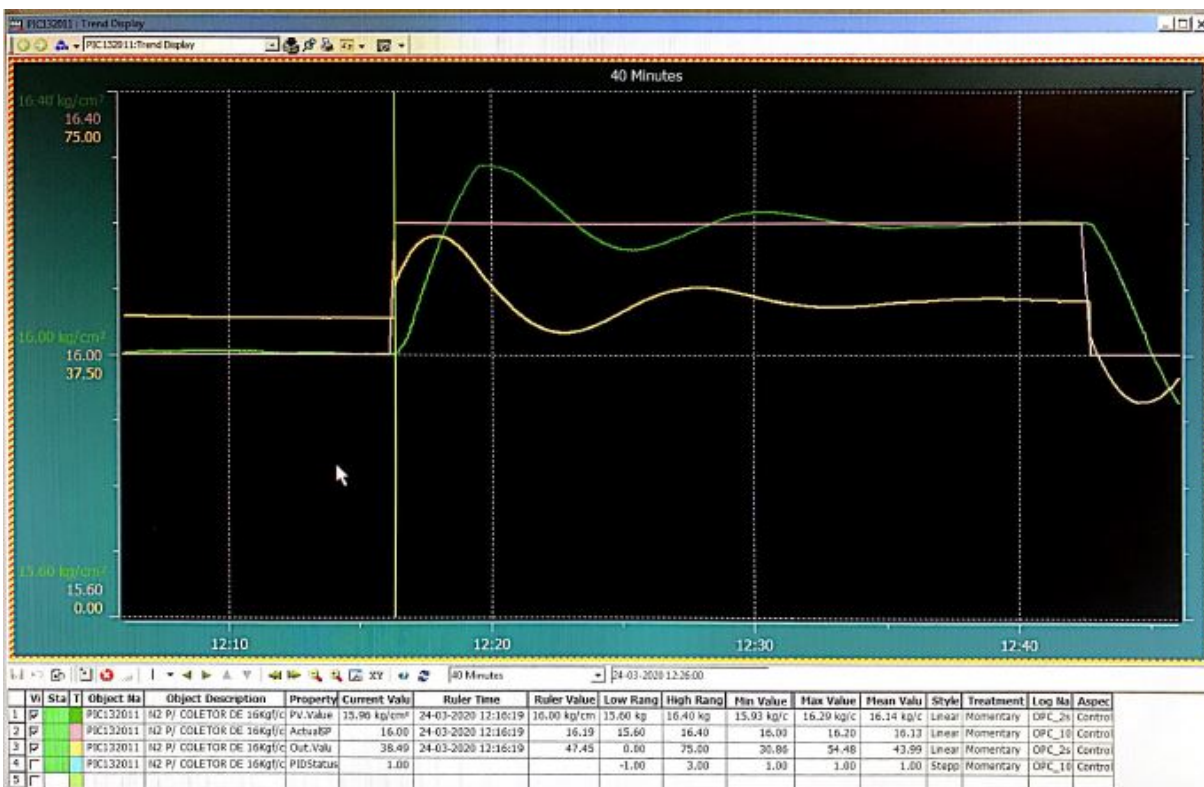
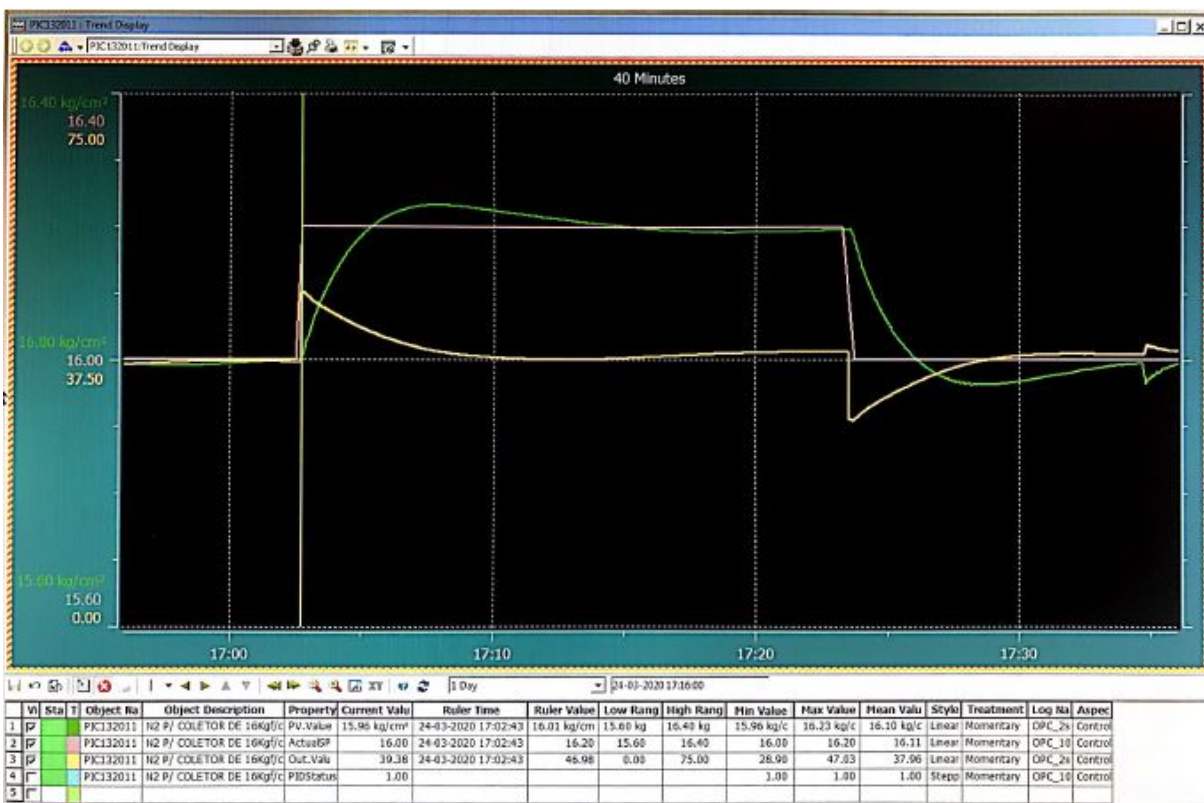


Figura 25 – Comportamento da PIC-132011 com o controlador do Projeto 4



Observando a análise gerada pelo *software* TriCLPM, Figura 26, que avalia o comportamento do sistema entre às 18 horas do dia 12/04/2020 até às 6 horas do dia 13/04/2020, com *setpoint* fixo em 16 kg/cm², foram obtidos resultados significativamente melhores do que o controlador inicial da planta, da mesma forma ao comparar com o controlador intermediário citado anteriormente. Os resultados estão registrados na Tabela 8, onde deve ser destacada a redução do percurso da válvula em 64,8% e o número de reversões em 55,9%, se comparado com o controlador antigo da planta, o que garante uma maior vida útil do atuador, refletindo-se em retorno financeiro com manutenção e segurança do processo e pessoas.

Para esse sistema, pequenos desvios entre a variável desejada e a medida não representam em um risco ou perda financeira, entretanto, em alguns casos a redução da variância permite agregar valor financeiro ao processo, aproximando o SP do limite operacional da planta. Nesse caso, observa-se um erro médio 88,9% menor, bem como um índice de erro acumulado 90,3% inferior aos encontrados utilizando o controlador antigo.

Figura 26 – Análise do desempenho da PIC-132011 com o controlador do Projeto 4

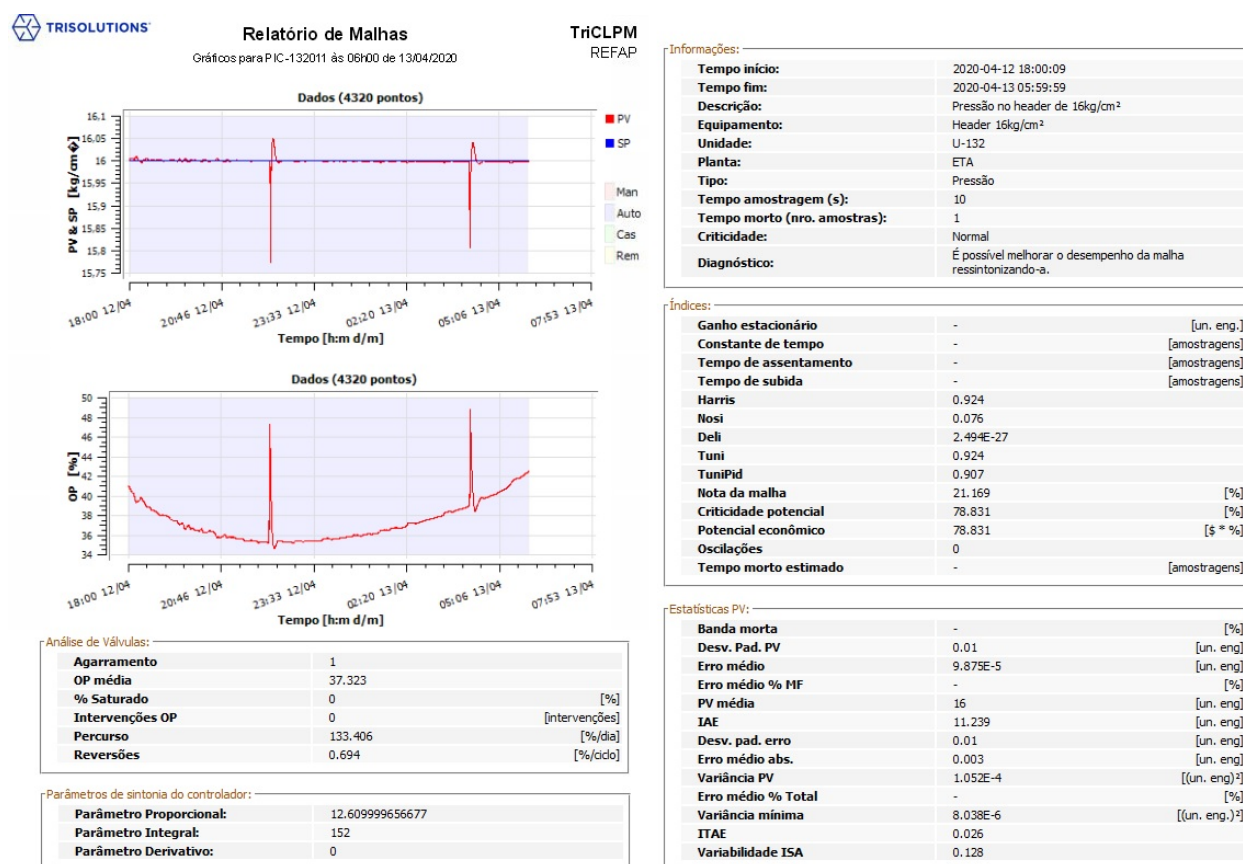


Tabela 8 – Análise da otimização da PIC-132011

	Antigo	Interm.	Novo	Antigo-Novos	Interm-Novos
Desvio padrão PV	0,046	0,019	0,01	78,3%	47,4%
Erro médio	$2,28 \cdot 10^{-4}$	$3,42 \cdot 10^{-4}$	$9,88 \cdot 10^{-5}$	56,7%	71,1%
IAE	115,378	30,914	11,239	90,3%	63,6%
Desvio padrão erro	0,037	0,018	0,01	73,0%	44,4%
Erro médio abs.	0,027	0,007	0,003	88,9%	57,1%
Variância PV	$2,00 \cdot 10^{-3}$	$3,74 \cdot 10^{-4}$	$1,04 \cdot 10^{-4}$	94,8%	72,1%
Percurso	378,474	209,222	133,406	64,8%	36,2%
Reversões	1,574	1,204	0,694	55,9%	42,4%

4.2.2 Sintonia da PIC-132012

A PIC-132012 é responsável por controlar a pressão da linha de nitrogênio gasoso em 7 kgf/cm^2 , que é usado como sistema pneumático de segurança para instrumentos e atuadores de toda a refinaria, evitando que se perca selagem ou que as válvulas das unidades entrem em condição de segurança.

Em função da baixíssima vazão de nitrogênio solicitada pelos consumidores, é muito frequente a operação do atuador com abertura muito próximas à zero, e ocorrendo saturação do sinal de saída do atuador em vários momentos, desta forma observa-se uma zona morta entre a abertura da válvula e o devido reflexo na variável de processo (comportamento pode ser visto na Figura 27). Essa condição implica numa limitação nas possibilidades de projeto, visto que os dados iniciais são utilizados no cálculo do novo controlador, não sendo possível então projetar controladores com sobressinal ou mais lentos do que os propostos na Tabela 9, visto que o modelo aponta ganhos proporcionais negativos, que não são fisicamente coerentes.

Assim como na PIC-132011, o atuador que controla o coletor de nitrogênio para instrumentos, tem como principal distúrbio a troca dos vasos que fornecem nitrogênio vaporizado à válvula, bem como a interação com o atuador do coletor de 16 kgf/cm^2 .

No dia 9 de março foi executado um ensaio em malha fechada, elevando o *setpoint* de 7 para $7,1 \text{ kgf/cm}^2$, a fim de coletar dados para o projeto do controlador (Figura 28). A variável (gráfico verde) apresenta uma mudança de comportamento cerca de quatro minutos após o salto na entrada (gráfico rosa), mesmo com um bom comportamento da abertura do atuador (gráfico laranja). Além disso, a variável de processo apresenta oscilações agregadas ao sinal principal.

Figura 27 – Análise do desempenho da PIC-132012 com o controlador antigo

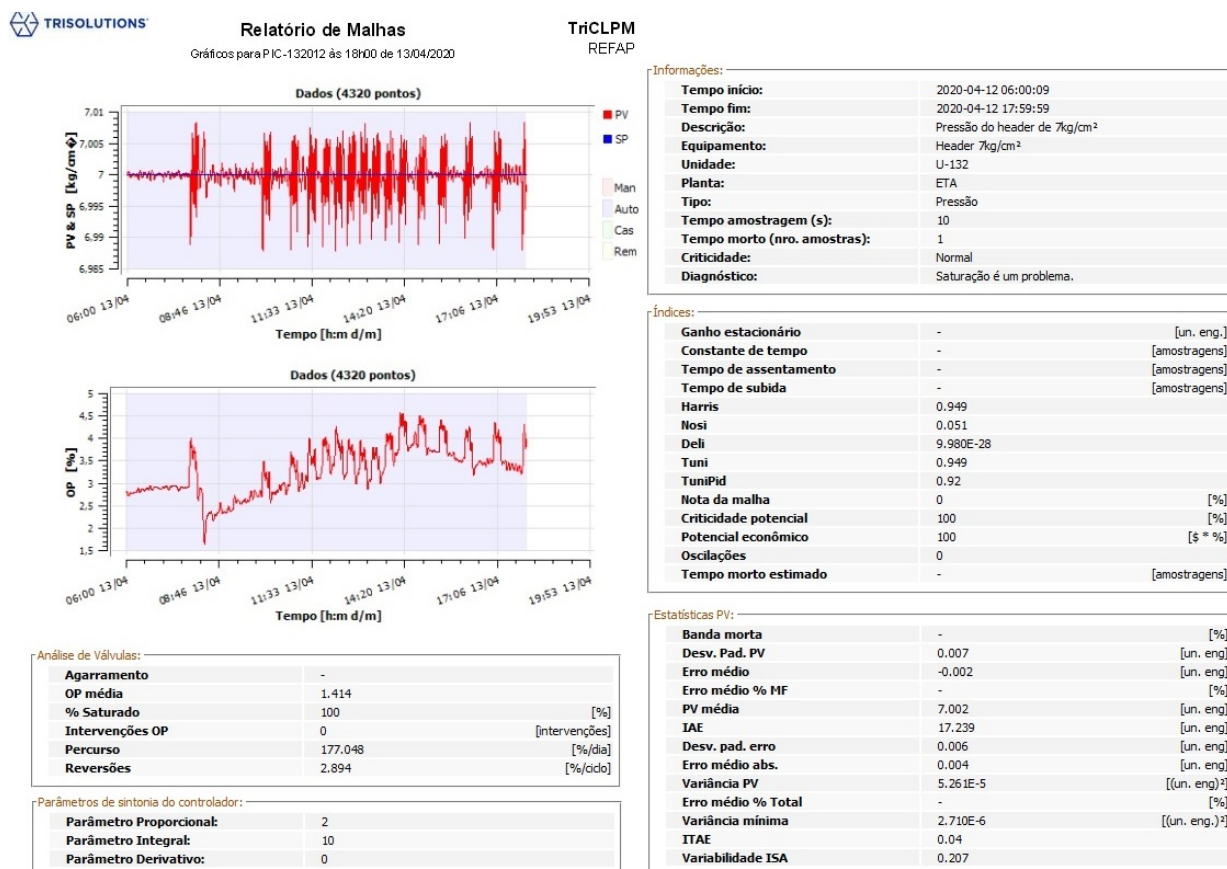


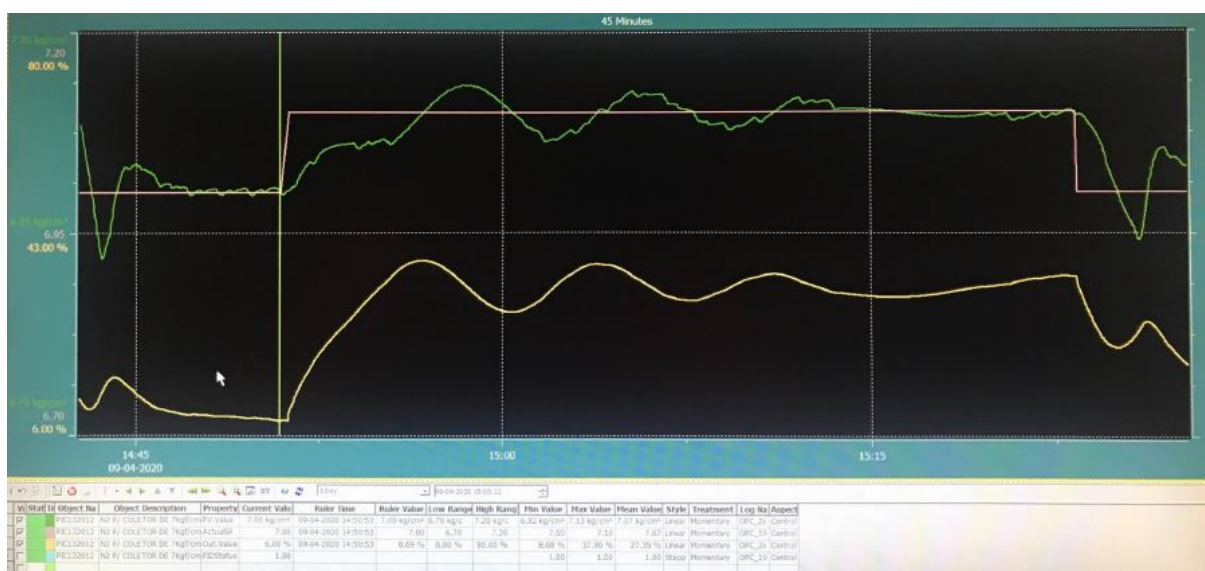
Tabela 9 – Ensaios na PIC-132012 utilizando controladores projetados

	Atual	Proj 1	Proj 2	Proj 3
t_{s_proj}	-	600	700	800
y_{p_proj}	-	0%	0%	0%
K_p	1,25	18,27	13,06	8,99
K_i	0,06	1,13	1,02	0,93
K_d	0,00	0,00	0,00	0,00
t_s	1582	372	507	1036
y_{max}	7,14	7,11	7,12	7,12
y_p	40%	10%	20%	20%
Δt_s	-	-76,49%	-67,95%	-34,51%
Δy_p	-	-21,43%	-14,29%	-14,29%
t_{s_erro}	-	-38,00%	-27,6%	29,5%
y_{p_erro}	-	10%	20%	20%

Então, foram propostos três projetos que não apresentassem sem sobressinal, esperando acomodação em 600, 700 e 800 segundos, conforme Tabela 9. Os três controladores apresentaram erros consideráveis, tanto no critério sobressinal (excedendo até 20% o critério), quanto no tempo de acomodação, com erros de até 38%. Contudo,

todos os projetos apresentaram desempenhos melhores do que o controlador inicial da planta.

Figura 28 – Comportamento da PIC-132012 com o controlador antigo



Como a variável controlada é de suma importância para a segurança do processo, visto que é a garantia de uma pressão de gás para instrumentação e atuadores no caso de falha no ar de instrumento, julgou-se necessária a redução do tempo de acomodação da malha de controle. Dos três controladores projetados, que podem ser vistos nas Figuras 29 (Projetos 1 e 2) e 30 (Projeto 3), seguindo a referência de um salto no valor desejado de 7 para 7,1 kgf/cm², optou-se por implementar o Projeto 1, pois apresentou um menor tempo de acomodação e menor comportamento oscilatório, preservando assim a vida útil do atuador. O controlador escolhido resultou num tempo de acomodação 76,49% menor e um *overshoot* 21,43% menor do que no controlador original da planta.

Na Figura 31 é mostrado um resumo da análise gerada pelo TriCLPM, avaliando o comportamento do sistema entre às 18 horas do dia 16/04/2020 até às 6 horas do dia 17/04/2020, com *setpoint* fixo em 7 kgf/cm², onde é notável a melhoria se comparada aos dados presentes na Figura 27. Os resultados estão registrados na Tabela 10, onde deve ser destacado um aumento no percurso diário da válvula em 230,1% e no número de reversões em 206,4%, se comparado com o controlador antigo da planta, o que é esperado devido a maior velocidade de resposta da malha de controle. Embora esses dados se reflitam em maior desgaste do atuador, por se tratar de um sistema de segurança de processo, espera-se um retorno em confiabilidade caso haja um aumento repentino no consumo de nitrogênio para instrumentação, garantindo a segurança de toda a planta industrial e das pessoas envolvidas.

Figura 29 – Comportamento da PIC-132012 com os controladores do projeto 1 e 2

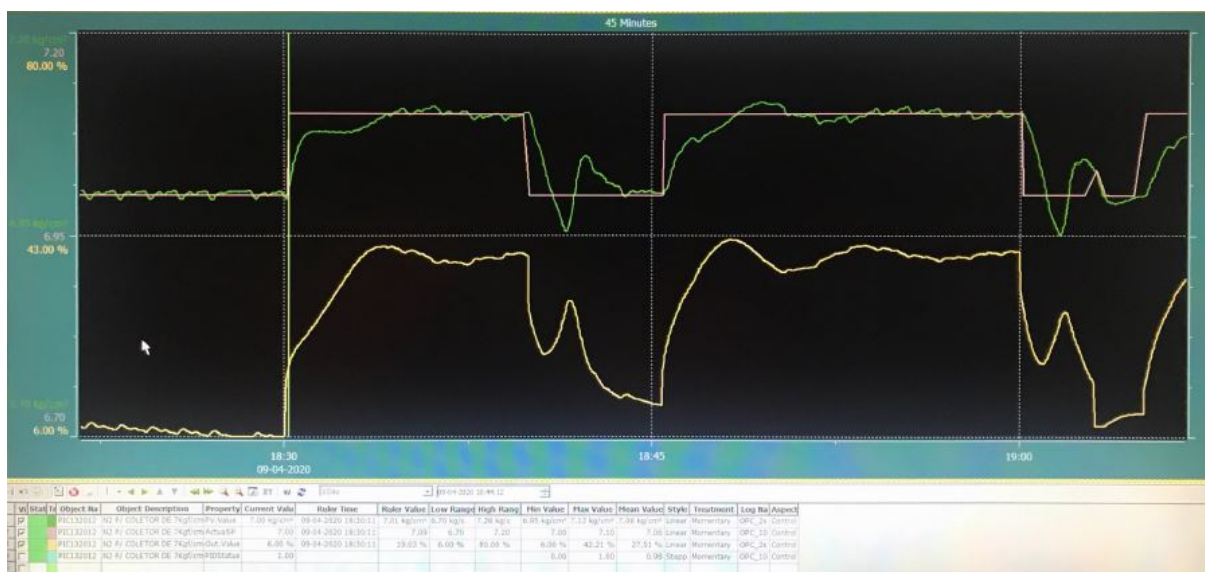
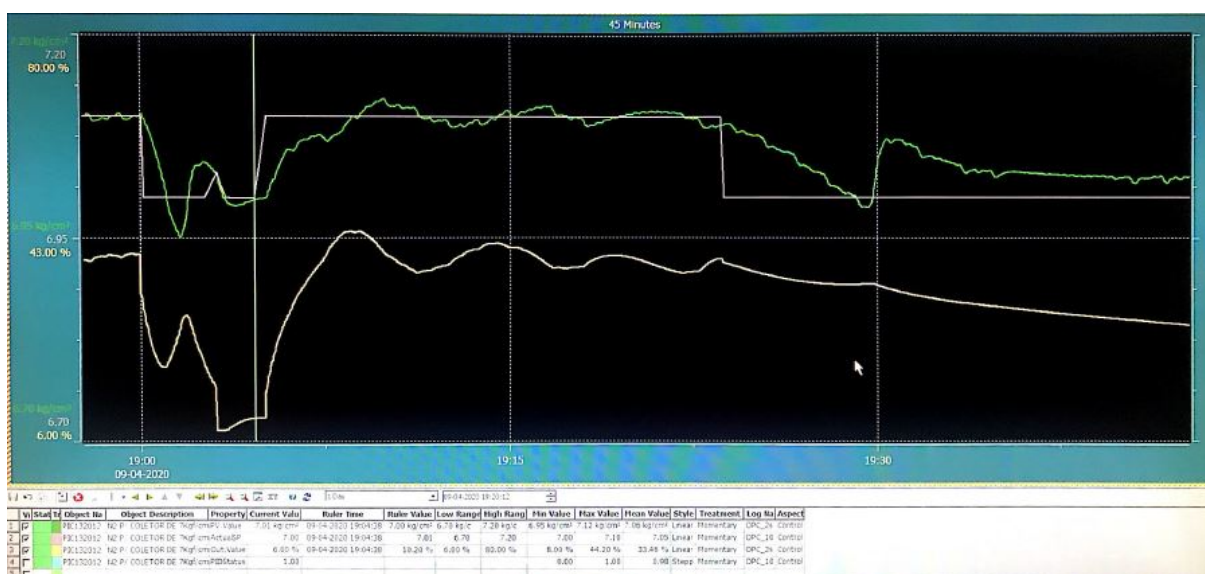


Figura 30 – Comportamento da PIC-132012 com os controlador do projeto 3

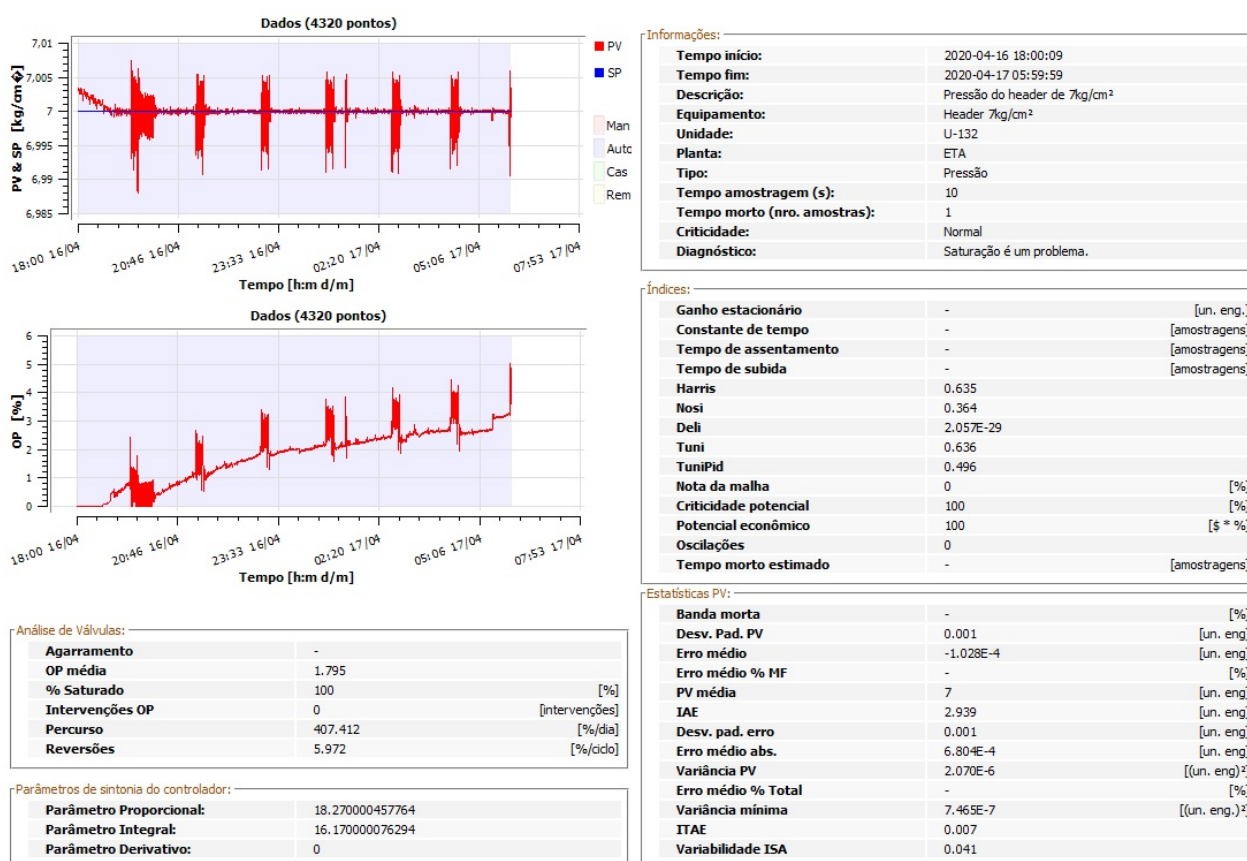


Para esse sistema, grandes desvios entre a variável desejada e a medida representa um risco de parada de processo por movimentação indevida de atuadores pneumáticos. Embora os valores obtidos com o controlador antigo sejam considerados muito bons, foi obtida uma melhoria expressiva com o controlador novo, além da redução no tempo de resposta e sobressinal. Observa-se, usando o controlador escolhido, uma redução de 94,9% no erro médio, e um índice de erro acumulado 83,0% menor frente à análise com o controlador antigo.

