



Análise Operacional das Malhas de Controle de uma Unidade de Destilação em Batelada

Diogo Leonardo Azevedo Ferreira

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.

Andrea Valdman, M.Sc.

Fevereiro de 2011

ANÁLISE OPERACIONAL DAS MALHAS DE CONTROLE DE UMA UNIDADE DE DESTILAÇÃO EM BATELADA

Diogo Leonardo Azevedo Ferreira

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

Aprovado por:

Andréa Medeiros Salgado, D.Sc.

Maurício Bezerra Souza Jr., D.Sc.

Thiago de Mello Vargas Mury, Eng.

Orientado por:

Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.

Andrea Valdman, M.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Fevereiro de 2011

Ficha Catalográfica

Ferreira, Diogo Leonardo Azevedo.

Análise operacional das malhas de controle de uma unidade de destilação em batelada/ Diogo Leonardo Azevedo Ferreira. Rio de Janeiro: UFRJ/ EQ, 2011.

xiii, 71 p.; il.

(Monografia) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientadores: Rossana Odette Mattos Folly e Andrea Valdman.

1. Controle e Automação de Processos. 2. Destilação em Batelada. 3. Sintonia de Controladores. 4. Monografia. (Graduação - UFRJ/EQ). 5. Rossana Odette Mattos Folly e Andrea Valdman. I. Título.

Dedicatória

*Para minha mãe, por ser incansável em
me proporcionar uma vida cheia de
alegrias e oportunidades.*

Citação

“A paciência é amarga, mas seu fruto é doce.”

Jean-Jacques Rousseau

AGRADECIMENTOS

A Deus, por iluminar meus caminhos e me dar forças para perseverar;

A minha orientadora, Rossana, por despertar em mim o interesse na área de Controle e Instrumentação de Processos e sempre estar disposta a me dar a assistência necessária;

A minha orientadora, Andrea, pela infinita paciência com que sempre esclareceu minhas dúvidas e pela forma simples e cativante com que enriqueceu meu conhecimento;

Aos integrantes do laboratório, Thiago, por compartilhar a experiência que possuía sobre o projeto, Vilaça, pelas histórias bem humoradas e interessantes com as quais me entreteu, e D. Maria, pela constante simpatia com que recebe a todos;

Aos meus pais, Maria e Eduardo, por não medirem esforços para me dar a oportunidade de estudar e obter um futuro melhor;

A minha avó, Ilda, por seu carinho e por me incluir sempre em suas orações;

A minha priminha, Thamires, pela felicidade pura e sincera que só uma criança pode dar;

Aos meus tios, Fátima e Gilberto, e ao meu irmão, Fábio, por serem pessoas com as quais sempre poderei contar;

Aos amigos Bruno, Rod e Bia e todos os colegas de faculdade que compartilharam comigo tanto momentos difíceis e exaustivos, quanto felizes e enriquecedores, dando o apoio necessário para seguir em frente;

Aos amigos de CMRJ, Dirlaine, Laura, Leonardo, Louise e Moret, por dividirem comigo momentos que me deram ânimo para enfrentar a rotina cansativa.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

ANÁLISE OPERACIONAL DAS MALHAS DE CONTROLE DE UMA UNIDADE DE DESTILAÇÃO EM BATELADA

Diogo Leonardo Azevedo Ferreira

Fevereiro, 2011

Orientadores: Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.

Andrea Valdman, M.Sc.

A área de controle e automação industrial se mantém em contínuo desenvolvimento visando ao aumento da eficiência, produtividade e segurança de processos. Nesse contexto, um dos grandes beneficiados por tecnologias desse tipo é o setor petroquímico, vital e estratégico para a economia de qualquer país.

A caracterização do óleo cru para determinação do rendimento de suas frações é feita através da análise de sua curva PEV (Ponto de Ebulição Verdadeiro), que por sua vez é obtida seguindo procedimento relatado nas normas ASTM D 2892 e ASTM D 5236 utilizando como equipamento uma unidade de destilação em batelada.

Para garantir a correta separação das frações, faz-se necessário estudar a melhor estratégia de controle para estabilizar as temperaturas dessa unidade nos valores dos cortes especificados.

O projeto realizado buscou fazer uma avaliação prévia do controle de um processo dessa natureza utilizando água como fluido destilado e representando o comportamento do sistema e de suas variáveis. Para tanto, foram estabelecidas metodologias de atuação e determinados diversos parâmetros relacionados à dinâmica do processo. Também foram testadas diferentes variáveis controladas e malhas simples e cascata, cujos controladores foram sintonizados através do método empírico da Curva de Reação.

ÍNDICE

Capítulo I. Introdução	1
I.1. Objetivos	2
Capítulo II. Revisão Bibliográfica.....	3
II.1. Petróleo e Destilação	3
II.2. Curva PEV	5
II.3. Sistemas de Automação e Controle para Processos em Batelada	7
II.4. Malhas de Controle de Processos	8
II.4.1. Representação Gráfica.....	8
II.4.2. Estratégias de Controle.....	9
II.4.2.1. Controle por Realimentação (Feedback)	9
II.4.2.2. Controle Cascata	9
II.4.2.3. Controle Antecipatório (Feedforward)	10
II.4.3. Modos de Controle	11
II.4.3.1. Controle Proporcional (P)	11
II.4.3.2. Controle Proporcional Integral (PI).....	11
II.4.3.3. Controle Proporcional Integral Derivativo (PID).....	12
II.5. Instrumentação de Processos.....	13
II.5.1. Sensor	13
II.5.2. Transmissor	13
II.5.3. Elemento Final de Controle.....	13
II.5.4. Controlador.....	14
II.5.5. Instrumentação <i>Fieldbus Foundation</i>	14
II.5.6. Controlador Lógico Programável.....	16
II.5.7. Sistema Supervisório.....	16
Capítulo III. Material e Métodos	17
III.1. Unidade de Destilação.....	17
III.2. Sistema Supervisório.....	19
III.2.1. Tela Principal de Operação – Sinótico do Processo.....	19
III.2.2. Tela Inicial de Operação – Configuração.....	21
III.2.3. Tela de Parametrização – Dados da Destilação.....	22
III.2.4. Telas Complementares	22
III.2.5. Telas de Controle	24
III.3. Metodologia	26

III.3.1.	Sintonia de Controladores	26
III.3.1.1.	Curva de Reação.....	26
III.3.2.	Testes Experimentais em Malha Aberta.....	28
III.3.3.	Testes Experimentais em Malha Fechada	29
III.3.3.1.	Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	29
III.3.3.2.	Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo da Coluna.....	32
III.3.3.3.	Malha de Controle Cascata.....	35
Capítulo IV.	Resultados e Discussões.....	38
IV.1.	Determinação do Perfil de Temperatura da Coluna	38
IV.2.	Comparação dos Perfis de Temperatura da Manta e do Balão para Diferentes Potências Aplicadas	40
IV.2.1.	Perfis de Temperatura da Manta (TIT-06)	40
IV.2.2.	Perfis de Temperatura do Balão (TIT-02).....	41
IV.3.	Determinação de Parâmetros Dinâmicos	42
IV.3.1.	Parâmetros Dinâmicos da Manta.....	43
IV.3.2.	Parâmetros Dinâmicos do Balão	45
IV.4.	Comparação das Taxas de Aquecimento para Diferentes Potências Aplicadas.....	48
IV.5.	Obtenção do Tempo de Equilíbrio da Coluna e da Potência da Manta Via Sistema Supervisório	50
IV.5.1.	Obtenção do tempo de equilíbrio a partir da especificação da potência	51
IV.5.2.	Obtenção da potência a ser aplicada a partir da fixação do tempo de equilíbrio.	53
IV.6.	Sintonia da Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	56
IV.6.1.	Curva de Reação da Temperatura do Balão	56
IV.6.2.	Testes Preliminares em Malha Fechada	57
IV.6.3.	Testes Otimizados em Malha Fechada	60
IV.7.	Sintonia da Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo da Coluna	62
IV.7.1.	Curva de Reação da Temperatura do Topo da Coluna.....	62
IV.7.2.	Testes em Malha Fechada	63
IV.8.	Sintonia da Malha de Controle Cascata	65
IV.8.1.	Curva de Reação da Manta.....	65
IV.8.2.	Testes em Malha Fechada	66
Capítulo V.	Conclusão	68
Capítulo VI.	Referências Bibliográficas	70

