

UNIVERSIDADE FEDERAL DE VIÇOSA
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA ELÉTRICA

RODRIGO SALOMÃO SANTA CLARA

**ANALISE DE UM COMPENSADOR DE TEMPO MORTO NA MALHA
DE TEMPERATURA DA PD3 DA SMAR**

VIÇOSA

2015

RODRIGO SALOMÃO SANTA CLARA

**ANALISE DE UM COMPENSADOR DE TEMPO MORTO NA MALHA
DE TEMPERATURA DA PD3 DA SMAR**

Monografia apresentada ao Departamento de Engenharia Elétrica do Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas da Universidade Federal de Viçosa, para a obtenção dos créditos da disciplina ELT 490 – Monografia e Seminário e cumprimento do requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Elétrica.

Orientador: Prof. Dr. André Gomes Torres

VIÇOSA
2015

RODRIGO SALOMÃO SANTA CLARA

**ANALISE DE UM COMPENSADOR DE TEMPO MORTO NA MALHA
DE TEMPERATURA DA PD3 DA SMAR**

Monografia apresentada ao Departamento de Engenharia Elétrica do Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas da Universidade Federal de Viçosa, para a obtenção dos créditos da disciplina ELT 490 – Monografia e Seminário e cumprimento do requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Elétrica.

Aprovada em 09 de Junho de 2015.

COMISSÃO EXAMINADORA

Prof. Dr. André Gomes Torres - Orientador
Universidade Federal de Viçosa

Prof. Dr. Mauro de Oliveira Prates - Membro
Universidade Federal de Viçosa

Eng. Eletricista Vinicius Leonardo Gadioli da Silva - Membro
Universidade Federal de Viçosa

“A tarefa não é tanto ver aquilo que ninguém viu, mas pensar o que ninguém ainda pensou sobre aquilo que todo mundo vê.”

(Arthur Schopenhauer)

*Dedico este trabalho primeiramente a Deus, por tudo que tem feito e por tudo que
vai fazer em minha vida.*

*Dedico também aos meus amados pais Luiz Cezar Santa Clara e Elma Salomão,
que sempre foram meus exemplos de vida e de onde busco forças para continuar.*

Agradecimentos

Gostaria de agradecer, em primeiro lugar, a Deus pela oportunidade de viver e realizar esse sonho.

Agradeço aos meus amados pais, Elma e Luiz Cesar, pelo apoio, incentivo e por toda dedicação.

A minha irmã Daniela pela cumplicidade.

A toda minha família pelas orações e carinho.

A minha namorada Taísa pelo amor e companheirismo.

Aos meus amigos que fiz em Viçosa, pelos momentos compartilhados, estes que serão lembrados pra sempre.

E aos demais amigos e familiares, agradeço à torcida que, de alguma forma, me ajudou a chegar até aqui.

Agradeço ao meu professor e orientador André por ter me mostrado os caminhos a seguir durante cada passo do desenvolvimento deste trabalho, e também a todos os professores do departamento que me ajudaram.

Resumo

A planta didática SMAR – PD3 permite a simulação de diversos processos, uma vez que os equipamentos e dispositivos presentes na planta são os mesmos encontrados no chão de fábrica das maiores indústrias.

Com o *Syscon*, software fornecido pela SMAR, já devidamente configurado, ou seja, os dispositivos *Fieldbus* selecionados e os blocos funcionais adicionados, é utilizada a estratégia de controle do funcionamento do processo adquirida de trabalhos anteriores.

Com a modelagem matemática do sistema de variação térmica do tanque da planta foi possível melhorar o controle PID já obtido em projetos anteriores, tal controle foi simulando no software MATLAB afim de realizar uma comparação com PID proposto em outro projeto.

Utilizando um controle PID e *feedforward* para a variável de temperatura da planta; o presente trabalho consiste em implementar, em simulações, o Preditor de Smith para uma compensação de tempo morto e analisar os seus benefícios.

Sumário

1	Introdução.....	13
1.1	Motivação.....	14
1.2	Objetivos.....	15
1.3	Estrutura do Trabalho.....	15
2	Revisão Teórica.....	16
2.2	Planta Didática – PD3.....	16
2.1.1	Dispositivos.....	17
2.2	Tempo Morto.....	19
2.3	Preditor de Smith.....	20
3	Materiais e Métodos.....	22
3.1	Configuração da Planta Didática – PD3.....	22
3.2	Modelagem do Sistema de Temperatura da Planta Smar-PD3.....	22
3.3	Trabalhando os dados.....	23
3.3.1	Coletando dados.....	23
3.3.2	Encontrando Tempo Morto Médio.....	23
3.4	PID.....	31
3.4.1	Ajustando parâmetros PID proposto por [9].....	31
3.4.2	Ajustando parâmetros PID modificado.....	32
3.5	Modelo de Preditor de Smith.....	34
3.6	Simulações.....	36
4	Resultados e Discussões.....	40
4.1	Duzentos litros por hora (200 l/h).....	40
4.2	Quatrocentos litros por hora (400 l/h).....	43
4.3	Seiscentos litros por hora (600 l/h).....	45
4.4	Correlações.....	47
5	Conclusões.....	48
6	Referências Bibliográficas.....	49

Lista de Figuras

Figura 1 – Planta Didática SMAR-PD3.	16
Figura 2 – Transmissor de Temperatura.....	17
Figura 3 – Transmissor de Pressão.....	18
Figura 4 – Conversor Fieldbus 4-20 mA.....	18
Figura 5 – Exemplo de tempo morto.....	19
Figura 6 – Gráfico do exemplo.....	19
Figura 7 – Diagrama de blocos do sistema controlado com uso do Preditor de Smith.....	20
Figura 8 – Diagrama de blocos simplificado do sistema controlado com uso do Preditor de Smith.....	21
Figura 9 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 0 l/h.....	24
Figura 10 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 100 l/h.....	25
Figura 11 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 200 l/h.....	26
Figura 12 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 300 l/h.....	27
Figura 13 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 400 l/h.....	28
Figura 14 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 500 l/h.....	29
Figura 15 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 600 l/h.....	30
Figura 16 – Análise do lugar das raízes do controlador PID A com a função de transferência da planta para uma vazão de 400l/h.....	32
Figura 17 – Interface do <i>sisotool</i> , do MatLab, utilizada.....	33
Figura 18 – Análise do lugar das raízes do controlador PID B com a função de transferência da planta para uma vazão de 400l/h.....	34
Figura 19 – Modelo do sistema com Preditor de Smith para vazão de 200 l/h.....	35
Figura 20 – Modelo do sistema com Preditor de Smith para vazão de 400 l/h.....	35
Figura 21 – Modelo do sistema com Preditor de Smith para vazão de 600 l/h.....	36
Figura 22 – Controle PID para os três (3) casos citados utilizando vazão de 200 l/h.....	37
Figura 23 – Controle PID para os três (3) casos citados utilizando vazão de 400 l/h.....	38
Figura 24 – Controle PID para os três (3) casos citados utilizando vazão de 600 l/h.....	39
Figura 25 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando o PID A.....	40
Figura 26 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando PID B.....	41
Figura 27 – Resposta ao degrau para o PID B onde não possui o Preditor.....	42
Figura 28 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando o PID A.....	43

Figura 29 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando PID B.	44
Figura 30 – Resposta ao degrau para o PID B onde não possui o Preditor.	44
Figura 31 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando o PID de A.	45
Figura 32 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando PID B.	46
Figura 33 – Resposta ao degrau para o PID B onde não possui o Preditor.	46

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Valores de capacitância, resistência e condutância para vazões estudadas.....	22
Tabela 2 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 0 l/h.	24
Tabela 3 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 100 l/h.	25
Tabela 4 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 200 l/h.	26
Tabela 5- Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 300 l/h.	27
Tabela 6 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 400 l/h.	28
Tabela 7 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 500 l/h.	29
Tabela 8 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 600 l/h.	30
Tabela 9 – Correlações entre entrada e saída.	47

1 Introdução

A utilização de processos automatizados na indústria gera grandes benefícios em seu produto final, pois o mesmo é padronizado, sendo produzido mais rapidamente e com uma qualidade superior a de processos sem tal automatização.

Os controladores PID são a estratégia mais utilizada nos processos industriais para tal automatização, devido ao seu baixo custo e sua facilidade na implementação em um sistema qualquer, fornecendo além disso um desempenho satisfatório para a maioria dos processos. Atualmente segundo [1] e [2] houve uma grande evolução nas áreas da eletrônica, o que permite a utilização dos controladores PID digitais, através de microcontroladores, DSP's, CLP's e computadores industriais.

Para o desenvolvimento de um controlador PID é necessário fazer o procedimento da sintonia de controladores, onde é feita a escolha de três parâmetros: os ganhos proporcional, integral e derivativo; são inúmeros métodos citados em [1] e [3]. Em determinadas condições haverá uma boa sintonia, no entanto, em casos onde existe um atraso de tempo, também nomeado como tempo morto, elevado em relação a constante de tempo do sistema, o controlador projetado não apresentará um bom desempenho, podendo apresentar uma instabilidade.

Na indústria é comum o aparecimento de atrasos de tempo, devido a não linearidade do sistema, e são definidos pelo fato de a variável manipulada sofrer mudanças, no entanto, a saída do processo varia depois de um certo tempo, denotando assim o tempo morto, como descrito em [4]. Os motivos citados em [5] para tais atrasos de tempo são diversos, como transporte de matérias, tempo de amostragem elevado, atrasos de comunicação, zona morta de equipamentos, entre outros.

O controle de processos com atrasos de tempos significativos possui uma dificuldade que vem do fato que o atraso de tempo adiciona um atraso de fase na malha, prejudicando assim a margem de fase, ganho e afetando a estabilidade do sistema. Sendo assim deve-se diminuir o ganho do controlador, como citado em [2] e [5], fazendo com que a resposta do sistema fique lenta, ou seja, pior desempenho.

Na compensação de tempo morto a estrutura mais utilizada, e que será tratada no trabalho proposto, foi a apresentada por O. J. M. Smith em 1957, conhecida com Predictor de

Smith. Na época proposta por Smith, o controle das plantas industriais era feito por equipamentos analógicos, o que tornava a utilização do Preditor extremamente difícil. Segundo [6], com a chegada dos controladores digitais na década de oitenta (80) a implementação dos compensadores de tempo morto se tornou relativamente mais fácil, o que motivou vários estudiosos voltarem sua atenção ao Preditor de Smith, procurando melhorar algumas de suas características. Este compensador propõe a inclusão na malha de controle, em paralelo ao sistema do modelo interno do sistema (IMC) de maneira que a entrada ao controlador seja uma dinâmica sem tempo morto. Isso permite que o ganho do controlador seja ajustado para um valor bem maior que o possível para o sistema sem essa compensação, melhorando o desempenho.

O Preditor de Smith, e outros compensadores de atraso de tempo, apresenta desvantagem por se basear em modelos de sistema real, onde exige um trabalho de modelagem do processo, além da probabilidade do sistema possui dinâmica variável onde será necessário um algoritmo adaptativo do modelo do processo.

A Planta Didática SMAR apresenta os mesmos equipamentos de campo e aplicativos de software para a configuração e operação que são desenvolvidos para aplicações em larga escala de uma planta industrial. Ela possui um sistema muito semelhante à da realidade da automação industrial em um tamanho reduzido [7].

Neste contexto, esse trabalho tem como objetivo projetar a compensação de tempo morto, utilizando o Preditor de Smith, na medição da temperatura da planta didática SMAR – PD3. Com auxílio da modelagem matemática do sistema de temperatura proposta por [8], o controlador PID e *feedforward* do [9] é possível tal feito. Além disso, será feito o ajuste dos ganhos do controlador estudados em [10], a fim de manter a estabilidade do processo.

1.1 Motivação

Em pesquisas sobre utilização de controladores em indústrias japonesas, o grau de satisfação é de 80% na maioria dos casos para aqueles que apresentam o controle baseado em modelos. [1]

Atualmente, o controle que utiliza um modelo explícito do processo para prever a resposta futura da planta e realizar as devidas ações de controle é o controle preditivo baseado em modelo (MPC). O MPC foi desenvolvido inicialmente para solucionar problemas exclusivos em algumas aplicações relacionadas com a indústria de refino de petróleo e de

geração de energia, tal tecnologia pode ser encontrada hoje em várias áreas de aplicação como: produtos químicos, farmacêuticos, processamento de alimentos, indústria automotriz, do aço, aplicações aeroespaciais, biomédicas, refino de açúcar, robô manipuladores, etc. [11]. O fato de o MPC ser muito utilizados se deve a: pode ser aplicado para sistemas monovariáveis ou em multivariáveis, lineares e não lineares; as ações de controle por prealimentação podem ser incluídas no algoritmo de forma direta; as restrições nas variáveis de entrada e saída da planta podem ser consideradas em tempo real no controlador e; pela própria definição, o MPC pode ser utilizado para controlar plantas com atraso [12].

1.2 Objetivos

O principal objetivo deste trabalho consiste em elaborar uma estratégia de compensação de tempo morto que permita garantir a estabilidade, desempenho e a robustez do sistema em malha fechada. Para isto, serão utilizados algoritmos de identificação de parâmetros para que se possa ter a dinâmica do processo e do tempo morto. Por conseguinte, o estudo estará focado no Preditor de Smith e suas modificações, na busca de soluções de fácil implementação e utilização no meio industrial, com a finalidade de obter um controlador capaz de controlar a temperatura de saída do processo de forma rápida e robusta, evitando as oscilações presentes em sistemas térmicos com elevados tempos mortos.

1.3 Estrutura do Trabalho

O presente trabalho está dividido da seguinte forma. No Capítulo 2, será apresentada uma revisão teórica sobre a planta SMAR-PD3 e os dispositivos da mesma que serão utilizados neste projeto, além de uma explicação de forma sucinta sobre Tempo Morto e o Preditor de Smith.

No Capítulo 3, será exibido como o projeto foi desenvolvido, mostrando assim como foi feita a configuração da planta estudada; seu modelo matemático relacionado ao controle de temperatura; a coleta dos dados e a forma com que estes foram trabalhados e pôr fim a elaboração do PID e Preditor de Smith para realização das simulações

Ao longo do Capítulo 4, serão observados os resultados das simulações para cada vazão estudada com comentários breves sobre cada gráfico. Por fim, os últimos comentários serão apresentados no Capítulo 5, com as conclusões para cada caso dos modelos de PID simulados.