Tabela 10 – Análise da otimização da PIC-132012

	Antigo	Novo	Resultado
Desvio padrão PV	7.00^{-3}	1.00^{-3}	85,7%
Erro médio	$2,00.10^{-3}$	$1,03.10^{-4}$	94,9%
IAE	17,239	2,939	83,0%
Desvio padrão erro	6.00^{-3}	1.00^{-3}	83,3%
Erro médio abs.	4.00^{-3}	6.80^{-4}	83,0%
Variância PV	$5,26.10^{-5}$	$2,07.10^{-6}$	96,1%
Percurso	177,048	407,412	-230,1%
Reversões	2,894	5,972	-206,4%

Figura 31 – Análise do desempenho da PIC-132012 com o controlador novo



4.2.3 Sintonia da FIC-132001B

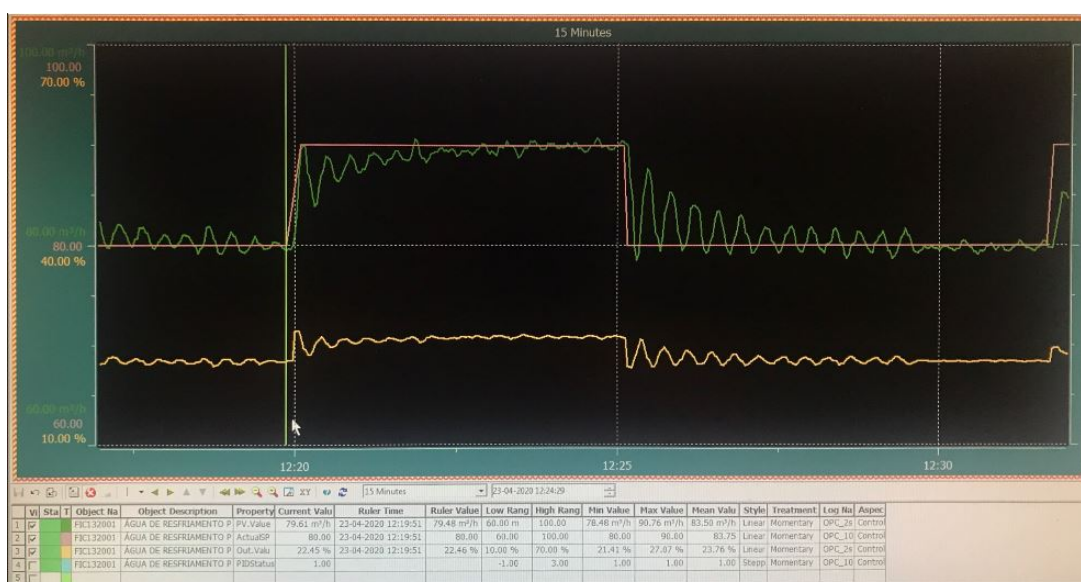
A FIC-132001B é responsável pelo controle da vazão de água para vaporização do nitrogênio líquido, sendo permitida a passagem de nitrogênio no permutador apenas se a vazão de água for superior a $90 \text{ m}^3/\text{h}$, e bloqueando a passagem de nitrogênio quando a vazão de água é inferior a $80 \text{ m}^3/\text{h}$.

A água, oriunda da torre de refrigeração por meio de bombas com controle de rotação, circula por três permutadores que operam em paralelo com mesmo *setpoint*

de vazão. Os distúrbios nesse sistema são sutis, devido a presença do controle de rotação das bombas, sendo significativos apenas em casos mais singulares como a entrada da bomba reserva ou alinhamento de água industrial para apoio na pressão coletor de água para os permutadores.

Após efetuar um ensaio alterando o valor esperado de 80 para 90 m^3/h , foi percebido um comportamento oscilatório na resposta da planta, conforme pode ser visto na Figura 32. Então, foi realizado um ajuste nos ganhos para tornar a malha menos agressiva, e então coletar dados com um comportamento mais próximo ao esperado.

Figura 32 – Comportamento da FIC-132001B com o controlador antigo



Na Figura 33 pode ser vista a análise estatística do controlador em uma janela de doze horas durante a noite do dia 25 de abril, na qual indica que a malha possui comportamento oscilatório com período em torno de 25,58 segundos.

Então foram propostos três controladores sem sobressinal, esperando acomodação em 75, 100 e 150 segundos, conforme Tabela 11. Os três controladores apresentaram erros consideráveis, tanto no critério sobressinal, quanto no tempo de acomodação. Entretanto, os projetos 2 e 3 apresentaram desempenhos melhores do que o controlador intermediário da planta, que é apresentado na Figura 34.

Figura 33 – Análise do desempenho da FIC-132001B com o controlador intermediário

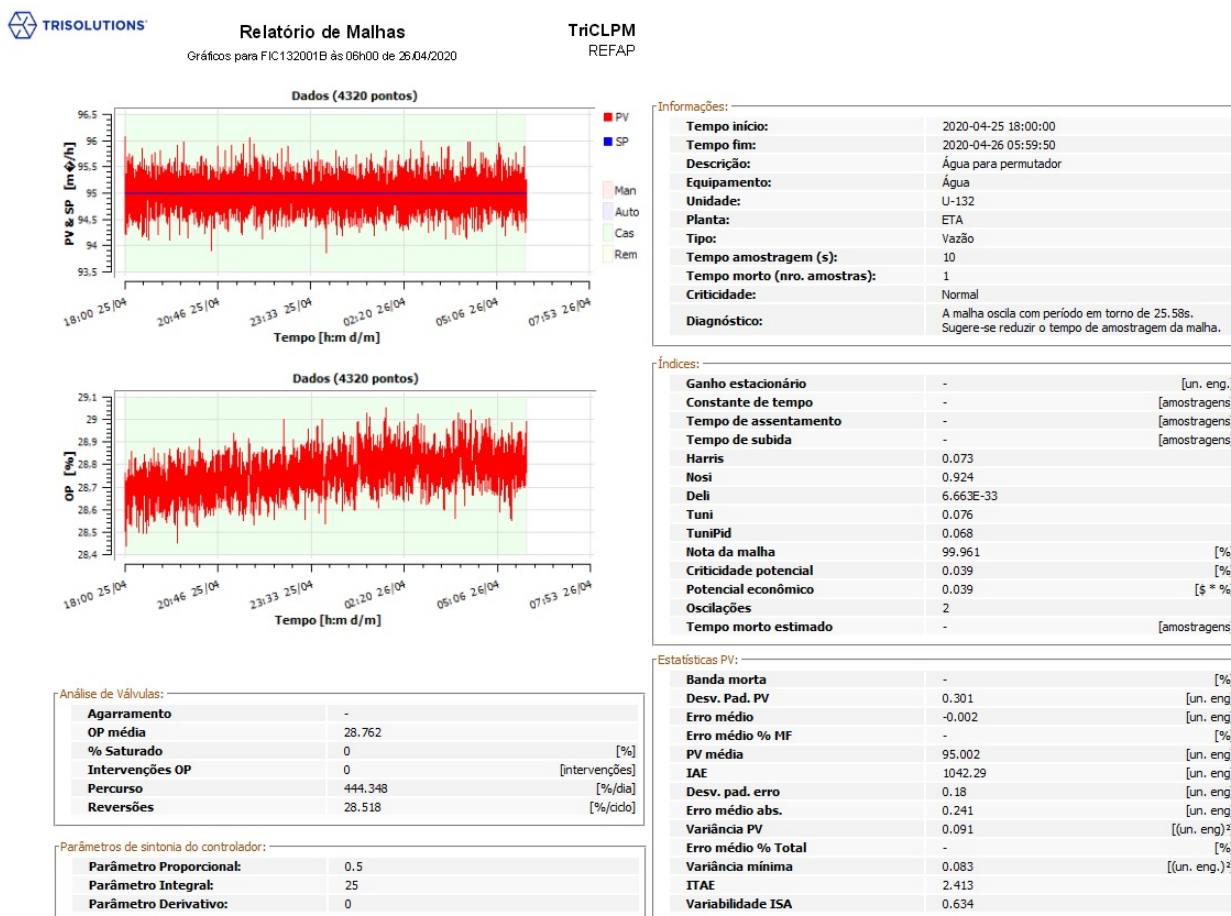
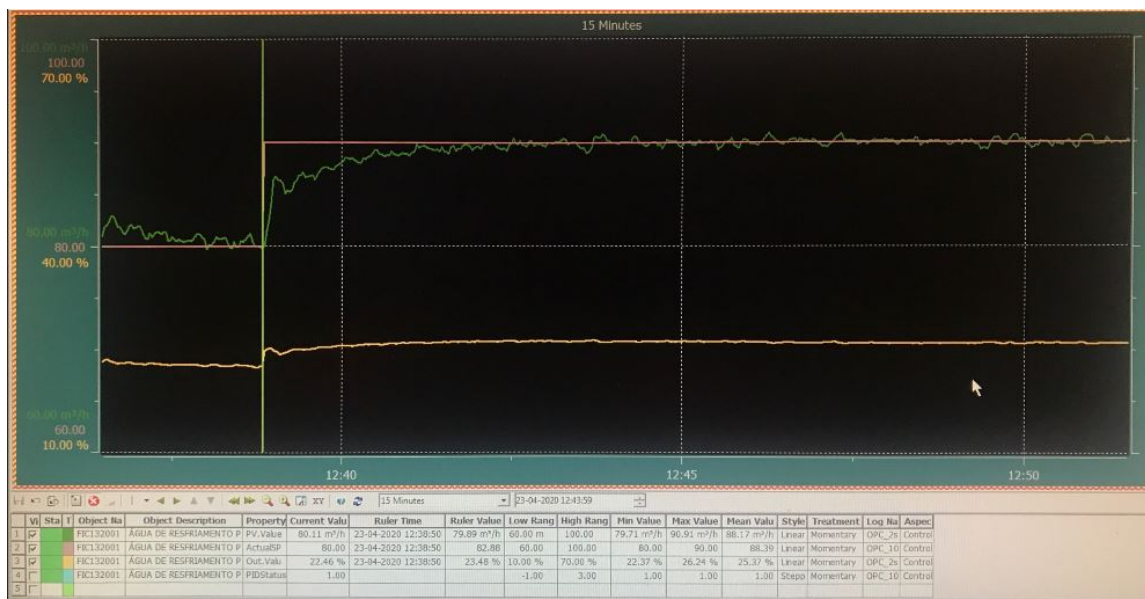


Tabela 11 – Ensaios na FIC-132001B utilizando controladores projetados

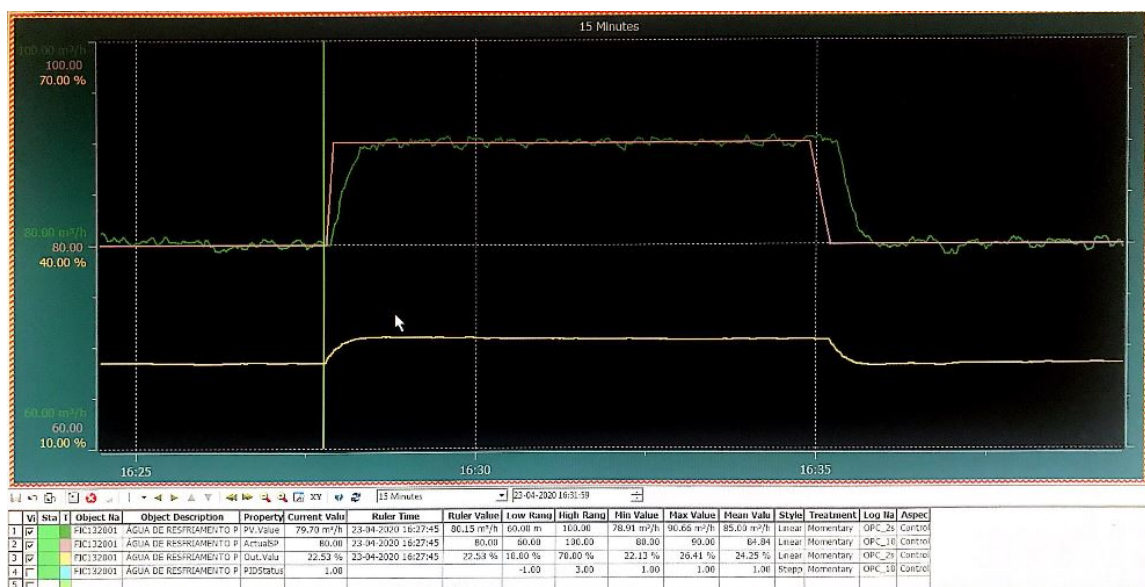
	Atual	Proj 1	Proj 2	Proj 3
t_{s_proj}	-	150	100	75
y_{p_proj}	-	0%	0%	0%
K_p	0,50	0,05	0,08	0,04
K_i	0,020	0,009	0,013	0,018
K_d	0,00	0,00	0,00	0,00
t_s	221	232	170	47
y_{max}	90,91	91,17	90,23	90,66
y_p	0%	0%	0%	0%
Δt_s	-	4,98%	-23,08%	-78,73%
Δy_p	-	2,38%	-6,23%	-2,29%
t_{s_erro}	-	54,67%	70,00%	-37,33%
y_{p_erro}	-	11,7%	2,3%	6,6%

Figura 34 – Comportamento da FIC-132001B com o controlador intermediário



Com base nos resultados obtidos nos ensaios, foi escolhido o controlador do Projeto 3 para assumir o controle definitivo da planta, com ganho proporcional de 0,04 e integral de 0,018 frente aos 0,5 e 0,02 escolhidos empiricamente para melhorar o comportamento do sistema. O controlador cujo comportamento pode ser visto da Figura 35, passou a acomodar em 47 segundos, frente aos 221 segundos do controlador anterior, o que representa uma redução de 78,73%. Além disso, os valores de sobressinal foram reduzidos em 37,33% passando de 9,1% para 6,6%.

Figura 35 – Comportamento da FIC-132001B com o controlador do Projeto 3



Após a implementação do projeto, foi gerada uma análise do comportamento da malha em regime normal de trabalho, na qual indicou que o desempenho está adequado para a sua finalidade, como pode ser visto na Figura 36. Uma síntese da evolução de desempenho é mostrada na Tabela 12, na qual destaca-se uma redução considerável no percurso percorrido pelo atuador e no número de reversões, sendo as reduções de 97,03% e 95,86%, respectivamente.

Tabela 12 – Análise da otimização da FIC-132001B

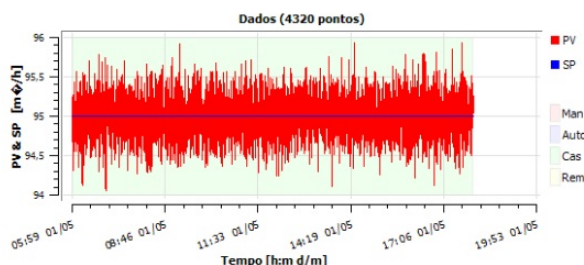
	Antigo	Novo	Resultado
Desvio padrão PV	0,301	0,262	12,96%
Erro médio	0,002	0,002	0,00%
IAE	1042,29	905,98	13,08%
Desvio padrão erro	0,180	0,157	12,78%
Erro médio abs.	0,241	0,210	12,86%
Variância PV	0,091	0,069	24,18%
Percurso	444,348	13,204	97,03%
Reversões	28,518	1,181	95,86%

Figura 36 – Análise do desempenho da FIC-132001B com o controlador novo



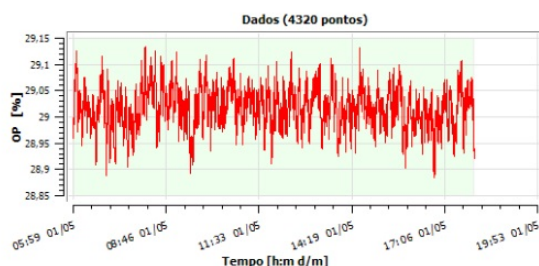
Relatório de Malhas
Gráficos para FIC132001B às 18h00 de 01/05/2020

TriCLPM
REFAP



Informações:

Tempo início:	2020-05-01 05:59:41
Tempo fim:	2020-05-01 17:59:31
Descrição:	Água para permutador
Equipamento:	Água
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Vazão
Tempo amostragem (s):	10
Tempo morto (nro. amostras):	1
Criticidade:	Normal
Diagnóstico:	Esta malha está com desempenho adequado para sua finalidade.



Índices:

Ganho estacionário	-	[un. eng.]
Constante de tempo	-	[amostragens]
Tempo de assentamento	-	[amostragens]
Tempo de subida	-	[amostragens]
Harris	0.018	
Nosi	0.979	
Deli	2.364E-33	
Tuni	0.021	
TuniPid	0.009	
Nota da malha	99,999	[%]
Criticidade potencial	5.481E-4	[%]
Potencial econômico	5.481E-4	[\$ * %]
Oscilações	0	
Tempo morto estimado	-	[amostragens]

Análise de Válvulas:

Agarramento	-	
OP média	29,017	
% Saturado	0	[%]
Intervenções OP	0	[intervenções]
Percurso	13,204	[%/dia]
Reversões	1,181	[%/ciclo]

Parâmetros de sintonia do controlador:

Parâmetro Proporcional:	0,03999999910593
Parâmetro Integral:	2,2200000286102
Parâmetro Derivativo:	0

Estadísticas PV:

Banda morta	-	[%]
Desv. Pad. PV	0,262	[un. eng.]
Erro médio	0,002	[un. eng.]
Erro médio % MF	-	[%]
PV média	94,998	[un. eng.]
IAE	905,981	[un. eng.]
Desv. pad. erro	0,157	[un. eng.]
Erro médio abs.	0,21	[un. eng.]
Variância PV	0,069	[(un. eng.) ²]
Erro médio % Total	-	[%]
Variância mínima	0,068	[(un. eng.) ²]
ITAE	2,097	
Variabilidade ISA	0,552	

4.2.4 Sintonia da FIC-1245871

A FIC-1245871 é a responsável pelo controle de vazão de purga da TA-861 (torre de refrigeração). Esse sistema não apresenta distúrbios e serve apenas para aumentar a taxa de renovação do inventário da torre, podendo chegar a vazões de até $80 \text{ m}^3/\text{h}$. Em muitos casos é comum encontrar esse controlador fechado devido à falta de necessidade de purga da torre.

Para esse sistema, foram propostos quatro projetos de controladores com tempos de acomodação de 75, 100, 200 e 250 segundos, todos sem sobressinal. O ensaio foi realizado elevando a variável de 10 para $15 \text{ m}^3/\text{h}$, de modo que a planta apresentou estabilidade em 90 segundos com *overshoot* de 6,8%, como pode ser visto na Figura 37, que aparenta ter um comportamento não-causal (quando a planta responde antes de receber uma excitação) devido à baixa taxa de amostragem do *setpoint*. Como essa variável tem menor criticidade para o acompanhamento de histórico da unidade de processo, é comum que a quantidade de dados dessa variável seja reduzida para economizar memória do servidor. Para a correta aplicação do controle baseado em dados, o horário em que o salto foi realizado foi corrigido antes de projetar o controlador. As propostas mais velozes se mostraram mais fiéis aos valores esperados, sendo o erro de tempo de acomodação na ordem de 1%, que em valores absolutos representam apenas 1 segundo, e de *overshoot* inferiores a 10%, como pode ser visto na 13.

O projeto 4 que apresentou melhores valores de tempo de acomodação 17,78% menor do que o controlador atual e um acréscimo de apenas 0,94% no *overshoot*, também exigiu um maior desgaste da válvula com movimentos oscilatórios durante a transição de estágios, como pode ser visto na Figura 38. Entretanto, com base nos resultados obtidos, optou-se por manter o controlador original.

Tabela 13 – Ensaio na FIC-1245871 utilizando controladores projetados

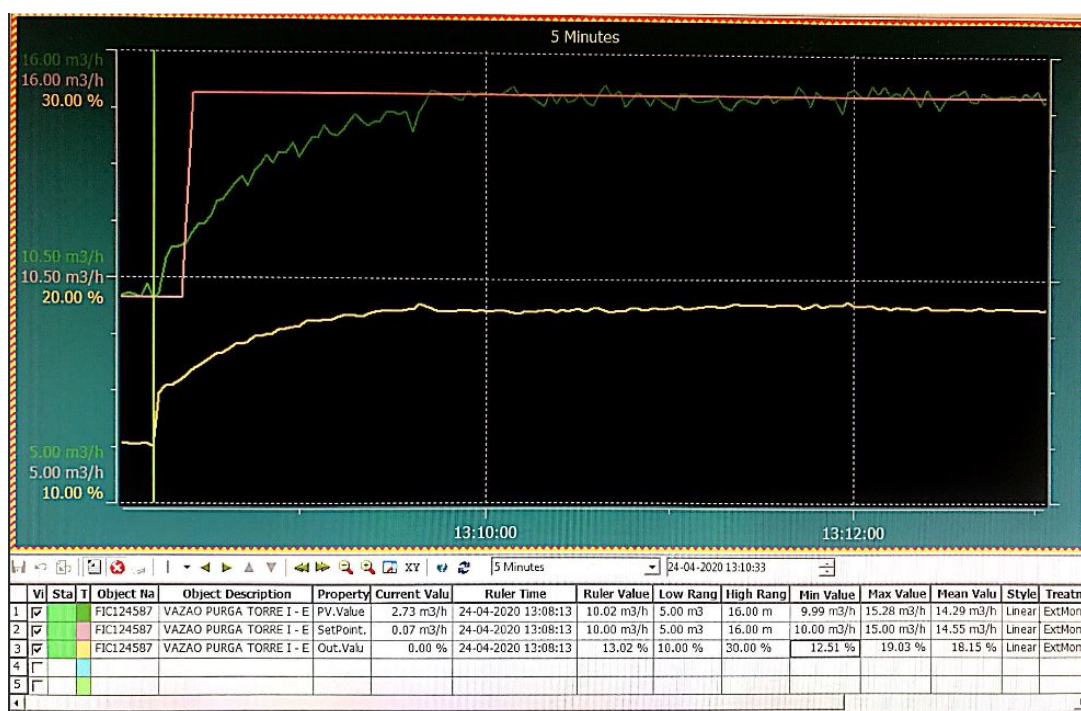
	Atual	Proj 1	Proj 2	Proj 3	Proj 4
t_{s_proj}	-	100	200	250	75
y_{p_proj}	-	0%	0%	0%	0%
K_p	0,50	0,31	0,24	0,19	0,57
K_i	0,020	0,032	0,024	0,019	0,064
K_d	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
t_s	90	99	153	218	74
y_{max}	15,34	15,45	15,31	15,34	15,39
y_p	0%	0%	0%	0%	0%
Δt_s	-	10,00%	70,00%	142,22%	-17,78%
Δy_p	-	2,06%	-0,56%	0,00%	0,94%
t_{s_erro}	-	-1,00%	-23,50%	-12,80%	-1,33%
y_{p_erro}	-	9%	6%	7%	8%

4.2.5 Sintonia da FIC-8611

Assim como o controlador anterior, a FIC-8611 também é responsável pelo controle de vazão de purga de uma torre de refrigeração. No caso da TA-8601, devido ao ponto onde essa válvula se encontra, a única perturbação do processo é a alteração no fluxo de recirculação de água fria para o poço da torre. A vazão máxima controlável pode chegar a $20 \text{ m}^3/\text{h}$. Da mesma forma que no caso anterior, a presença de vazão de purga na torre nem sempre é necessária.

Nesse projeto foram propostos três controladores do tipo PI com tempos de acomodação de 100, 150 e 200 segundos e um controlador PID com acomodação em 200 segundos, sendo todos sem sobressinal. O ensaio foi realizado elevando o SP de 10 para $15 \text{ m}^3/\text{h}$ obtendo os valores presentes na Tabela 14 sempre comparando com o comportamento do controlador antigo mostrado na Figura 39.

Figura 39 – Comportamento da FIC-8611 com o controlador antigo



Os valores projetados apresentaram erros inferiores a 10% no *overshoot* e erros muito mais expressivos no tempo de acomodação, entretanto, em todos os casos a planta entrou em regime permanente significativamente mais rápido do que o controlador anterior.

Dentre os dados apresentados, o escolhido para ser implementado foi o Projeto 4, que se mostrou muito mais rápido do que o controlador anterior, cerca de 70%, e um

sobressinal ligeiramente superior (0,39%). Outro ponto observado foi que o controlador PID, cujo comportamento é visto na Figura 41, apresentou uma velocidade muito maior do que o PI da Figura 40, sob os mesmos critérios de projeto.

Tabela 14 – Ensaio na FIC-8611 utilizando controladores projetados

	Atual	Proj 1	Proj 2	Proj 3	Proj 4
t_{s_proj}	-	150	100	200	200
y_{p_proj}	-	0%	0%	0%	0%
K_p	0,20	0,22	0,31	0,17	0,17
K_i	0,030	0,101	0,150	0,076	0,076
K_d	0,00	0,00	0,00	0,00	0,029
t_s	117	61	34	64	35
y_{max}	15,1	15,2	15,51	15,17	15,12
y_p	0%	0%	0%	0%	0%
Δt_s	-	-47,86%	-70,94%	-45,30%	-70,09%
Δy_p	-	1,96%	8,04%	1,37%	0,39%
t_{s_erro}	-	-59,33%	-66,00%	-68,00%	-82,50%
y_{p_erro}	-	4%	10%	3%	2%

Figura 40 – Comportamento da FIC-8611 com o controlador do Projeto 3 (PI)

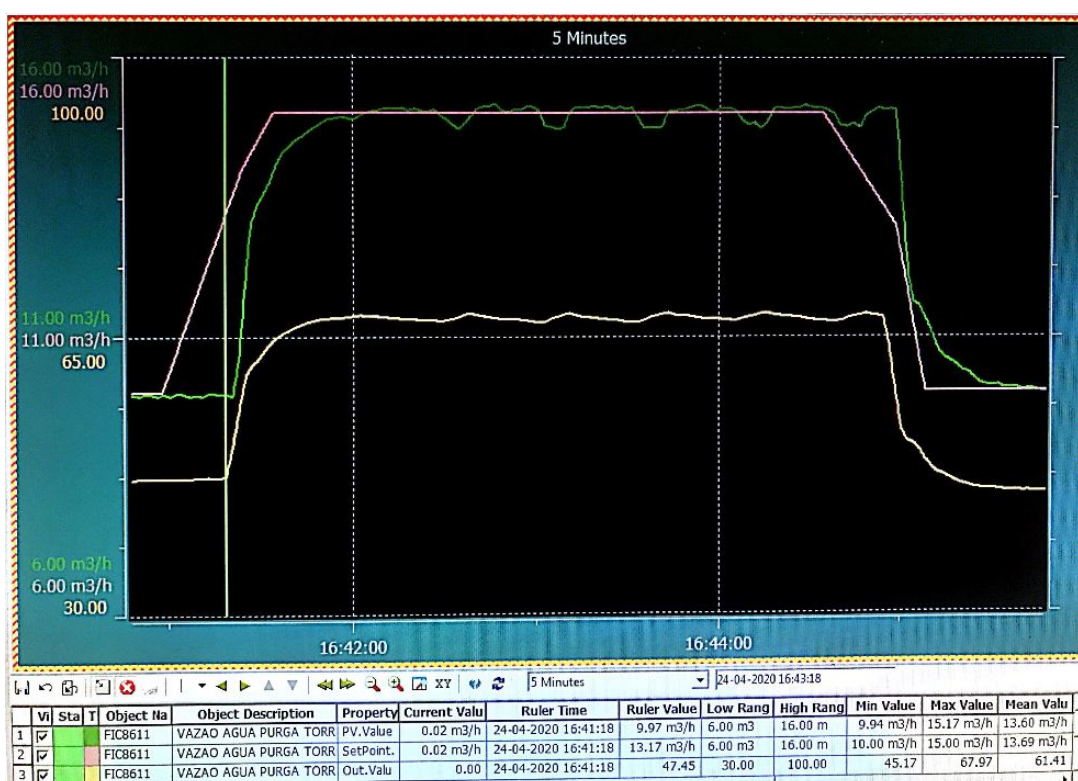
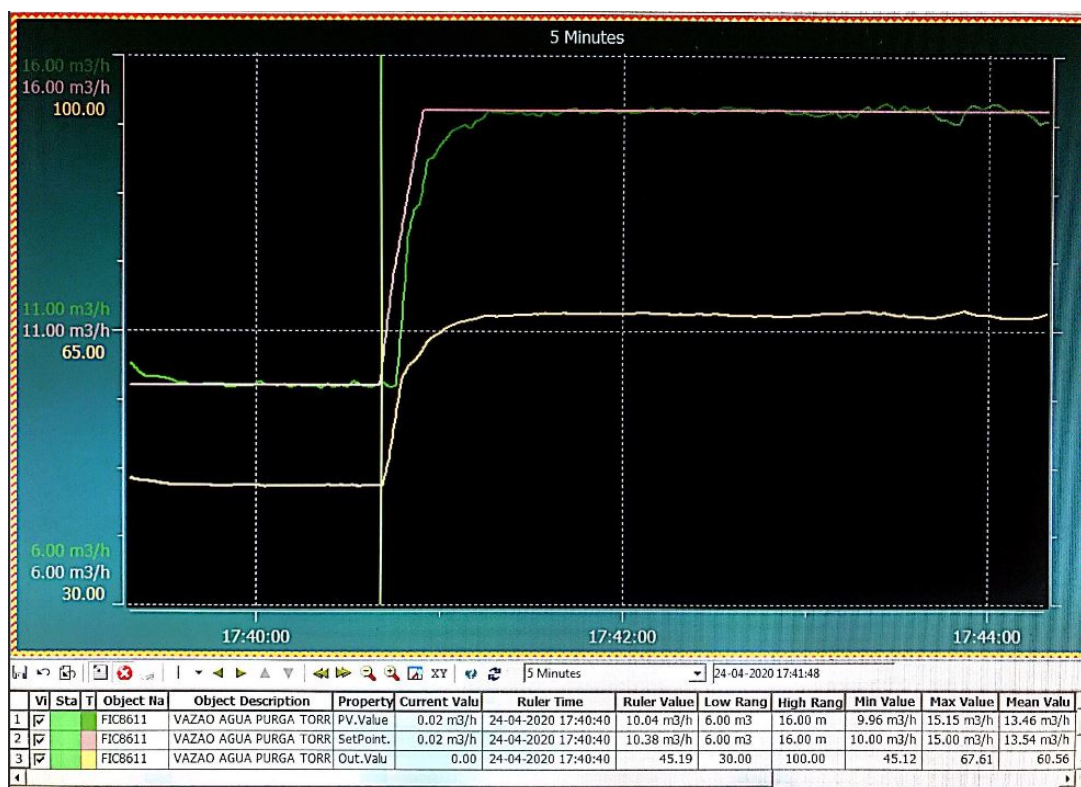


Figura 41 – Comportamento da FIC-8611 com o controlador do Projeto 4 (PID)



4.3 LIMITAÇÕES ENCONTRADAS

4.3.1 Dados armazenados na rede industrial

Na metodologia aplicada no projeto de controladores são utilizados dados de valor desejado, variável de processo e saída do atuador, coletados ao longo do tempo do servidor corporativo da empresa, e por vezes a taxa de amostragem mostrou-se ineficaz para representar o real comportamento da planta ao longo do tempo.

Como relatado na seção 3.2.3, a qualidade dos dados foi incrementada com a inserção de valores obtidos direto da rede industrial por meio de recursos gráficos disponíveis no SDCD do setor de utilidades. Entretanto, devido à alta quantidade de variáveis informatizadas no Sistema Digital de Controle Distribuído, não é viável armazenar no servidor todos os dados que são tratados em tempo real pelos controladores de processo, e com isso, diversas malhas apresentaram uma qualidade de dados insuficiente para a aplicação do método, como pode ser visto na Figura 42, gerando controladores incoerentes (projeto de controladores com ganhos negativos ou muito altos).

Figura 42 – Ensaio com baixa quantidade de dados armazenados na rede industrial



4.3.2 Presença de comportamento oscilatório

Embora o VRFT permita projetar controladores baseado nos dados coletados de um ensaio cuja referência possa assumir diversos valores, bem como a realização de ensaios em malha aberta, a metodologia adotada na análise da qualidade do projeto previu apenas um ensaio de resposta ao degrau em malha fechada, a fim de avaliar a amplitude máxima e o tempo de acomodação dos controladores projetados e o atual da planta. Dessa forma, não foram realizados projetos em plantas com comportamento oscilatórios permanentes ou com grande quantidade de interferências seja por ruído ou pelas características de interação com outros processos. Na Figura 43 é possível observar a variação no nível de água no reservatório de uma das caldeiras da empresa. O seu comportamento oscilatório é oriundo das constantes alterações de carga demandada que se reflete no acréscimo ou decréscimo de reposição de água de caldeira, não sendo então adequado a aplicação do método proposto.