ÍNDICE DE FIGURAS

Capítulo II

Figura II.1 - Exemplo de Curva PEV	5
Figura II.2 - Aparato para Determinação de Curva PEV	6
Figura II.3 - Diagrama de Blocos de uma Malha de Controle por Realimentação	9
Figura II.4 - Diagrama de Blocos de uma Malha de Controle Cascata	10
Figura II.5 - Diagrama de Blocos de uma Malha de Controle Antecipatório	10
Figura II.6 - Comparação da Resposta para Diferentes Modos de Controle	12

Capítulo III

Figura III.1 - Unidade de Destilação	17
Figura III.2 - Banho de Refrigeração com Interface Local	18
Figura III.3 - Transmissores/Indicadores de Temperatura e Pressão	18
Figura III.4 - Tela Principal de Operação	20
Figura III.5 - Tela Inicial de Operação	21
Figura III.6 - Tela de Parametrização	22
Figura III.7 - Tela de Acompanhamento do Banho de Refrigeração	23
Figura III.8 - Tela de Funcionamento da Válvula de Refluxo	24
Figura III.9 - Tela de Controle de Malha Simples	25
Figura III.10 - Tela de Controle de Malha Cascata	25
Figura III.11 - Diagrama de Blocos da Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão ..	29
Figura III.12 – Diagrama P&I da Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão	30
Figura III.13 – Procedimento Preliminar para Controle da Temperatura do Balão	31
Figura III.14 – Procedimento Otimizado para Controle da Temperatura do Balão	32
Figura III.15 - Diagrama de Blocos da Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo ...	33
Figura III.16 - Diagrama P&I da Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo	33
Figura III.17 - Procedimento para Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo	34
Figura III.18 - Diagrama de Blocos da Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo ...	35
Figura III.19 - Diagrama P&I da Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo	36
Figura III.20 - Procedimento para Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo	37

Capítulo IV

Figura IV.1 - Configuração do Bloco de Cálculo do Tempo de Equilíbrio a Partir de um Valor de Potência	52
Figura IV.2 - Configuração do Bloco de Cálculo da Potência a Partir de um Valor de Tempo de Equilíbrio	55

ÍNDICE DE TABELAS

Capítulo III

Tabela III.1 - Correlações de Ajuste do Controlador Via Método da Curva de Reação	27
---	----

Capítulo IV

Tabela IV.1 - Parâmetros Dinâmicos da Manta	43
Tabela IV.2 - Parâmetros Dinâmicos do Balão	45
Tabela IV.3 - Taxas de Aquecimento.....	48
Tabela IV.4 - Dados dos Testes em Malha Aberta.....	50
Tabela IV.5 - Sintonia do Controlador PID pela Curva de Reação na Malha da Temperatura do Balão	57
Tabela IV.6 - Parâmetros das Malhas de Controle Simples da Temperatura do Balão nos Testes Preliminares.....	59
Tabela IV.7 - Parâmetros das Malhas de Controle Simples da Temperatura do Balão nos Testes Otimizados	61
Tabela IV.8 - Sintonia do Controlador PID pela Curva de Reação na Malha da Temperatura de Topo da Coluna	62
Tabela IV.9 - Parâmetros das Malhas de Controle Simples da Temperatura de Topo da Coluna	64
Tabela IV.11 - Sintonia do Controlador PID pela Curva de Reação na Malha da Temperatura da Manta.....	65

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Capítulo II

Gráfico II.1 - Tipos de Processos Controlados.....	7
Gráfico II.2 - Base Instalada de Protocolos de Automação.....	15

Capítulo IV

Gráfico IV.1 - Perfil de Temperatura Geral	38
Gráfico IV.2 - Perfil de Temperatura da Coluna.....	39
Gráfico IV.3 - Perfil de Temperatura do Banho de Refrigeração	39
Gráfico IV.4 - Comparação do Aquecimento da Manta a Diferentes Potências.....	40
Gráfico IV.5 - Comparação do Resfriamento da Manta a Diferentes Potências.....	41
Gráfico IV.6 - Variação da Temperatura do Balão a Diferentes Potências.....	42
Gráfico IV.7 - Ganhos da Manta a Diferentes Potências de Aquecimento	43
Gráfico IV.8 - Tendência de Comportamento dos Ganhos da Manta	44
Gráfico IV.9 - Constantes de Tempo da Manta a Diferentes Potências de Aquecimento.....	44
Gráfico IV.10 - Tempos Mortos do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento.....	45
Gráfico IV.11 - Tempos de Estabilização do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento	46
Gráfico IV.12 - Ganhos do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento.....	46
Gráfico IV.13 - Tendência de Comportamento dos Ganhos do Balão.....	47
Gráfico IV.14 - Constantes de Tempo a Diferentes Potências de Aquecimento.....	47
Gráfico IV.15 - Retas de Aquecimento do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento.....	48
Gráfico IV.16 - Taxas de Aquecimento a Diferentes Potências.....	49
Gráfico IV.17 - Tendência das Taxas de Aquecimento	49
Gráfico IV.18 - Curva de Relação de Potências.....	51
Gráfico IV.19 - Curva de Relação de Potências.....	54
Gráfico IV.21 - Curva de Reação da Temperatura do Balão	56
Gráfico IV.22 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	58
Gráfico IV.23 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	58
Gráfico IV.24 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	59
Gráfico IV.25 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	60
Gráfico IV.26 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão.....	61
Gráfico IV.27 - Curva de Reação da Temperatura de Topo da Coluna	62
Gráfico IV.28 - Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo	63
Gráfico IV.29 - Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo	64
Gráfico IV.30 - Curva de Reação da Temperatura da Manta.....	65
Gráfico IV.31 - Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo	67
Gráfico IV.32 - Malha Principal do Controle Cascata da Temperatura de Topo.....	67

NOMENCLATURA

LETRAS LATINAS

Símbolo	Descrição	Dimensão
C_p	calor específico	$L^2.t^{-2}.\theta^{-1}$
k	constante de correção de unidades	adimensional
m	massa	M
P	potência (%)	adimensional
Pot	potência (W)	$M.L^2.t^3$
t	tempo	t
T_c	temperatura de corte	θ
T_i	temperatura inicial	θ
x	taxa de aquecimento ($^{\circ}C/min$)	$\theta.t^{-1}$

TAG's

Símbolo	Descrição
JW-01	potência percentual da manta
MASSA	massa da amostra no balão
KQ-07	tempo de equilíbrio
MVTIC-01	variável manipulada na malha de controle do topo
MVTIC-02	variável manipulada na malha de controle do balão
MVTIC-06	variável manipulada na malha de controle da manta
PVTIC-01	variável controlada na malha de controle do topo
PVTIC-02	variável controlada na malha de controle do balão
PVTIC-06	variável controlada na malha de controle da manta
SPT-13	set point da temperatura de saída do condensador de topo
SPTIC-01	set point da malha de controle do topo
SPTIC-02	set point da malha de controle do balão
SPTIC-06	set point da malha de controle da manta
TI-CORTE-01	temperatura do primeiro corte
TIT-01	temperatura do topo da coluna
TIT-02	temperatura do balão
TIT-03	temperatura da saída no condensador de topo
TIT-05	temperatura da entrada no condensador de topo
TIT-06	temperatura da manta
TIT-08	temperatura do fundo da coluna
TIT-09	temperatura do meio da coluna
TIT-13	temperatura do banho de refrigeração

Capítulo I. Introdução

Com o aumento da complexidade dos processos, tamanho das plantas, exigências de produtividade, segurança e proteção ao meio ambiente, o controle e a automação tornaram-se essenciais ao funcionamento de qualquer indústria.