2 Revisão Teórica

2.2 Planta Didática – PD3

A Planta Didática SMAR, Figura 1, representa de forma simples e objetiva, a operação de diversas malhas de controle que podem ser implementadas em uma planta industrial. Utilizando os mesmos instrumentos de campo e aplicativos de software para configuração e operação que são desenvolvidos para aplicações em larga escala.

Em sua forma compacta, a Planta Didática SMAR disponibiliza aos instrutores e aprendizes todos os componentes de um controle de automação, para serem manipulados e monitorados.

A Planta Didática disponibiliza os processos de controle e supervisão em um sistema compacto e ao mesmo tempo fiel à realidade da Automação Industrial.

As malhas de controle da Planta Didática SMAR reproduzem as mesmas características de campo encontradas por profissionais experientes de instrumentação, ou seja, tanto o aprendiz quanto seu instrutor têm acesso a mais alta tecnologia disponível no mercado em seu próprio laboratório de ensino.

A flexibilidade de configuração dos dispositivos permite a criação de outras malhas de controle, além das malhas previamente fornecidas pela SMAR, sem a necessidade da reestruturação física de equipamentos, permitindo assim um melhor aproveitamento e integração da Planta Didática com qualquer metodologia de ensino [13].

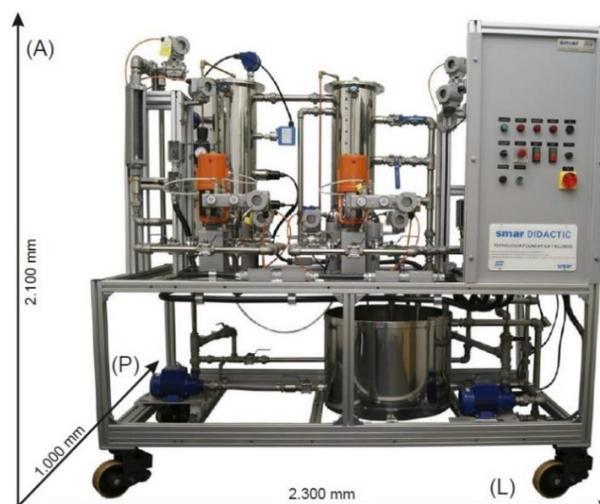


Figura 1 – Planta Didática SMAR-PD3.

2.1.1 Dispositivos

A Planta Didática é projetada e fabricada com a maioria dos instrumentos e controladores desenvolvidos pela própria SMAR, para as tecnologias *Foundation Fieldbus*, *Hart* e *Profibus*. Os dispositivos *Fieldbus* podem ser dentre outros, atuadores e sensores. Os sensores coletam dados da planta a fim de monitorar as variáveis e os atuadores são habilitados pelo CLP quando tais dados coletados mudam o nível lógico do mesmo. [13]

Os sensores utilizados durante o processo de controle da temperatura foram:

- TT302 - Pertence à primeira geração de equipamentos *Fieldbus*. Ele é um transmissor apropriado para medições de temperatura usando termoresistências ou termopares, mas pode também aceitar outros sensores com saídas em resistência ou milivoltagem, tais como pirômetros, células de carga, indicadores de posição, etc. A tecnologia digital usada no TT302 permite a um simples modelo aceitar vários tipos de sensores, uma interface fácil entre o campo e a sala de controle, além de fornecer vários tipos de funções de transferência e várias características que reduzem consideravelmente os custos de instalação, Figura 2; [14]



Figura 2 – Transmissor de Temperatura.

- LD302 – Equipamento que também faz parte da primeira geração de equipamentos *Fieldbus*. Ele é um transmissor para medida de pressão diferencial, absoluta e manométrica, de nível e de vazão. O transmissor possui um sensor capacitivo que proporciona uma operação segura e um excelente desempenho em campo, Figura 3; [15]



Figura 3 – Transmissor de Pressão.

O atuador usado para este projeto:

- FI302 – A primeira geração de equipamentos de campo *Foundation Fieldbus* da Smar. Ele é um conversor destinado a conectar Sistemas *Foundation Fieldbus* com atuadores e posicionadores de válvulas de controle 4 - 20 mA. O FI302 é responsável por comandar a corrente aplicada no conversor de potência proporcional a entrada recebida, Figura 4. [16]

Além dos sensores *Fieldbus*, foi utilizado o conversor de potência que recebe um sinal de 4 – 20 mA do FI302 e converte em uma potência aplicada das resistências.



Figura 4 – Conversor Fieldbus 4-20 mA.

2.2 Tempo Morto

O tempo morto é o tempo transcorrido entre o aparecimento do distúrbio e o início da resposta do sistema de controle. Durante o tempo morto, o controlador não responde aos distúrbios do processo, porque ainda não tomou conhecimento destes distúrbios. O tempo morto afeta o sinal, atrasando-o.

Atrasos entre as variáveis de entrada e de saída dos processos aparecem em muitas plantas industriais, sistemas biológicos e em sistemas econômicos e sociais. Na maioria dos casos, os atrasos devem-se ao transporte de massa ou energia no processo e ao efeito produzido pela acumulação de sistemas de baixa ordem. Mas, podem também ser produzidos pelo processamento de informações, como por exemplo, em analisadores e pela transmissão de sinais como nos sistemas de comunicação [4] [5].

O tempo morto diminui a margem de fase e de ganho da função de transferência de um sistema, tornando-se mais difícil a elaboração do seu controle e afetando o seu desempenho, podendo leva-lo a instabilidade. Como exemplos de sistemas que apresentam tempo morto, há aqueles com transmissões hidráulicas, pneumáticas ou mecânicas [5].

Observando a Figura 5, percebe-se que quando aplicada uma tensão em R fechando-se a chave S, como sinal de entrada, a temperatura do líquido subirá imediatamente. No entanto, até que esta seja detectada pelo termômetro como sinal de saída, sendo V (m/min) a velocidade de fluxo de líquido, terá passado em tempo dado por $L = l/V$ (min). Este valor L corresponde ao tempo que decorre até que a variação do sinal de entrada apareça como variação do sinal de saída e recebe o nome de tempo morto. Este elemento tempo morto dá apenas a defasagem temporal sem variar a forma oscilatória do sinal, observado na Figura 6.

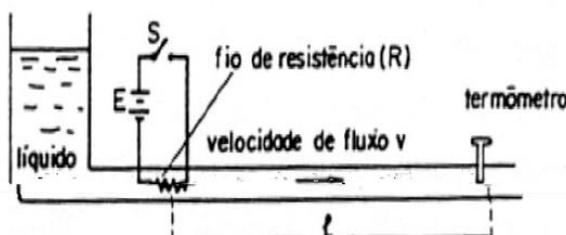


Figura 5 – Exemplo de tempo morto.

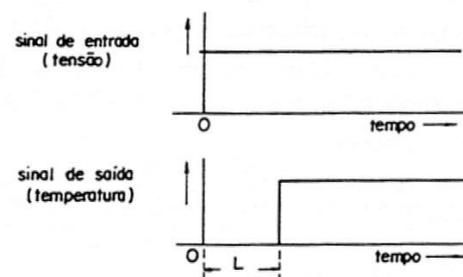


Figura 6 – Gráfico do exemplo.

2.3 Preditor de Smith

Este compensador propõe a inclusão na malha de controle, em paralelo ao sistema, o modelo interno do sistema (IMC), de maneira que a entrada ao controlador seja uma dinâmica sem tempo morto, Figura 7. Isso permite que o ganho do controlador seja ajustado para um valor bem maior que o possível para o sistema sem essa compensação, melhorando o desempenho [5].

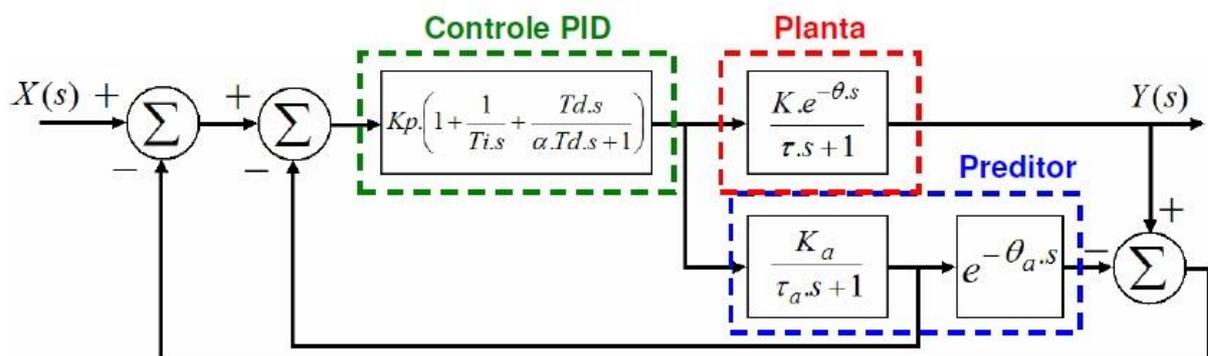


Figura 7 – Diagrama de blocos do sistema controlado com uso do Preditor de Smith.

O Preditor de Smith tem a função de minimizar alguns efeitos indesejados devido ao tempo morto comum na planta. Como o sinal da variável controlada $Y(s)$ chega com um certo atraso no somador, a resposta transitória da planta controlada pode apresentar resultados indesejados como por exemplo um sobressinal elevado. Em outras palavras, o tempo morto no domínio da frequência corresponde a um polinômio de ordem infinita cujos polos são todos reais. Desta forma, quando um sistema possui tempo morto, sua resposta transitória tende a ser pior do que no caso onde não há.

Sendo assim os parâmetros K_a , τ_a e θ_a devem ser os mais próximos possível dos parâmetros K , τ e θ da planta respectivamente. Nota-se que o sinal na saída do Preditor de Smith sem o tempo morto é subtraído do sinal de referência, desta forma obtemos o efeito preditivo. Se os parâmetros K_a , τ_a e θ_a forem idênticos aos K , τ e θ da planta, então a diferença entre a saída do Preditor de Smith e a saída da planta será nula. [5]

Com a utilização do Preditor de Smith com um modelo idêntico a dinâmica da planta, o sistema controlado pode ser simplificado para um diagrama de blocos segundo a Figura 8.

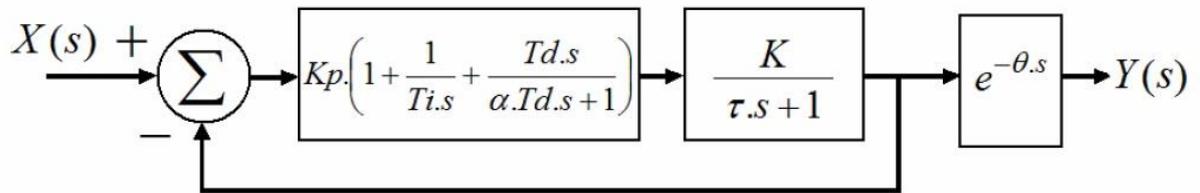


Figura 8 – Diagrama de blocos simplificado do sistema controlado com uso do Preditor de Smith.

Observa-se que o tempo morto não influencia o sinal de realimentação, portanto o seu efeito foi removido devido ao uso do Preditor de Smith.

A grande desvantagem do Preditor de Smith, e de outros compensadores de atraso de tempo, é que eles se baseiam em modelos do sistema real, exigindo um trabalho de modelagem do processo. Além disso, se o sistema possui uma dinâmica variável, é necessário um algoritmo adaptativo do modelo do processo. Se este varia pouco pode-se usar um controlador com parâmetros definidos com uma margem de erro de modo a acomodar os possíveis erros de modelagem [6].

3 Materiais e Métodos

3.1 Configuração da Planta Didática – PD3

Foi utilizado para o desenvolvimento do projeto o pacote disponibilizado pela *SMAR, Studio302*, onde este nos fornece os softwares *Syscon, LogicView* e *ProcessView*. Deste modo foi possível a criação do projeto e inserir a planta didática ao processo, bem como a configuração da “*bridge*” no *FieldBus Network* a fim de selecionar a CPU utilizada, no caso da Planta Didática a DF51. A configuração dos dispositivos e softwares foi realizada em um projeto anterior por outro estudante e pode ser encontrada mais detalhada em [9].

3.2 Modelagem do Sistema de Temperatura da Planta Smar-PD3

A modelagem matemática do sistema de temperatura da planta estudada foi desenvolvida em um trabalho anterior, que pode ser visto em [8]. Com base nos estudos de seu projeto é possível extrair a capacitância, resistência e condutância do sistema com vazões que vão de zero (0) a mil e quatrocentos litros por hora (1400 l/h).

Neste trabalho foi concentrado nos valores de duzentos (200), quatrocentos (400) e seiscentos litros por hora (600 l/h). Sendo assim será possível utilizar a Equação 1 e realizar as devidas substituições através da Tabela 1, podendo obter a função de transferência do sistema de temperatura da SMAR-PD3

$$\frac{y(s)}{u(s)} = \frac{R}{sRC + 1} \quad (1)$$

Tabela 1 - Valores de capacitância, resistência e condutância para vazões estudadas.

Vazão (l/h)	Capacitância (C) (J/°C)	Resistência (R) (J/°C.s)	Condutância (G) (°C.s/J)
193,53	89000	0,004850	200,78016
400,08	89000	0,002200	449,14005
611,3	89000	0,001650	600,65520

Após realizadas as substituições da Tabela 1 na Equação 1 teremos as funções de transferência aproximadas para tais vazões previamente descritas.

Para duzentos litros por hora (200 l/h) a Equação 2.

$$TF_{200} = \frac{0,00485}{431,65.s + 1} \quad (2)$$

Para quatrocentos litros por hora (400 l/h) teremos a Equação 3.

$$TF_{400} = \frac{0,0022}{196.s + 1} \quad (3)$$

Por fim para seiscentos litros por hora (600 l/h) temos a Equação 4.

$$TF_{200} = \frac{0,00165}{146,85.s + 1} \quad (4)$$

3.3 Trabalhando os dados

3.3.1 Coletando dados

Com a utilização de [17] como base de estudos e do software *ProcessView* foi possível realizar a coleta dos dados. Logo após estes começarem a ser computados, foi elevada a corrente do dispositivo que controla a resistência de aquecimento do tanque de água de quatro (4) para vinte (20) miliampéres (mA), representando o nosso degrau de entrada.

A temperatura da água do tanque, saída do sistema estudado, também foi gravada e analisada até que fosse atingido um valor constante. Após este valor atingido, foi retornado o valor da corrente para o valor de quatro (4) miliampéres (mA), para que a temperatura no tanque de água voltasse ao seu estado inicial ou próximo a isso, tais dados de resfriamento também foram coletados.