Figura 43 – Ensaio em planta com comportamento oscilatório



4.3.3 Situação dos equipamentos

Outro fator limitante na escolha dos controladores foi a disponibilidade de equipamentos disponíveis para a realização de ensaios e projetos. Durante o desenvolvimento desse projeto alguns equipamentos ficaram indisponíveis devido a paradas programadas, levando uma grande quantidade de controladores a trabalhar no seu limite operacional (saturação). Outros equipamentos apresentaram incapacidade de atuar da sua maneira convencional, e devido a sua importância para as unidades de processo, permaneceram operando com limitações ou com soluções provisórias que impossibilitaram a realização de ensaios ou alteração dos parâmetros dos controladores.

4.4 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Baseado nos ensaios propostos, seja utilizando plantas cujos comportamentos foram aproximados a funções de primeira ordem, seja pela aplicação do projeto utilizando dados coletados em ensaios, foram encontrados resultados que indicaram uma otimização nos processos se comparados aos seus comportamentos iniciais.

Como esperado, os controladores projetados não conseguiram levar as malhas de controle a mesma resposta estipulada como critério de projeto, isso se deve à diferença entre a ordem da função que rege o sistema com dados reais e a ordem do controlador proposto (PI ou PID). Sabe-se da seção 2.2 que a função custo só assume valor zero quando a ordem do controlador proposto em conjunto com a planta é a mesma do modelo ensaiado.

Além disso, não é possível atingir todas as possibilidades de tempo de acomodação e sobressinal, em função dos zeros e polos dominantes do sistema controlado, sendo assim, alguns projetos não apresentaram controladores coerentes para determinadas amplitudes ou tempo de acomodação, e acabaram não sendo implementados na prática.

Contudo, é possível afirmar que a ferramenta proposta pode ser utilizada para otimizar controladores de processos na indústria petroquímica utilizando ensaios em malha fechada, desde que os dados utilizados no modelo representem o comportamento real da planta e que a variável assuma um regime de estabilidade ao atingir o valor requerido. Para ampliar a quantidade de malhas otimizadas, sugere-se o aumento da quantidade de dados de *setpoint*, variável de processo e saída do controlador, permitindo assim a aplicação desse estudo em outros sistemas.

Tabela 15 – Otimização observada nos critérios de projeto dos controladores

	t_{s_antigo}	t_{s_novo}	Otimiz. %	y_{p_antigo}	y_{p_novo}	Otimiz. %
PIC-132011	1386s	729s	-47,40%	45%	15%	-20,69%
PIC-132012	1582s	372s	-76,49%	40%	10%	-21,43%
FIC-132001B	221s	47s	-78,73%	9,10%	6,60%	-2,29%
FIC-1245871	90s	-	0,00%	6,80%	-	-0,00%
FIC-8611	117s	35s	-70,09%	2,00%	2,40%	0,39%

Ao todo foram analisadas três plantas virtuais e cinco plantas reais, sendo as plantas reais escolhidas pela quantidade de dados armazenados no servidor da rede industrial, de modo que um dos controladores projetados foram aplicados em quatro das cinco malhas, gerando melhoria no tempo de acomodação em todos os casos e valores iguais ou inferior de *overshoot*, conforme pode ser observado na Tabela 15. Na única planta em que foi mantido o controlador utilizado no ensaio, foi gerada uma melhoria ao implementar um controlador intermediário no intuito de melhorar a qualidade dos dados coletados.

Tabela 16 – Otimização observada na análise estatística dos controladores implementados

	PIC-132011	PIC-132012	FIC-132001B
Desvio padrão PV	78,3%	85,7%	13,0%
Erro médio	56,7%	94,9%	0,00%
IAE	90,3%	83,0%	13,1%
Desvio padrão erro	73,0%	83,3%	12,8%
Erro médio abs.	88,9%	83,0%	12,9%
Variância PV	94,8%	96,1%	24,2%
Percurso [%/dia]	64,8%	-230,1%	97,0%
Reversões [%/ciclo]	55,9%	-206,4%	95,9%

Dos controladores que operaram na região de trabalho durante a realização

desse estudo, foi possível identificar na análise estatística (Tabela 16) que houve uma redução na variância da variável de processo, sendo mantida mais próxima ao valor desejado, bem como uma redução do índice de erro acumulado, que evidencia a capacidade da malha de controle em se manter na zona de controle, podendo ser usado para reduzir consumo de produtos químicos e aproximar determinada variável do seu ponto ótimo, sem que extrapole os limites operacionais do processo, o que se reflete diretamente em retorno financeiro. Da mesma forma que quando conveniente, preocupou-se em escolher controladores que resultassem em um menor número de reversões na válvula de controle.

5 CONCLUSÃO

Devido à grande quantidade de malhas de controle presentes na indústria petroquímica e os diversos fatores que demandam uma revisão periódica nos parâmetros dos controladores, sejam esses a obstrução de linhas, problemas em atuadores, incremento de consumidores ou instalação de novos equipamentos que geram interferências positivas e negativas na variável controlada e na dinâmica de controle da planta, propôs-se a aplicação do método de controle *data-driven* utilizando o método de ensaio único para o projeto de controladores, de modo que o controlador fosse projetado usando a matriz de dados ensaiados, evitando assim a modelagem da unidade de processo.

Com base nos estudos apresentados no Capítulo 4, verificou-se que o modelo de projeto proposto apresentou bons resultados para a definição dos parâmetros de controladores visando atender limites máximos de tempo de acomodação e de sobressalto, desde que os dados ensaiados representem a dinâmica real do processo. Embora as dinâmicas dos processos com os controladores propostos, em sua maioria, não tenham atingidos com precisão a dinâmica especificada, foi possível implementar controladores com melhorias significativas tanto nos critérios de projeto quanto em comportamentos auxiliares, como redução no desgaste de atuadores e variabilidade da variável de processo frente ao valor desejado.

A metodologia de tratamento de dados aplicada utilizou a abordagem de acompanhar a acomodação da planta após uma única variação no *setpoint*, de maneira a padronizar a identificação do atendimento dos requisitos de projeto, por mais que a presença de uma maior quantidade de variações de valor desejado permitisse estimar com melhor precisão o comportamento da planta. Desta forma, a comparação entre os controladores projetados e o original da malha tornou-se rápida e objetiva, onde dos cinco processos analisados, quatro receberam de forma definitiva os novos parâmetros e o outro controlador recebeu parâmetros intermediários antes da coleta de dados, que apresentou melhor resultados do que os projetos propostos, assumindo assim o lugar do controlador original da planta.

Motivado pelos resultados favoráveis, sugere-se um aumento na quantidade dos dados armazenados de valor desejado, variável de processo e saída do controlador das plantas industriais afim de aumentar o número de controladores elegíveis a aplicação do método e estender os benefícios observados nesse estudo a outros sistemas da fábrica, principalmente aqueles cuja redução da variabilidade resulta em retorno

financeiro direto com a maximização de qualidade ou volume de produto processado.

Por fim, com base nos conhecimentos adquiridos e metodologias abordadas, considera-se uma boa extensão de trabalho usar aquisição em tempo real dos dados da unidade de processo, no intuito de reduzir os problemas referentes a taxa de amostragem e uso de memória no servidor industrial. Com essa proposta, seria possível ganhar agilidade na otimização de controladores e fidelidade na caracterização da dinâmica do processo, permitindo projetos mais adequados aos sistemas. Além disso, seria possível a criação de um procedimento de menor complexidade para a re-sintonização de malhas de controle, possibilitando que qualquer membro da equipe de engenharia e operação otimize os processos aumentando a sua lucratividade, confiabilidade e segurança de pessoas, meio-ambiente e equipamentos.

REFERÊNCIAS

- ABB. **BIBLIOTECA DE CONTROLE PARA INDUSTRIAL IT 800XA**. v01: Curitiba, Paraná, 2000.
- ABB. **PADRÃO DE INTERFACE HOMEM-MÁQUINA PARA SISTEMAS ABB 800xA DO REFINO**. v01: Curitiba, Paraná, 2000.
- ANDERSON, B.; MOORE, J. **Linear Optimal Control**. Nova Jersey, Estados Unidos: Editora Prentice-Hall, 1971.
- BATISTA, L.; FERNANDES, G.; MAIA, A. Estudo comparativo de técnicas de sintonia de controladores pid para sistemas de primeira ordem com atraso. **ABCM Symposium Series in Mechatronics**, Belo Horizonte, v. 6, p. 1144–1153, fev. 2014.
- BAZANELLA, A.; CAMPESTRINI, L.; ECKHARD, D. **Data-Driven Controller Design: The H2 approach**. Porto Alegre: Editora Springer, 2012.
- BAZANELLA, A. S.; SILVA, J. M. **Sistemas de Controle: princípios e métodos de projeto**. Porto Alegre: Editora UFRGS, 2015.
- BERTO, M.; SÁ, F.; SILVEIRA, V. Avaliação de controles pid adaptativos para um sistema de aquecimento resistivo de água. **Ciênc. Tecnol. Aliment**, Campinas, v. 24, n. 3, p. 478–485, set. 2004.
- BOEIRA, E.; ECKHARD, D. pyvrft: A python package for the virtual reference feedback tuning, a direct data-driven control method. **SoftwareX**, Porto Alegre, v. 11, n. 100383, jan-jun. 2020.
- BORDIGNON, V.; CAMPESTRINI, L. Data-driven pid control tuning for disturbance rejection in a hierarchical control architecture. **IFAC-PapersOnLine**, 51-4, v. 51, n. 4, p. 569–574, mar. 2018.
- BRUNTON, L. S.; KUTZ, J. N. **Data-Driven Science and Engineering: Machine Learning, Dynamical Systems and Control**. Cambridge, Reino Unido: Editora Cambridge, 2019.
- BUGZ, ; KOZÁKOVÁ, A. **Introduction to PID Controllers - Theory, Tuning and Application to Frontier Areas**. Bratislava, Eslováquia: Editora InTech, 2012.
- CAMPESTRINI, L. Contribuições para métodos de controle baseados em dados obtidos em apenas um experimento. **UFRGS**, Porto Alegre, 2010.
- CAMPESTRINI, L.; ECKHARD, D.; CHÍA, L.; BOEIRA, E. Unbiased mimo vrft with application to process control. **Journal of Process Control**, v. 39, p. 35–49, mar. 2016.
- CAMPIA, M.; LECCHINIB, A.; SAVARESI, S. Virtual reference feedback tuning: a direct method for the design of feedback controllers. **Automatica**, v. 38, n. 8, p. 1337–1346, ago. 2012.

CAMPOS, M.; TEIXEIRA, H. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. São Paulo, Brasil: Editora Blucher, 2006.

CHAUDHURI, U. **Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering**. Calcutá, Índia: Editora CRC Press, 2011.

CORRIOU, J.-P. **Process Control: Theory and Applications**. Nancy, França: Editora Springer-Verlag, 2004.

FADALI, M. S.; VISIOLI, A. **Digital Control Engineering: Analysis and Design**. 2^a ed. Waltham, Estados Unidos: Editora Elsevier, 2013.

GRANJON, Y. **AUTOMATIQUE: Systèmes linéaires, non linéaires, à temps continu, à temps discret, représentation d'état**. Paris, França: Editora Dunod, 2010.

JENGA, J.-C.; TSENGA, W.-L.; CHIU, M.-S. A one-step tuning method for pid controllers with robustness specification using plant step-response data. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 92, n. 3, p. 545–558, mar. 2014.

JOHNSON, M.; MORADI, M. **PID Control: New Identification and Design Methods**. Nottingham, Reino Unido: Editora Springer, 2005.

KINOSHITA, T.; YAMAMOTO, T. Design of a data-driven controller with evaluating controller performance. **Journal of Robotics, Networking and Artificial Life**, v. 5, p. 257–260, mar. 2019.

LABORATÓRIO DE INSTRUMENTAÇÃO ELETRÔNICA E CONTROLE. **Manual: Br-tuning**. Campo Grande. v. 2.3, 2017.

LONGHI, L.; TEIXEIRA, H.; LUSA, L.; REGINATO, A.; CORTEZ, C.; GONZALEZ, S.; FLECK, T. Control loop performance assessment and improvement of an industrial hydrotreating unit and its economical benefits. **Sba Controle & Automação**, Campinas, v. 23, p. 60–77, fev. 2012.

MACHINE learning fundamentals (I): Cost functions and gradient descent. In: . Towards Data Science, 2017. Disponível em: <<https://towardsdatascience.com/machine-learning-fundamentals-via-linear-regression-41a5d11f5220>>. Acesso em: 08/06/2019.

MONTGOMERY, D.; RUNGER, G. **Applied Statistics and Probability for Engineers**. 7^a ed, Arizona, Estados Unidos: Editora Wiley, 2018.

MOREIRA, L.; ACIOLI, G.; BARROS, P. Time and frequency domain data-driven pid iterative tuning. **IFAC-PapersOnLine**, Campina Grande, v. 51, n. 15, p. 1056–1061, jul. 2018.

OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. 5^a ed. São Paulo: Editora Pearson, 2010.

OSISOFT. **PI ProcessBook User Guide**. v3.2: San Leandro, Estados Unidos, 2009.

SEBORG, D.; EDGAR, T.; MELLICHAMP, D.; DOYLE, F. **Process Dynamics and Control**. 3^a ed. Danvers, Estados Unidos: Editora Wiley, 2011.

SHAMSUZZOHA, M. **PID Control for Industrial Process**. Londre, Reino Unido: Editora InTechOpen, 2018.

THORNHILL, N.; HÄGGLUND, T. Detection and diagnosis of oscillation in control loops. **Control Engineering Practice**, v. 5, n. 10, p. 1343–1354, out. 1997.

THORNHILLA, N.; OETTINGER, M.; FEDENCZUKC, P. Refinery-wide control loop performance assessment. **Journal of Process Control**, v. 20, n. 3, p. 109–124, abr. 1999.

TRISOLUTIONS. **TriCLPM**: Guia do usuário. Porto Alegre. v. 4, 2017.

VERONESI, M.; VISIOLI, A. Performance assessment and retuning of pid controllers for integral processes. **Journal of Process Control**, v. 20, n. 3, p. 261–269, mar. 2010.

WITTENMARK, B.; ÅRZÉN, K. E.; ÅSTRÖM, K. J. **Computer Control: An Overview**. Lund, Suécia: IFAC PROFESSIONAL BRIEF, 2002.

ANEXO A – CÓDIGO FONTE DO PROJETO DE CONTROLADORES

```
s=tf('s');
z=tf('z');
if app.yp.Value==1
    T = app.ts.Value/4;
    Tds = 1/(T*s+1);
else
    eps = log(1/(app.yp.Value-
1))/sqrt((log(1/(app.yp.Value-1)))^2+pi()^2);
    wn = 4/(app.ts.Value*eps);
    Tds = wn^2/(s^2+2*wn*eps*s+wn^2);
end

filename = app.Arquivo.Value
n = xlsread(filename,1,'G5');
PV_ini = xlsread(filename,1,'B2');
SP_ini = xlsread(filename,1,'C2');
CO_ini = xlsread(filename,1,'D2');
app.KpOld.Value = xlsread(filename,1,'G2');
app.KiOld.Value = xlsread(filename,1,'G3');
app.KdOld.Value = xlsread(filename,1,'G4');
str1 = strcat('B2:B',num2str(n+1));
str2 = strcat('C2:C',num2str(n+1));
str3 = strcat('D2:D',num2str(n+1));
delta_t = xlsread(filename,1,'G6');
delta_y = xlsread(filename,1,'G7');

PV = (xlsread(filename,1,str1)-PV_ini);
SP = (xlsread(filename,1,str2)-SP_ini);
CO = (xlsread(filename,1,str3)-CO_ini);

a = app.atraso.Value;
Td = c2d(Tds,delta_t)*(z^-a);
Td_inv = inv(Td)*(z^-(a+1));

app.amostras.Value=n;
t=1:n;
```

```

PV_ = lsim(Td*(1-Td),PV);
SP_ = lsim(Td*(1-Td),SP);
CO_ = lsim(Td*(1-Td),CO);

[r_virt] = lsim(Td_inv,PV_);
for i=1:n-(a+1)
    e_virt(i)=r_virt(i+a+1)-PV_(i);
end

if app.PI.Value == 1
    fi=lsim([e_virt],[1; z/(z-1)]);
    K = inv(fi'*fi)*(fi'*CO_(1:n-(a+1)));
    Cd = K'*[1; z/(z-1)];

    app.KpNew.Value = K(1,1);
    app.KiNew.Value = K(2,1);
    app.KdNew.Value = 0;
else

    fi=lsim([e_virt],[1; z/(z-1); (z-1)/z]);
    K = lsqlin(fi,CO_(1:n-a-1),-eye(3),-[0;0;0]);
    Cd = K'*[1; z/(z-1); (z-1)/z];

    app.KpNew.Value = K(1,1);
    app.KiNew.Value = K(2,1);
    app.KdNew.Value = K(3,1);
end

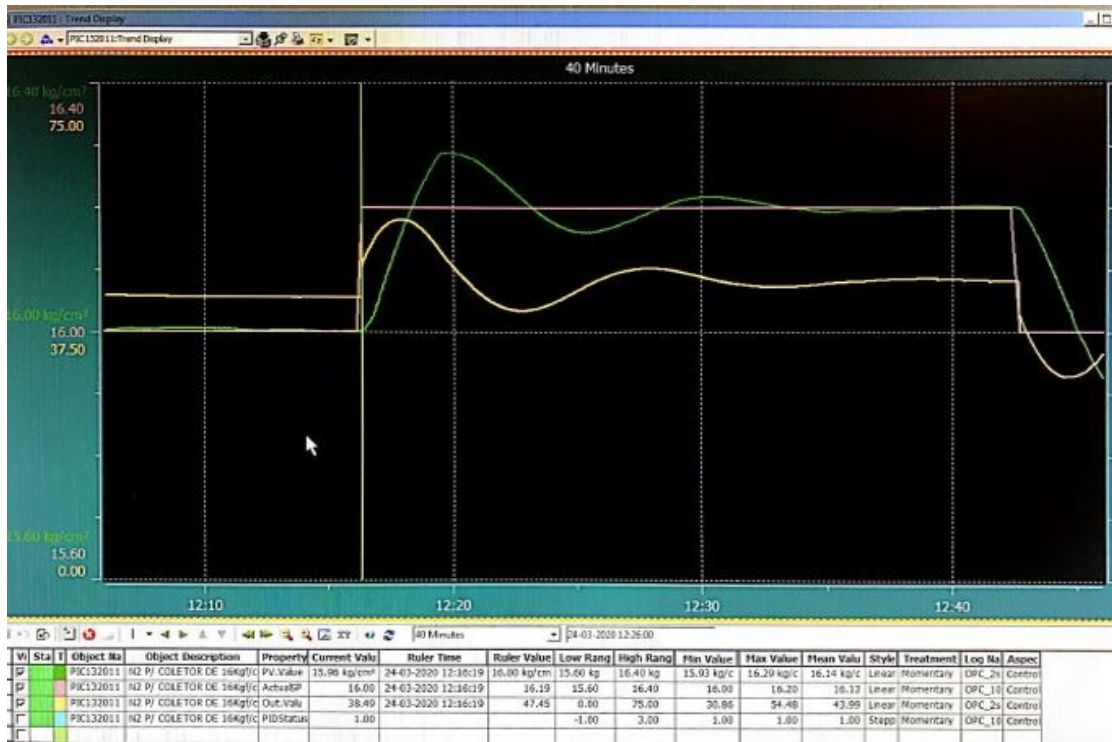
[yd,t] = lsim (Td,SP);
plot(app.grafico,t,yd/delta_y,t,PV/delta_y,t,SP/delta_y);
plot(app.grafico_atuador,t,CO+CO_ini);
analiseOld = stepinfo(PV/delta_y,t);
app.tsOld.Value = analiseOld.SettlingTime;
app.ypOld.Value = analiseOld.Peak;

app.Lamp.Color = 'Green';
app.LabelLamp.Text = 'Concluído';
clear all

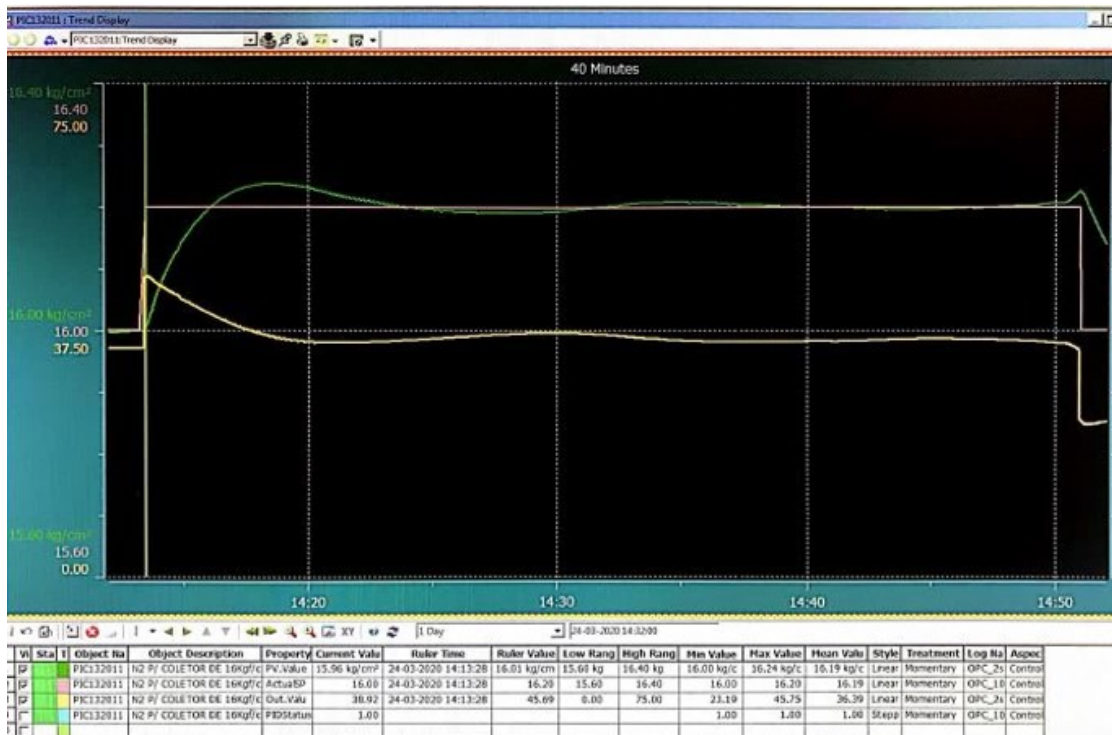
```