A automação industrial é a aplicação de técnicas, softwares e/ou equipamentos específicos em uma determinada máquina ou processo industrial, com o objetivo de aumentar a sua eficiência, maximizar a produção com o menor consumo de energia e/ou matérias primas, menor emissão de resíduos de qualquer espécie, melhores condições de segurança, seja material, humana ou das informações referentes a esse processo, e ainda, de reduzir o esforço ou a interferência humana sobre esse processo ou máquina.

Todos os setores industriais se beneficiaram dos avanços provenientes da automação: desde o automobilístico, com o desenvolvimento da robótica, até o químico, com o aprimoramento dos sistemas de controle. O ramo petroquímico que, particularmente, cresce de forma contínua e adquire cada vez mais relevância no contexto econômico nacional e mundial, também se tornou alvo dessa tendência.

A destilação, que se sobressai como principal processo de separação das fases do petróleo, é um dos focos desse desenvolvimento, podendo ser realizada em fluxo contínuo ou em batelada.

O processo de destilação em batelada, especificamente, é utilizado na obtenção da chamada curva de Ponto de Ebulição Verdadeiro (PEV), que permite caracterizar amostras de petróleo prevendo o rendimento das frações que o compõem.

As pesquisas envolvendo sistemas de controle para processos em batelada também crescem impulsionadas pela sua maior participação na composição de plantas industriais. Toda essa modernização se reflete, ainda, no surgimento de novos modelos de instrumentação como, por exemplo, os que utilizam protocolos de comunicação digital, e de novas funcionalidades em sistemas de supervisão e aquisição de dados.

I.1. Objetivos

O objetivo deste projeto é realizar estudos prévios, utilizando água como fluido destilado, para determinar a melhor estratégia de controle de temperatura de uma unidade de destilação em batelada que tem por finalidade obter curvas PEV.

A obtenção dessas curvas segue um procedimento detalhado na norma ASTM D 2892 e serviu como base para a definição operacional da unidade, que conta com um sistema de automação instalado e configurado para monitoração e controle do processo. Tal sistema, já amplamente desenvolvido em trabalhos anteriores ^[5] ^[9], serviu como ferramenta indispensável à realização dos testes aqui relatados.

As principais etapas experimentais definidas para a análise operacional da unidade são: determinação, em malha aberta, do perfil de temperatura da coluna, dos parâmetros dinâmicos do balão e da manta e das taxas de aquecimento do balão; estimação experimental dos parâmetros dos controladores; e realização de testes em malha fechada para diferentes estratégias de controle.

Capítulo II. Revisão Bibliográfica

O presente capítulo tem por finalidade fornecer embasamento teórico sobre assuntos relevantes à elaboração deste projeto.

Inicialmente, é fornecida uma breve explanação a respeito do processo de destilação em batelada e define-se o que é a curva de Ponto de Ebulição Verdadeiro (PEV). Em seguida, são abordados aspectos referentes a sistemas de controle para processos em batelada; apresenta-se o conceito de malha de controle e quais os elementos que compõem a instrumentação responsável pelo seu funcionamento. Por fim, são enumeradas as principais estratégias de controle PID utilizadas em controladores industriais.

II.1. Petróleo e Destilação

O petróleo é uma mistura complexa de hidrocarbonetos, em sua maioria alifáticos, acíclicos e aromáticos. Pode conter também pequenas quantidades de nitrogênio, oxigênio, compostos de enxofre e íons metálicos. É uma substância oleosa, inflamável, com cheiro característico e coloração variando de castanho a preto.

Nas refinarias, o óleo bruto passa por uma série de processos químicos e físico-químicos para separação das diversas frações que o compõe. Entre os componentes derivados do refino encontram-se, por exemplo, gás natural, gasolina, nafta, diesel e lubrificantes.

O processo de separação mais utilizado na indústria química é a destilação. A flexibilidade de operação em relação a pressões, temperaturas e principalmente a grande variedade de aplicações estão entre as vantagens de sua utilização. A destilação consiste na separação dos compostos presentes em uma mistura de líquidos miscíveis e é baseada na diferença das temperaturas de ebulição dos componentes individuais.

Por ser versátil, a destilação também é largamente utilizada em refinarias de petróleo. O processo de refino do petróleo bruto tem por objetivo separá-lo em componentes com maior valor agregado que servirão a diferentes propósitos industriais.

O equipamento de destilação utilizado na separação dos componentes do petróleo é formado por diversos estágios (também chamados pratos) onde as fases das substâncias a serem separadas se encontram em contato para facilitar a transferência de massa dos componentes de acordo com suas volatilidades relativas. O conjunto de estágios empilhados forma a coluna de destilação. A operação adequada do processo constitui uma etapa fundamental para a qualidade dos produtos obtidos. Ele pode ser realizado de forma contínua ou em batelada.

A destilação contínua é um processo ininterrupto onde a alimentação de matéria-prima e a saída de destilado e resíduo são feitas com fluxo contínuo. A unidade de destilação contínua opera com vazões elevadas e seu equipamento pode possuir torres de destilação com mais de 50 metros de altura e centenas de pratos.

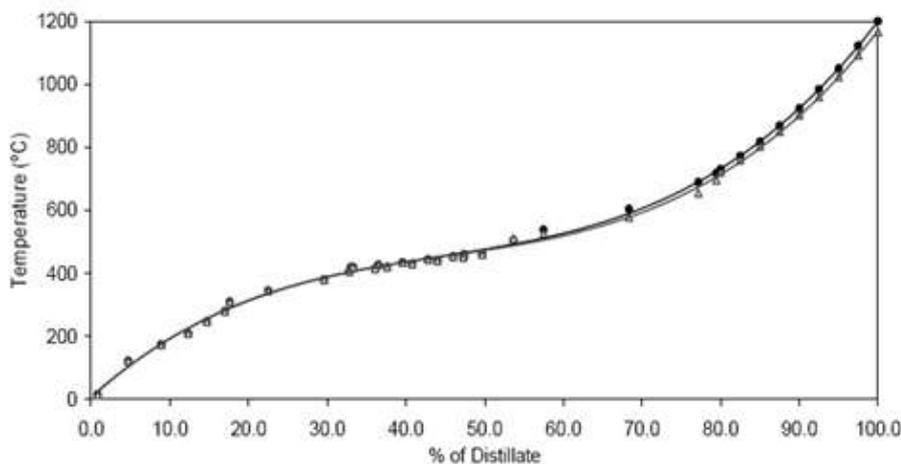
Por outro lado, a destilação em batelada é uma técnica comumente utilizada na separação e purificação de pequenos volumes de produtos químicos, de alto valor unitário. O processo em batelada caracteriza-se pelas condições em estado não estacionário. Isto significa que as composições e vazões na coluna são funções do tempo de destilação ^[6].

No processo de destilação em batelada, a substância a ser destilada é aquecida em um tanque e seus vapores são direcionados a uma coluna de destilação acoplada. No topo dessa coluna é colocado um condensador que resfria esses vapores, tornando-os líquidos novamente e estabelecendo assim o equilíbrio líquido-vapor nos estágios de separação. Os componentes são retirados no topo da coluna e coletados através de sistema próprio.

II.2. Curva PEV

O rendimento dos óleos crus é definido em função da curva de destilação PEV – Ponto de Ebulição Verdadeiro, que constitui uma das propriedades de referência dos mesmos. A obtenção dessa curva consiste em um método de análise e caracterização da amostra de um determinado óleo. Sua representação é feita por diagramas denominados gráficos de distribuição, nos quais se pode definir o rendimento do petróleo através das porcentagens de volume destilado *versus* temperatura. Esta propriedade permite estimar os rendimentos dos produtos que serão obtidos no refino, o que fornece informações importantes sobre o aspecto operacional do fracionamento do petróleo antes de ser processado.