3.3.2 Encontrando Tempo Morto Médio

Com os dados coletados foi realizada rotinas para que fosse gerado gráficos de entrada e saída para cada vazão utilizada, sendo estas: zero (0), cem (100), duzentos (200), trezentos (300), quatrocentos (400), quinhentos (500) e seiscentos litros por hora (600 l/h). O objetivo é analisar esses gráficos para encontrar o tempo que este sistema demora a responder após a aplicação do degrau de entrada, conhecido como tempo morto.

A Figura 9, mostra o comportamento do sistema a partir do momento que é dado um degrau para o acionamento da resistência de aquecimento. Nota-se um aumento da temperatura durante o tempo e assim que é retirado o degrau, o seu decaimento é lento por não haver fluxo de água. Com tal gráfico e auxílio do MatLab foi possível retirar o tempo morto de subida e descida apresentados na Tabela 2.

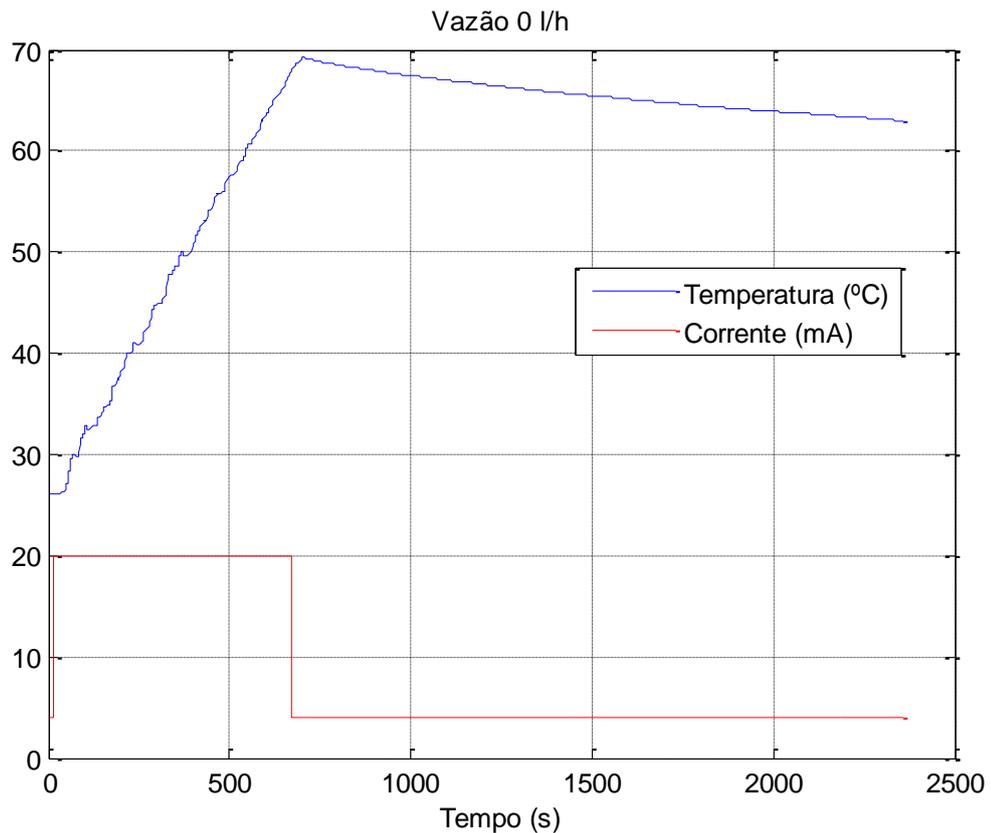


Figura 9 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 0 l/h.

Tabela 2 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 0 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
13	34	21
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
669	700	31

A Figura 10 apresenta a variação da temperatura com o tempo após aplicada o degrau referente ao aumento de corrente no dispositivo que controla o aquecimento na resistência do tanque. Observa-se na Tabela 3 o tempo morto de subida e descida para vazão de cem litros por hora (100 l/h).

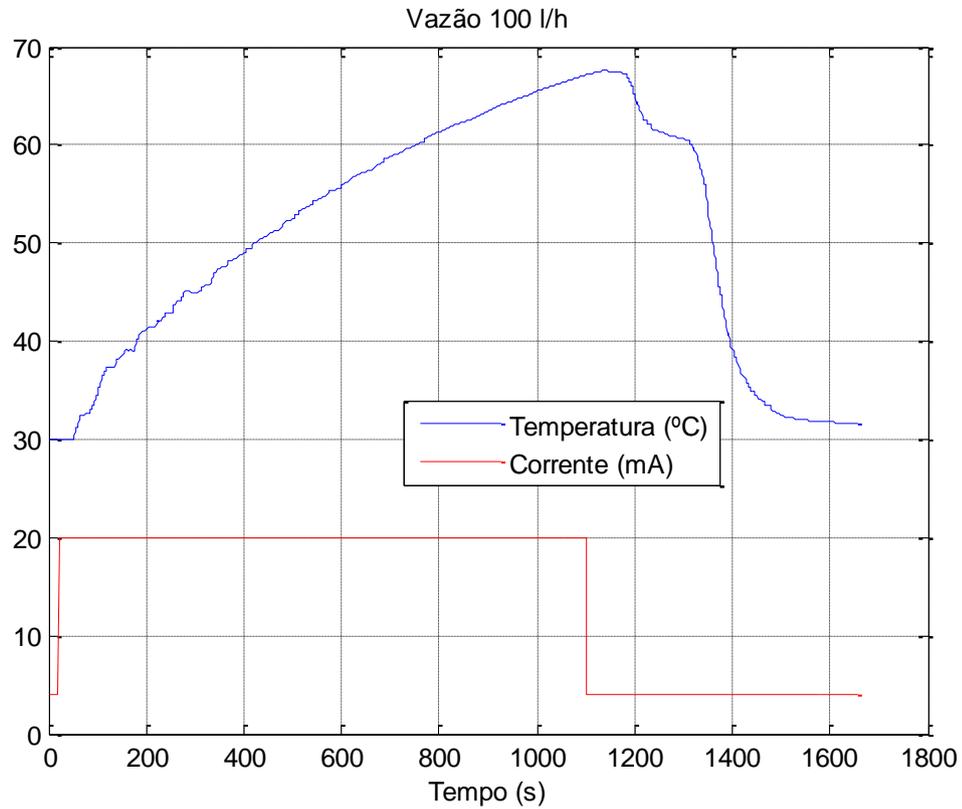


Figura 10 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 100 l/h.

Tabela 3 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 100 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
20	50	30
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
1100	1145	45

Nota-se pela Figura 11 que a medida que a vazão da coleta de dados aumenta a temperatura a que o sistema tende a ficar constante diminui, isso se deve ao fluxo de água constante dentro do tanque. A Tabela 4 mostra os tempos morto de subida e descida referente a vazão de duzentos litros por hora (200 l/h).

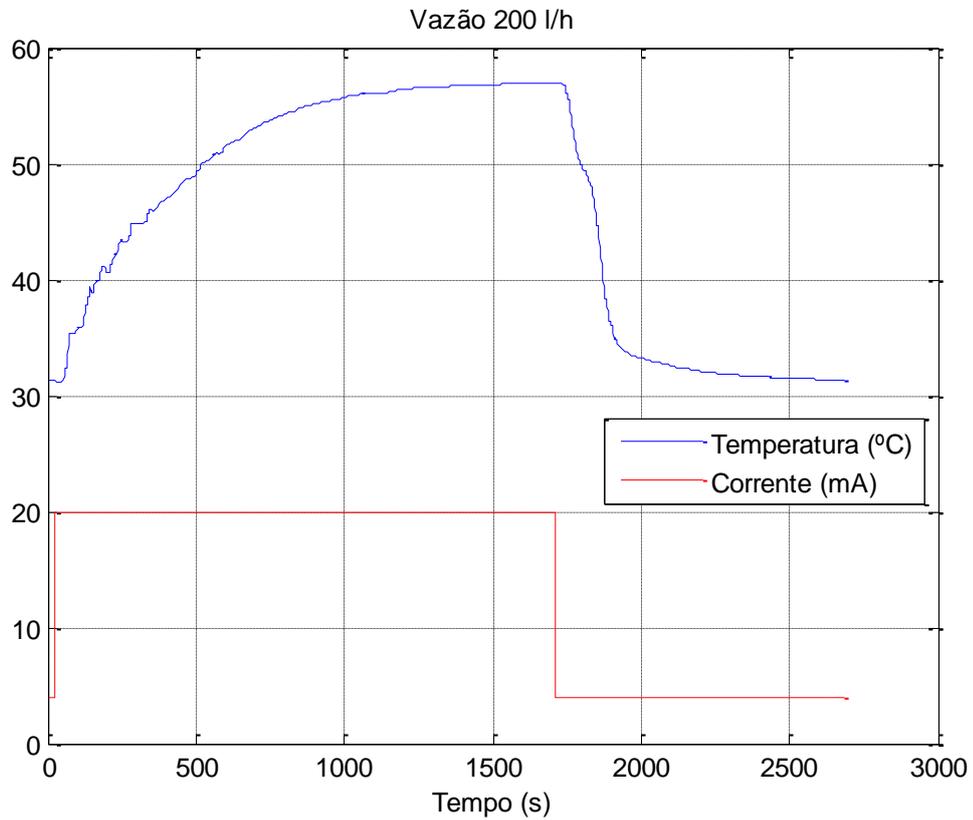


Figura 11 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 200 l/h.

Tabela 4 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 200 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
23	52	29
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
1710	1735	25

Para vazão de trezentos litros por hora (300 l/h) temos a Figura 12, onde novamente observa-se uma reduzida no valor de temperatura final, além de apresentar oscilações. O tempo morto de subida e descida para esta vazão se encontra na Tabela 5.

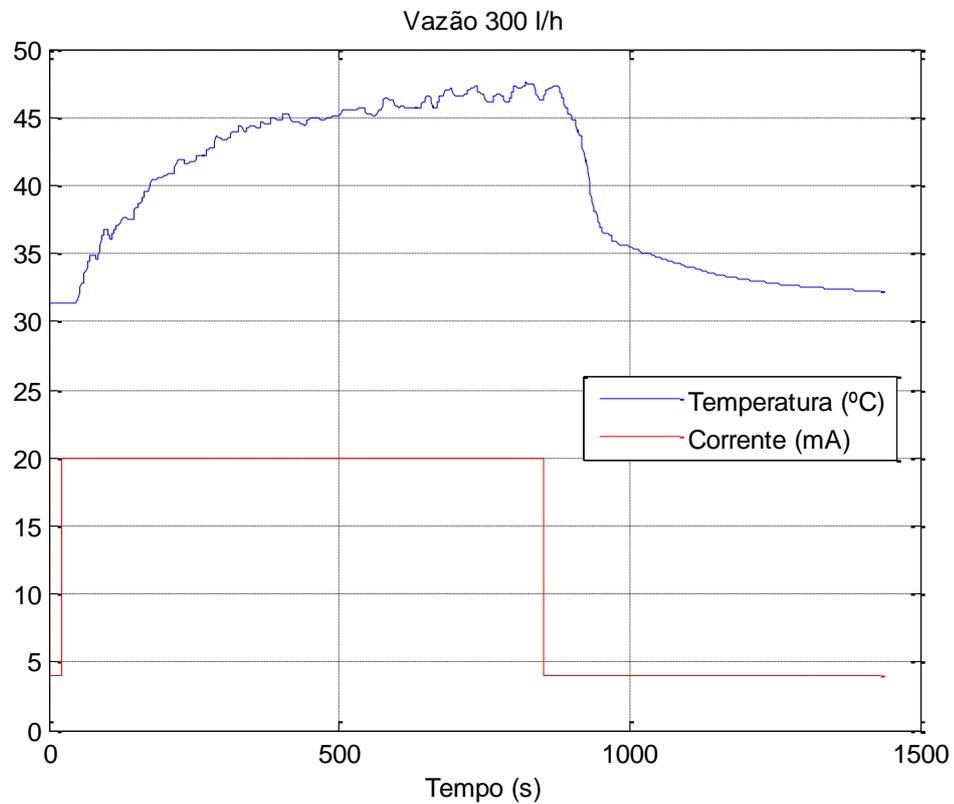


Figura 12– Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 300 l/h.

Tabela 5- Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 300 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
22	45	23
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
851	878	27

O gráfico da Figura 13, para vazão de quatrocentos litros por hora (400 l/h), apresenta oscilações a medida que a temperatura se eleva, tendo uma temperatura menor que no caso da vazão anterior. Observa-se o tempo morto de subida e descida na Tabela 6.

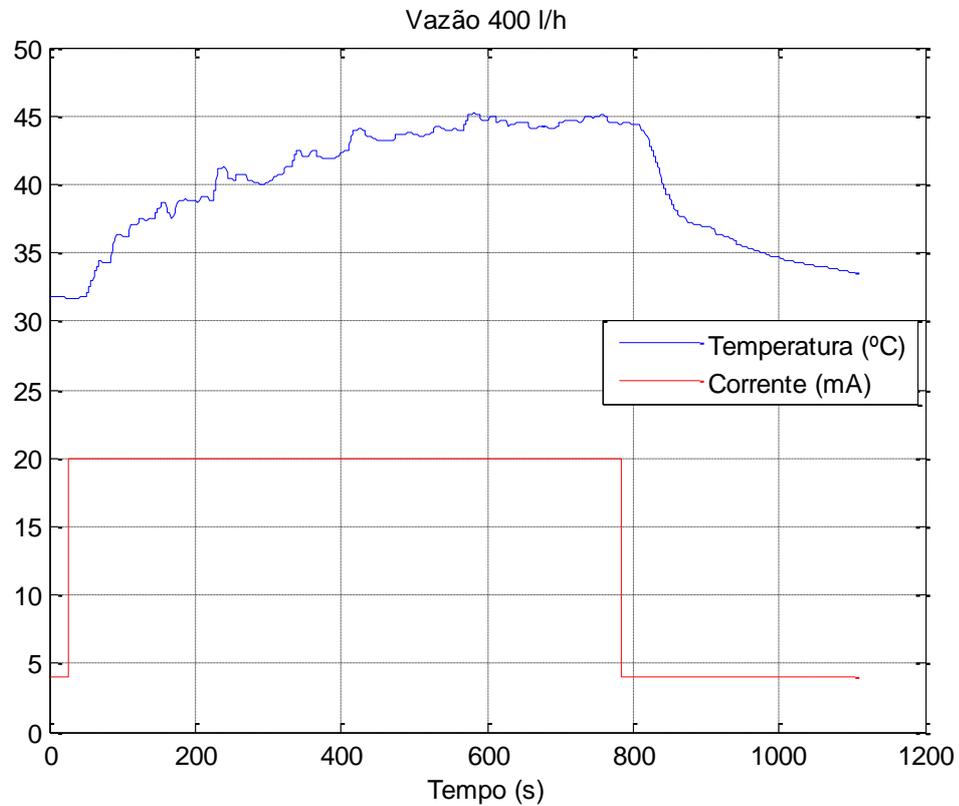


Figura 13 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 400 l/h.