ANEXO B – ENSAIOS PIC-132011

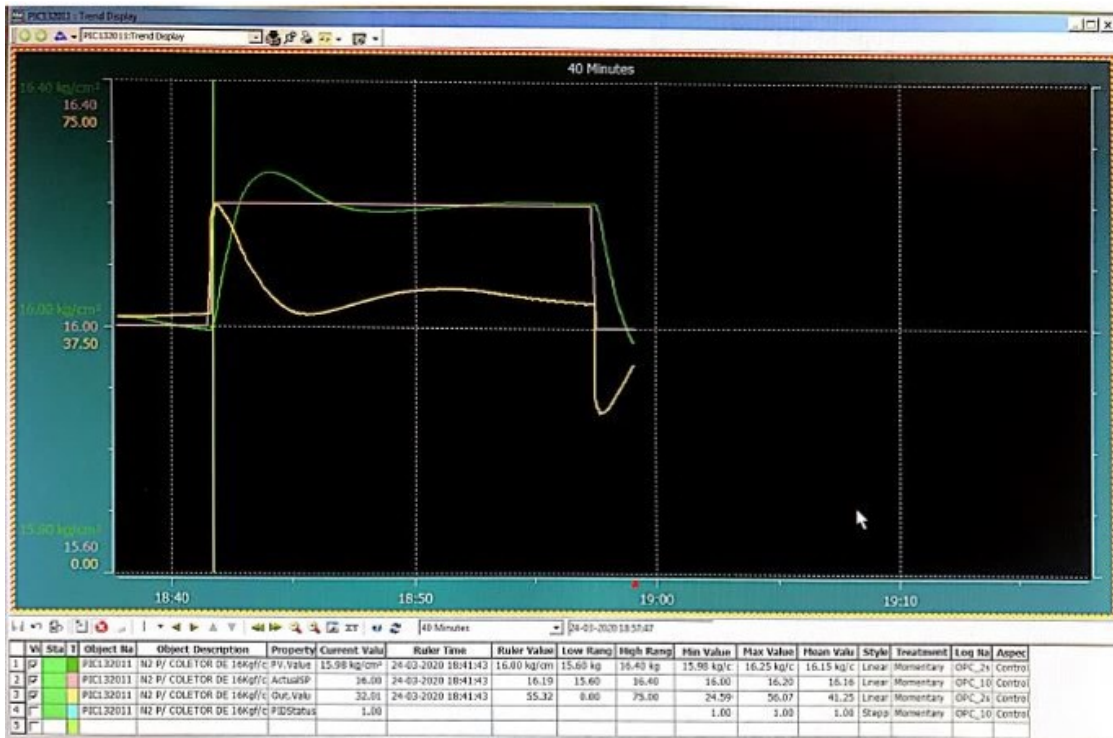
Controlador antigo



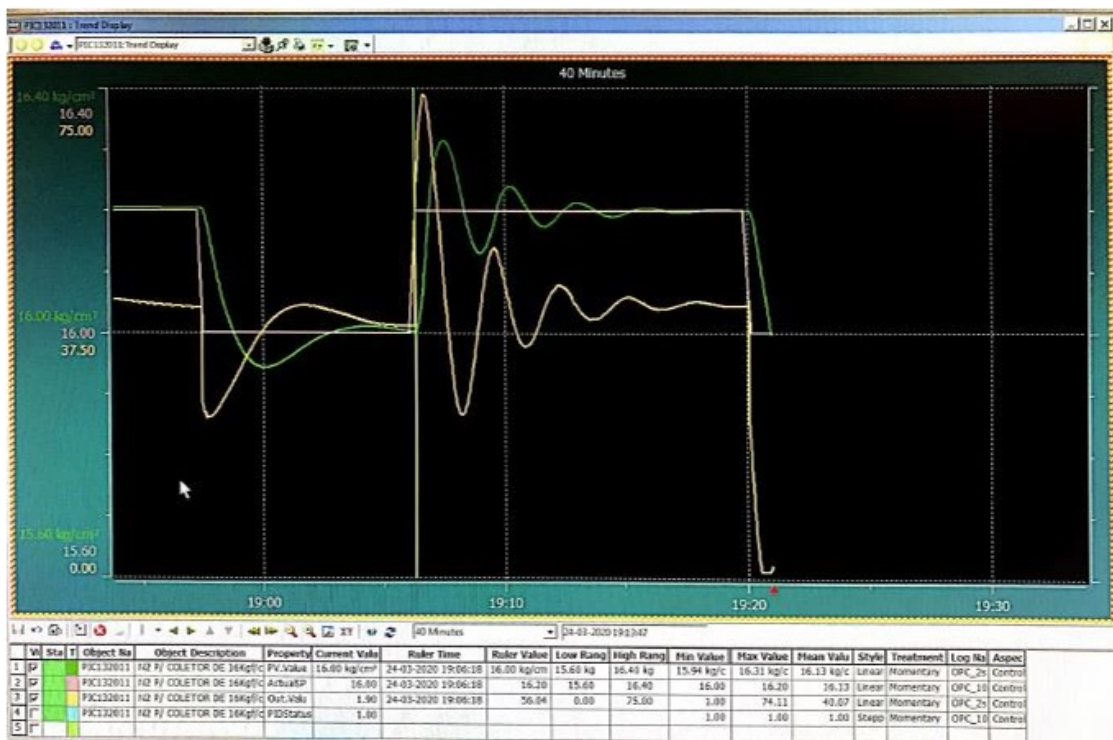
Projeto 1



Projeto 6

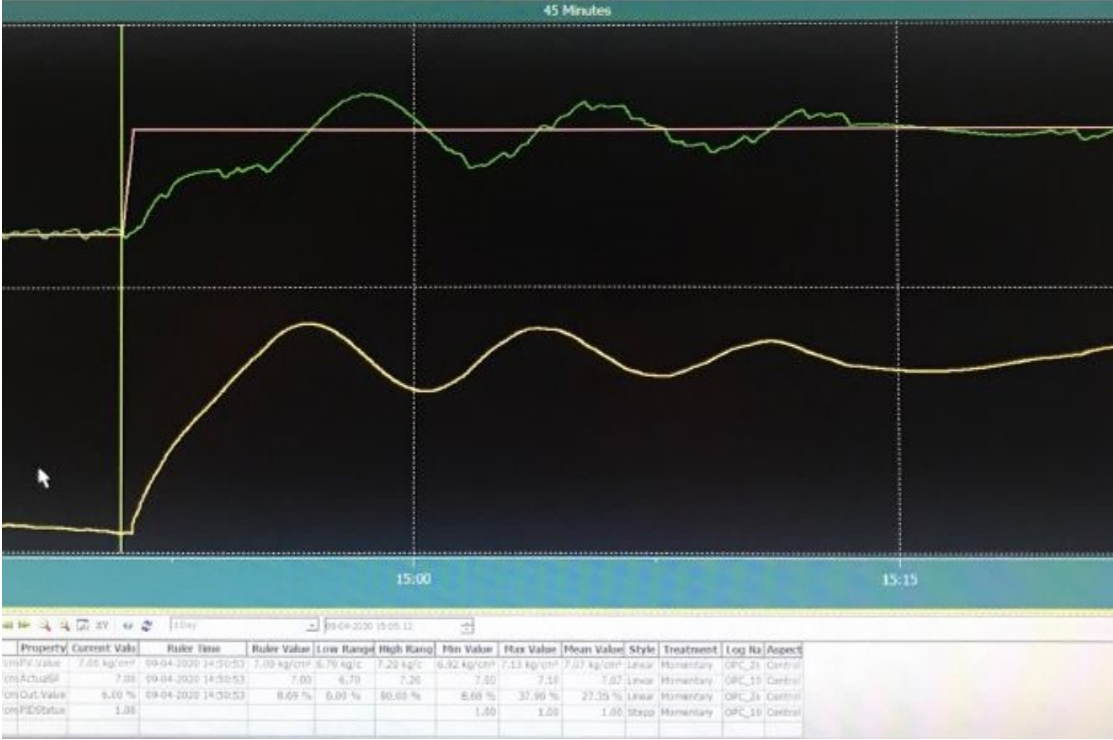


Projeto 7

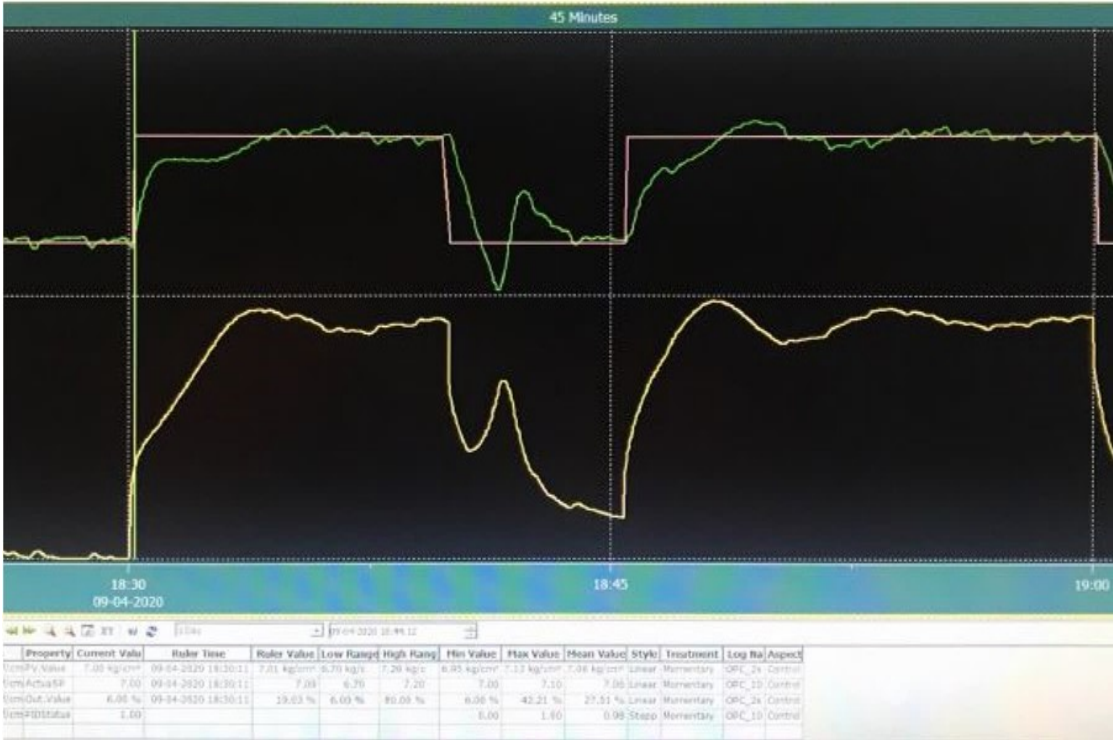


ANEXO C – ENSAIOS PIC-132012

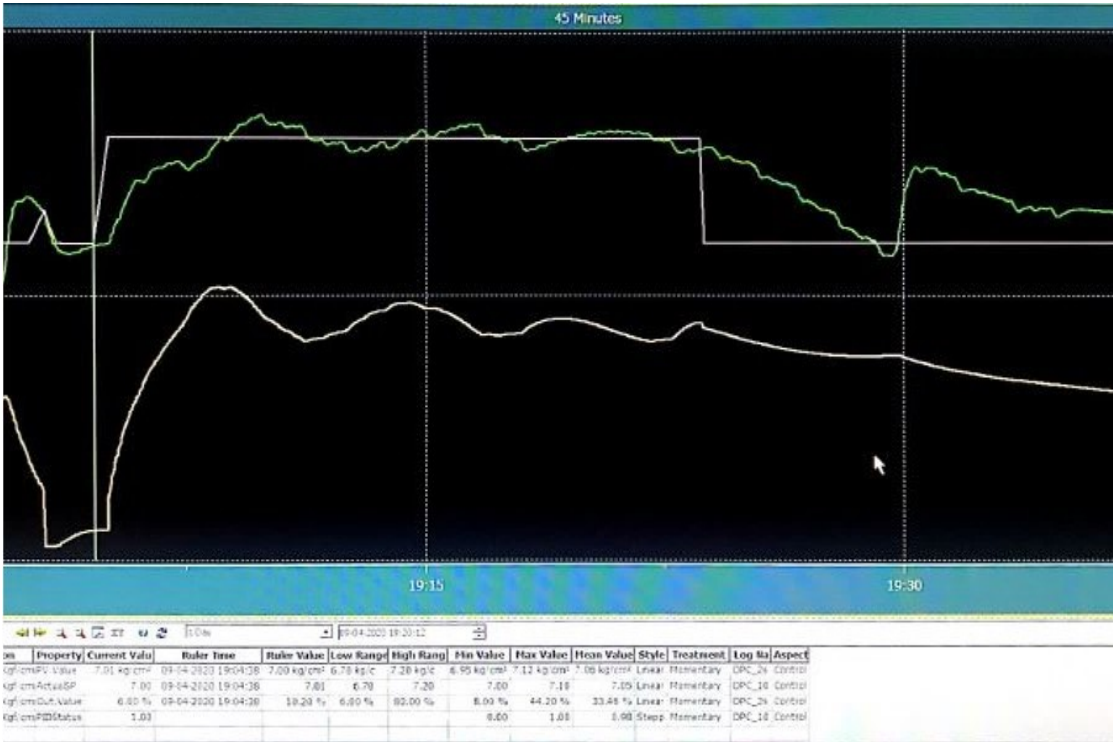
Controlador Antigo



Projeto 1 e 2

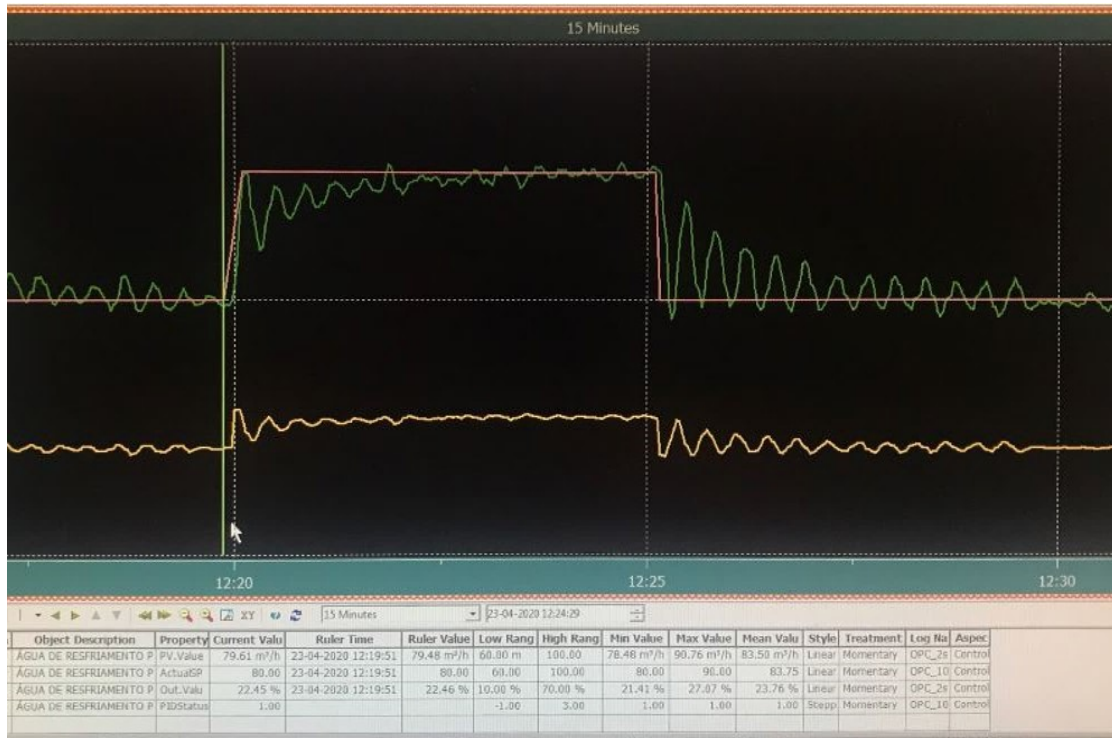


Projeto 3

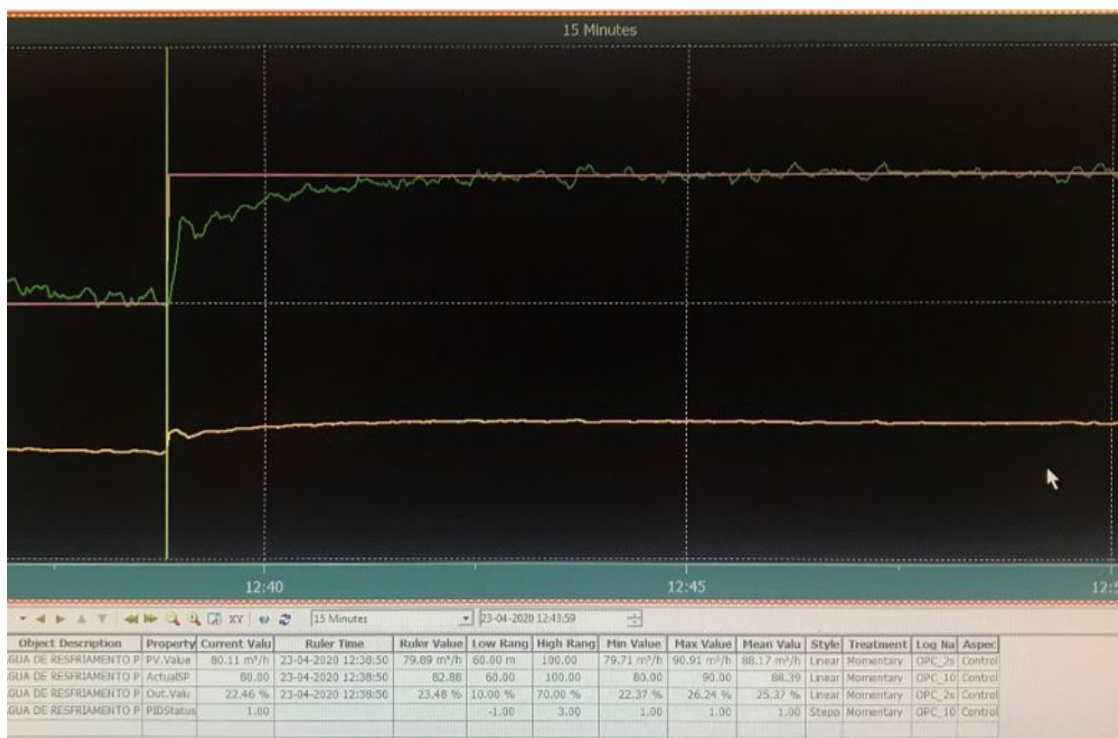


ANEXO D – ENSAIOS FIC-132001B

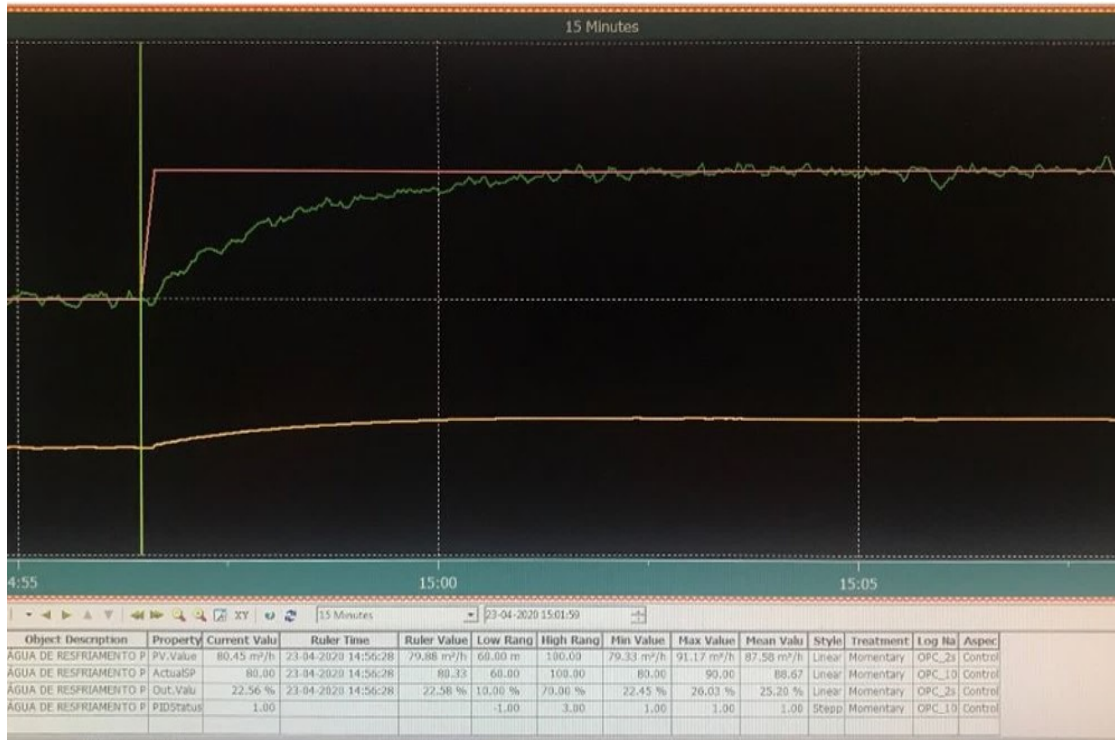
Controlador Antigo



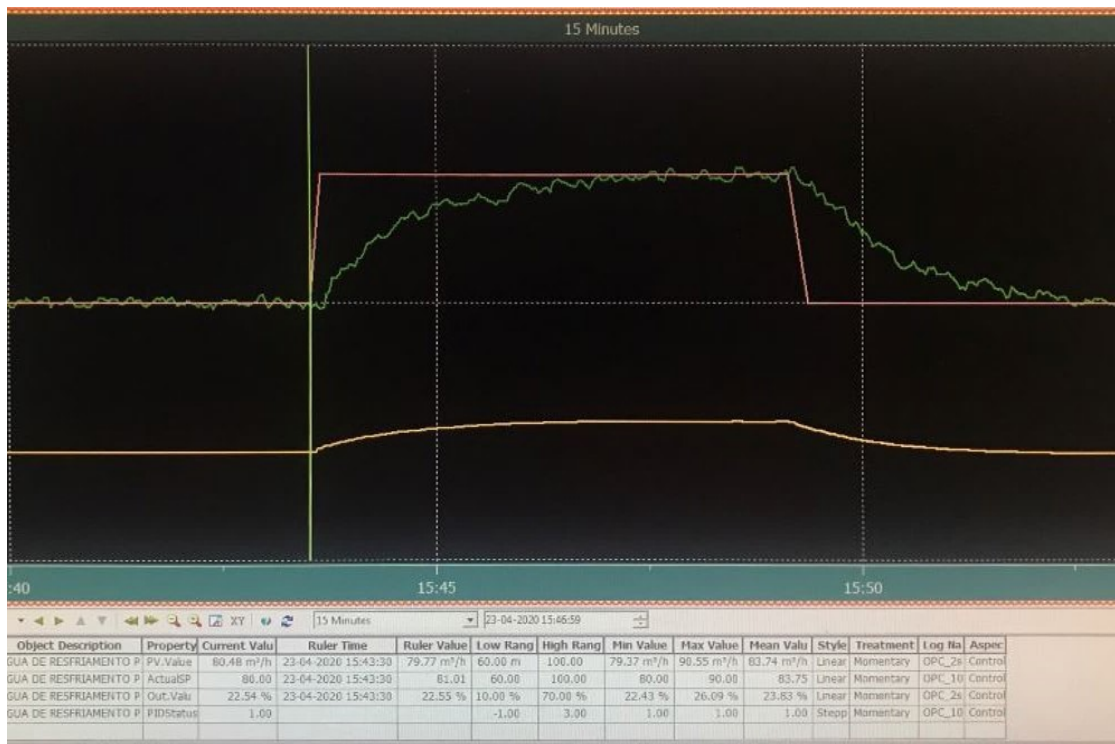
Controlador Intermediário



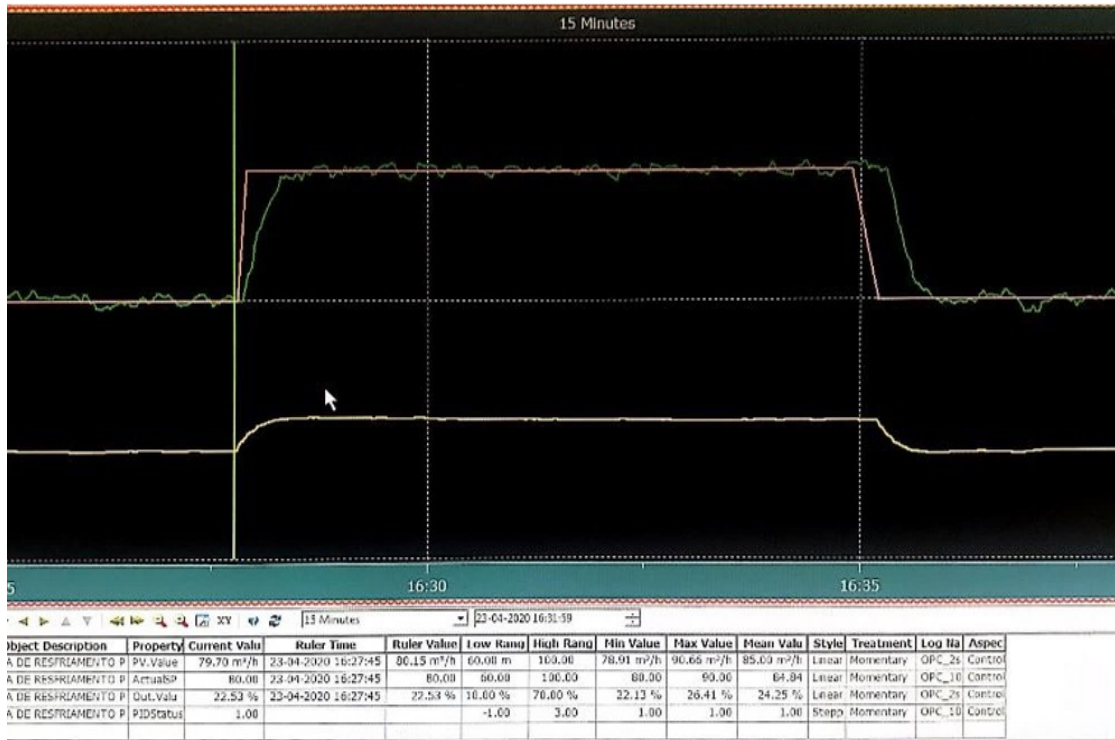
Projeto 1



Projeto 2

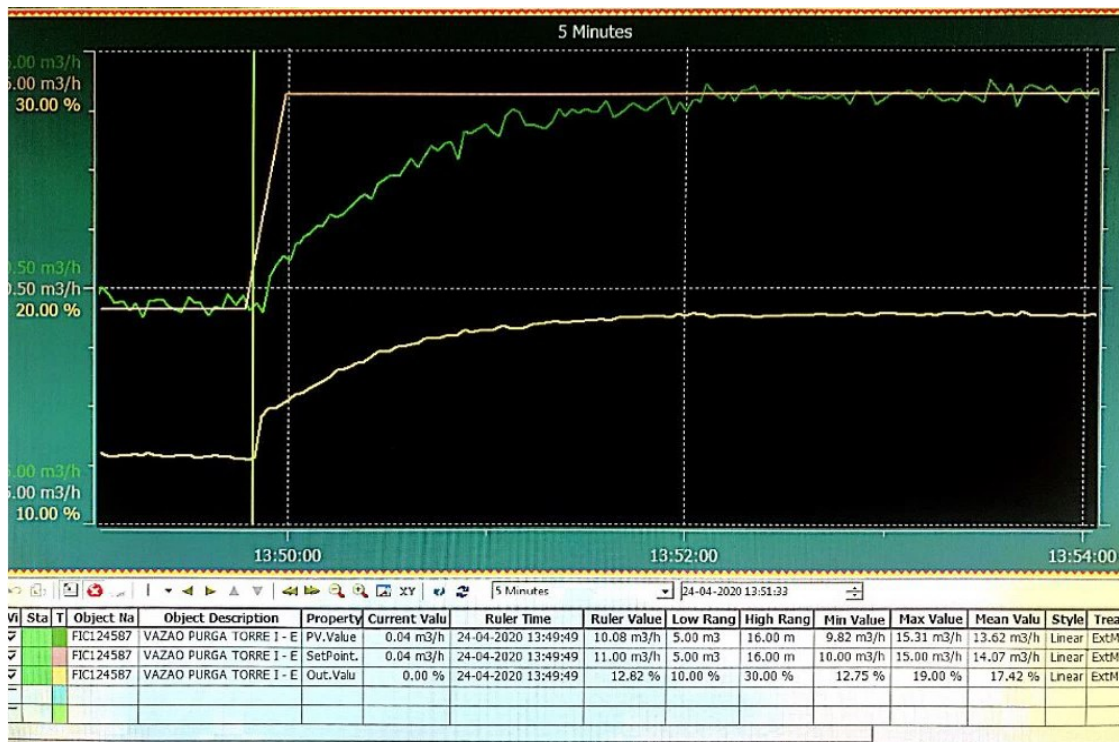


Projeto 3

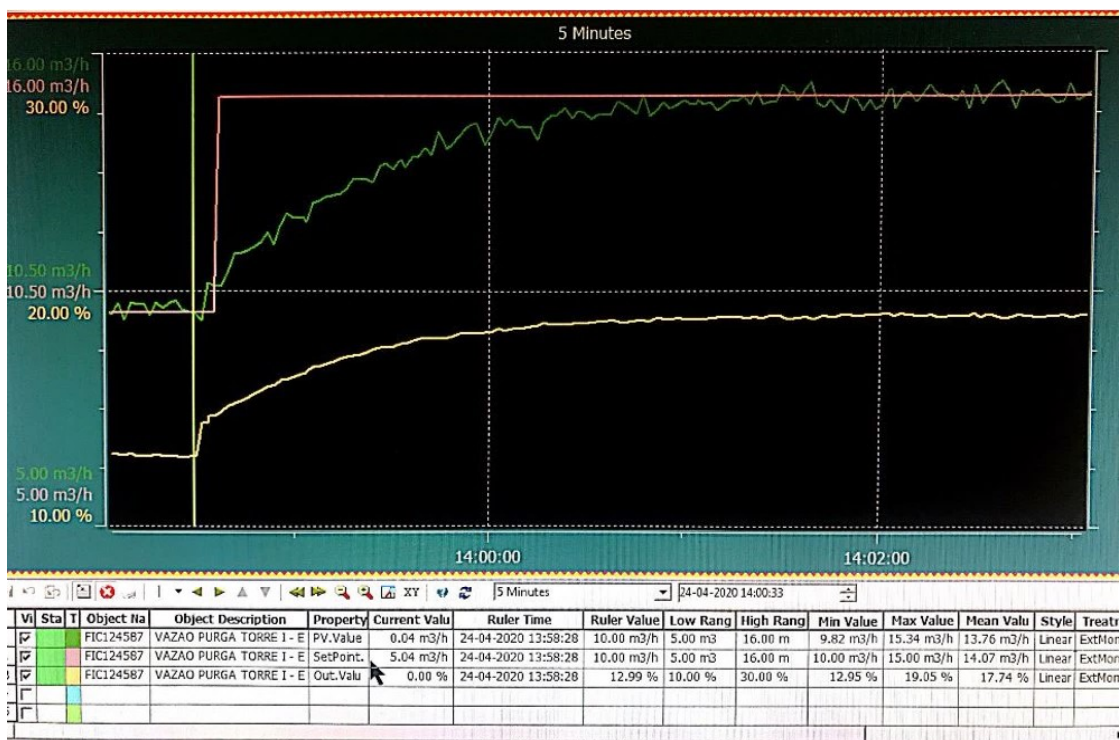


ANEXO E – ENSAIOS FIC-1245871

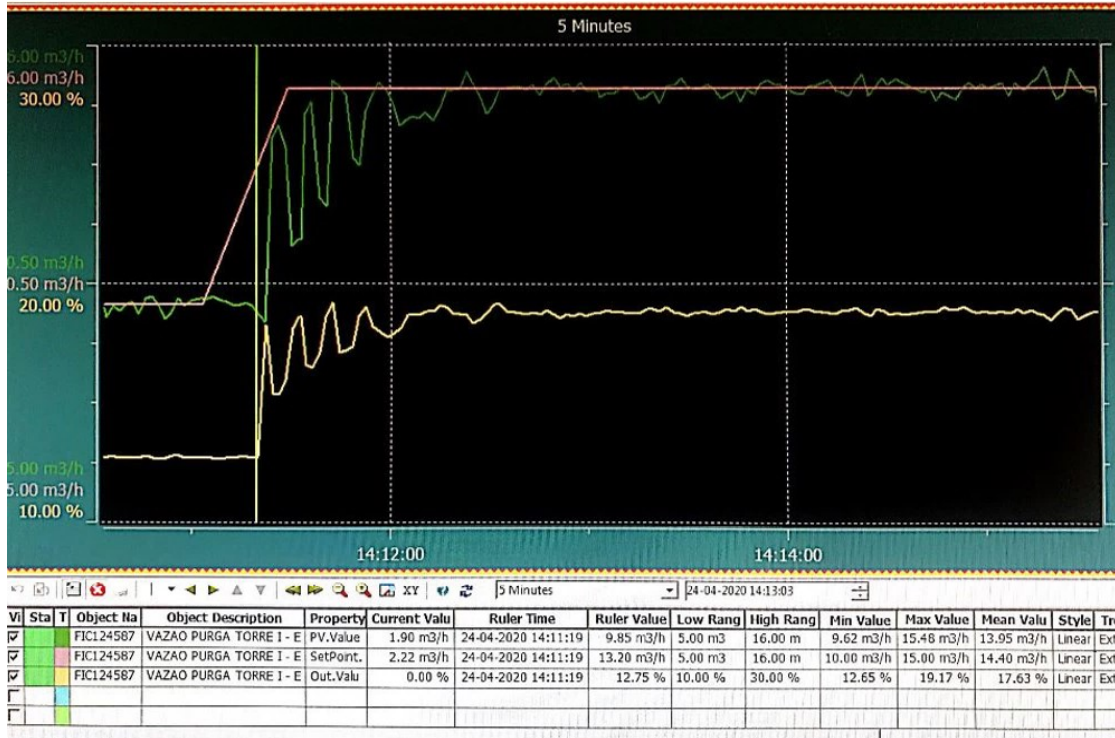
Controlador Antigo



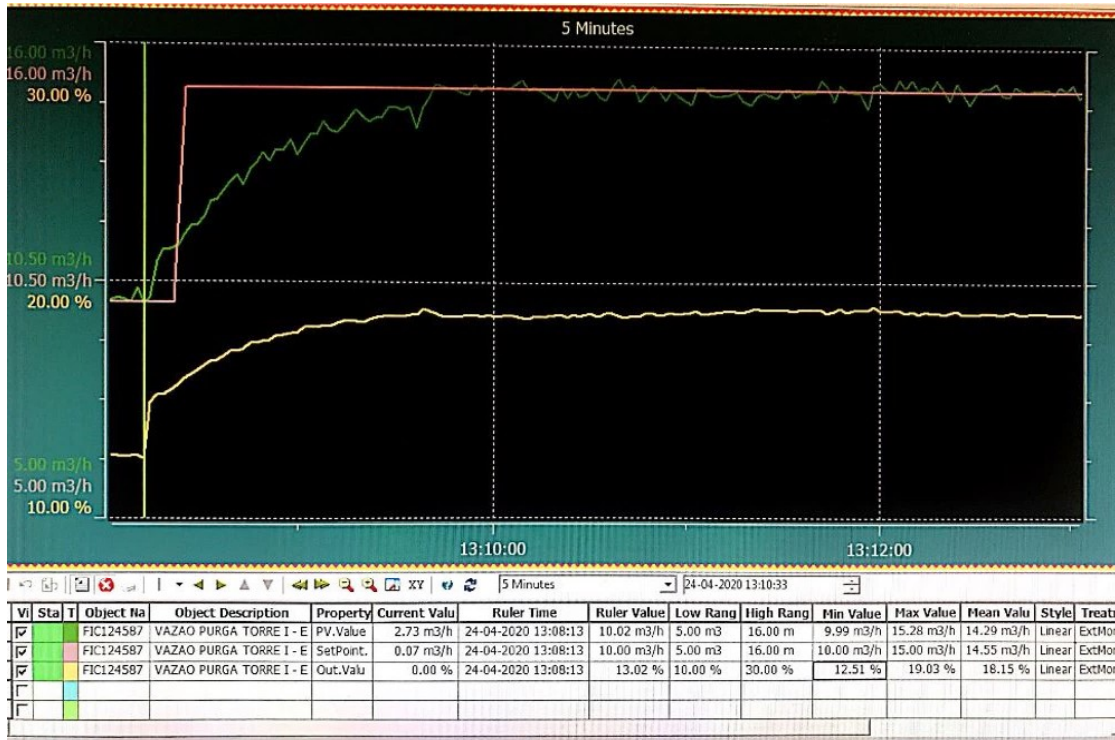
Projeto 1



Projeto 2

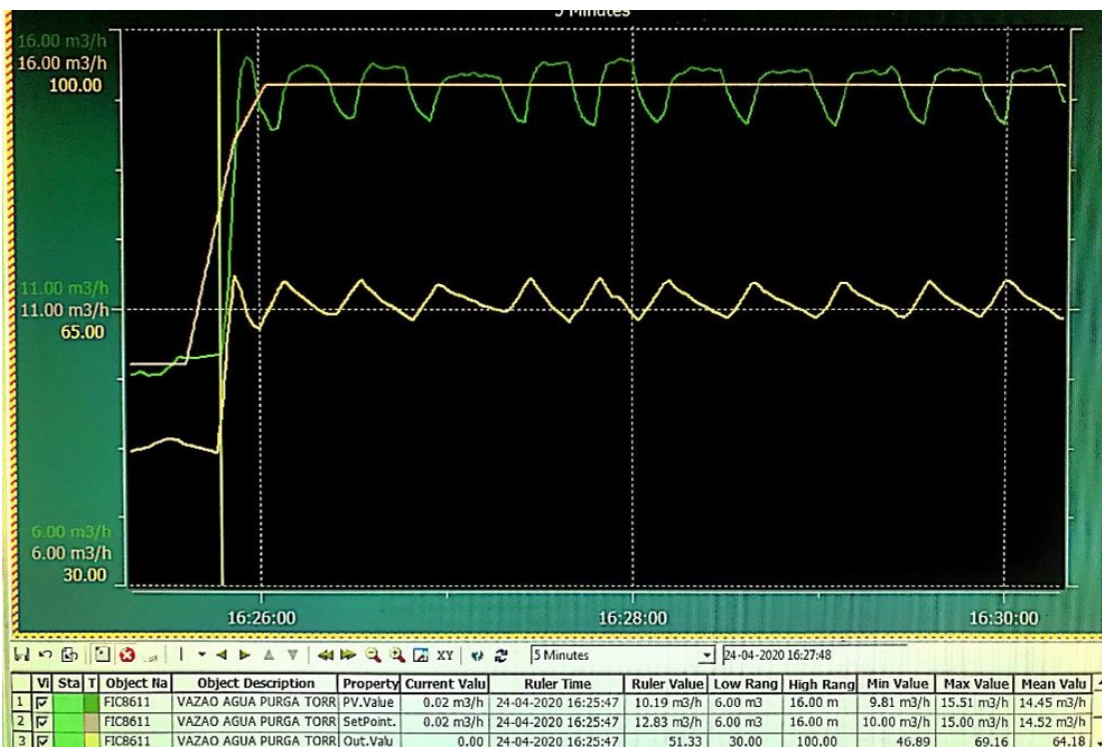


Projeto 3

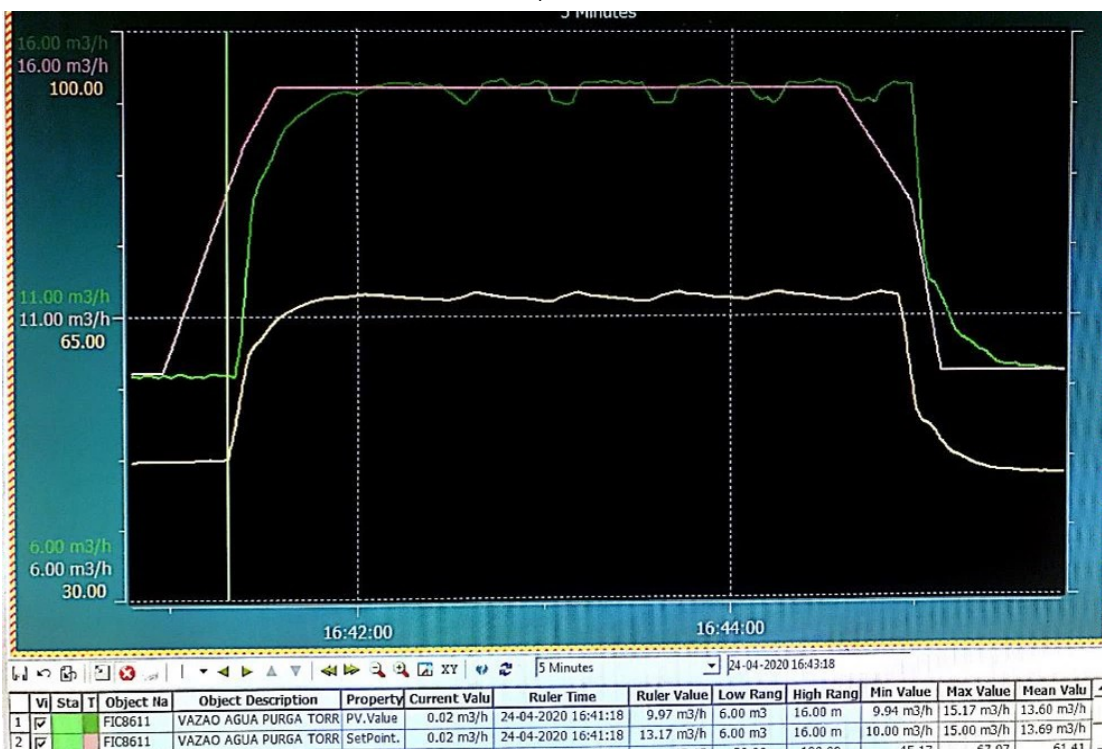


ANEXO F – ENSAIOS FIC-8611

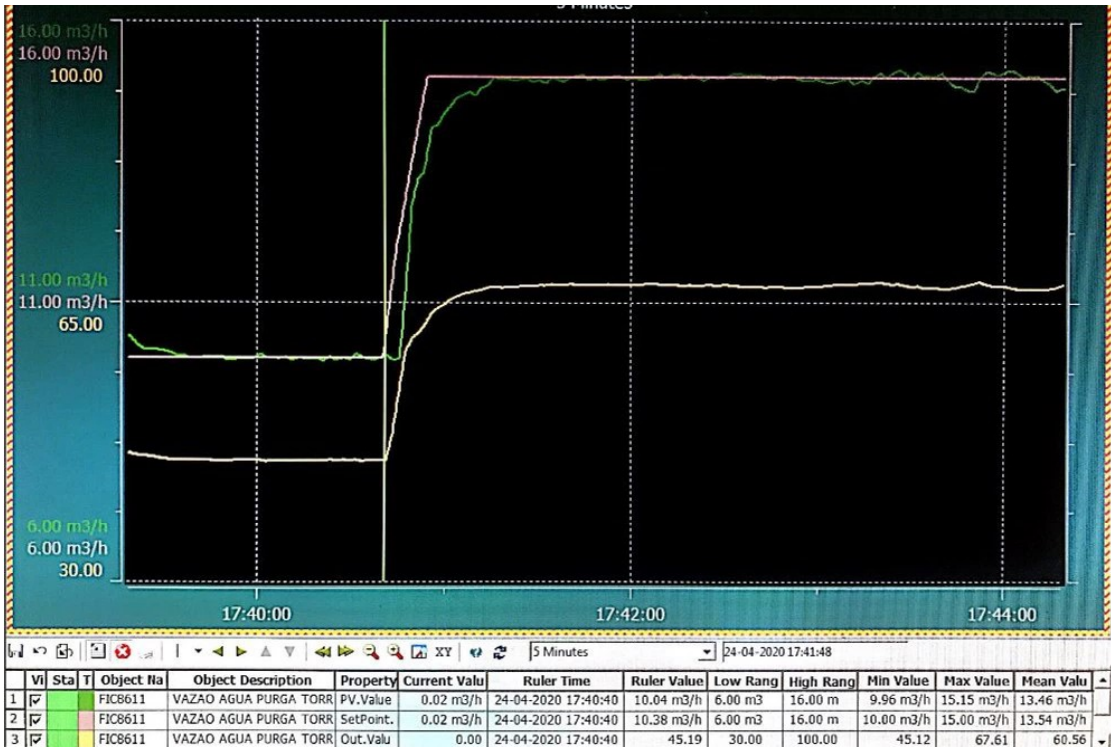
Controlador Antigo



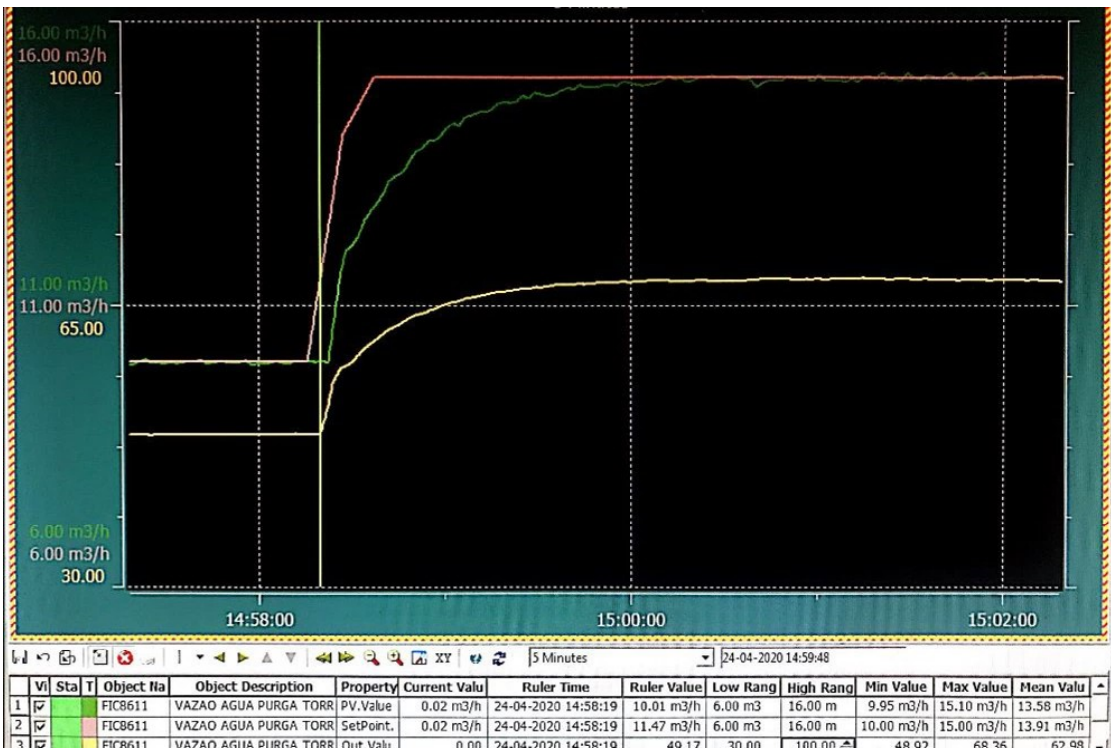
Projeto 1



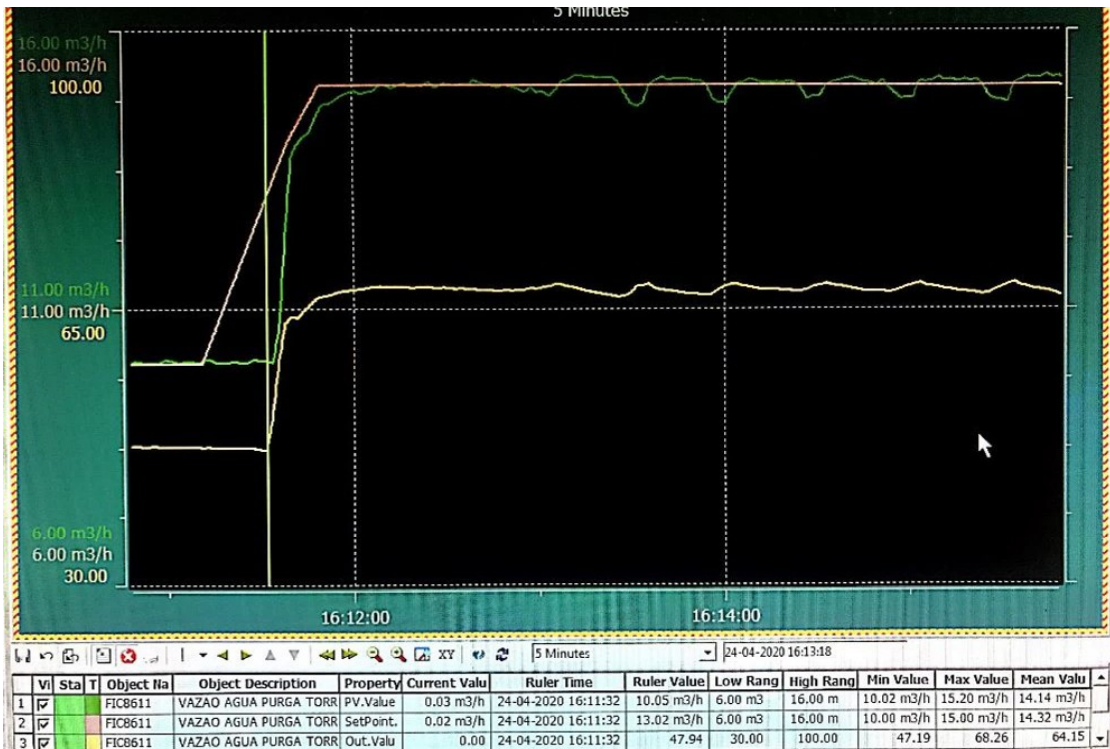
Projeto 2



Projeto 3



Projeto 4



ANEXO G – ANÁLISE DA PIC-132011 USANDO O CONTROLADOR ANTIGO



Relatório de Malhas

Dados para PIC-132011 às 18h00 de 21/11/2019

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2019-11-21 06:00:04
Tempo fim	2019-11-21 17:59:54
Descrição	Pressão no header de 16kg/cm ²
Equipamento:	Header 16kg/cm ²
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Pressão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.993
Nosi	0.007
Deli	0
Tuni	0.993
TuniPid	0.993
Nota da malha	2.02
Criticidade potencial	97.981
Potencial econômico	97.981
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.046
Erro médio	-0
Erro médio % MF	0
PV média	16
IAE	115.378
Desv. pad. erro	0.037
Erro médio abs.	0.027
Variância PV	0.002
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0