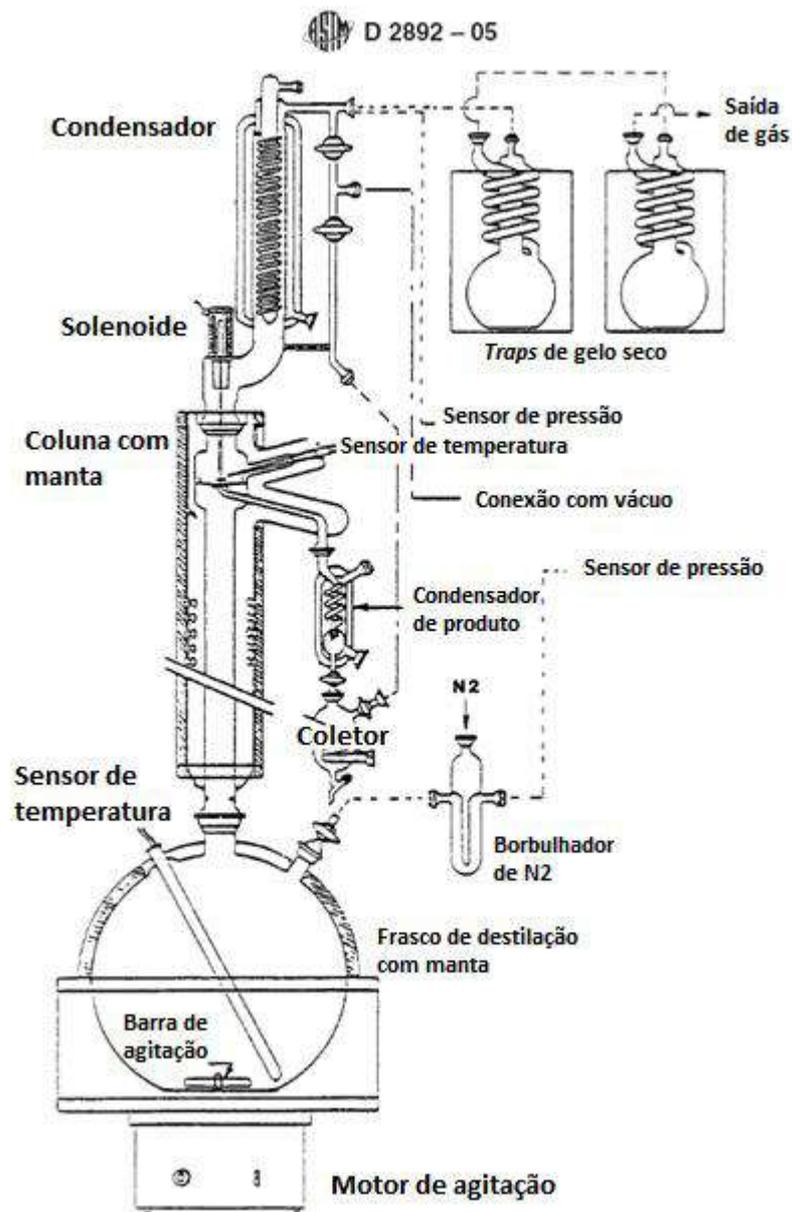
A determinação da curva PEV está bem estabelecida para frações destiladas que alcançam valores de temperatura de ebulição de até 565°C. Dois métodos convencionais especificados pela *American Society for Testing and Materials* (ASTM) são necessários para a determinação da distribuição de ponto de ebulição de óleos crus. O primeiro método, ASTM D 2892 ^[1], é satisfatório para a destilação abaixo de 400°C da AET (*Atmospheric Equivalent Temperature*). O segundo método, ASTM D 5236 ^[2], realizado a pressões reduzidas (50 - 0,1 mbar) pode ser usado para evitar o craqueamento térmico, permitindo a destilação de componentes crus que entram em ebulição a temperaturas superiores a 400°C. O máximo de temperatura atmosférica equivalente possivelmente atingida com o método ASTM D 5236 é 565°C ^[11]. A Figura II.1 mostra um exemplo de curva PEV.



(Fonte: Winter *et al.*, 2007)

Figura II.1 - Exemplo de Curva PEV

No método ASTM D 2892-05, a coluna utilizada deve ter eficiência de 14 a 18 pratos teóricos e é operada a uma taxa de refluxo de 5:1 na pressão atmosférica. O objetivo deste método é oferecer um compromisso entre eficiência e tempo, a fim de facilitar a comparação de dados de destilação entre diferentes laboratórios. Nele, são detalhados os procedimentos para obtenção de gás liquefeito, de frações de destilação e de resíduo de forma padronizada, em que os dados analíticos possam ser obtidos para a determinação das quantidades de cada fração do petróleo desejada por massa ou por volume ^[8]. O aparato experimental necessário ao método é mostrado na Figura II.2.



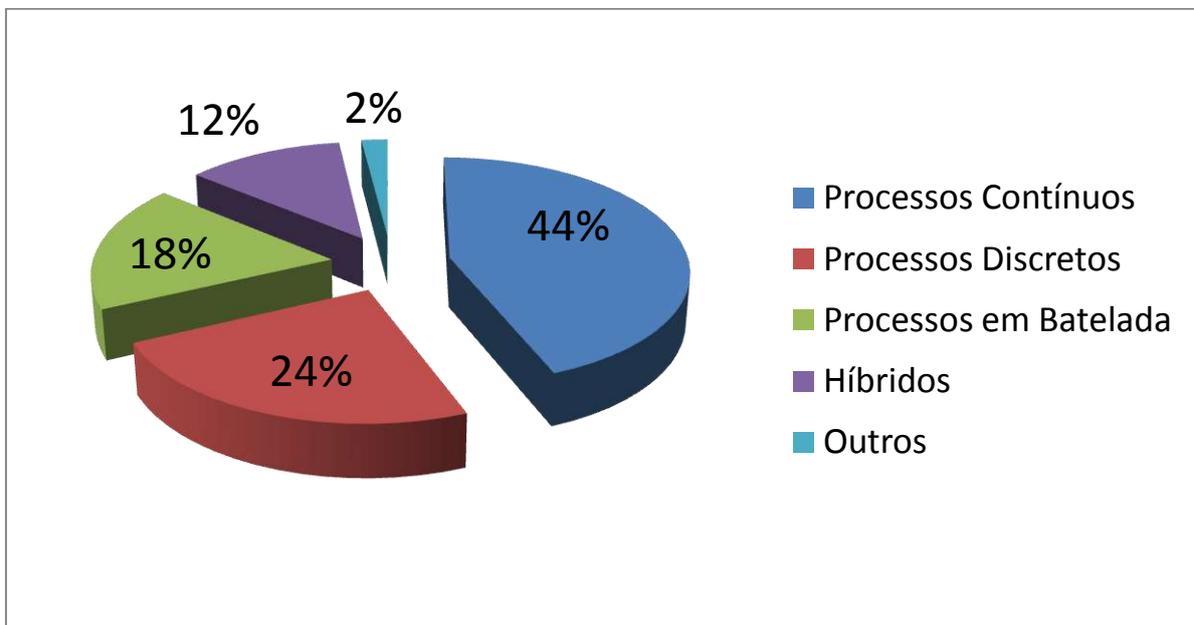
(Fonte: ASTM D 2892-05)

Figura II.2 - Aparato para Determinação de Curva PEV

II.3. Sistemas de Automação e Controle para Processos em Batelada

A área de automação industrial é composta por uma série de conceitos que se aplicam a qualquer tipo de processo. Contudo, para melhor compreensão e desenvolvimento da gama diversificada de aplicações possíveis, busca-se, cada vez mais, trabalhar em cima da especificidade de cada sistema. Conseqüentemente, sistemas de controle para processos em batelada passaram a ser estudados de forma a compatibilizar suas peculiaridades com soluções específicas. Criou-se, inclusive, em 1995, a norma ANSI/ISA-S88 com o objetivo de definir modelos e terminologias próprios para os mesmos [3].