Tabela 6 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 400 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
26	48	22
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
784	805	21

Os dados para vazão de quinhentos litros por hora (500 l/h) geraram a Figura 14, onde notam-se muitas oscilações e uma temperatura final menor que quarenta e cinco graus Celsius (45°C), devido ao fluxo de água do tanque. O tempo morto de subida e descida se assemelha ao caso anterior e é apresentado na Tabela 7.

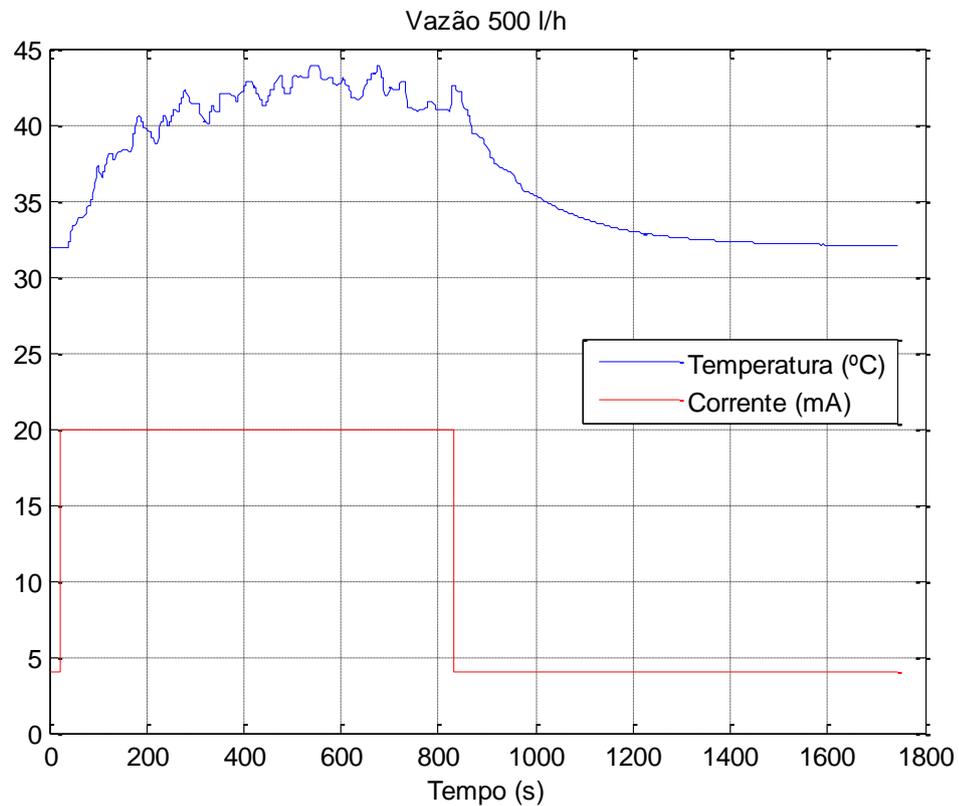


Figura 14 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 500 l/h.

Tabela 7 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 500 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
21	40	19
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
831	851	20

Por fim temos a Figura 15, para vazão de seiscentos litros por hora (600 l/h), que apresenta uma temperatura final muito semelhante ao caso anterior assim como o tempo morto de subida e descida, Tabela 8.

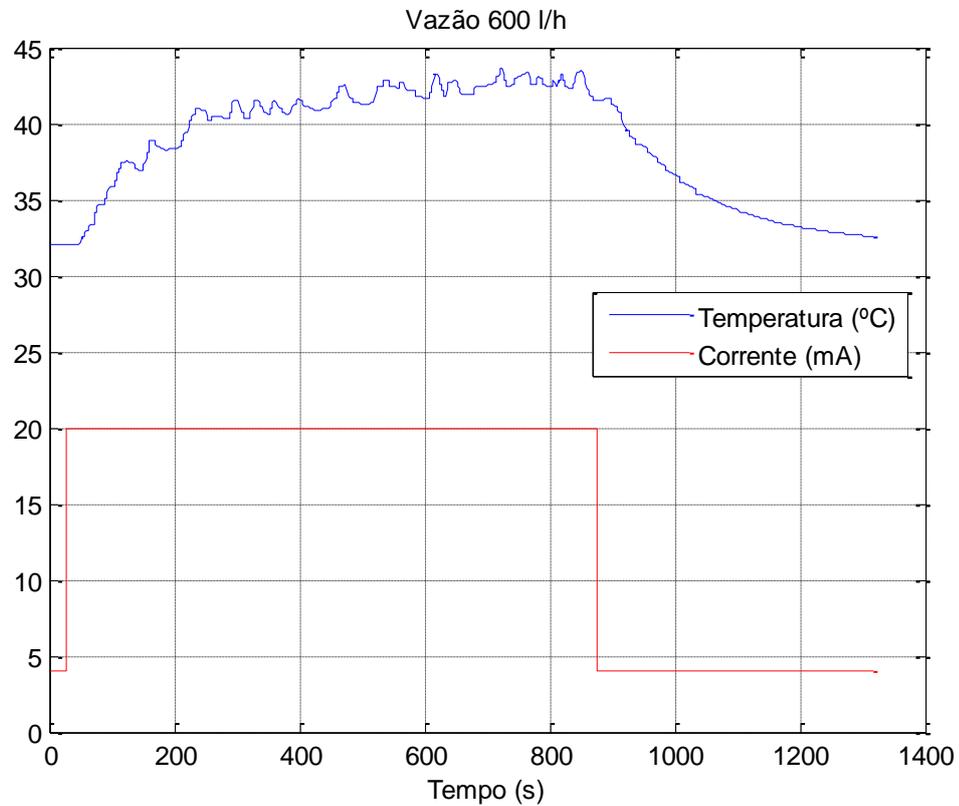


Figura 15 – Entrada (corrente) e saída (temperatura) do sistema com vazão de 600 l/h.

Tabela 8 - Estudo de tempo morto para o sistema com vazão de 600 l/h.

Subida		
Início do degrau (s)	Resposta ao degrau (s)	Tempo morto (s)
27	50	23
Descida		
Retirada do degrau (s)	Resposta a retirada (s)	Tempo morto (s)
876	895	19

Com o estudo feito sobre o tempo morto de subida e descida para todas as vazões pode-se obter um tempo morto médio, que será utilizado neste trabalho em todas as simulações com o objetivo de facilitar a análise das mesmas. O tempo morto médio a ser utilizado a partir de agora será de vinte e cinco segundos (25s).

3.4 PID

3.4.1 Ajustando parâmetros PID proposto por [9]

Utilizando o trabalho de [9] temos os ajustes para os parâmetros do PID, onde este será um dos modelos usados nas simulações, chamaremos de “PID A”.

O controlador PID utilizado não é adaptativo precisando assim fixar os valores de K_p e K_i . Dessa forma foram escolhidos os valores calculados para a vazão de quatrocentos litros por hora (400 l/h) para realizar o controle da temperatura. Os valores K_d para todos os casos deste PID será igual a zero (0). Tais parâmetros foram encontrados através dos resultados obtidos por [18].

$$K_p = 387,02 \text{ e } K_i = 11,45$$

Sendo assim, a função de transferência do PID A está definida pela Equação 5.

$$TF_{PID A} = \frac{387,02 * s + 11,45}{s} \quad (5)$$

Quando os valores de K_p e K_i são definidos é dito que foi feita a sintonia do controlador. Para a realização da sintonia desses controladores foi utilizado o método de Análise do Lugar das Raízes, Figura 16.

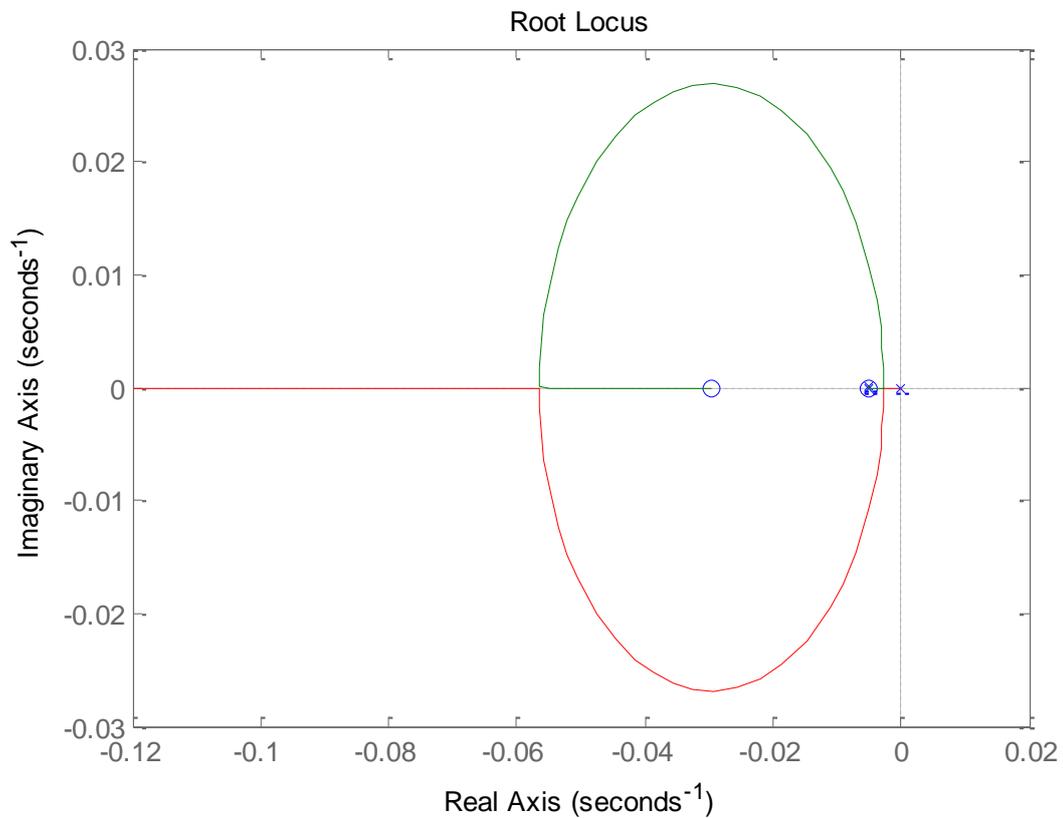


Figura 16 – Análise do lugar das raízes do controlador PID A com a função de transferência da planta para uma vazão de 400l/h.

O sistema também é estável para todos os valores de vazão da planta estudada independentemente de haver ou não o Preditor de Smith.

3.4.2 Ajustando parâmetros PID modificado

Os ajustes de parâmetros realizados no PID modificado, que será chamado de “PID B”, foram feitas a partir do PID A com auxílio da toolbox *sisotool*, do MatLab, Figura 17. Sendo assim foi possível a realização do *PID tuning* para se obter novos valores de K_p e K_i com o objetivo de uma melhor resposta. Os valores K_d para todos os casos deste PID, novamente, será igual a zero (0).

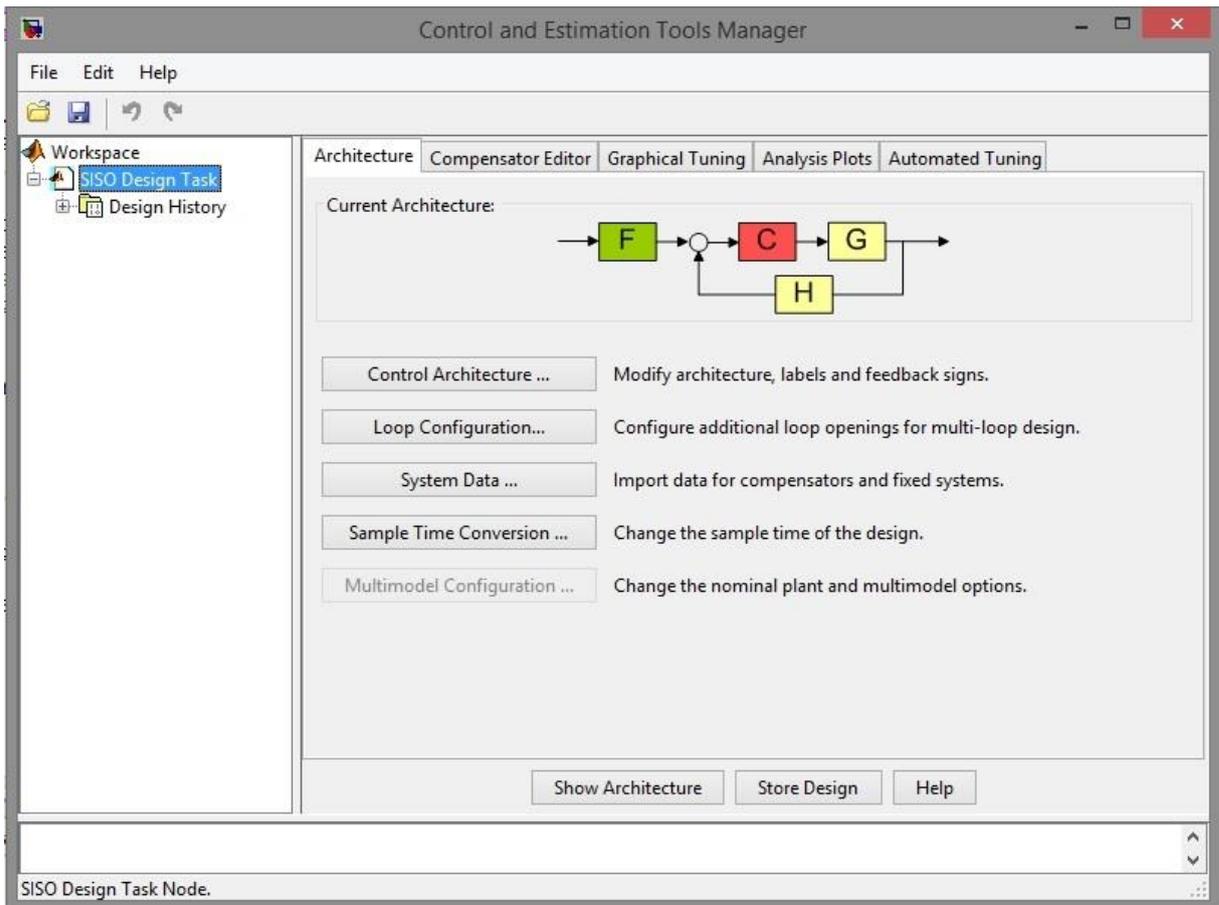


Figura 17 – Interface do *sisotool*, do MatLab, utilizada.