ITAE	0.267
Variabilidade ISA	0.575

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	0
OP média	29.941

% Saturado	0
Intervenções OP	0
Percurso	378.574
Reversões	1.574

Modo de Operação:

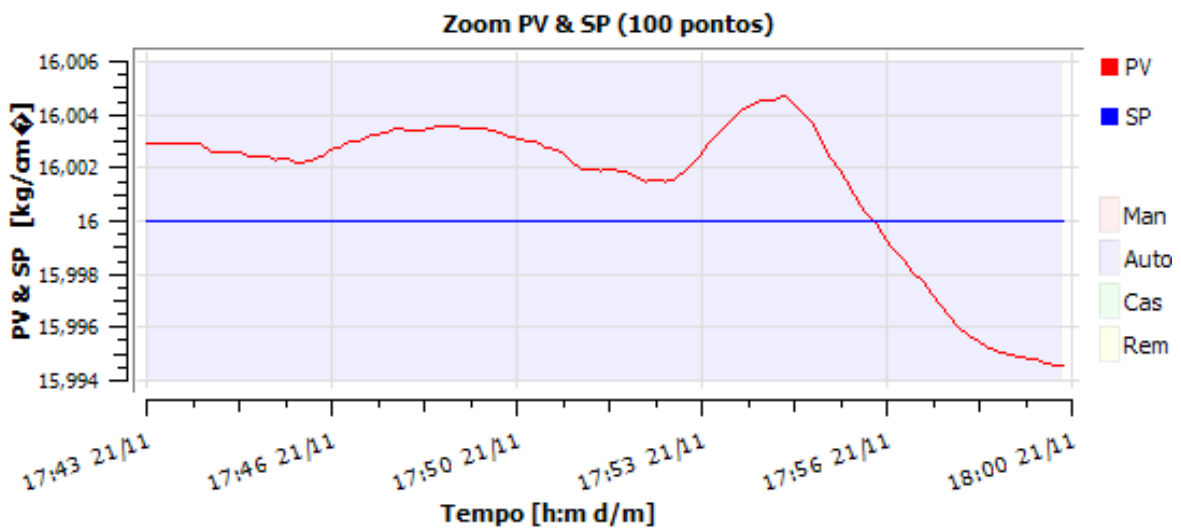
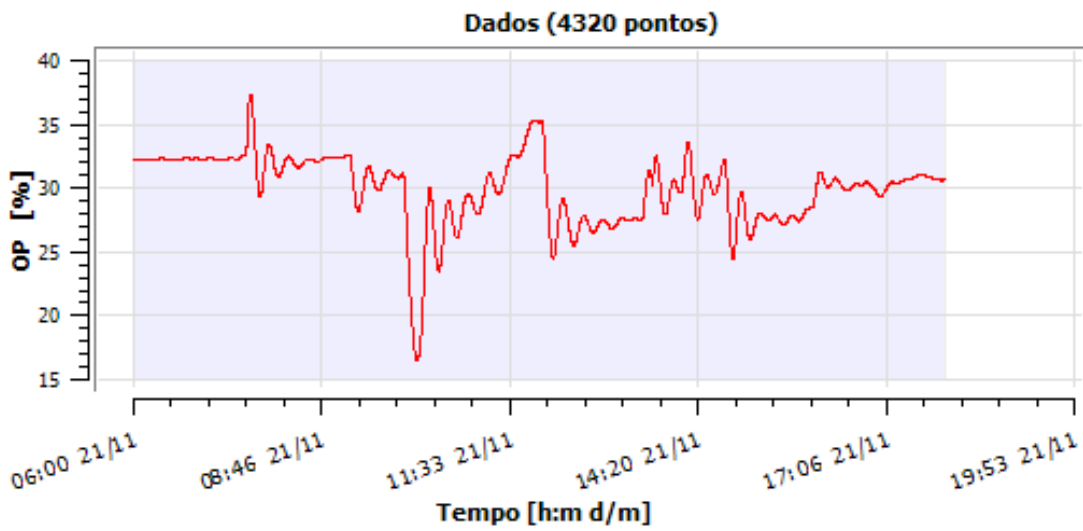
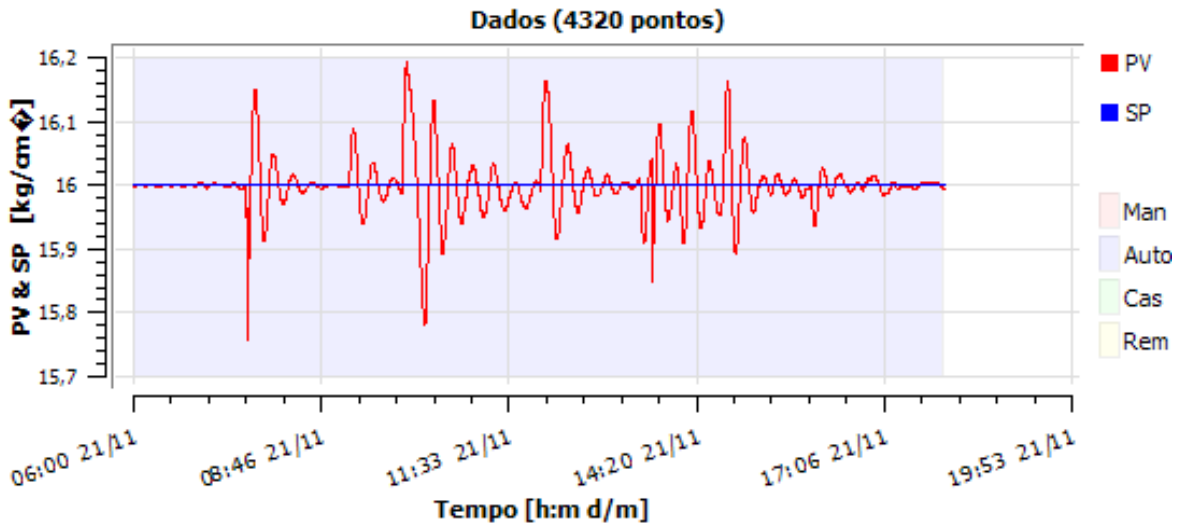
Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	100
% Cascata	0
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

Malhas de Nível:

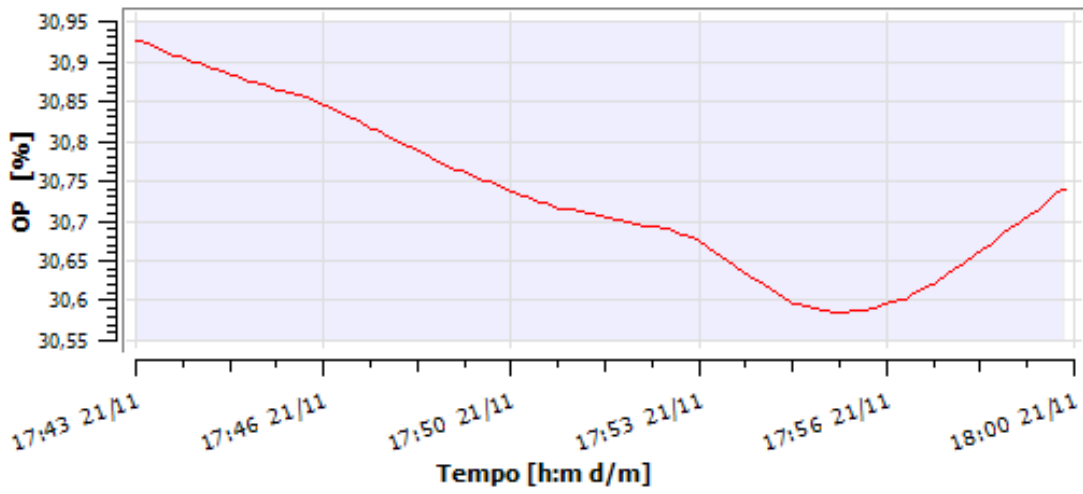
Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

Parâmetros de sintonia do controlador:

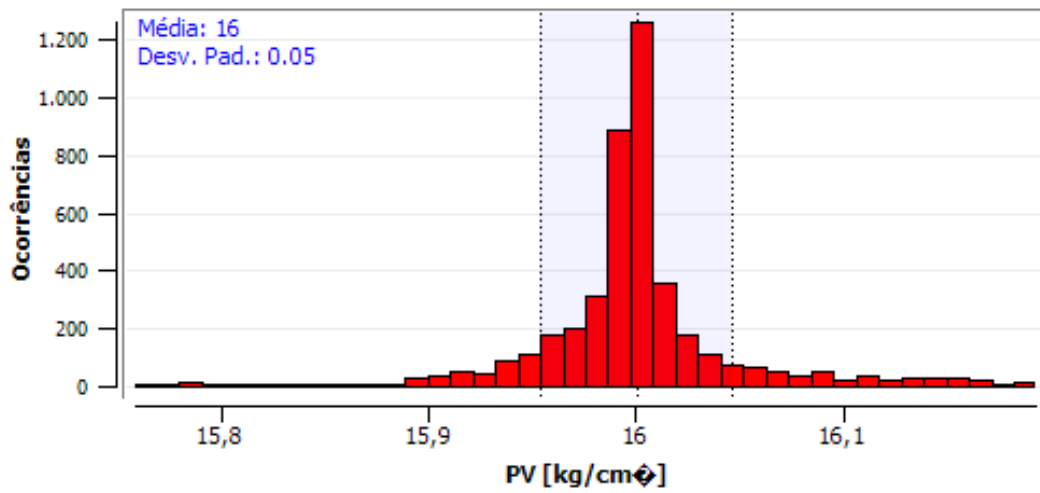
Parâmetro Proporcional:	1.5
Parâmetro Integral:	32
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.006
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.006



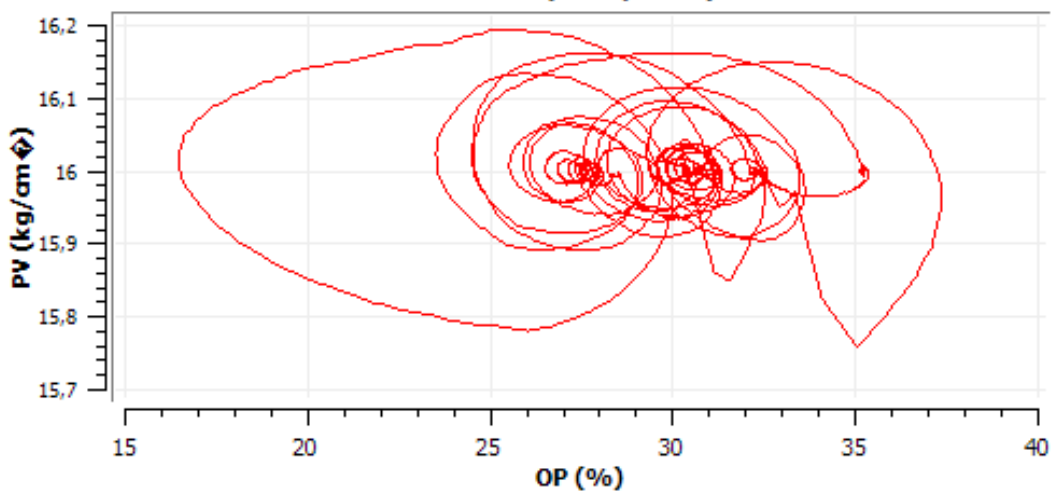
Zoom (100 pontos)

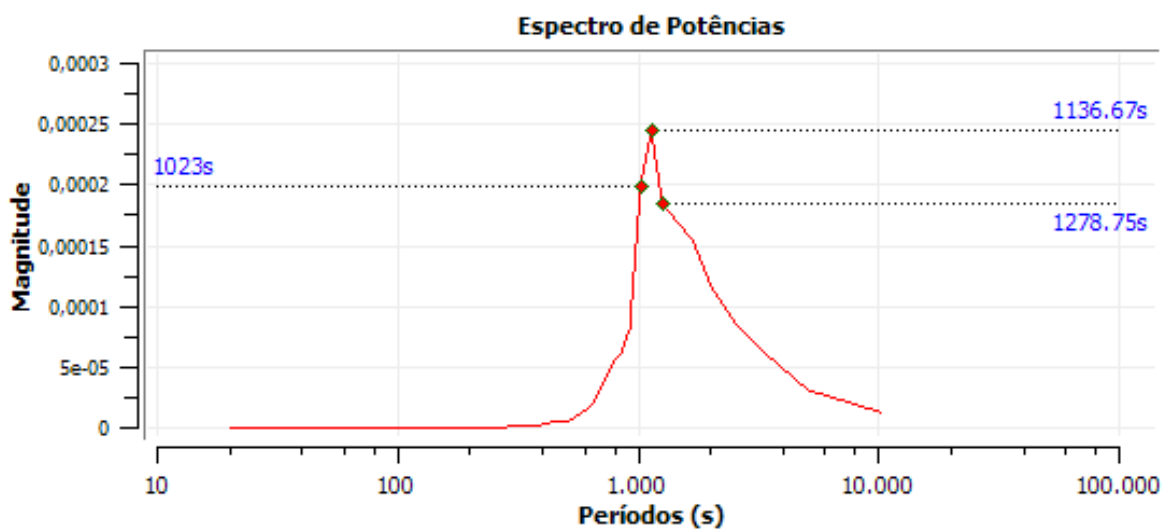
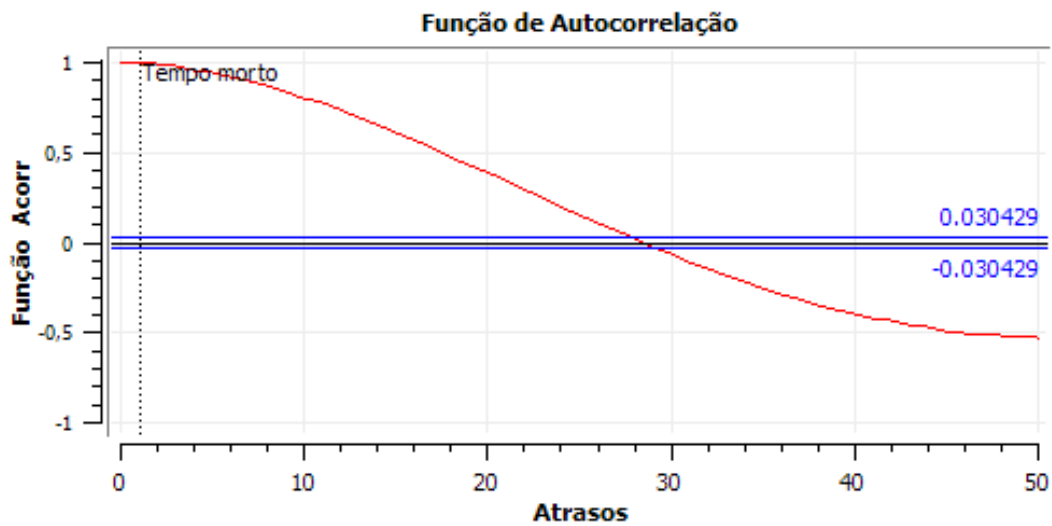
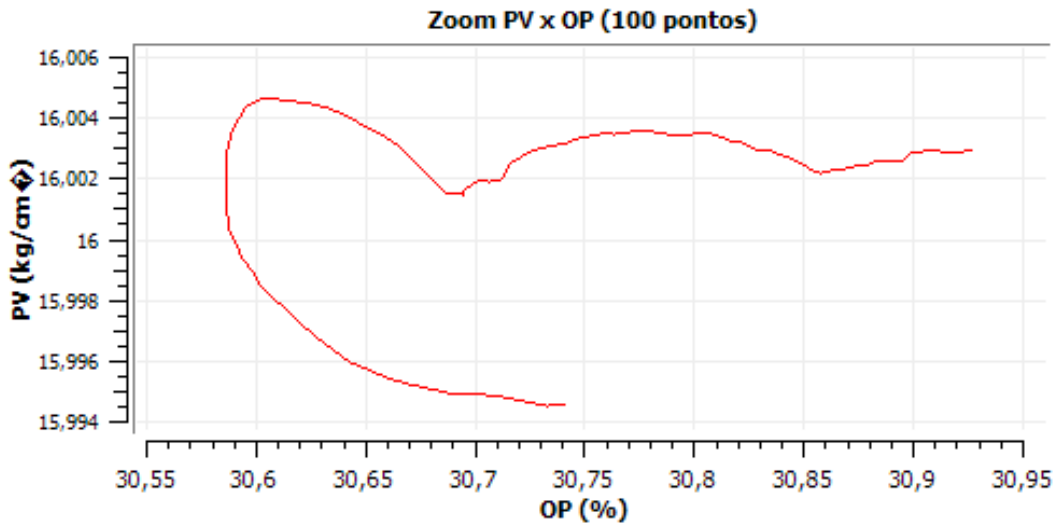


Histograma da PV



PV x OP (4320 pontos)





ANEXO H – ANÁLISE DA PIC-132011 USANDO O CONTROLADOR INTERMEDIÁRIO



Relatório de Malhas

Dados para PIC-132011 às 18h00 de 23/04/2020

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2020-04-23 06:00:09
Tempo fim	2020-04-23 17:59:59
Descrição	Pressão no header de 16kg/cm ²
Equipamento:	Header 16kg/cm ²
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Pressão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.903
Nosi	0.097
Deli	0
Tuni	0.903
TuniPid	0.892
Nota da malha	26.354
Criticidade potencial	73.646
Potencial econômico	73.646
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.009
Erro médio	0
Erro médio % MF	0
PV média	16
IAE	11.033
Desv. pad. erro	0.008
Erro médio abs.	0.003
Variância PV	0
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0
ITAE	0.026
Variabilidade ISA	0.111

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	1
OP média	30.279

% Saturado	0
Intervenções OP	0
Percurso	143.94
Reversões	0.81

Modo de Operação:

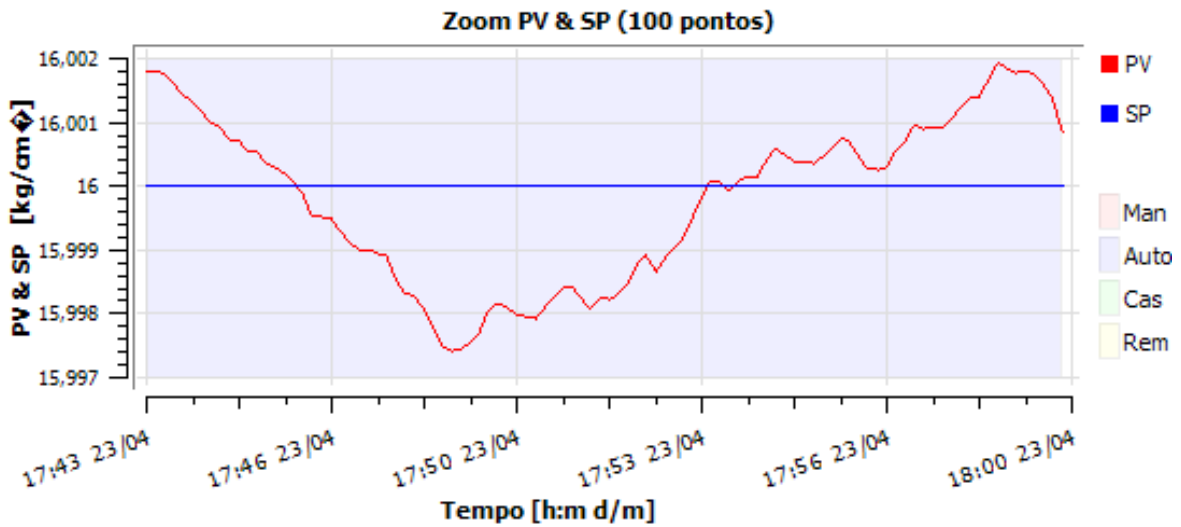
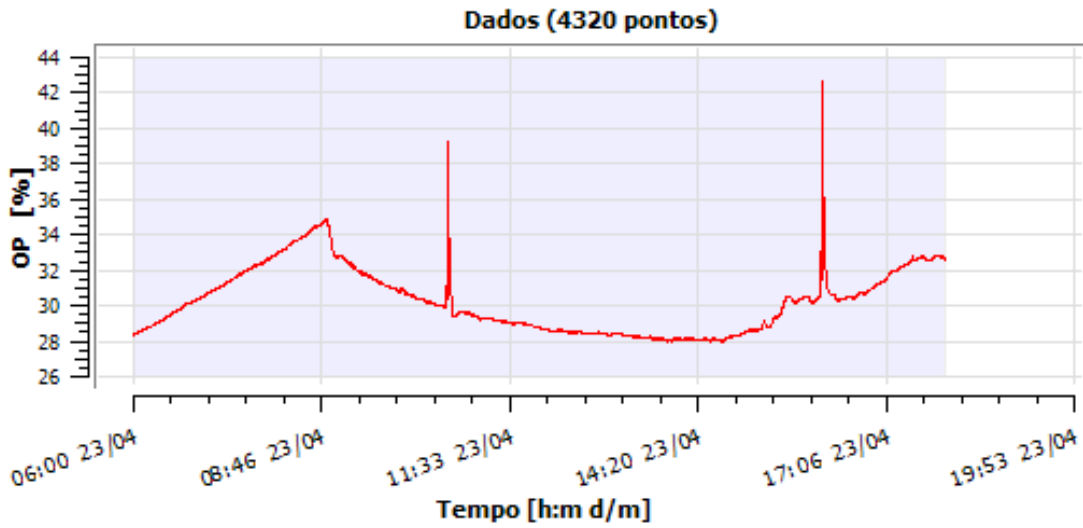
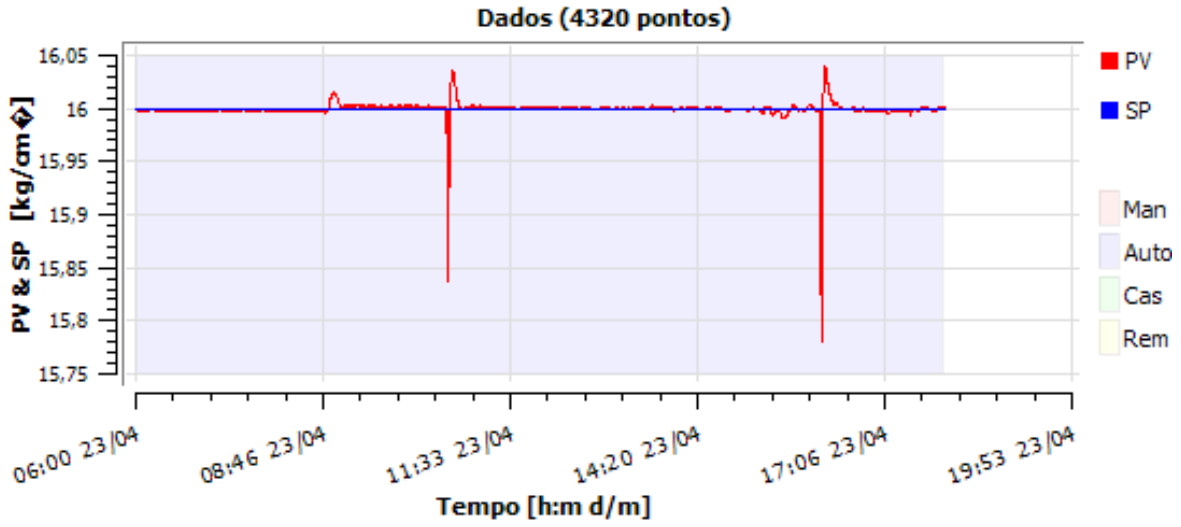
Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	100
% Cascata	0
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

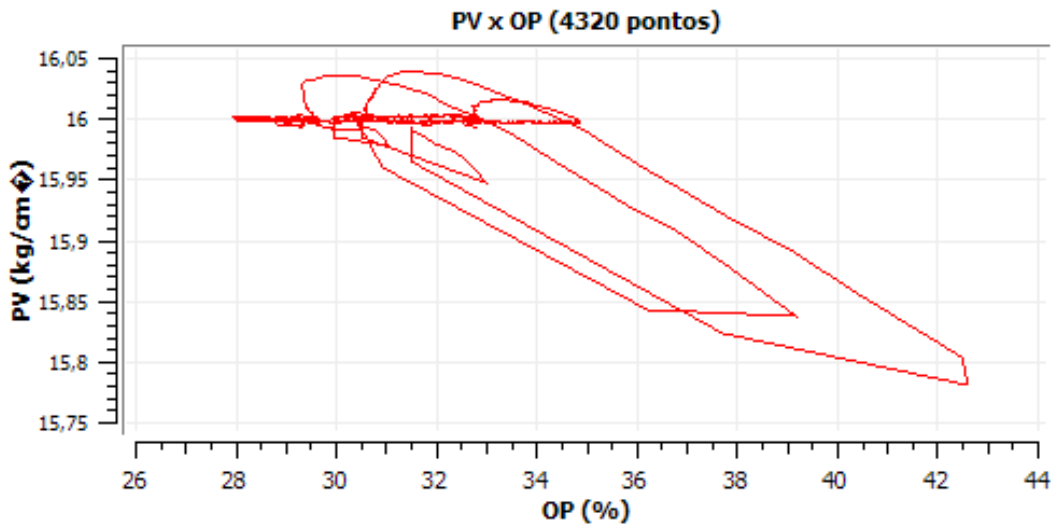
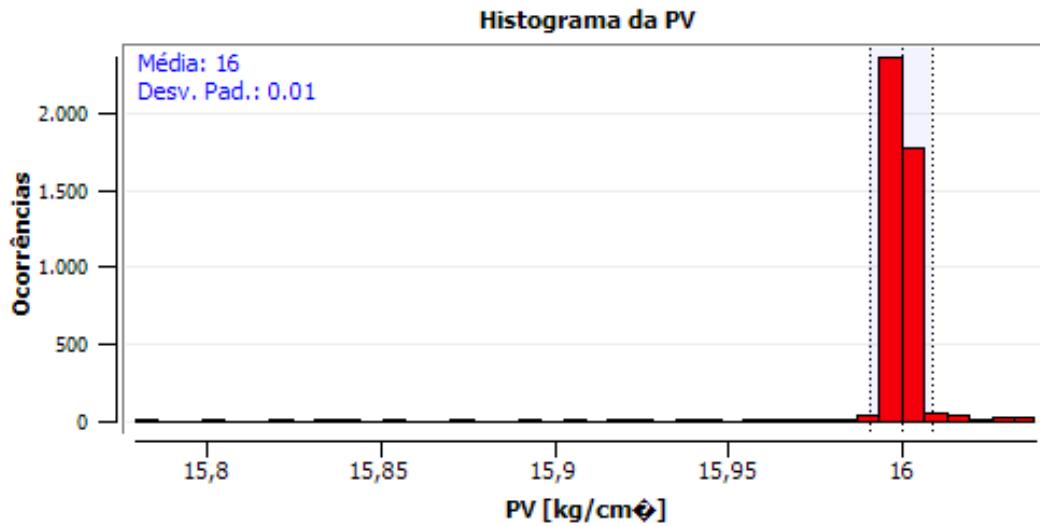
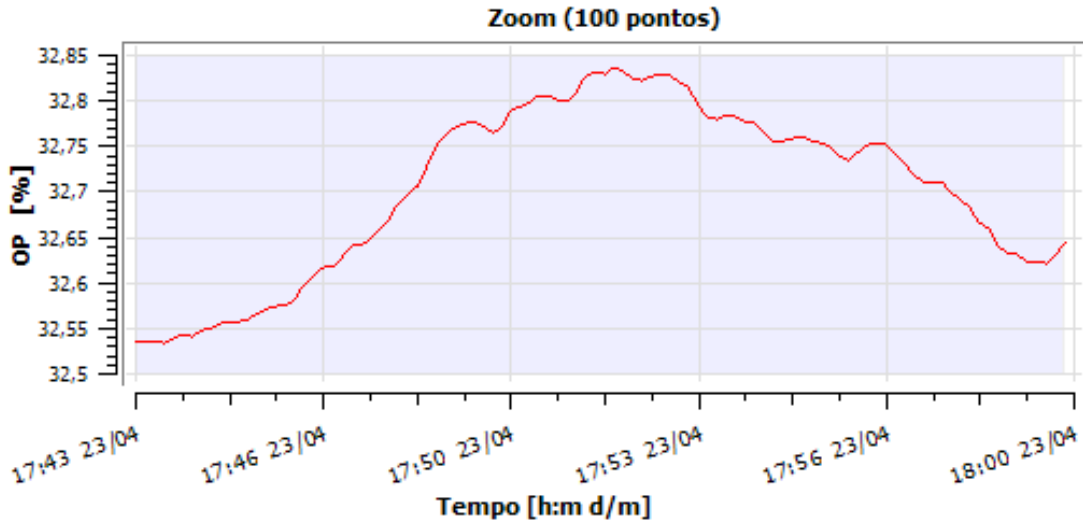
Malhas de Nível:

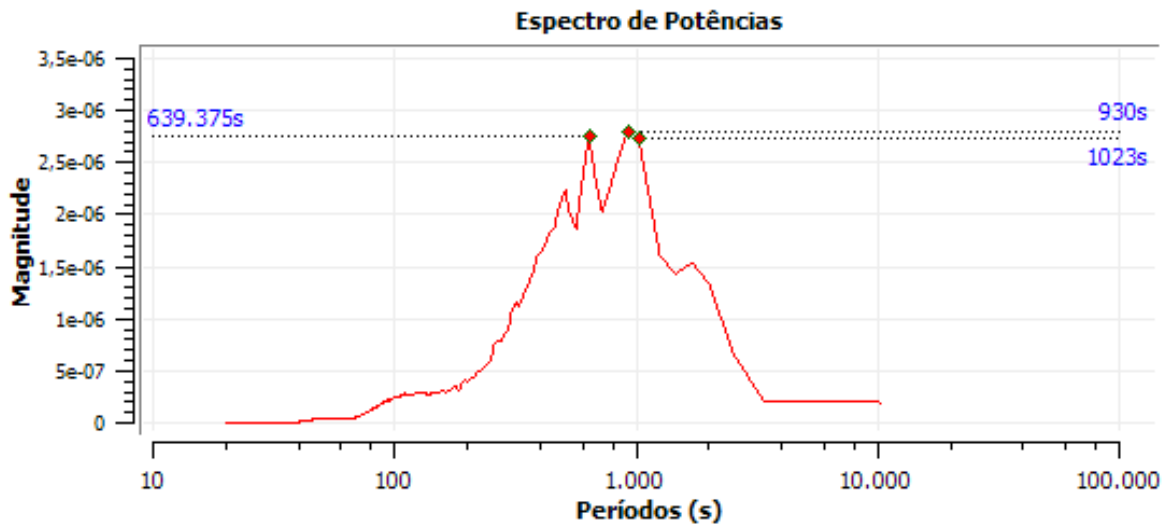
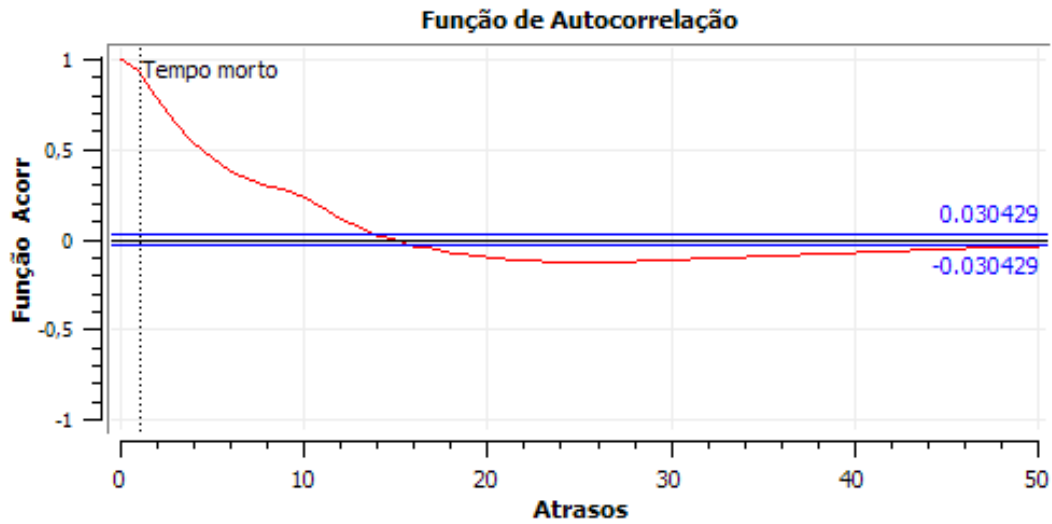
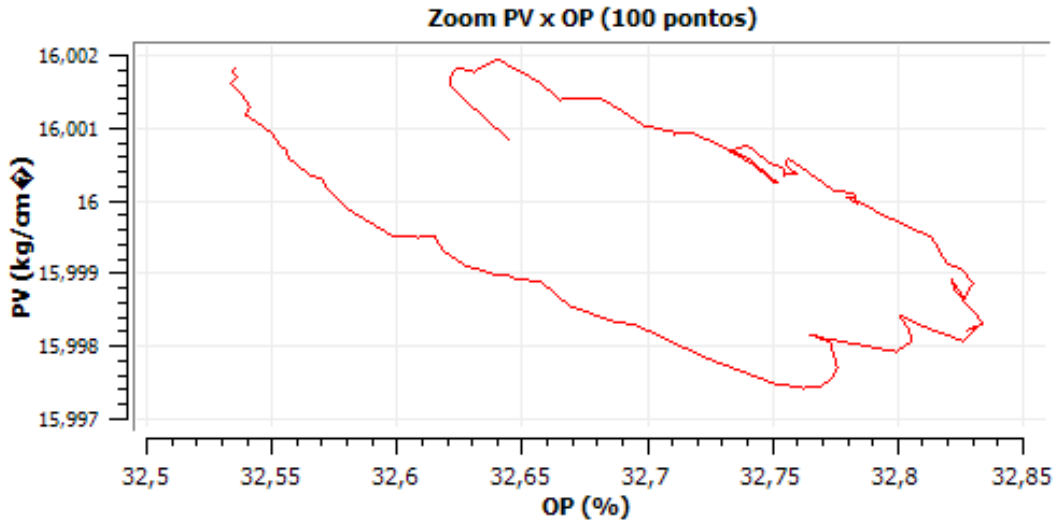
Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

Parâmetros de sintonia do controlador:

Parâmetro Proporcional:	12.609999656677
Parâmetro Integral:	152
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.006
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.006







ANEXO I – ANÁLISE DA PIC-132011 USANDO O CONTROLADOR NOVO



Relatório de Malhas

Dados para PIC-132011 às 06h00 de 13/04/2020

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2020-04-12 18:00:09
Tempo fim	2020-04-13 05:59:59
Descrição	Pressão no header de 16kg/cm ²
Equipamento:	Header 16kg/cm ²
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Pressão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.924
Nosi	0.076
Deli	0
Tuni	0.924
TuniPid	0.907
Nota da malha	21.169
Criticidade potencial	78.831
Potencial econômico	78.831
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.01
Erro médio	0
Erro médio % MF	0
PV média	16
IAE	11.239
Desv. pad. erro	0.01
Erro médio abs.	0.003
Variância PV	0
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0
ITAE	0.026
Variabilidade ISA	0.128

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	1
OP média	37.323

% Saturado	0
Intervenções OP	0
Percurso	133.406
Reversões	0.694

Modo de Operação:

Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	100
% Cascata	0
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

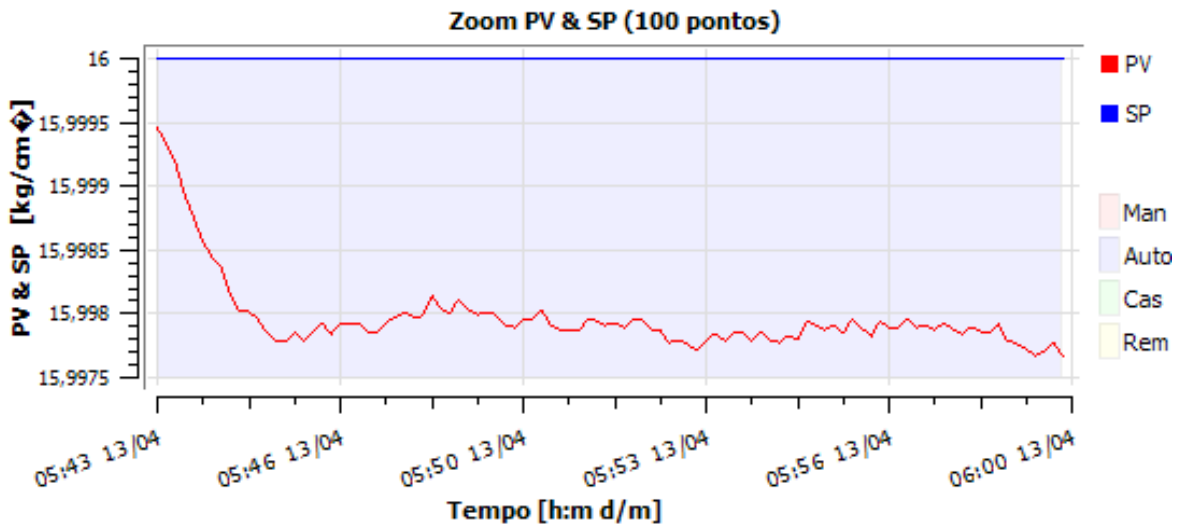
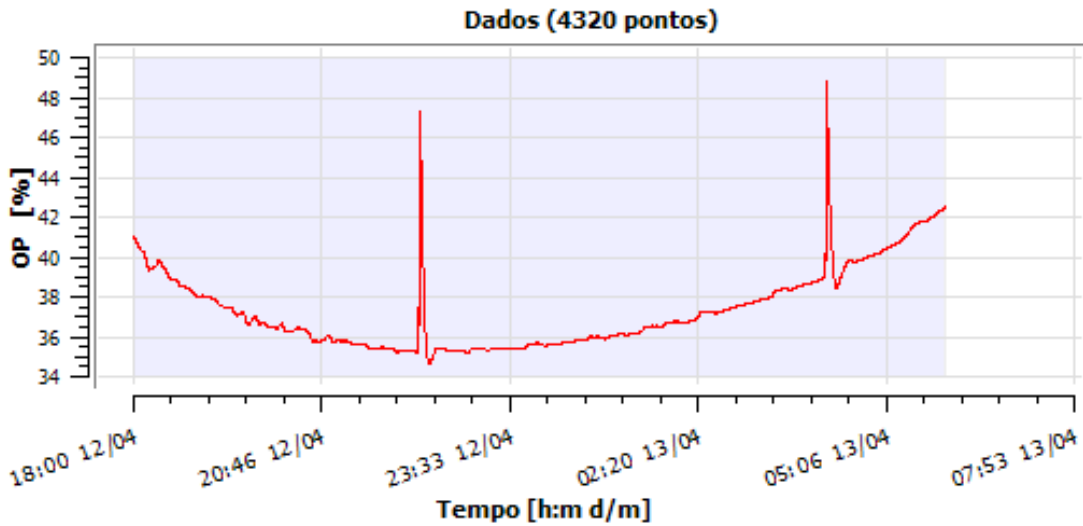
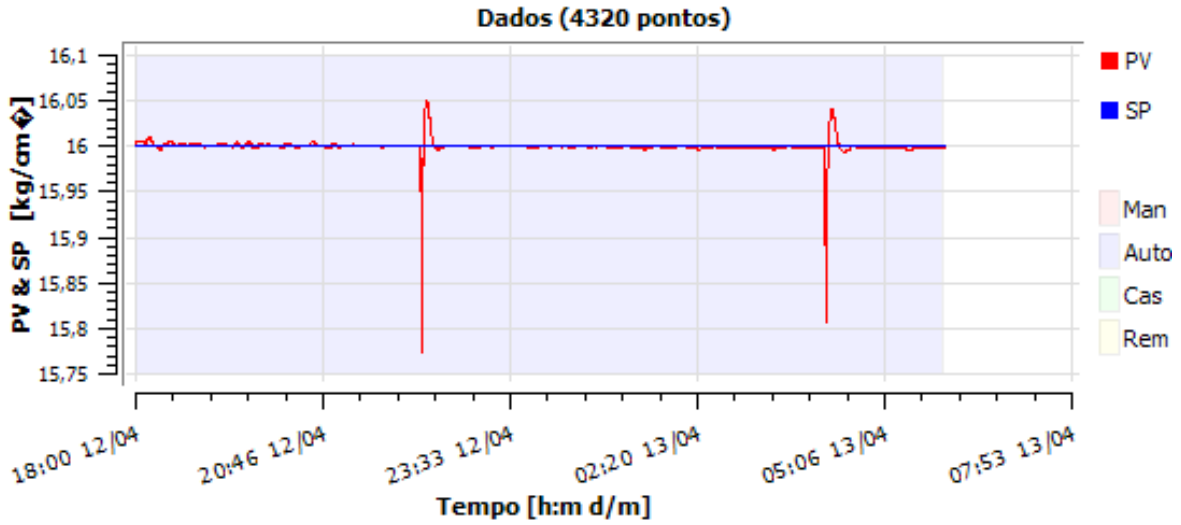
Malhas de Nível:

Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

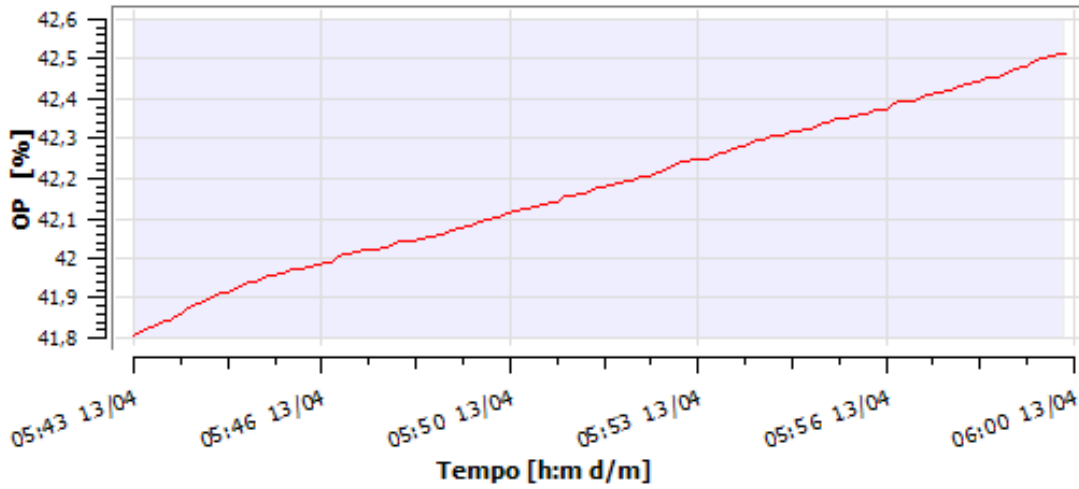
Parâmetros de sintonia do controlador:

Parâmetro Proporcional:	12.609999656677
Parâmetro Integral:	152
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.007

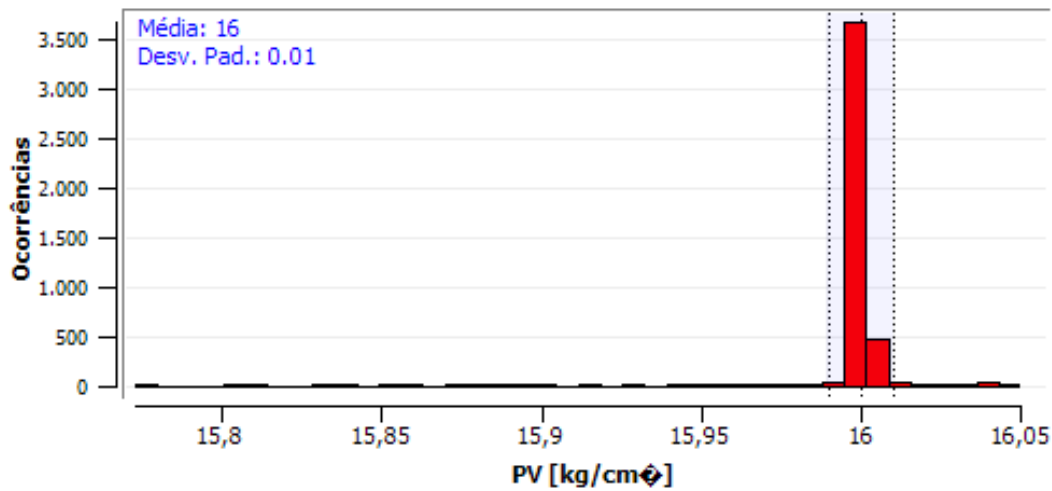
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.007



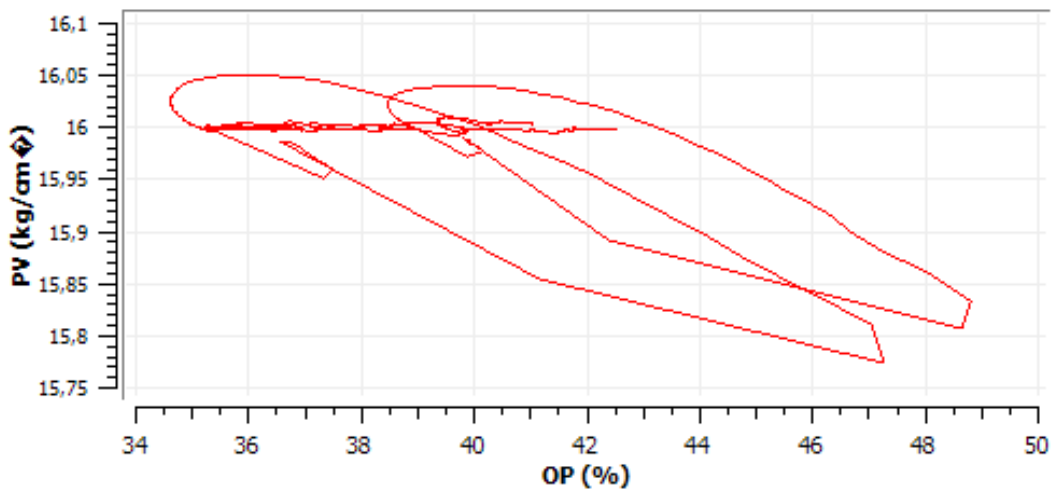
Zoom (100 pontos)



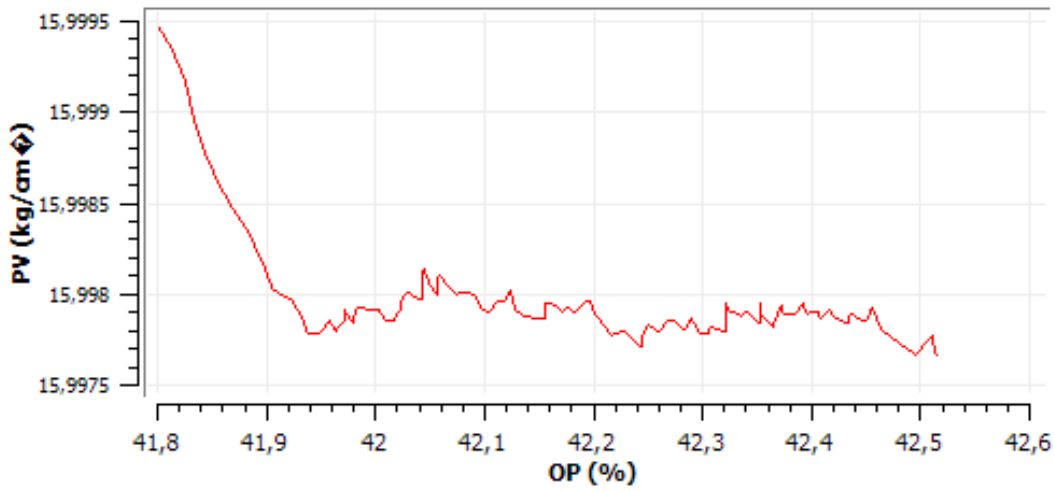
Histograma da PV



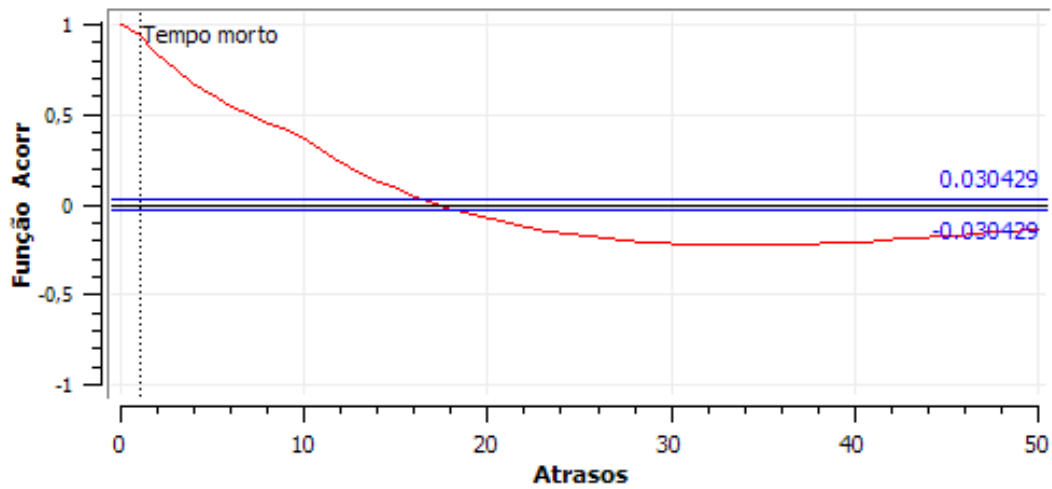
PV x OP (4320 pontos)



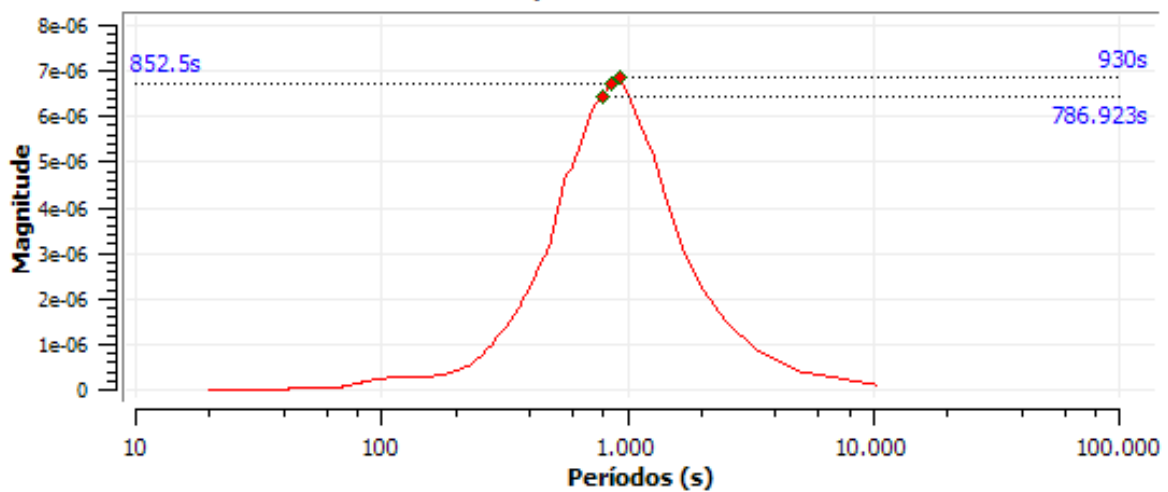
Zoom PV x OP (100 pontos)