Em uma pesquisa realizada em 2007 pela *InTech* americana, revista da *Instrumentation Society of Automation* (ISA), avaliou-se os tipos de processos controlados por diversas indústrias. O Gráfico II.1 apresenta a distribuição obtida e revela a extensa parcela do mercado que faz uso de controle em processos em batelada [5].



(Fonte: Gutierrez & Pan, 2008)
Gráfico II.1 - Tipos de Processos Controlados

Segundo estudos da *ARC Advisory Group*, o mercado de sistemas de controle para processos em batelada em 2007 foi de U\$ 3,5 bilhões e deverá manter uma taxa de crescimento anual de 8,6% até 2013 [3].

II.4. Malhas de Controle de Processos

Uma malha de controle é composta por uma série de elementos interligados e dependentes uns dos outros. Esses elementos constituem a chamada instrumentação de controle que é responsável por medir, transmitir e manipular dados, além de atuar sobre o processo.

Na malha de controle estão representados as variáveis e parâmetros mais relevantes ao entendimento e aplicação do controle do processo. São eles:

- Variável de Processo (PV): é a propriedade medida a fim de que se possa efetuar a indicação e/ou controle do processo. Também chamada de variável controlada.
- Variável Medida (V_{med}): é o sinal correspondente ao valor da variável de processo que será enviado ao controlador.
- Variável Manipulada (MV): é a grandeza que é operada com a finalidade de manter a variável controlada no valor desejado.
- Saída de Controle (SC): é o sinal de correção, calculado pelo controlador, que é enviado ao atuador.
- *Set Point* (SP): é um valor desejado, estabelecido previamente como referência, em torno do qual a variável controlada deve permanecer.
- Erro ou Desvio (E): representa a diferença entre o valor desejado e o valor da variável controlada.

II.4.1. Representação Gráfica

A representação de uma malha de controle é feita através de diagramas P & I ou diagramas de blocos. O diagrama P & I é composto por um fluxograma simplificado do processo aliado à representação de toda a instrumentação necessária para se estabelecer a estratégia de controle. Para esse tipo de representação, utiliza-se uma simbologia padrão apropriada ^[13].

O diagrama de blocos, por sua vez, é um esquema onde os elementos principais da malha são representados por blocos que são devidamente conectados de modo a explicitar o recebimento e transmissão de informações entre si.

II.4.2. Estratégias de Controle

Para garantir o controle desejado, é necessário que a instrumentação esteja corretamente conectada e que se adote a melhor estratégia de controle para cada situação. As três estratégias mais comumente utilizadas no controle de processos são por realimentação, cascata e antecipatória. A escolha de uma ou de outra depende da natureza do processo.

II.4.2.1. Controle por Realimentação Negativa (Feedback)

O controle por realimentação é baseado no aparecimento do erro na variável controlada. Esse erro serve como parâmetro para que o controlador calcule a correção a ser enviada para a variável manipulada de forma a zerar o desvio.

A Figura II.3 representa, através de um diagrama de blocos, a estratégia de controle por realimentação.

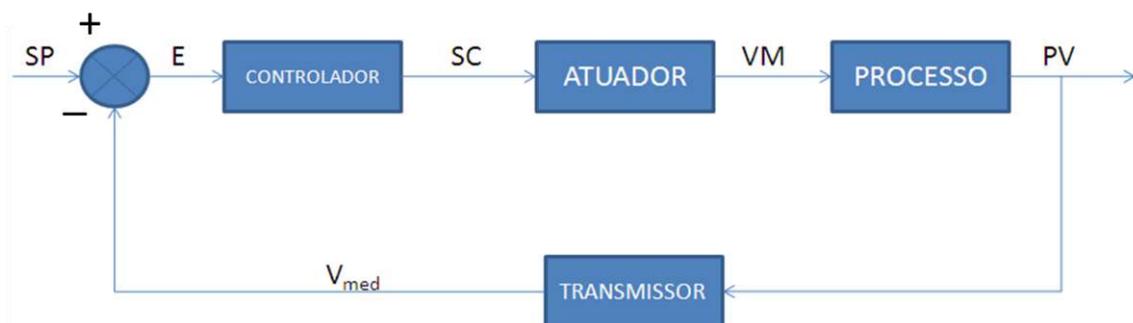


Figura II.3 - Diagrama de Blocos de uma Malha de Controle por Realimentação

II.4.2.2. Controle Cascata

O controle cascata também faz uso de uma estratégia por realimentação, porém atua corrigindo variáveis intermediárias de forma a melhorar o controle da variável principal.

A malha cascata é composta por uma malha principal (malha externa) e por uma malha secundária (malha interna). A saída de controle da primeira determina o *set point* da segunda. Um esquema representativo é mostrado na Figura II.4.

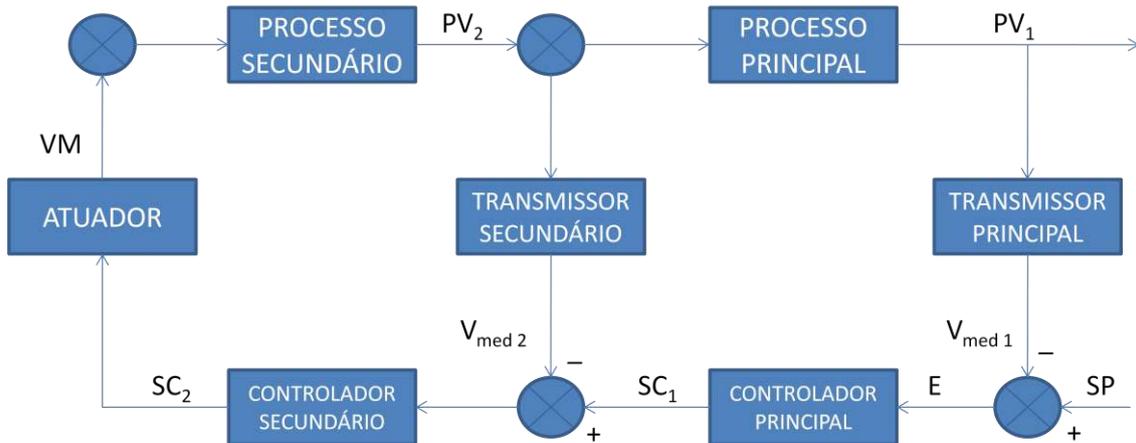


Figura II.4 - Diagrama de Blocos de uma Malha de Controle Cascata

II.4.2.3. Controle Antecipatório (*Feedforward*)

O controle antecipatório realiza a correção a partir do surgimento de um desvio em uma variável secundária que afete a variável principal, ou seja, atua compensando efeitos de perturbação no processo.

A Figura II.5 apresenta o diagrama de blocos de uma malha com estratégia de controle antecipatório.