Os novos valores são:

$$K_p = 9900 \text{ e } K_i = 292$$

Deste modo nossa função de transferência do PID B está definida pela Equação 6.

$$TF_{PID B} = \frac{9900 * s + 292}{s} \quad (6)$$

O método de Análise do Lugar das Raízes é apresentado na Figura 18.

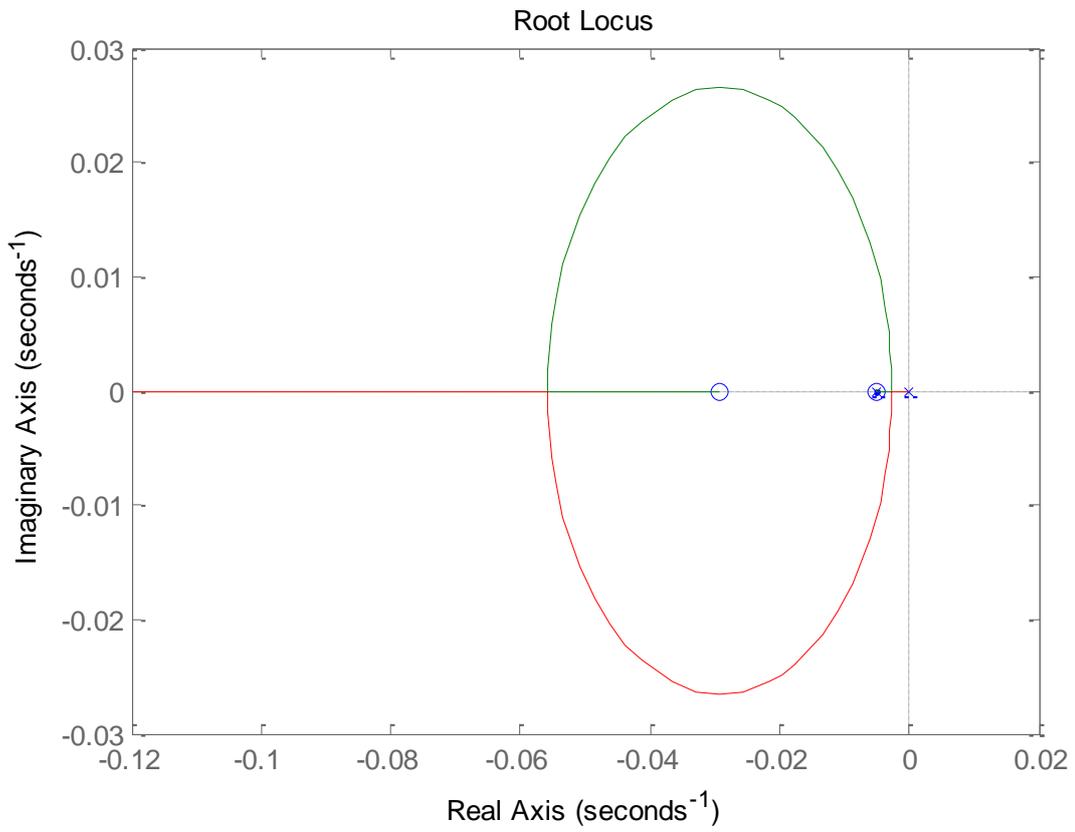


Figura 18 – Análise do lugar das raízes do controlador PID B com a função de transferência da planta para uma vazão de 400l/h.

O sistema também é estável para todos os valores de vazão da planta estudada se este estiver com o compensador de tempo morto implementado em sua malha de controle, caso contrário o sistema será instável.

3.5 Modelo de Preditor de Smith

Com as funções de transferência, para cada vazão que será utilizada, e o tempo morto médio previamente encontrados, pode-se modelar o diagrama de blocos com o Preditor de Smith inserido neste. As Figuras 19, 20 e 21 mostram os modelos do sistema de controle de temperatura para os casos de duzentos (200), quatrocentos (400) e seiscientos litros por hora (600 l/h), respectivamente.

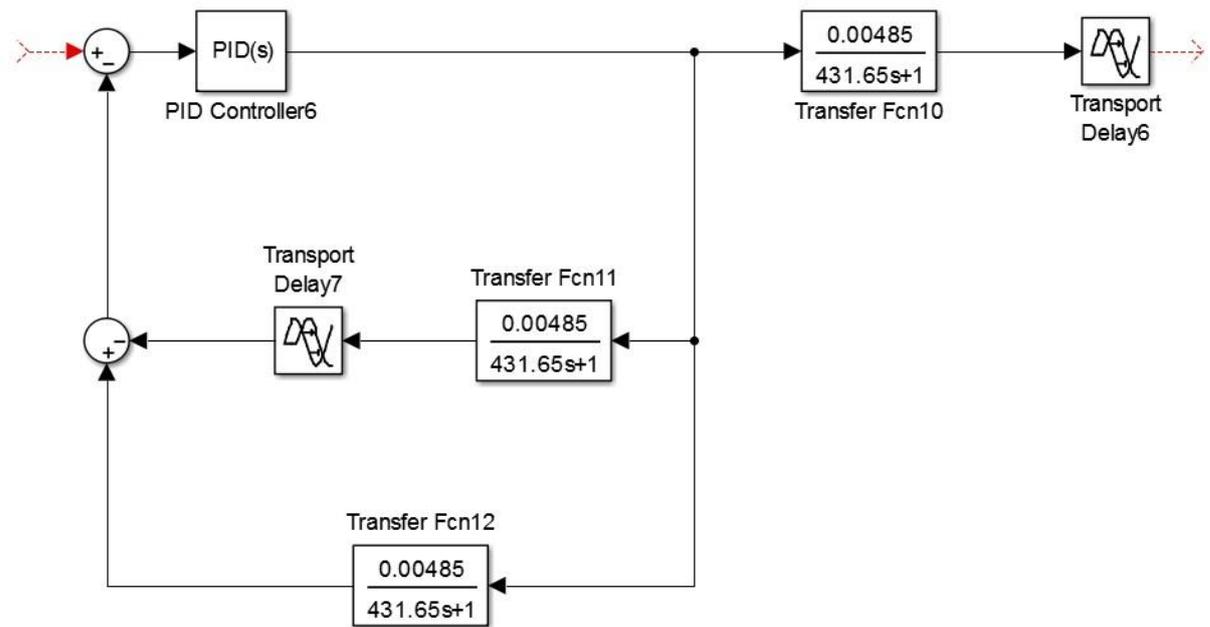


Figura 19 – Modelo do sistema com Preditor de Smith para vazão de 200 l/h.

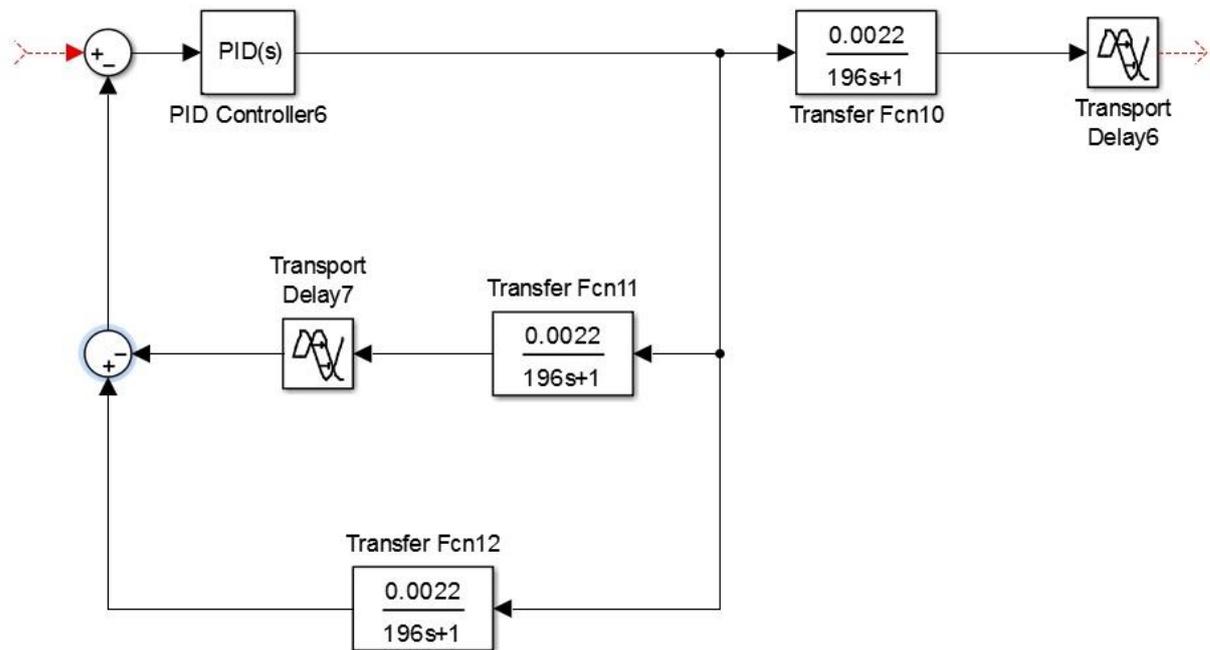


Figura 20 – Modelo do sistema com Preditor de Smith para vazão de 400 l/h.

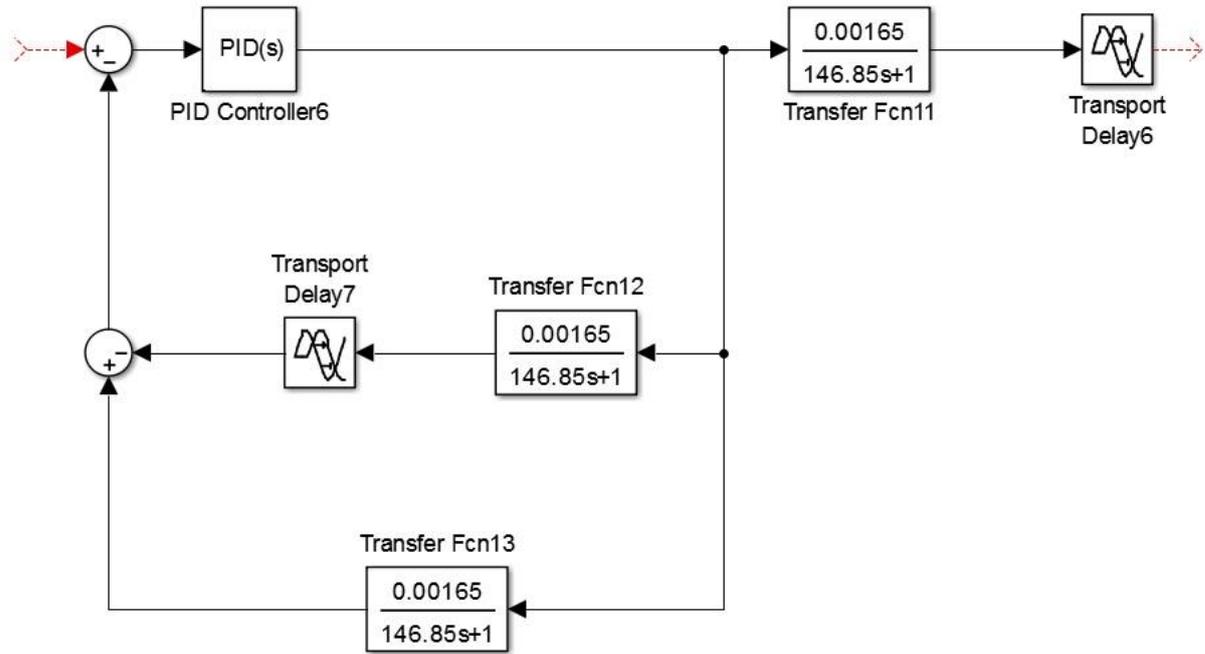


Figura 21 – Modelo do sistema com Preditor de Smith para vazão de 600 l/h.

3.6 Simulações

Para realização das simulações foram utilizados os seguintes valores de vazão: duzentos (200 l/h), quatrocentos (400 l/h) e seiscentos litros por hora (600 l/h). Esses valores foram escolhidos seguindo o projeto de [9], para efeito comparativo com este trabalho. As simulações são realizadas utilizando PID conectado as plantas com suas respectivas funções de transferência para cada vazão, fornecida pelo trabalho de [8], além de a malha apresentar realimentação negativa.

As simulações aconteceram para dois (2) modelos de PID. O PID A e PID B, descritos anteriormente no trabalho. Para esses dois (2) modelos foram criados três (3) casos: um caso ideal (não apresenta atraso de transporte), outro onde há atraso de transporte e por fim um que contém atraso de transporte e o Preditor de Smith. Para cada uma dessas situações foram aplicadas degrau de dez (10) simulando um comando de variação de temperatura, com uma inclinação definida após estudos. Além da utilização do tempo morto médio como vinte e cinco segundos (25 s), encontrado através dos dados coletados.

A Figura 22 apresenta o diagrama de blocos criado para a simulação dos dois (2) modelos de PID (onde é necessário somente modificar a configuração interna) e os três (3)

casos propostos, a função de transferência utilizada na planta foi obtida no trabalho do [8] e é utilizada para simular uma vazão de duzentos litros por hora (200 l/h).