Função de Autocorrelação



Espectro de Potências



ANEXO J – ANÁLISE DA PIC-132012 USANDO O CONTROLADOR ANTIGO



Relatório de Malhas

Dados para PIC-132012 às 18h00 de 13/04/2020

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2020-04-13 06:00:10
Tempo fim	2020-04-13 18:00:00
Descrição	Pressão do header de 7kg/cm ²
Equipamento:	Header 7kg/cm ²
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Pressão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.765
Nosi	0.235
Deli	0
Tuni	0.765
TuniPid	0.589
Nota da malha	0
Criticidade potencial	100
Potencial econômico	100
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.002
Erro médio	0
Erro médio % MF	0
PV média	7
IAE	6.483
Desv. pad. erro	0.002
Erro médio abs.	0.002
Variância PV	0
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0
ITAE	0.015
Variabilidade ISA	0.069

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	1
OP média	3.285

% Saturado	100
Intervenções OP	0
Percurso	108.892
Reversões	2.824

Modo de Operação:

Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	100
% Cascata	0
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

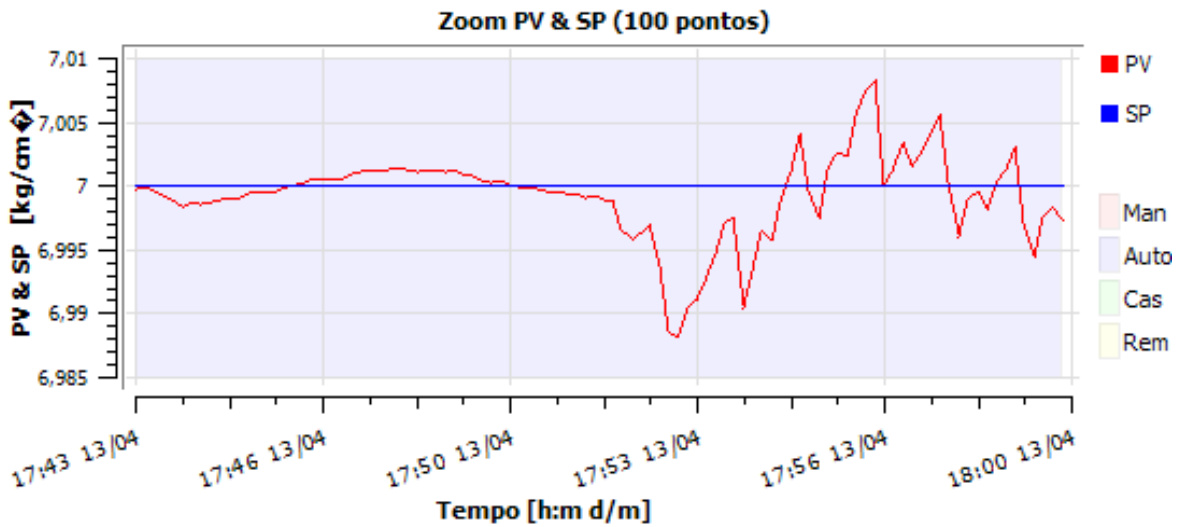
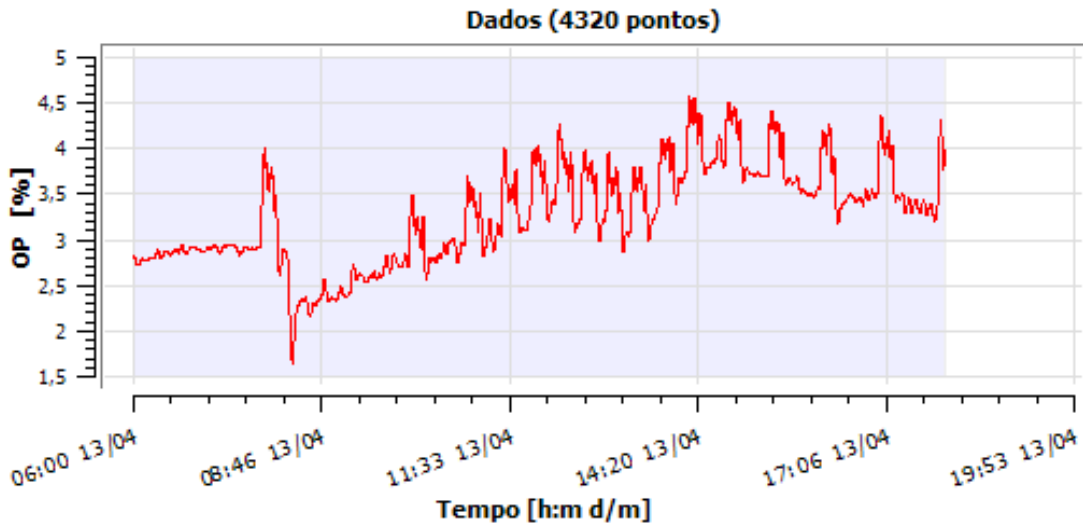
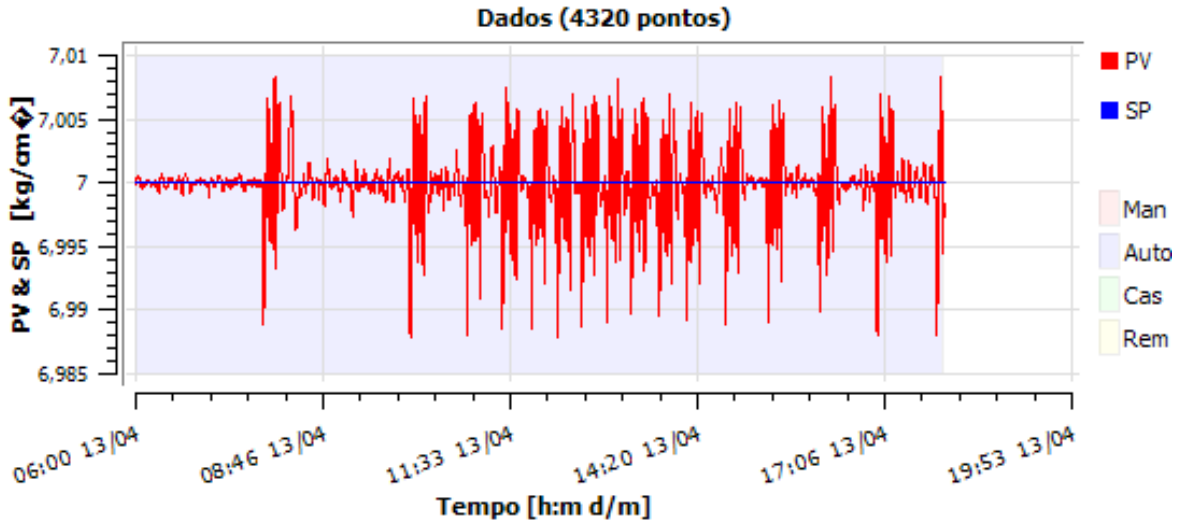
Malhas de Nível:

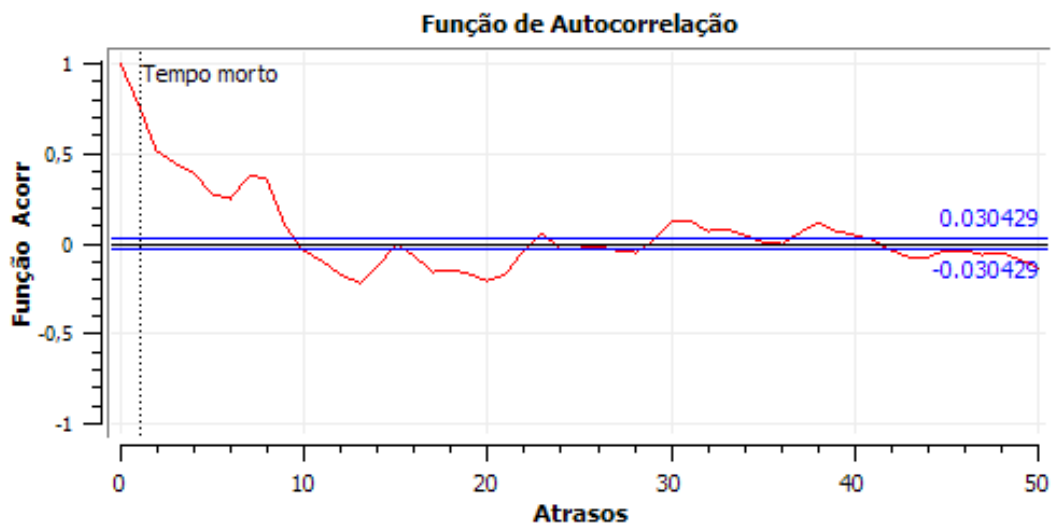
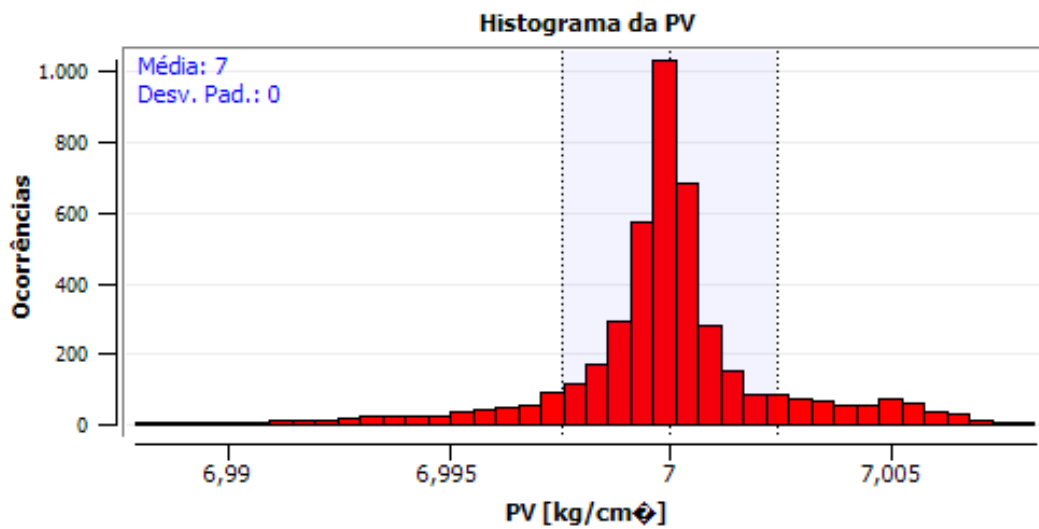
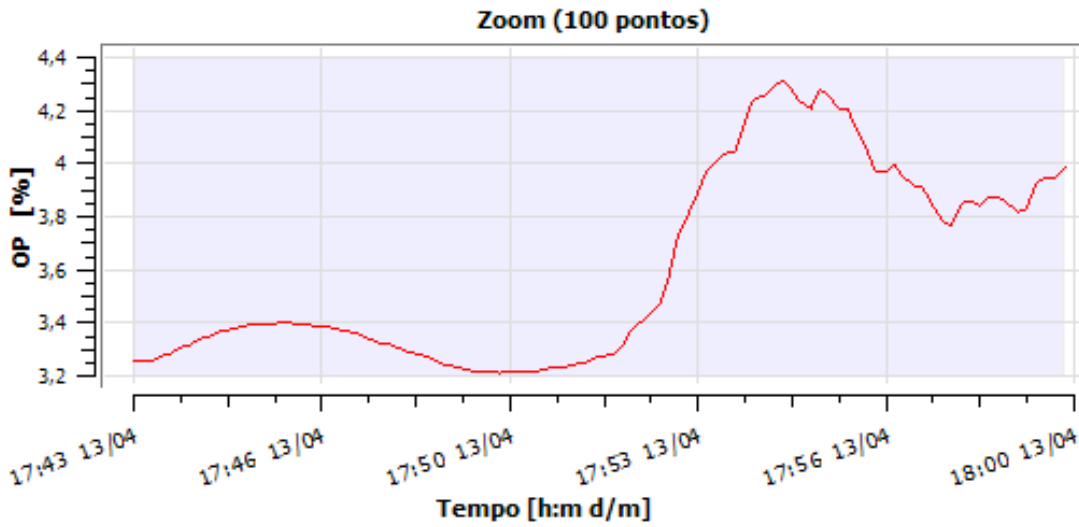
Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

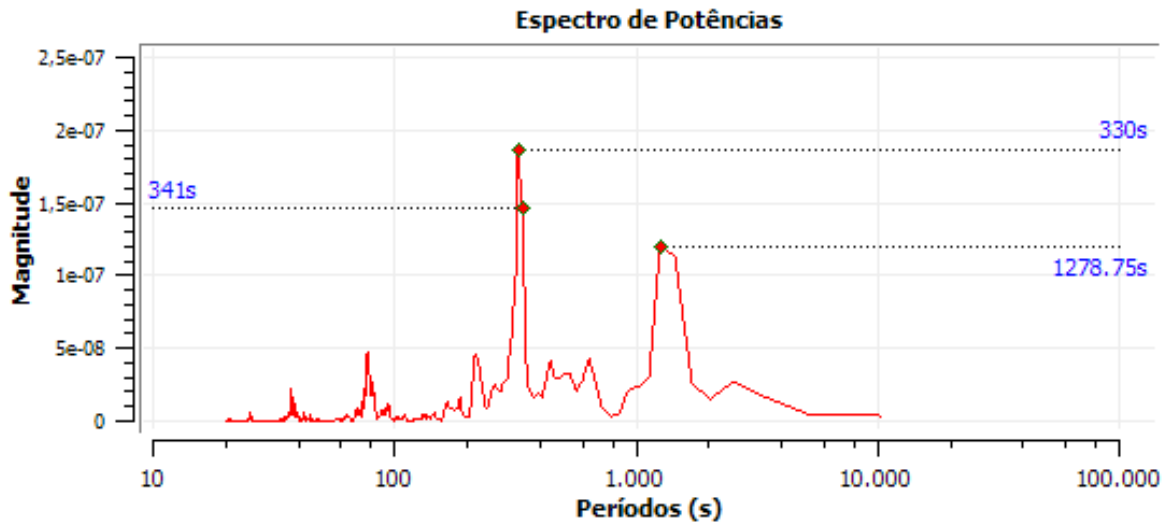
Parâmetros de sintonia do controlador:

Parâmetro Proporcional:	2
Parâmetro Integral:	10
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.004

% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.004







ANEXO K – ANÁLISE DA PIC-132012 USANDO O CONTROLADOR NOVO



Relatório de Malhas

Dados para PIC-132012 às 06h00 de 17/04/2020

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2020-04-16 18:00:09
Tempo fim	2020-04-17 05:59:59
Descrição	Pressão do header de 7kg/cm ²
Equipamento:	Header 7kg/cm ²
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Pressão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.635
Nosi	0.364
Deli	0
Tuni	0.636
TuniPid	0.496
Nota da malha	0
Criticidade potencial	100
Potencial econômico	100
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.001
Erro médio	-0
Erro médio % MF	0
PV média	7
IAE	2.939
Desv. pad. erro	0.001
Erro médio abs.	0.001
Variância PV	0
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0
ITAE	0.007
Variabilidade ISA	0.041

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	0
OP média	1.795

% Saturado	100
Intervenções OP	0
Percurso	407.412
Reversões	5.972

Modo de Operação:

Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	100
% Cascata	0
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

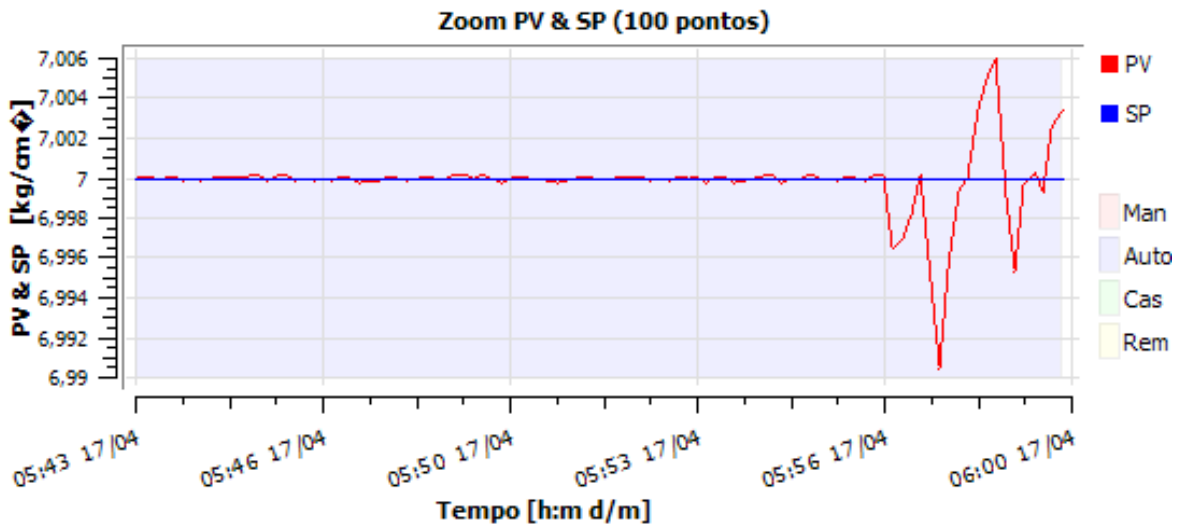
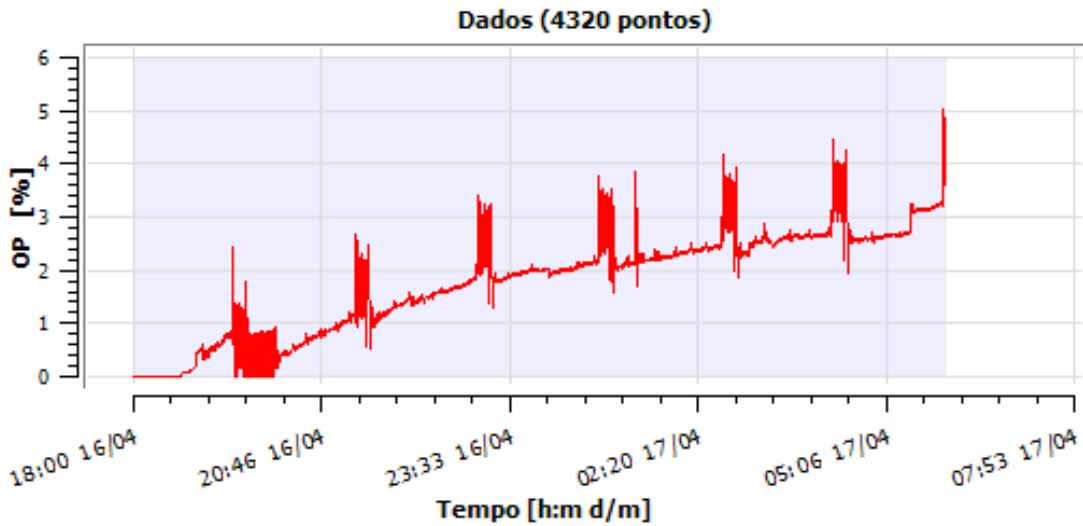
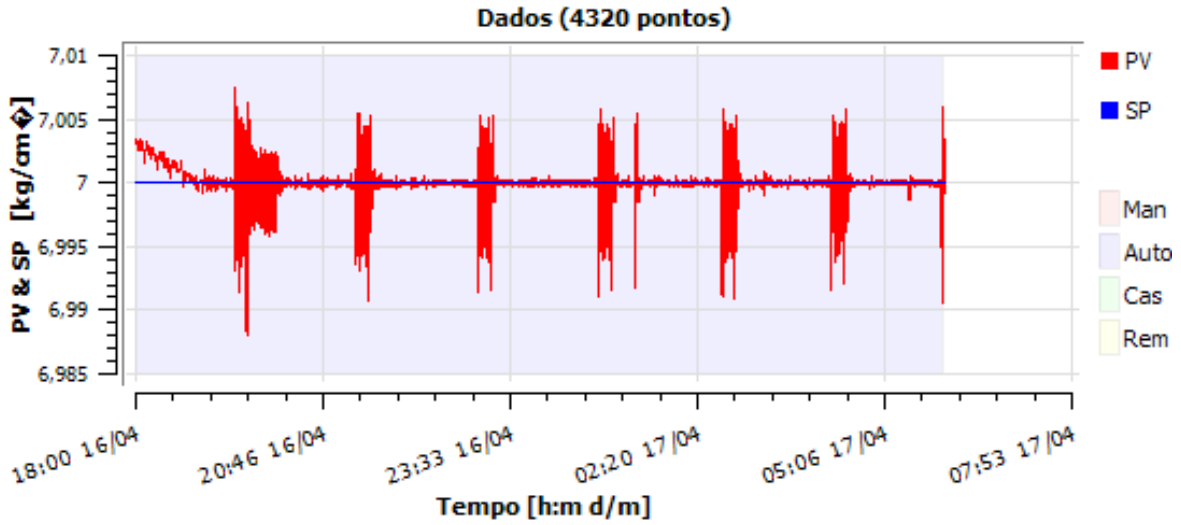
Malhas de Nível:

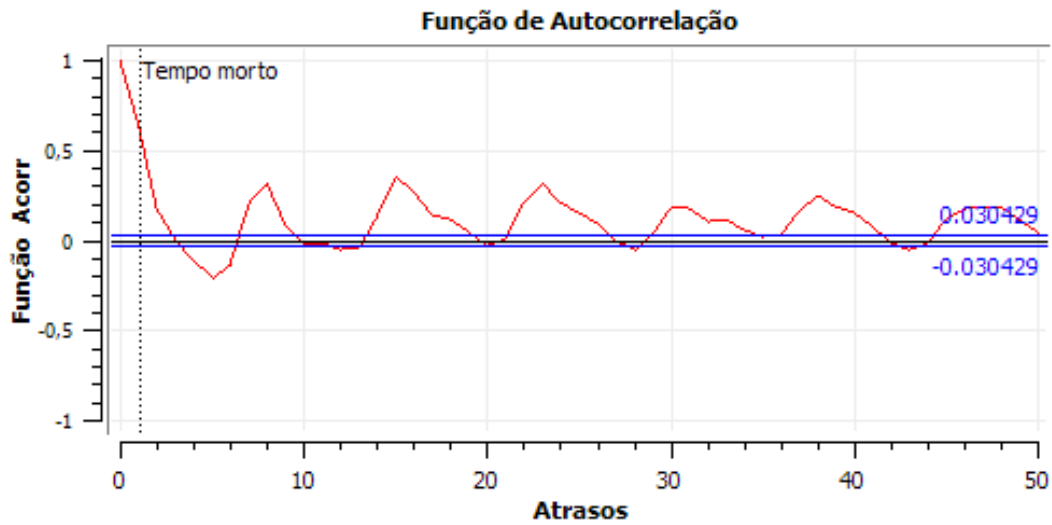
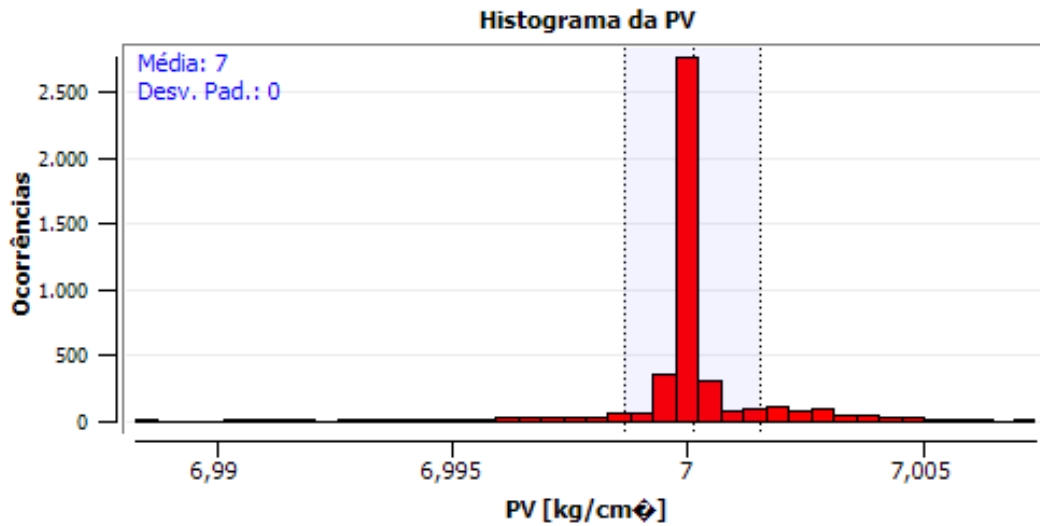
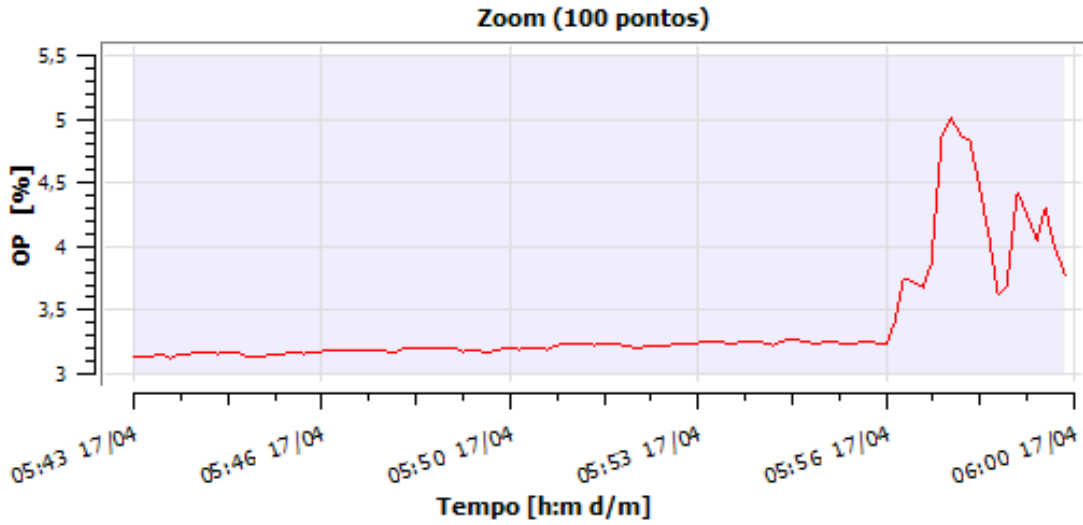
Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

Parâmetros de sintonia do controlador:

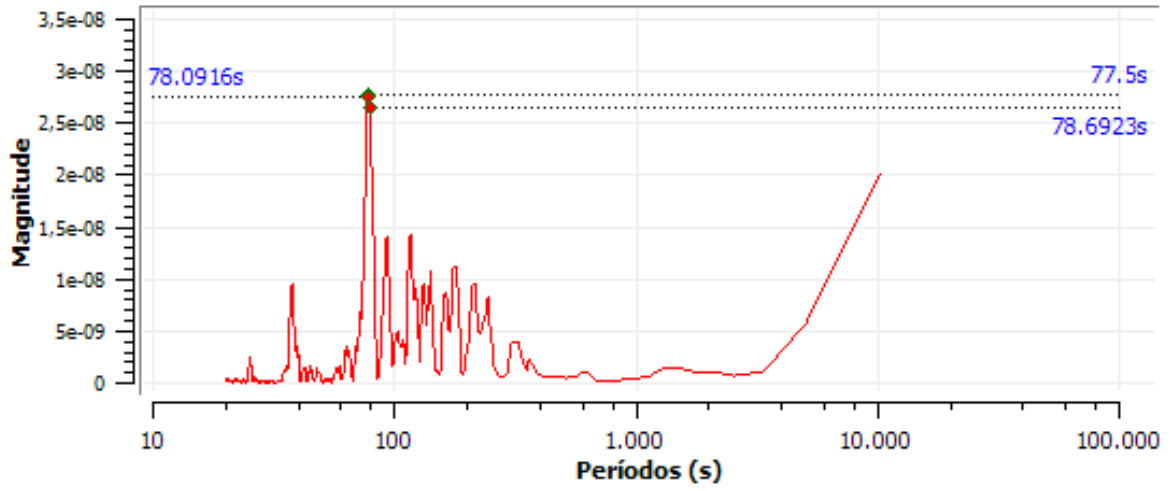
Parâmetro Proporcional:	18.270000457764
Parâmetro Integral:	16.170000076294
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.002

% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1.002





Espectro de Potências



ANEXO L – ANÁLISE DA FIC-132001B USANDO O CONTROLADOR ANTIGO



Relatório de Malhas

Dados para FIC132001B às 06h00 de 27/04/2020

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2020-04-26 18:00:01
Tempo fim	2020-04-27 05:59:51
Descrição	Água para permutador
Equipamento:	Água
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Vazão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.039
Nosi	0.958
Deli	0
Tuni	0.042
TuniPid	0.037
Nota da malha	99.994
Criticidade potencial	0.006
Potencial econômico	0.006
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.276
Erro médio	0.002
Erro médio % MF	0
PV média	94.998
IAE	949.522
Desv. pad. erro	0.167
Erro médio abs.	0.22
Variância PV	0.076
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0.073
ITAE	2.198
Variabilidade ISA	0.581

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	0
OP média	28.937

% Saturado	0
Intervenções OP	0
Percurso	367.226
Reversões	22.963

Modo de Operação:

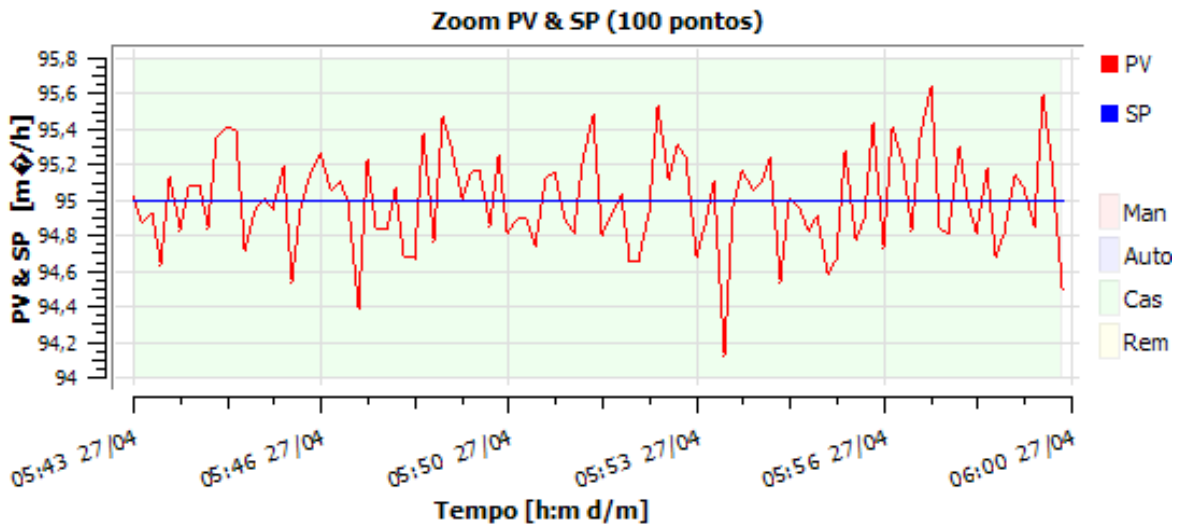
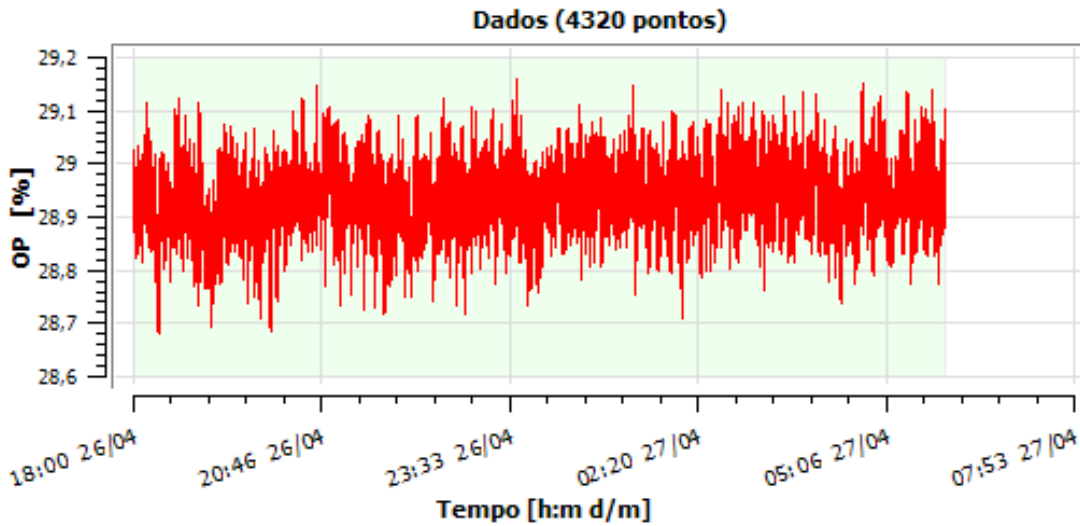
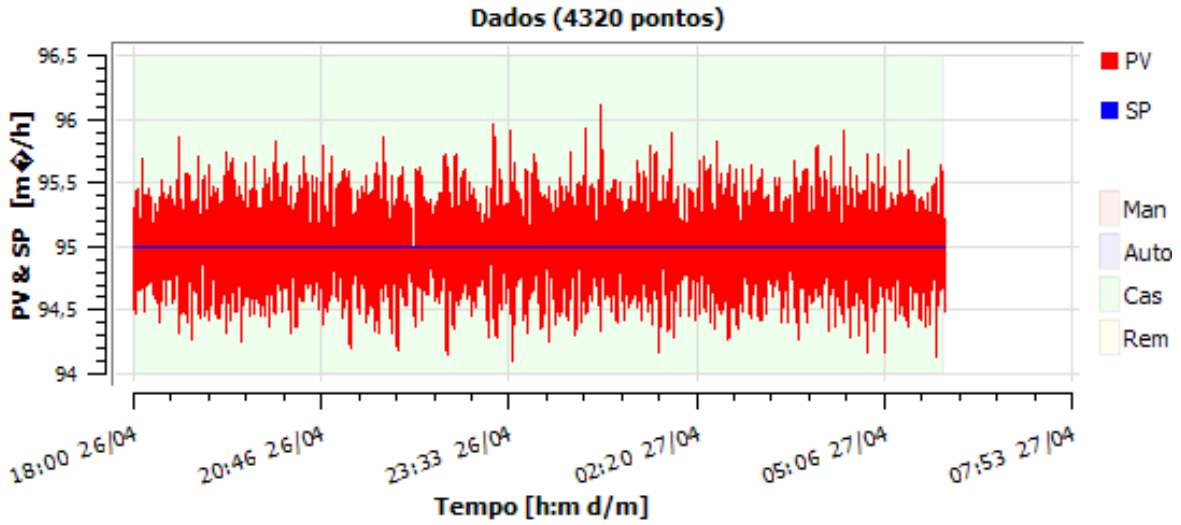
Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	0
% Cascata	100
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

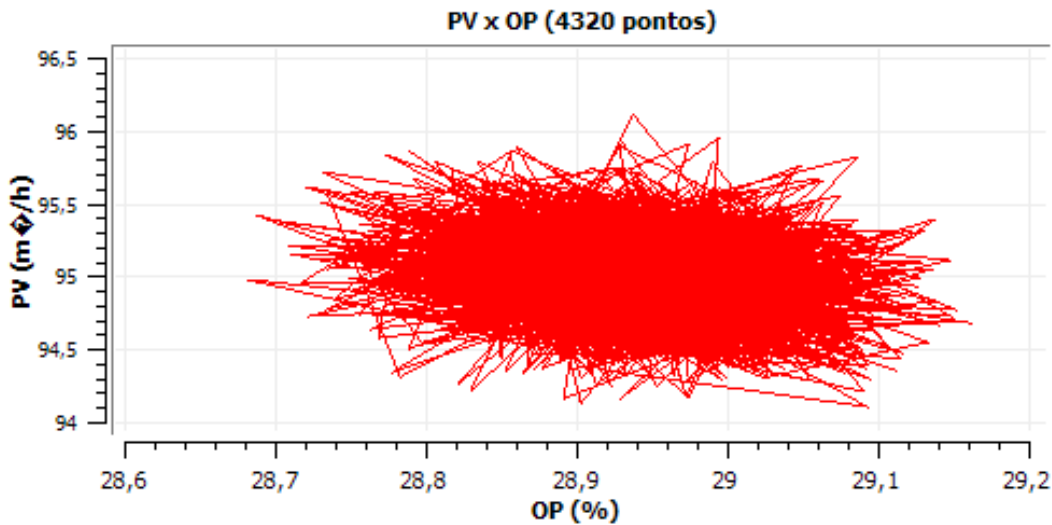
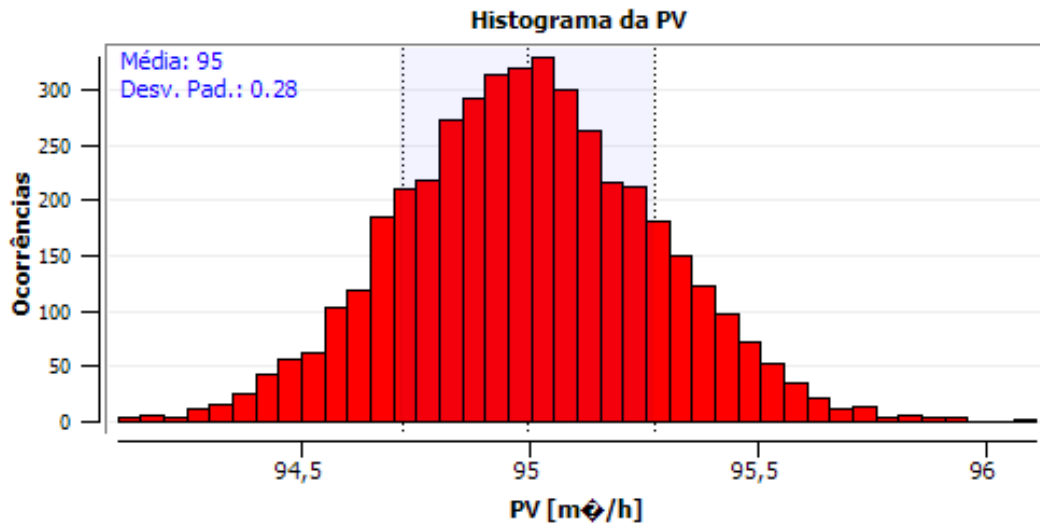
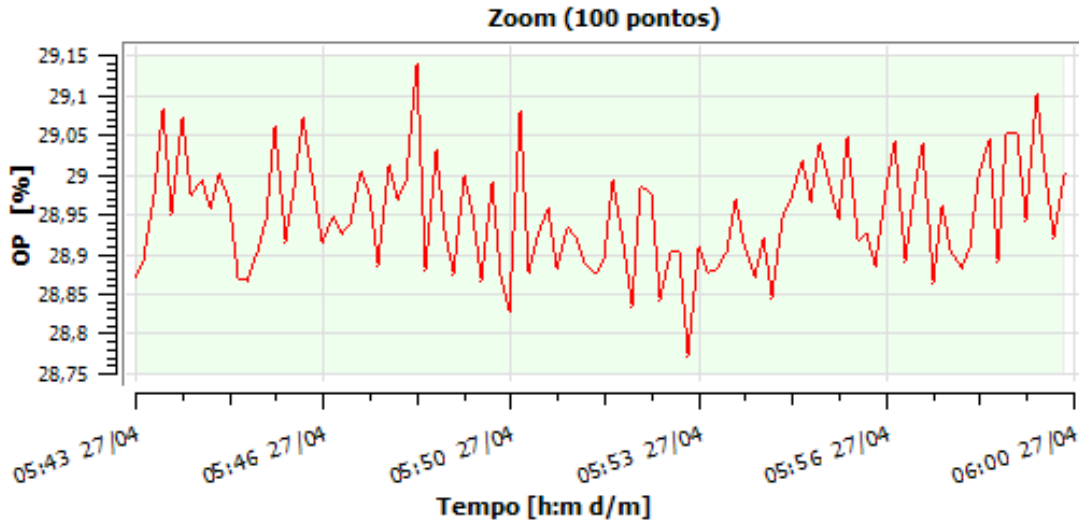
Malhas de Nível:

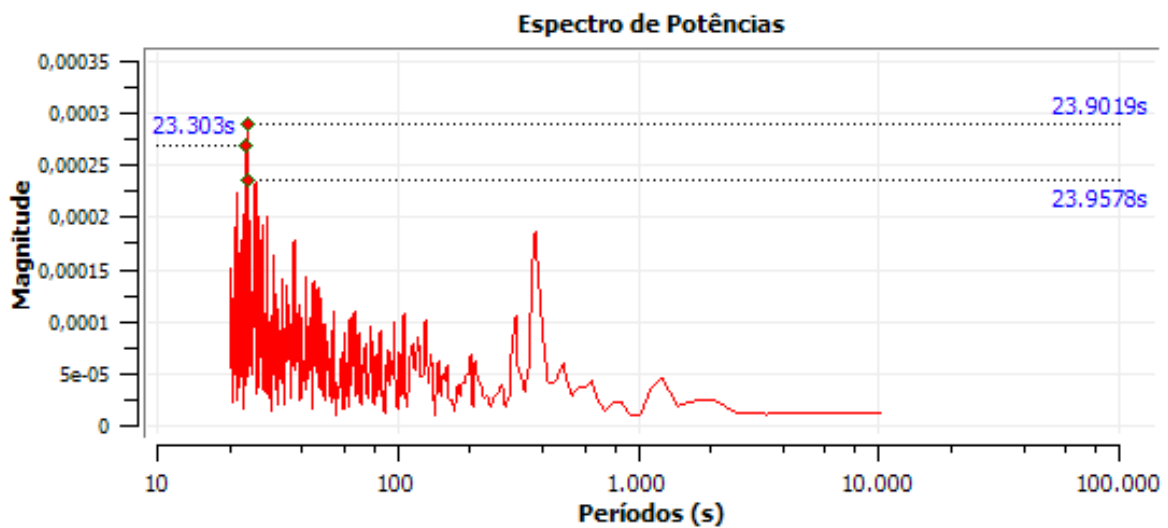
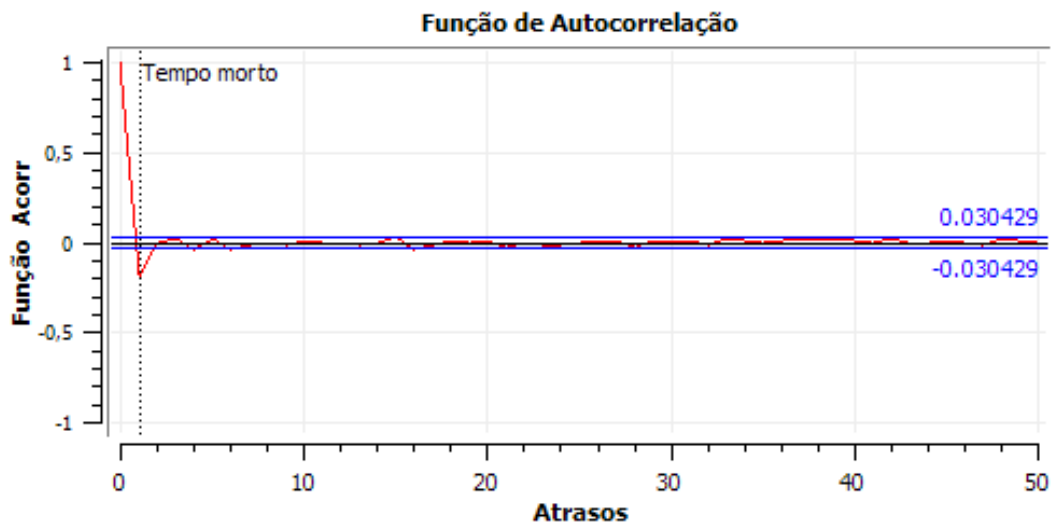
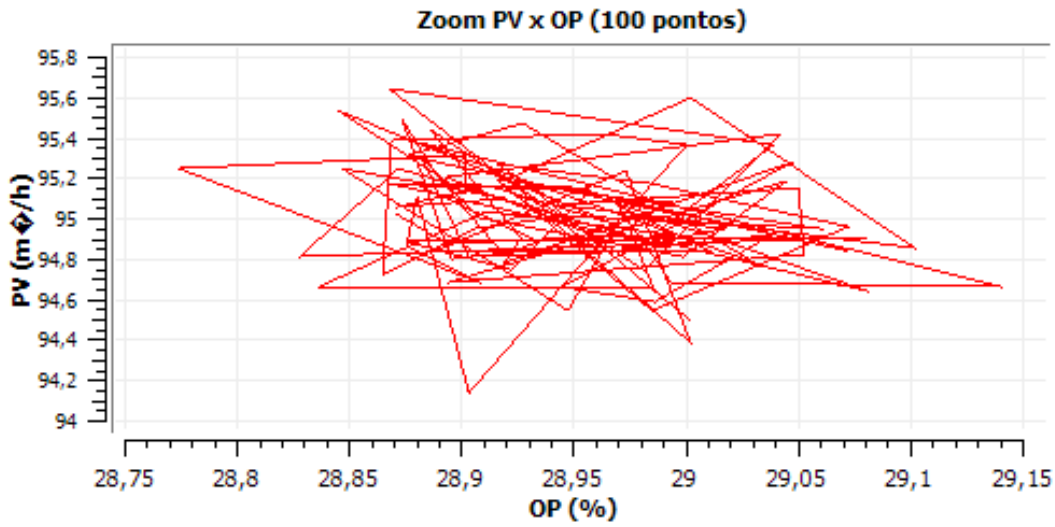
Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

Parâmetros de sintonia do controlador:

Parâmetro Proporcional:	0.5
Parâmetro Integral:	25
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1







ANEXO M – ANÁLISE DA FIC-132001B USANDO O CONTROLADOR NOVO



Relatório de Malhas

Dados para FIC132001B às 18h00 de 01/05/2020

TriCLPM

REFAP

Informações:

Tempo início	2020-05-01 05:59:41
Tempo fim	2020-05-01 17:59:31
Descrição	Água para permutador
Equipamento:	Água
Unidade:	U-132
Planta:	ETA
Tipo:	Vazão
Tempo amostragem (s):	10

Índices:

Ganho estacionário	0
Constante de tempo	0
Tempo de assentamento	0
Tempo de subida	0
Harris	0.018
Nosi	0.979
Deli	0
Tuni	0.021
TuniPid	0.009
Nota da malha	99.999
Criticidade potencial	0.001
Potencial econômico	0.001
Oscilações	0
Tempo morto estimado	0

Estatísticas PV:

Banda morta	0
Desv. Pad. PV	0.262
Erro médio	0.002
Erro médio % MF	0
PV média	94.998
IAE	905.981
Desv. pad. erro	0.157
Erro médio abs.	0.21
Variância PV	0.069
Erro médio % Total	0
Variância mínima	0.068
ITAE	2.097
Variabilidade ISA	0.552

Estatísticas SP:

Intervenções SP	0
Mudanças de SP	0
Razão SP/PV	0

Análise de Válvulas:

Agarramento	0
OP média	29.017

% Saturado	0
Intervenções OP	0
Percurso	13.204
Reversões	1.181

Modo de Operação:

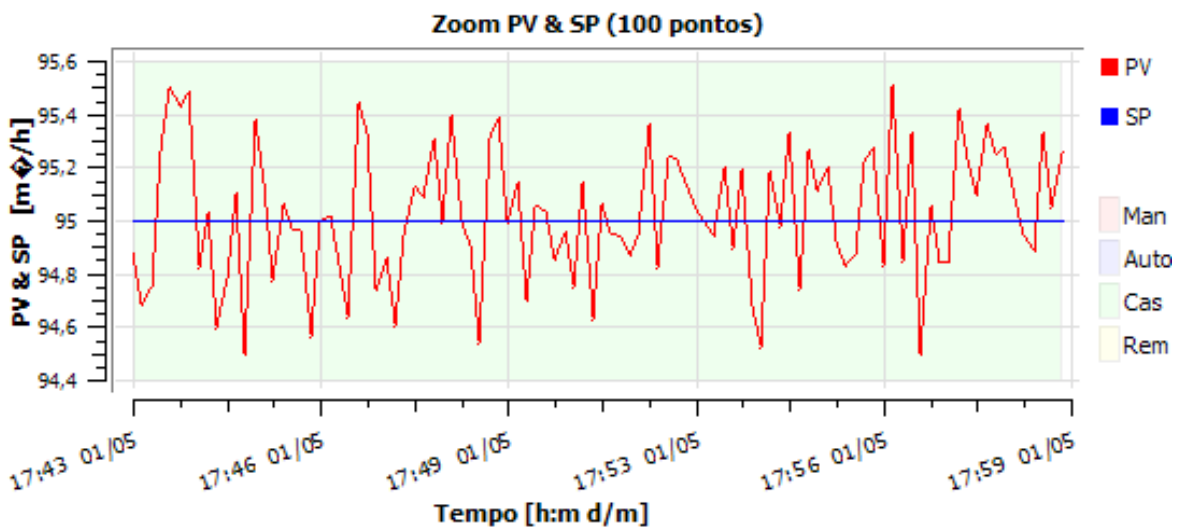
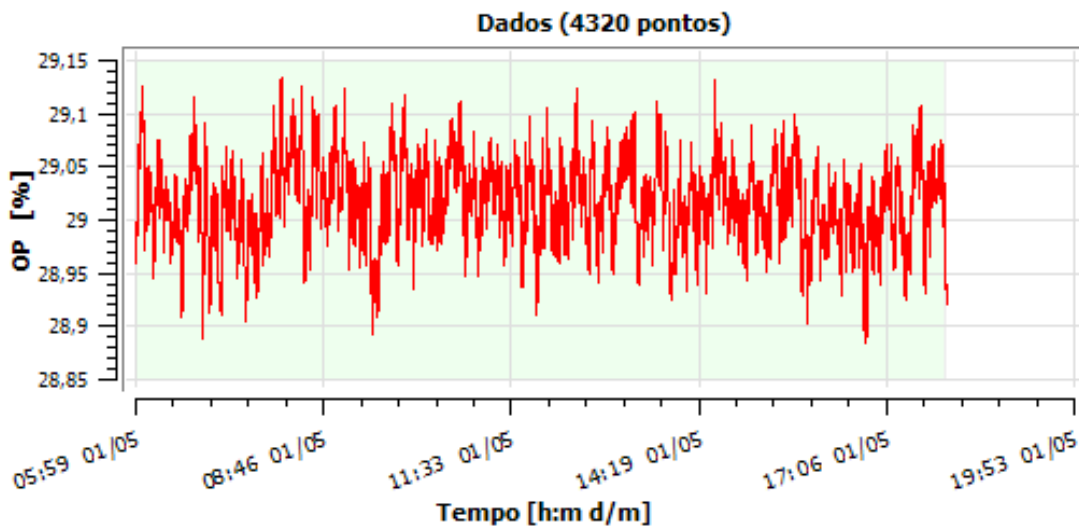
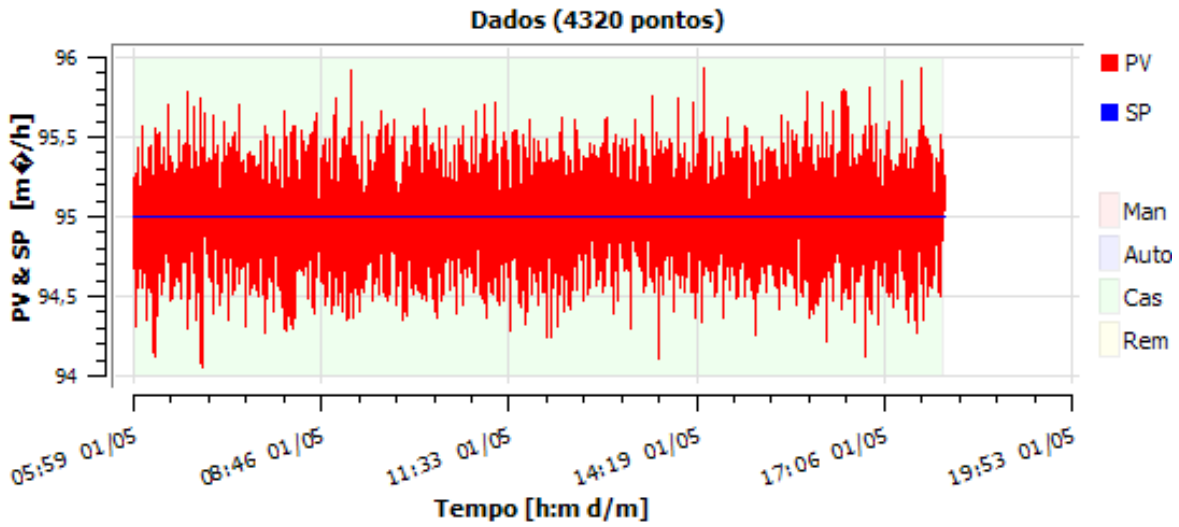
Chaveamento de Modo	0
% Manual	0
% Automático	0
% Cascata	100
% Normal	100
% Cascata Remoto	0

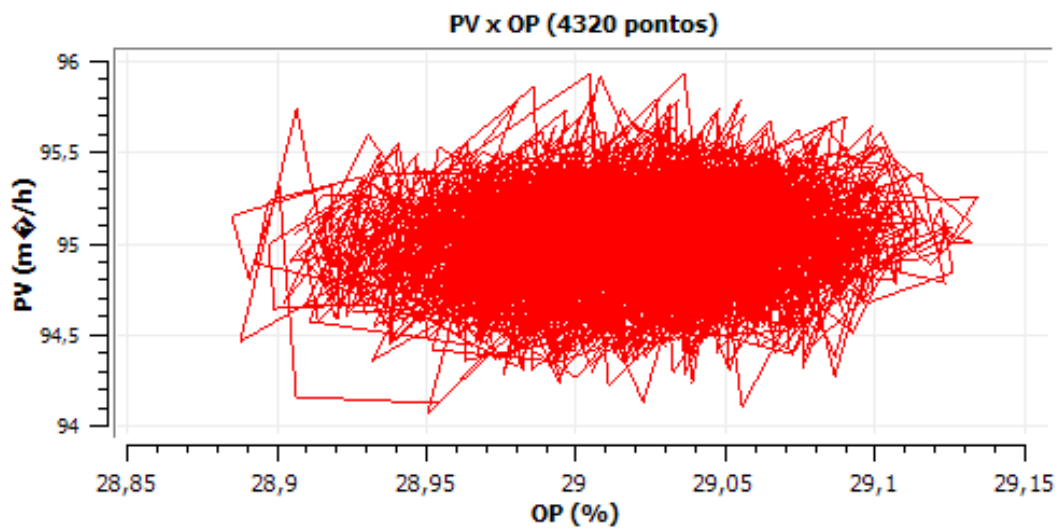
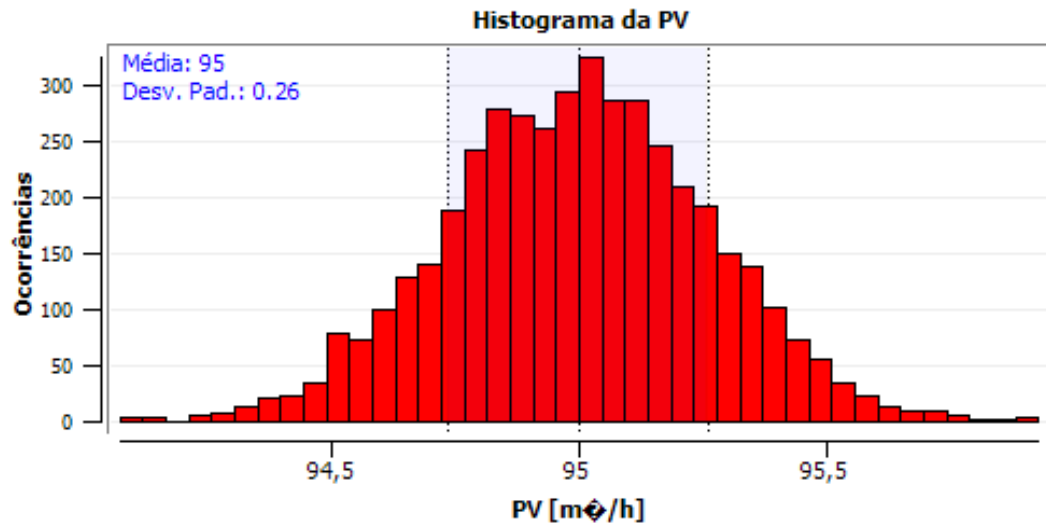
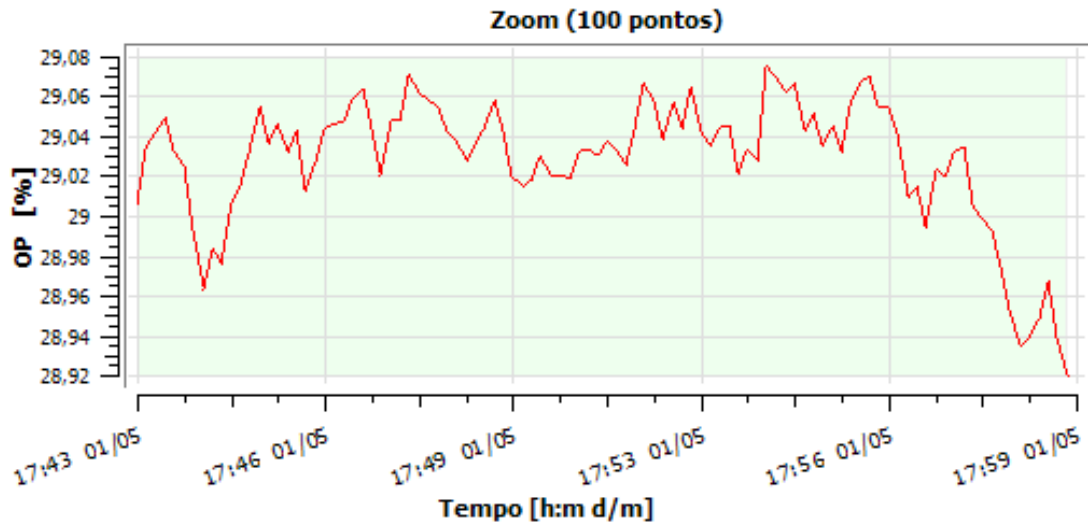
Malhas de Nível:

Fator de amplificação	0
% Tempo sem controle	0

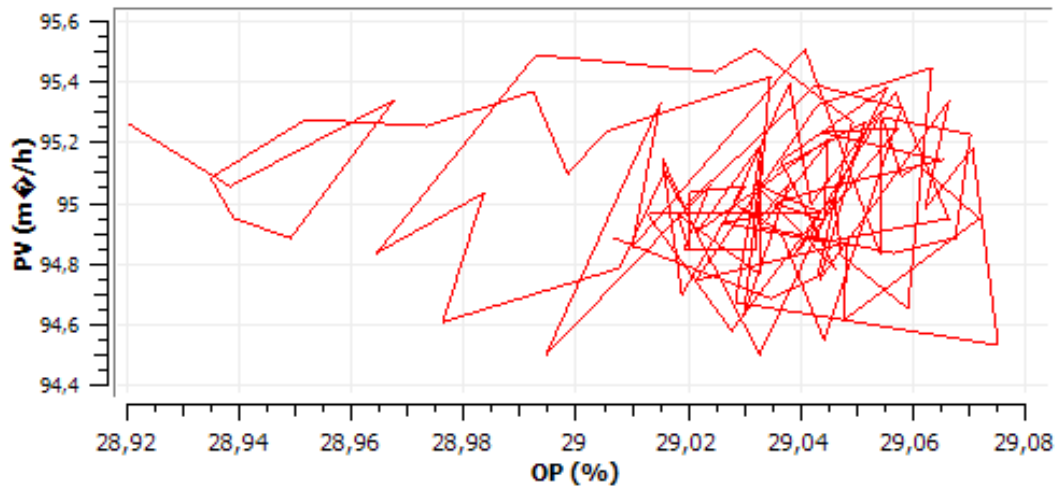
Parâmetros de sintonia do controlador:

Parâmetro Proporcional:	0.03999999910593
Parâmetro Integral:	2.2200000286102
Parâmetro Derivativo:	0
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1
% Qualidade boa	100
% Qualidade incerta	0
% Qualidade ruim	0
% Qualidade ruim não específica	0
% Qualidade ruim instrumentação	0
% Qualidade ruim comunicação	0
% Qualidade ruim configuração	0
% Qualidade ruim outra	0
Quantização	0
Compressão	1

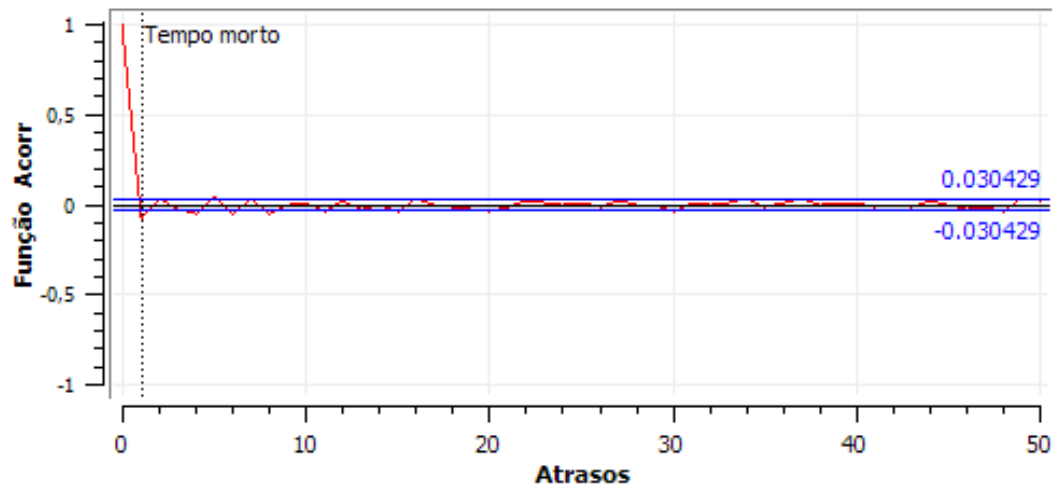




Zoom PV x OP (100 pontos)



Função de Autocorrelação



Espectro de Potências