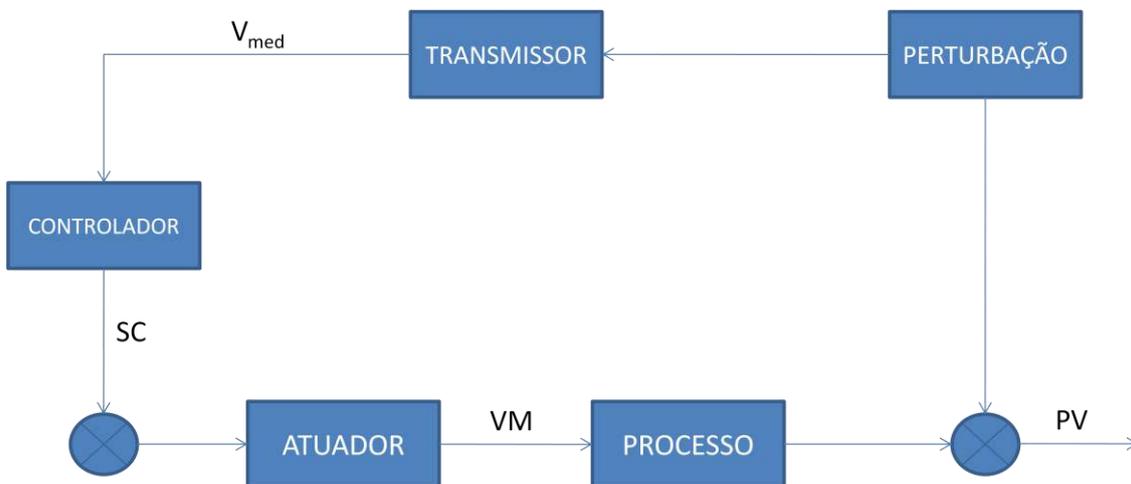


Figura II.5 - Diagrama de Blocos de uma Malha de Controle Antecipatório

II.4.3. Modos de Controle por Realimentação Negativa

Tendo como base o desvio entre a variável medida e o *set point* do processo, o controlador realiza um cálculo de forma a procurar zerar essa diferença. Esse cálculo é função do modo de controle, que pode ser proporcional, integral ou derivativo ^[4].

II.4.3.1. Controle Proporcional (P)

A correção a ser aplicada ao processo deve crescer na proporção que cresce o erro entre o valor real e o valor desejado, conforme apresentado na Equação II.1.

$$SC(t) = K_c \cdot E(t) \quad \text{Eq. II.1}$$

onde $SC(t)$ é a saída de controle, em variável-desvio, em função do tempo;

K_c é o ganho do controlador;

$E(t)$ é o erro detectado, em variável-desvio, em função do tempo.

O controle proporcional é o mais simples dos modos de controle, pois necessita apenas de um parâmetro para ser determinado, K_c . No entanto, ele não anula completamente o erro, mantendo um resíduo permanente.

II.4.3.2. Controle Proporcional Integral (PI)

A utilização de uma ação integral em conjunto com a ação proporcional permite que se anule o desvio característico de um controle puramente proporcional. A ação integral dá origem a uma saída de controle que é proporcional à amplitude e duração do desvio, conforme apresentado na Equação II.2.

$$SC(t) = K_c \cdot E(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int E(t). dt \quad \text{Eq. II.2}$$

onde $SC(t)$ é a saída de controle, em variável-desvio, em função do tempo;

K_c é o ganho do controlador;

$E(t)$ é o erro detectado, em variável-desvio, em função do tempo;

τ_i é a constante de tempo integral.

A adoção de um termo integral excessivamente atuante pode levar o processo à instabilidade. Em contrapartida, caso ele seja pouco atuante, a estabilização do sistema é muito lenta.

II.4.3.3. Controle Proporcional Integral Derivativo (PID)

A ação derivativa consiste em uma correção na saída de controle que é proporcional à velocidade de variação do desvio, conforme mostrado na Equação II.3. Ela tem o efeito de reduzir a velocidade das variações na variável controlada, evitando que a mesma se eleve ou reduza muito rapidamente.

$$SC(t) = K_c \cdot E(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int E(t) \cdot dt + K_c \cdot \tau_d \cdot \frac{dE(t)}{dt} \quad \text{Eq. II.3}$$

onde $SC(t)$ é a saída de controle, em variável-desvio, em função do tempo;

K_c é o ganho do controlador;

$E(t)$ é o erro detectado, em variável-desvio, em função do tempo;

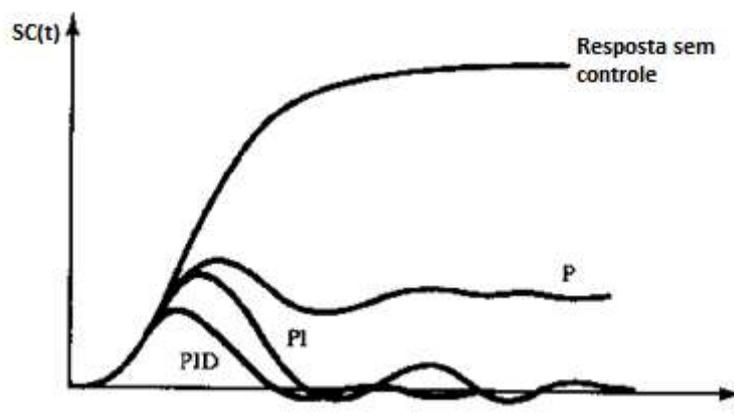
τ_i é a constante de tempo integral;

τ_d é a constante de tempo derivativo.

A ação derivativa só atua quando há variação no erro. Se o processo está estável, seu efeito é nulo. Portanto, sua principal função é melhorar o desempenho durante eventos transitórios.

Ao unir as três técnicas, consegue-se aliar o controle básico do modo proporcional, com a eliminação do erro pela ação integral e com a redução, pela ação derivativa, das oscilações. Entretanto, cria-se a dificuldade de ajustar a intensidade de cada um dos termos, processo chamado de sintonia do controlador PID ^[4].

A Figura II.6 exibe uma comparação entre as respostas geradas pelos diferentes tipos de modos de controle.



(Fonte: Stephanopoulos, 1984)

Figura II.6 - Comparação da Resposta para Diferentes Modos de Controle

II.5. Instrumentação de Processos

Os sistemas de automação são responsáveis pela monitoração e o controle de processos, a partir da utilização de instrumentação industrial adequada. Essa instrumentação compreende uma série de dispositivos que são ligados entre si para estabelecer a estratégia desejada. Cada um desses elementos, como sensores, transmissores, controladores, entre outros, tem funções e configurações específicas.

II.5.1. Sensor

O sensor é o dispositivo com o qual é possível determinar alterações na variável de processo e pode ser ou não parte do transmissor. No processo de destilação em batelada estudado, são utilizados diversos sensores, destacadamente os de temperatura, que nesse caso, são termo-resistências de platina (Pt-100). Trata-se de instrumentos de grande estabilidade, larga faixa de aplicação e alta precisão ^[10].

II.5.2. Transmissor Analógico

O transmissor é o instrumento que tem a função de converter sinais do sensor em um sinal capaz de ser enviado à distância para um instrumento receptor. O sinal padrão para instalações industriais, utilizado ampla e mundialmente, é um sinal elétrico do tipo 4 a 20 mA. Esse tipo de elemento pode acumular também a função de indicador quando apresenta um painel em que é possível visualizar o valor da variável no próprio campo. A configuração desse tipo de instrumento é feita através de software específico dependente do fabricante.

II.5.3. Elemento Final de Controle

O elemento final de controle é o responsável por atuar no processo de forma a modificar o valor de uma variável, conduzindo-o ao estado desejado.

Na ampla maioria das aplicações, o elemento final de controle é uma válvula. No entanto, outros tipos de elementos finais de controle podem ser utilizados, como motores ou relés.

No caso estudado, o dispositivo empregado foi uma resistência elétrica: a energia elétrica que chega à manta de aquecimento é convertida em energia térmica pela resistência, permitindo o aquecimento do sistema.

II.5.4. Controlador

O controlador é o instrumento que compara o valor medido com o desejado e, baseado na diferença entre eles, emite um sinal de correção (saída de controle) para a variável manipulada com o objetivo de reduzir esse desvio.

O controlador industrial tem em sua configuração a possibilidade de modificar o modo de operação de uma malha de controle:

- Modo Manual: o próprio operador altera a saída de controle (malha aberta);
- Modo Automático: a saída de controle é alterada através de uma expressão matemática que é função do erro (malha fechada).

No controle cascata, a mudança entre automático e manual pode ocorrer na malha secundária. Em contrapartida, para se diferenciar dos conceitos relativos à malha interna, a malha principal passa a ter as seguintes alternativas de modo de operação:

- Modo Automático Local: permite ao operador especificar o *set point* da malha interna (malha principal aberta);
- Modo Automático Remoto: o *set point* da malha interna é calculado pela saída de controle da malha principal (malha principal fechada).