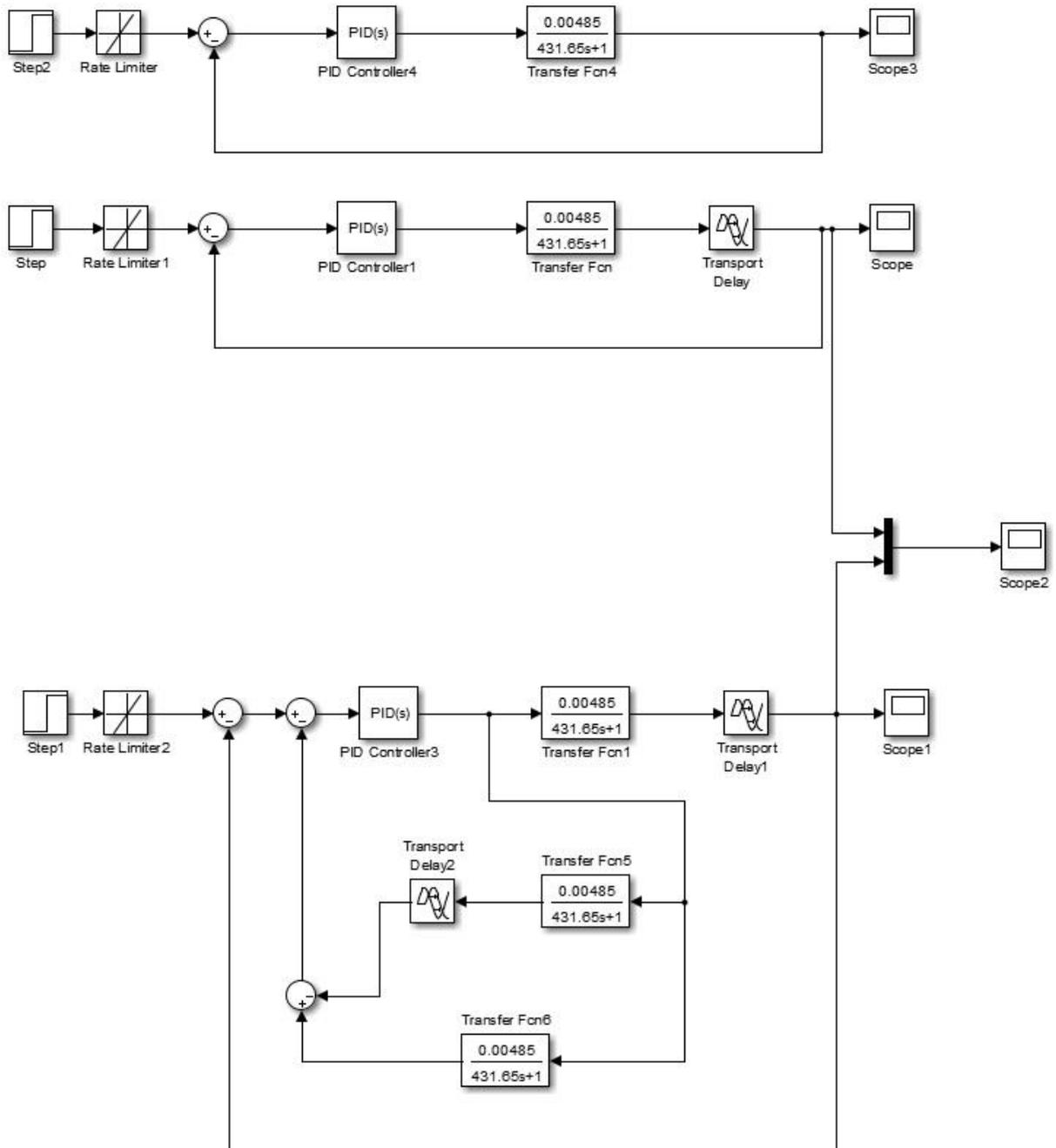


Figura 22 – Controle PID para os três (3) casos citados utilizando vazão de 200 l/h.

Seguindo a primeira parte da simulação, a Figura 23 ilustra o diagrama montado para o valor de vazão igual a quatrocentos litros por hora (400 l/h), onde é necessária uma nova função de transferência para a planta retirada de [8].

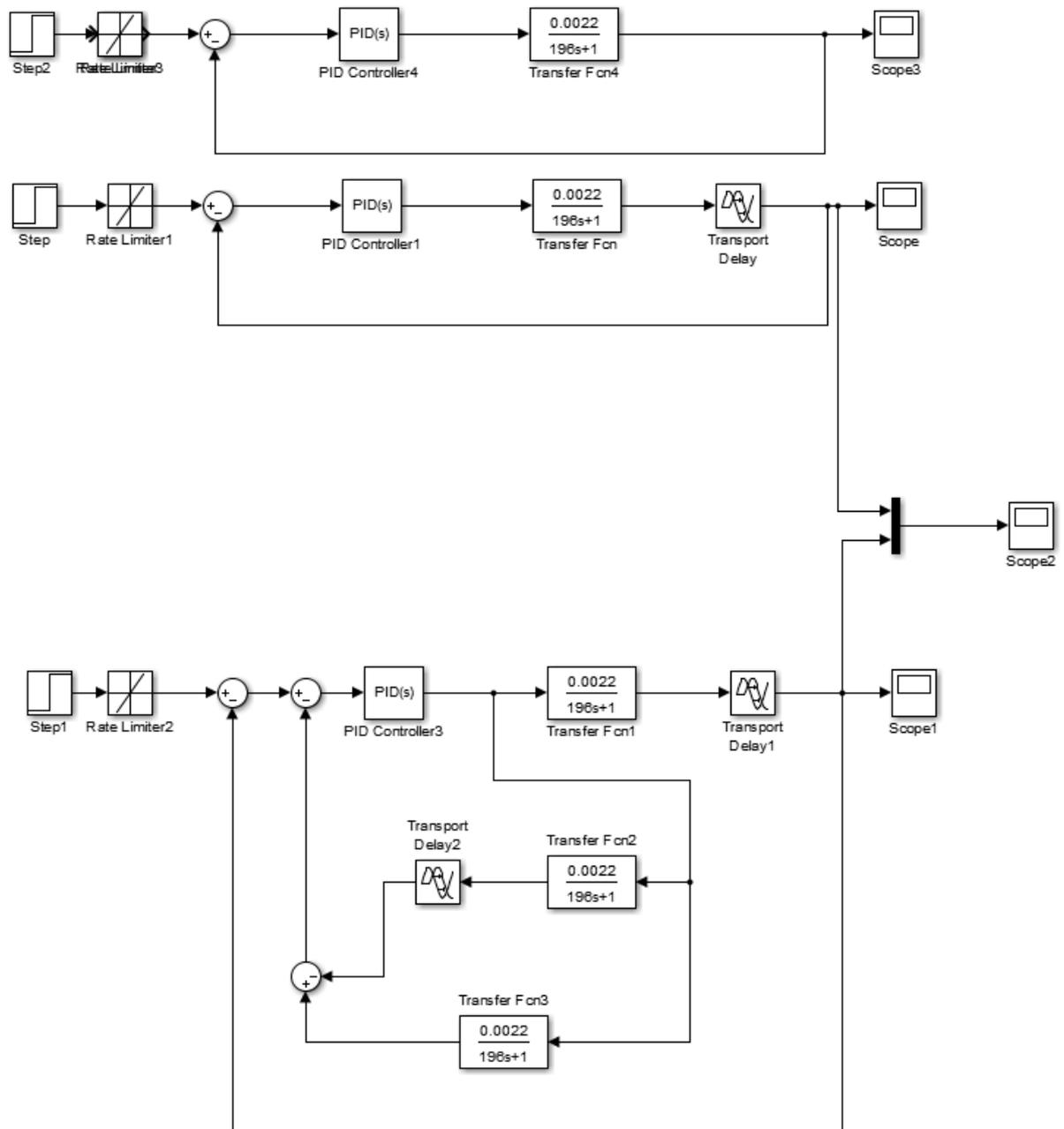


Figura 23 – Controle PID para os três (3) casos citados utilizando vazão de 400 l/h.

Por fim a Figura 24 exemplifica o modelo de blocos utilizado para um sistema com vazão de seiscentos litros por hora (600 l/h), novamente é necessária uma nova função de transferência que foi obtida em [8].

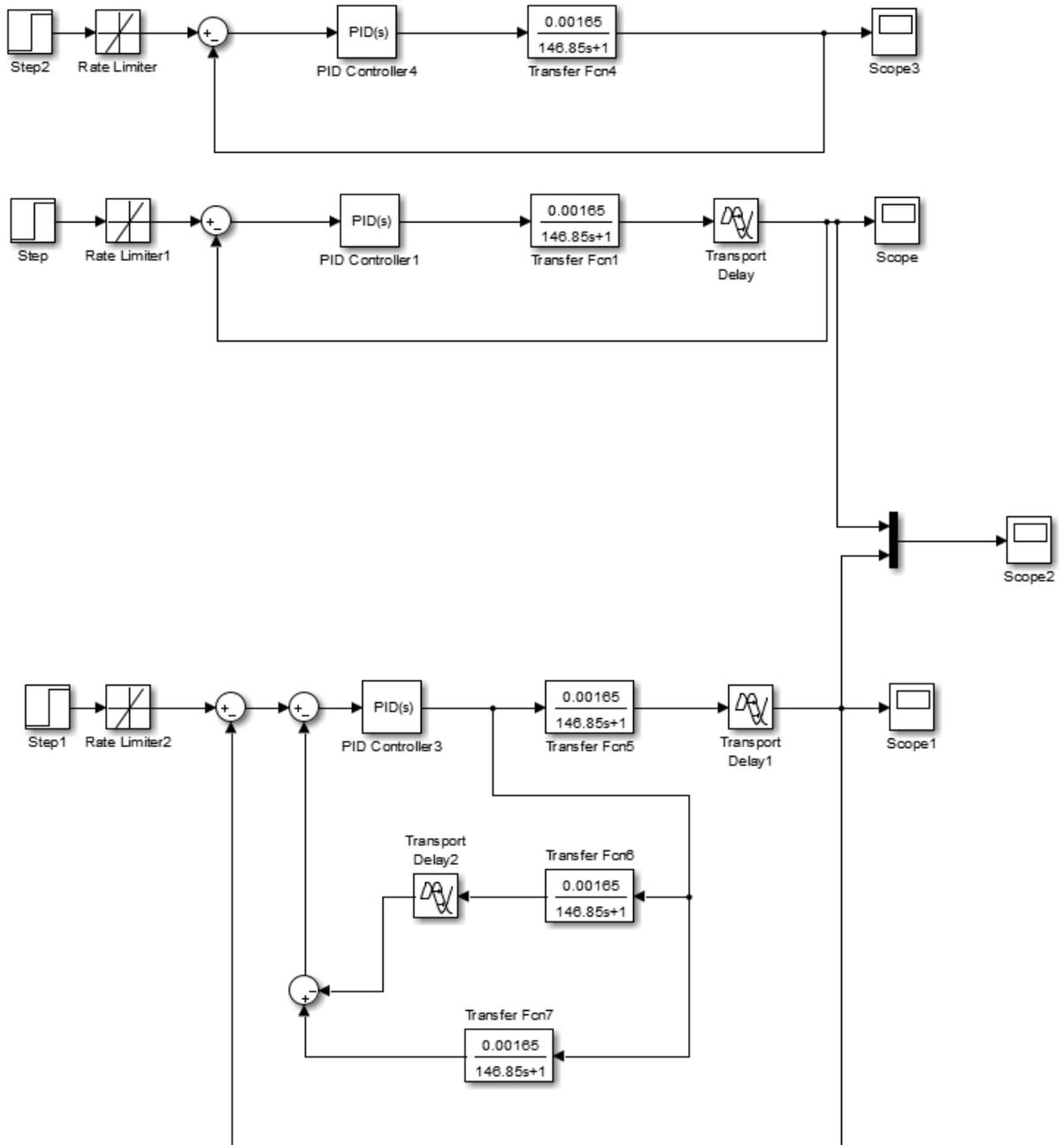


Figura 24 – Controle PID para os três (3) casos citados utilizando vazão de 600 l/h.

4 Resultados e Discussões

Os resultados coletados das simulações realizadas se encontraram neste tópico, sendo analisado o atraso de transporte, o tempo para atingir o valor de *setpoint* e seu respectivo *overshoot* para cada caso estudado e PID utilizado, será discutida os motivos de cada resposta encontrada.

4.1 Duzentos litros por hora (200 l/h)

A Figura 25 apresenta o gráfico para os três (3) casos utilizando o PID A. Observando o comportamento do sistema percebe-se que a simulação sem o Preditor tem um tempo maior para atingir o *setpoint*, além de possuir um maior *overshoot*, já a malha fechada que contém o Preditor se assemelha muito ao caso ideal, o que o torna mais vantajoso em relação ao explicado anteriormente.

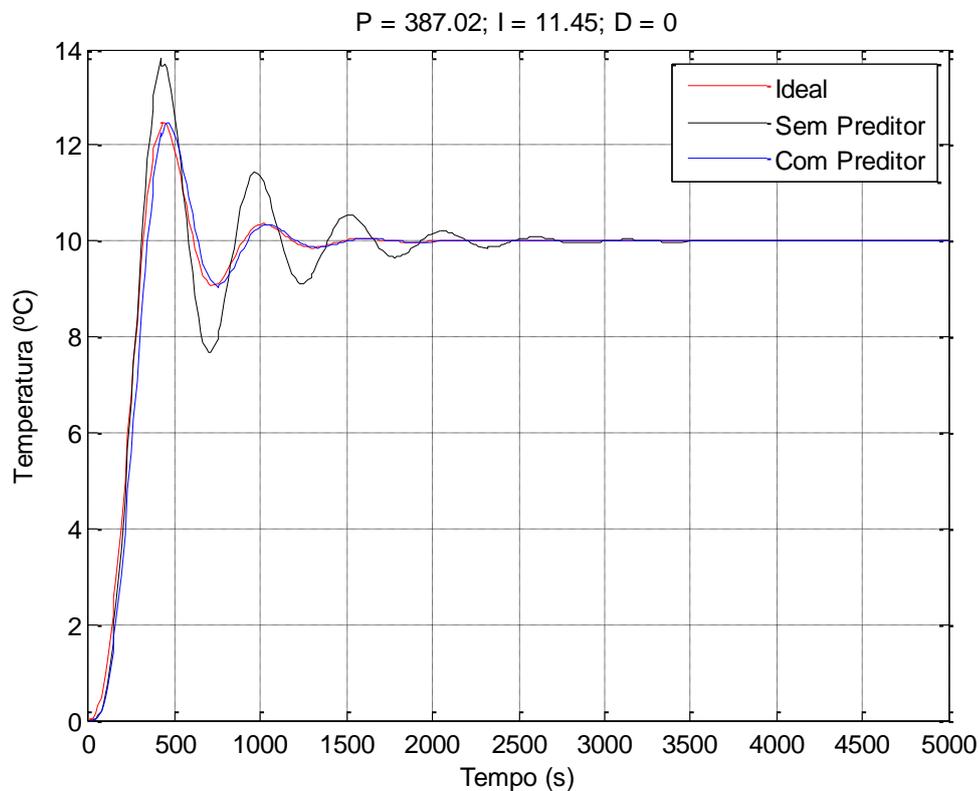


Figura 25 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando o PID A.

Na Figura 26, o sistema utilizado apresenta o PID B, percebe-se que o tempo para atingir o *setpoint* é muito menor e que quase não existe *overshoot*. Nota-se também que o sistema que apresenta o Preditor se assemelha ao caso ideal sendo bem vantajoso caso seja aplicado na planta em estudo. Ao contrário do PID proposto anteriormente, este modificado não pode ser utilizado sem o Preditor, pois apresenta alta instabilidade devido aos altos valores utilizados nos parâmetros do PID, como ilustrado na Figura 27.

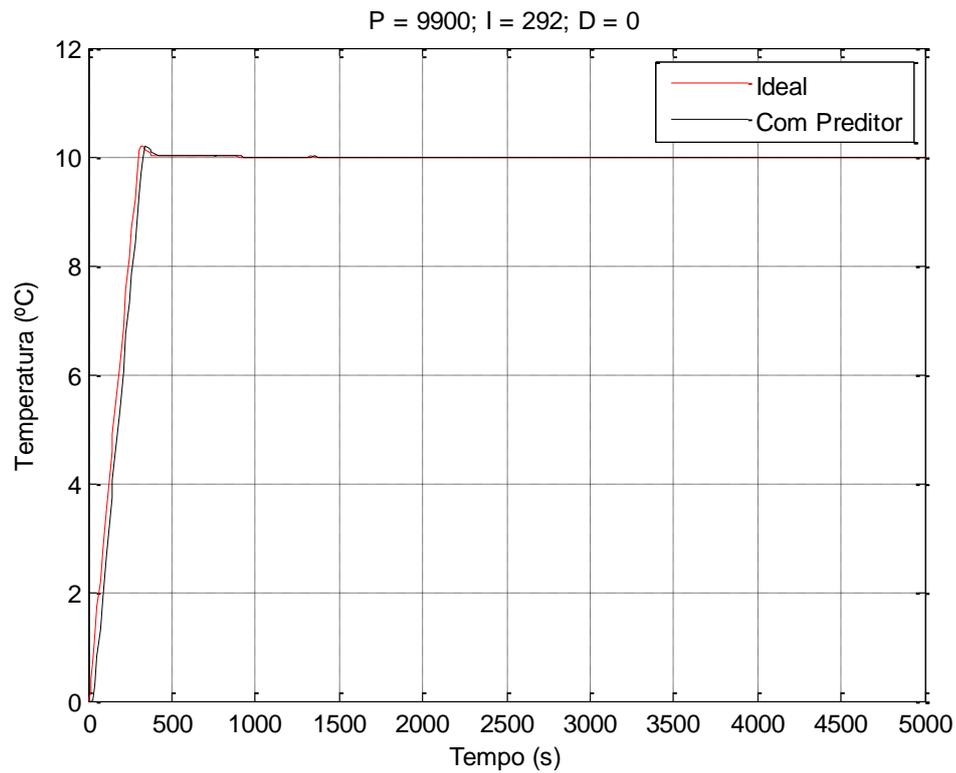


Figura 26 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando PID B.

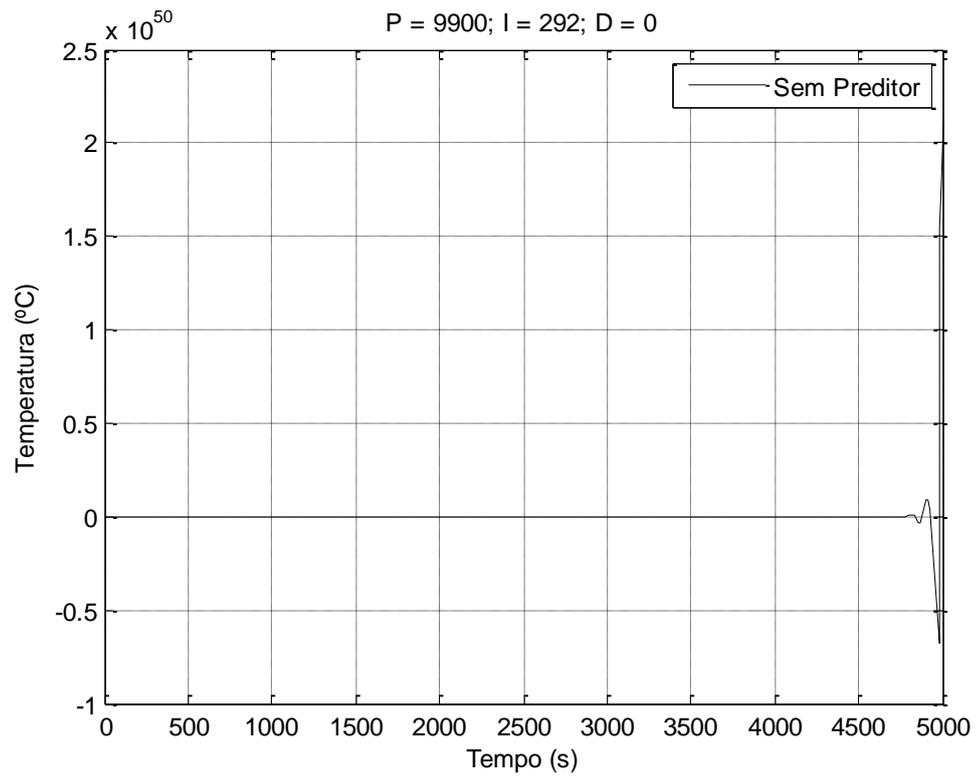


Figura 27 – Resposta ao degrau para o PID B onde não possui o Preditor.

4.2 Quatrocentos litros por hora (400 l/h)

Na Figura 28, observa-se os três (3) casos para o PID A, nota-se que o tempo para atingir o *setpoint* e o *overshoot* diminuiu em comparação a vazão estudada anteriormente, mas que o modelo que apresenta o Preditor ainda é melhor em comparação ao que não o possui.

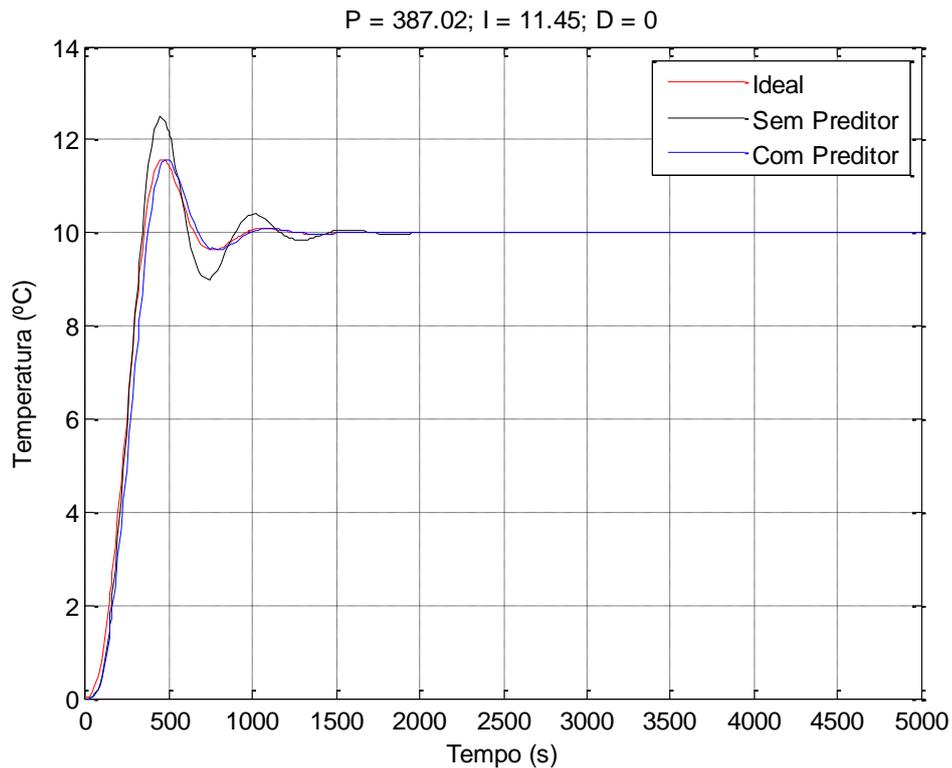


Figura 28 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando o PID A.

Com o PID B percebe-se que o modelo da planta utilizando o Preditor segue, quase à risca, o modelo ideal, como ilustrado na Figura 29. E os mesmos apresentam um tempo de acomodação pequeno e um *overshoot* irrisório. Novamente observa-se que o PID B não pode ser usado na planta sem o Preditor, por apresentar grande instabilidade se este não estiver conectado a malha fechada, Figura 30.

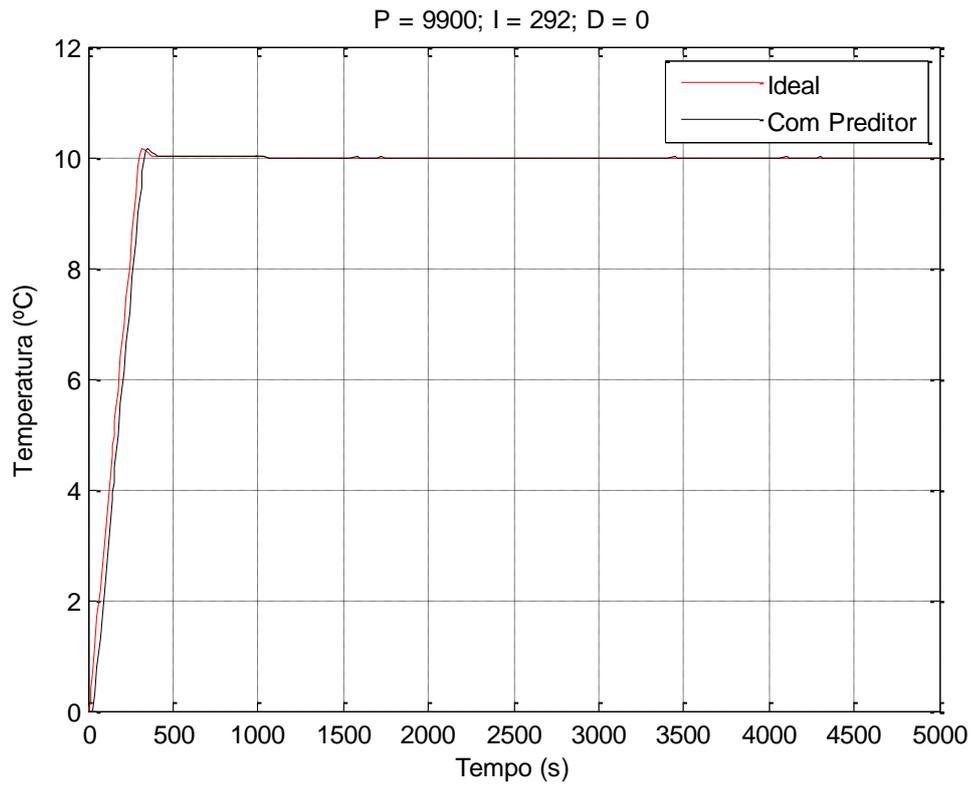


Figura 29 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando PID B.

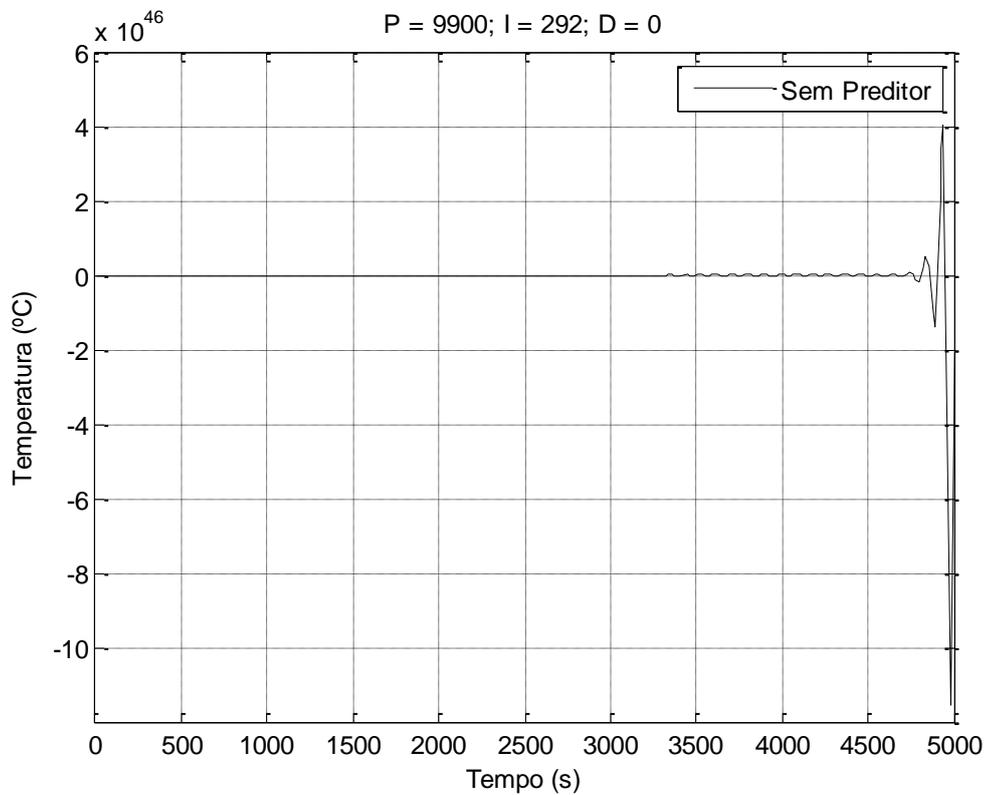


Figura 30 – Resposta ao degrau para o PID B onde não possui o Preditor.

4.3 Seiscentos litros por hora (600 l/h)

Utilizando o PID A no sistema de blocos anteriormente citado temos a Figura 31 como resultado para os três (3) casos. Nota-se que o caso que apresenta o Preditor de Smith se assemelha ao modelo ideal, com os mesmos parâmetros de tempo para atingir o *setpoint* e o mesmo *overshoot*. Já o caso sem o Preditor, possui um tempo de acomodação maior e um excessivo *overshoot* comparado aos casos anteriores.