II.5.5. Instrumentação *Fieldbus Foundation*

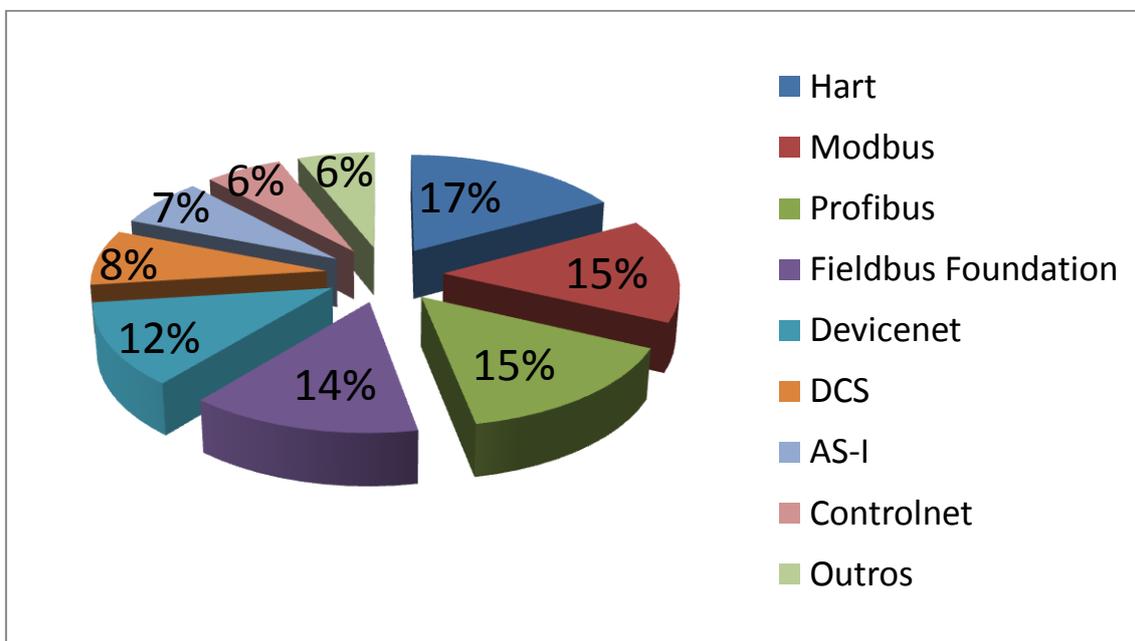
O constante desenvolvimento de áreas ligadas ao controle e à automação de processos permite o surgimento de novas tecnologias visando à otimização da instrumentação industrial. Neste cenário destaca-se o aparecimento da instrumentação via redes de campo, que usa protocolos de comunicação digital para transmitir informações.

As principais melhorias proporcionadas por esta inovação foram a diminuição dos custos com instalação e manutenção e o aumento da operacionalidade do sistema. Dentre os protocolos que surgiram então, se sobressaíram o *Fieldbus Foundation*, com foco em malhas contínuas, e o *Profibus DP*, com foco em intertravamento.

A instrumentação *Fieldbus Foundation* necessita de um software único para configuração e a função do controlador é virtual, ao invés de física, sendo incorporada ao transmissor ou ao atuador ^[11].

Em 2007, foram divulgados pela *InTech* americana os resultados de uma pesquisa sobre o uso de protocolos de automação na indústria e suas tendências. Cerca de 80% das indústrias entrevistadas fazem uso de protocolos em seus processos, embora, na grande maioria dos casos, haja mais de um na mesma planta industrial.

Destacou-se na pesquisa o fato de que o *Fieldbus Foundation* e o *Profibus* apresentam participação crescente no mercado. A base instalada, resultante da pesquisa, de cada um dos protocolos pode ser vista no Gráfico II.2 ^[7].



(Fonte: Gutierrez & Pan, 2008)

Gráfico II.2 - Base Instalada de Protocolos de Automação

II.5.6. Controlador Lógico Programável

O controlador lógico programável (CLP) é um equipamento que possui memória programável para armazenar instruções que desenvolvem funções lógicas de sequenciamento, de temporização, de contagem, operações aritméticas, entre outras. Possui uma arquitetura modular composta de fonte, CPU e módulos de entrada e saída, além de módulos para comunicação em rede. O CLP monitora o estado inicial e final dos dispositivos conectados aos terminais de entrada e, de acordo com o programa, controla os dispositivos conectados aos terminais de saída.

O CLP utiliza linguagens de programação para definir as funções que deve executar. A mais difundida dessas linguagens é o diagrama ladder, no qual é feita uma representação ordenada, que lembra o formato de uma escada, onde as funções lógicas são organizadas de modo análogo a um esquema elétrico ^[10].

II.5.7. Sistema Supervisório

O sistema supervisório é, essencialmente, o responsável pela monitoração e aquisição de dados, coletando informações para fins de armazenamento e uso posterior. Nas aplicações industriais, a aquisição de dados deve ser em tempo real, ou seja, o sistema deve ter a habilidade de coletar os dados ou fazer uma tarefa de controle dentro de uma janela aceitável de tempo.

O sistema supervisório tem importância capital para o controle de processos e vários fabricantes de equipamentos o oferecem em pacotes mais ou menos padronizados, combinando o controle supervisório e aquisição de dados (SCADA – *Supervisory Control And Data Acquisition*).

Tal sistema compreende basicamente três partes: a base de dados, onde estão definidas todas as informações que podem ser consultadas; as telas gráficas, que são representações esquemáticas práticas visando facilitar a operação do processo e a identificação de problemas; e o histórico de dados, onde estão armazenados os valores das variáveis ao longo do tempo.

Capítulo III. Material e Métodos

O projeto envolveu a realização de testes experimentais, com diferentes parametrizações operacionais, na unidade de destilação em batelada localizada no LADEQ que conta com instrumentação *Fieldbus Foundation* e controlador lógico programável devidamente configurados. O controle e a monitoração foram feitos pelo sistema supervisão instalado em um computador do Laboratório de Instrumentação e Controle.

III.1. Unidade de Destilação

A unidade de destilação é composta por um balão de aço inox com capacidade para 20 L envolvido por uma manta de aquecimento confeccionada com tecido de fibra de vidro de baixa densidade. A resistência da manta é de níquel/cromo e tem potência nominal de 2600 W. O balão está acoplado a uma coluna de destilação de vidro com 1,20 m de altura e 11 cm de diâmetro, conforme demonstrado na Figura III.1 ^[5].



Figura III.1 - Unidade de Destilação

Acima da coluna está localizado o condensador de refluxo, também de vidro, o qual está ligado a um banho de refrigeração do tipo Haake com interface local, a exemplo do apresentado na Figura III.2.

No topo da coluna, há uma saída lateral para coleta dos componentes destilados, que inclui um condensador lateral ligado a outro sistema de resfriamento. A saída dos compostos destilados para a coleta é controlada por uma válvula solenóide de refluxo.



Figura III.2 - Banho de Refrigeração com Interface Local

Visando à monitoração e ao controle do processo, a unidade conta com diversos transmissores *Fieldbus* de temperatura e pressão, como os mostrados na Figura III.3, além de uma célula de carga para a determinação da massa do sistema e um atuador que comanda a potência da manta.



Figura III.3 - Transmissores/Indicadores de Temperatura e Pressão

O controlador lógico programável (CLP) é o responsável pela segurança e pelo seqüenciamento das operações realizadas na unidade durante as destilações em batelada.

III.2. Sistema Supervisório

O sistema supervisório, previamente desenvolvido ^[9] através do software iFix™ para acompanhamento da unidade de destilação em batelada estudada, conta com diversas funcionalidades características que foram fundamentais para elaboração do projeto:

- Monitoração de variáveis;
- Gráficos em tempo real e de histórico;
- Alarmes configurados para chamar atenção em relação a eventos-chave;
- Possibilidade de entrada de dados durante a operação.