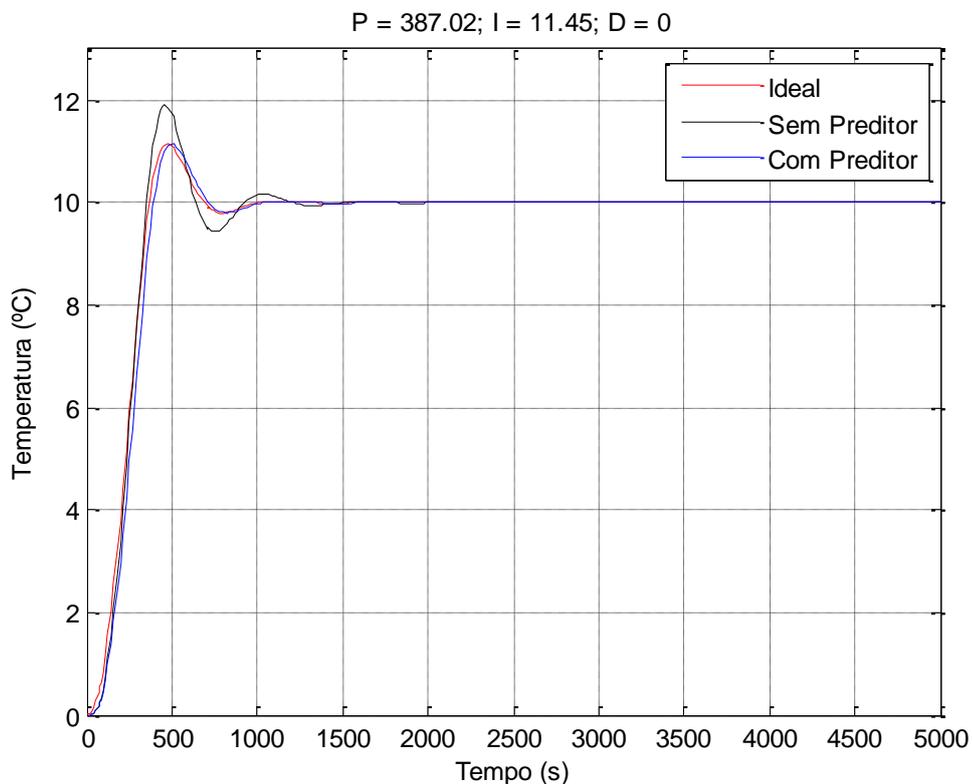


Figura 31 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando o PID de A.

A Figura 32 apresenta os resultados utilizando o PID B, observa-se que o caso com Preditor de Smith é idêntico ao modelo ideal, chegam ao *setpoint* em um curto espaço de tempo, não possuem oscilações e um *overshoot* quase desconsiderado. Porém a implementação deste PID B não é possível sem a utilização do Preditor de Smith, pois apresenta instabilidade caso este não seja usado, Figura 33.

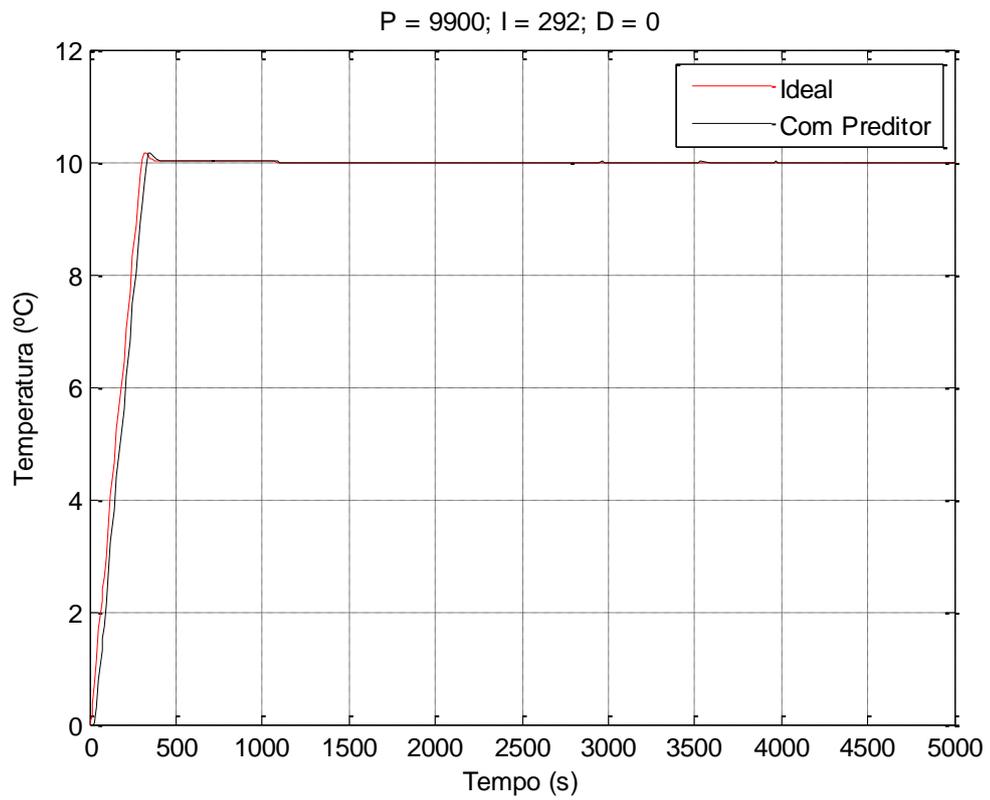


Figura 32 – Resposta ao degrau para os casos citados utilizando PID B.

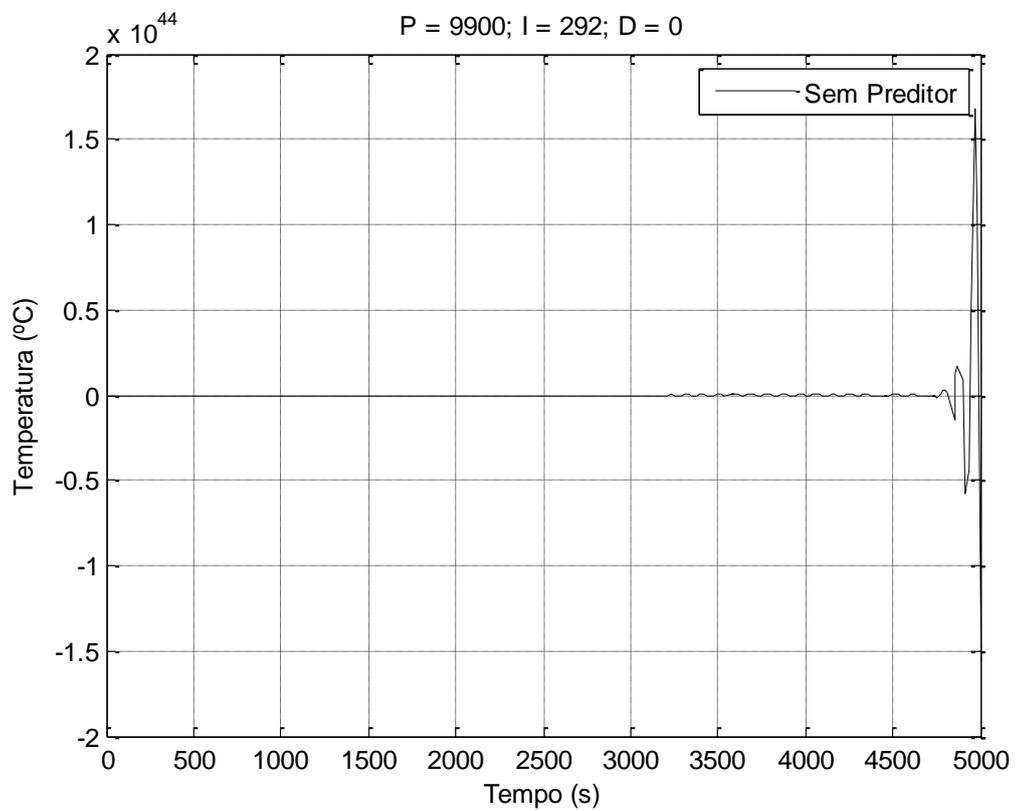


Figura 33 – Resposta ao degrau para o PID B onde não possui o Preditor.

4.4 Correlações

Para efeito comparativo temos a Tabela 9, onde será apresentada as correlações entre entrada e saída.

Tabela 9 – Correlações entre entrada e saída.

Vazão (l/h)	PID A (P=387,02; I=11,45; D=0)			PID B (P=9900; I=292; D=0)		
	Sem Transporte	Com Transporte	Transporte e Preditor	Sem Transporte	Com Transporte	Transporte e Preditor
200	0,9724	0,9394	0,9631	0,9983	Instável	0,9957
400	0,9681	0,9429	0,9511	0,9984	Instável	0,9932
600	0,9716	0,9169	0,9551	0,9983	Instável	0,9948

Percebe-se pela Tabela que todos os casos apresentam alto índice de correlação.

Novamente nota-se que os casos que apresentam o Preditor de Smith se aproxima do ideal como visto pelos gráficos mostrados anteriormente, mas com esta Tabela vê-se por números.

Observa-se que o PID B leva vantagem em todos os casos apresentados em relação ao PID A, quando o sistema apresenta o Preditor de Smith. Deve-se ressaltar que o PID B não pode ser utilizado sem o Preditor.

5 *Conclusões*

A proposta deste trabalho foi a simulação de uma implementação do Preditor de Smith na malha de controle de temperatura da planta SMAR-PD3, isto para que se pudesse observar as vantagens da compensação de tempo morto em um sistema industrial. Percebe-se que para os dois modelos de PID estudados, a utilização do Preditor de Smith torna a resposta do sistema muito semelhante ao modelo desejado, ideal, podendo assim concluir que sua utilização aumenta o desempenho do PID, pois é possível aumentar sua margem de ganho sem que atinja a instabilidade, além de uma diminuição considerável do *overshoot* e do tempo para atingir o *setpoint*.

O PID A cumpre bem o objetivo, obtendo ótimos resultados na utilização deste para os três (3) casos, mas sua utilização com o Preditor de Smith faz com que sua implementação em uma planta industrial seja muito mais satisfatória.

Observa-se que na simulação utilizando o PID B só é possível obter resultados para dois (2) casos, sendo este ideal e com o Preditor de Smith, isso se deve ao alto valor utilizado no parâmetro proporcional do PID, assim o tornando instável para o caso do atraso de transporte sem o Preditor.

Realizando uma comparação nota-se que o PID A seria mais vantajoso caso não fosse utilizado o Preditor de Smith, devido à instabilidade apresentada pelo PID modificado. Com a utilização do compensador de tempo morto, vê-se um melhor desempenho para este segundo PID, a qual resultaria em uma melhor resposta ao sinal de entrada e por consequência um produto de melhor qualidade, caso fosse utilizando em uma indústria.

A partir do conhecimento adquirido na realização desse trabalho, seria interessante para trabalhos futuros, a implementação do Preditor de Smith na malha controle de temperatura da Planta Didática da SMAR, que pode ser comparada a uma planta industrial em escada reduzida, para que se possa fazer a integração e realizar o controle da malha de temperatura juntamente com a compensação de tempo morto, melhorando assim o desempenho do sistema como um todo, além de poder analisar as vantagens para o caso de um produto final.

6 Referências Bibliográficas

CASOS

- [01] Junior, A. P. (2010). Controle de Processos Industriais. Disponível em: <http://www.joinville.udesc.br/portal/professores/silas/materiais/Controle_de_Processos_Industriais.pdf>. Acesso em: 10abr.2015, 15:10:00.
- [02] Machado, L. L. (2004). Controle de Processos Distribuídos na Presença de Tempo Morto. Monografia. Engenharia Química – Universidade Federal de Santa Catarina – 2004.
- [03] Ogata, K. Engenharia de Controle Moderno, 4ª edição, São Paulo: Prentice Hall, 2003.
- [04] Henz, M. E. (2013). Controle de Temperatura com Compensação de Tempo Morto em Aquecedores de Água Baseado em Chama Modulante. Monografia. Engenharia de Controle e Automação – Universidade Federal do Rio Grande do Sul – 2013.
- [05] Torrico, B. C. (2007). Contribuições ao Controle Preditivo Robusto de Sistemas com Atraso. Doutorado. Engenharia Elétrica – Universidade Federal de Santa Catarina – 2007.
- [06] Roussey, A. C. (2008). Análise e Implementação de Algoritmos de Sintonia de Controladores PID para Sistemas com Grande Atraso de Tempo. Doutorado. Engenharia Elétrica – Universidade Federal do Espírito Santo – 2008.
- [07] Manual de Instruções, Operações e Manutenção da Planta Piloto – PD3, Smar, Jun/2012.
- [08] Cota, F. E. M. (2010). Modelagem Matemática do Sistema de Temperatura da Planta Didática de Automação Industrial SMAR-PD3. Monografia. Engenharia Elétrica – Universidade Federal de Viçosa – 2010.
- [09] Moreira, R. S. (2014). Ajuste dos Parâmetros do Controlador PID e Feedforward da Malha de Temperatura da SMAR-PD3. Monografia. Engenharia Elétrica – Universidade Federal de Viçosa – 2014.
- [10] Sampaio, A. C. S. (2013). Supervisão de Malha de Controle de Temperatura e Estudo de Estratégia de Controle Feedforward Em Uma Planta Didática Smar. Monografia. Engenharia Elétrica – Universidade Federal de Viçosa – 2013.
- [11] Qin, S. J.; Badgwell, T. A. (2003) A Survey of Industrial Model Predictive Control Technology. Control Engineering Practice, v. 11, n. 7, p. 733 – 764. ISSN 0967-0661.
- [12] Camacho, E.; Bordons, C. (2004) Model Predictive Control. London: Springer-Verlag.
- [13] Manual de Instruções, Operações e Manutenção Plantas Didáticas – PD3, Smar, Jun/2012.
- [14] Manual de Instruções, Operações e Manutenção Transmissor de Temperatura Fieldbus – TT302, Smar, Dez/2012.
- [15] Manual de Instruções, Operações e Manutenção Transmissor de Pressão Fieldbus – LD302, Smar, Jul/2014.
- [16] Manual de Instruções, Operações e Conversor Fieldbus para corrente com três canais – FI302, Smar, Ago/2014.
- [17] ProcessView, Interface de Visualização de Processos SMAR, 2004.
- [18] Rodrigues, L. F. (2010). Controle de Temperatura de Uma Planta Didática Com Aplicação em Processos de Automação Industrial. Monografia Engenharia Elétrica – Universidade Federal de Viçosa – 2010.