No presente projeto foram utilizadas três das telas principais criadas para supervisão do processo. Todas elas apresentam em comum um menu lateral que permite a navegação entre si e um rodapé onde são visualizados os alarmes.

III.2.1. Tela Principal de Operação – Sinótico do Processo

A tela principal, reproduzida na Figura III.4, mostra um desenho esquemático de todo o processo, apresentando todas as variáveis monitoradas. Nela o operador acompanha toda a execução dos testes.

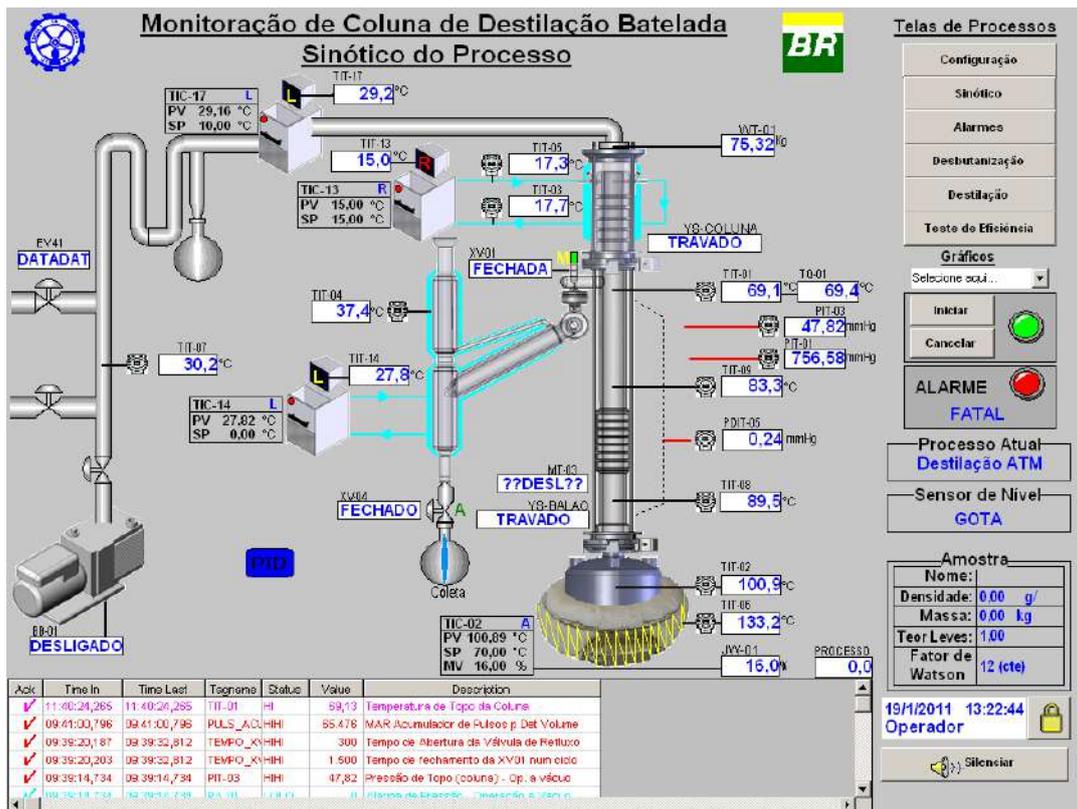


Figura III.4 - Tela Principal de Operação

As variáveis apresentadas são:

- Pressão de topo da coluna (operação à pressão atmosférica) (mmHg) - PIT-01;
- Pressão de topo da coluna (operação a vácuo) (mmHg) - PIT-03;
- Diferencial de pressão da coluna (mmHg) - PDIT-05;
- Temperatura de topo (refluxo) da coluna (°C) - TIT-01;
- Temperatura de topo (refluxo) da coluna corrigida (°C) - TQ-01;
- Temperatura de fundo (refervedor) (°C) - TIT-02;
- Temperatura de saída do fluido de refrigeração do condensador de topo (°C) - TIT-03;
- Temperatura do condensador lateral (°C) - TIT-04;
- Temperatura de entrada do fluido de refrigeração do condensador de topo (°C) - TIT-05;
- Temperatura da manta de aquecimento (°C) - TIT-06;
- Temperatura de condensação de vapores à montante da bomba de vácuo (°C) - TIT-07;

- Temperatura do prato inferior da coluna (°C) - TIT-08;
- Temperatura do prato intermediário da coluna (°C) - TIT-09;
- Temperatura do banho de refrigeração do condensador de topo (°C) - TIT-13;
- Temperatura do banho de refrigeração do condensador lateral (°C) - TIT-14;
- Temperatura do banho de refrigeração do dedo frio (°C) - TIT-17;
- Medição de massa de corte automatizada (Kg) - WT-01;
- Atuador de Aquecimento da Manta do Balão (%) - JW-01.

III.2.2. Tela Inicial de Operação – Configuração

Nesta tela são preenchidos os dados do responsável pelo teste e da amostra a ser analisada. Também são selecionados o número de cortes com suas respectivas temperaturas e as etapas do processo a serem executadas.

A Figura III.5 apresenta uma visualização da tela de configuração.

Monitoração de Coluna de Destilação Batelada
Montagem da Planta

Data: 27/11/2011 13:51:38
 Operador: Operator
 Laboratório: &&&&
 Amostra:
 Projeto:
 Nome da Amostra:
 Densidade: 0,00 g/l
 Massa: 0,00 kg
 Teor Leves: 1,00
 Fator de Watson: 12 (cte)

Processos:
 Desbutanização
 Destilação ATM X
 Destilação 100 mmHg
 Destilação P Reduzida

Corte: Tipo: Temperatura Número: 3 Delta: 5

Corte	Temperatura
1	105,00
2	110,00
3	115,00

Desconectar Balão

ALARME FATAL

Processo Atual: Destilação ATM

Sensor de Nível: GOTA

Amostra:
 Nome:
 Densidade: 0,00 g/l
 Massa: 0,00 kg
 Teor Leves: 1,00
 Fator de Watson: 12 (cte)

Ack	Time In	Time Last	Tagname	Status	Value	Description
✓	11:30:13,828	11:30:13,828	TIT-01	HI	70,80	Temperatura de Topo da Coluna
✓	10:22:58,984	10:22:58,984	PULS_ACIHHI		65,476	MAR Acumulador de Pulsos p Det Volume
✓	10:22:10,468	10:22:23,234	TEMPO_XVHHI		300	Tempo de Abertura da Válvula de Refluxo
✓	10:22:10,500	10:22:23,234	TEMPO_XVHHI		1.500	Tempo de fechamento da XV01 num ciclo
✓	10:22:10,110	10:22:10,110	TIT-14	IOF		Temperatura Banho do Condensador Lateral
✓	10:22:10,110	10:22:10,110	TIT-17	IOF		Temperatura dedo frio do cond. levas

27/11/2011 13:51:38
 Operator

Silenciar

Figura III.5 - Tela Inicial de Operação

III.2.3. Tela de Parametrização – Dados da Destilação

Nesta tela, apresentada na Figura III.6, são preenchidos os dados de processo necessários para a condução desejada da destilação.

Figura III.6 - Tela de Parametrização

Durante a realização dos testes experimentais, as únicas variáveis modificadas foram o “Aquecimento inicial”, que especifica a potência percentual da manta, e SPT-13, que determina o *set point* na temperatura de saída do fluido de refrigeração do condensador de topo com sua respectiva tolerância.

III.2.4. Telas Complementares

Algumas outras telas auxiliares foram úteis para maior detalhamento dos dados ou acesso a outras funcionalidades ^[9]:

- Tela de Acompanhamento do Banho de Refrigeração do Condensador de Topo

Esta tela permite obter um maior detalhamento das variáveis relacionadas ao banho de refrigeração, inclusive apresentando seus gráficos correspondentes, conforme pode ser observado na Figura III.7.

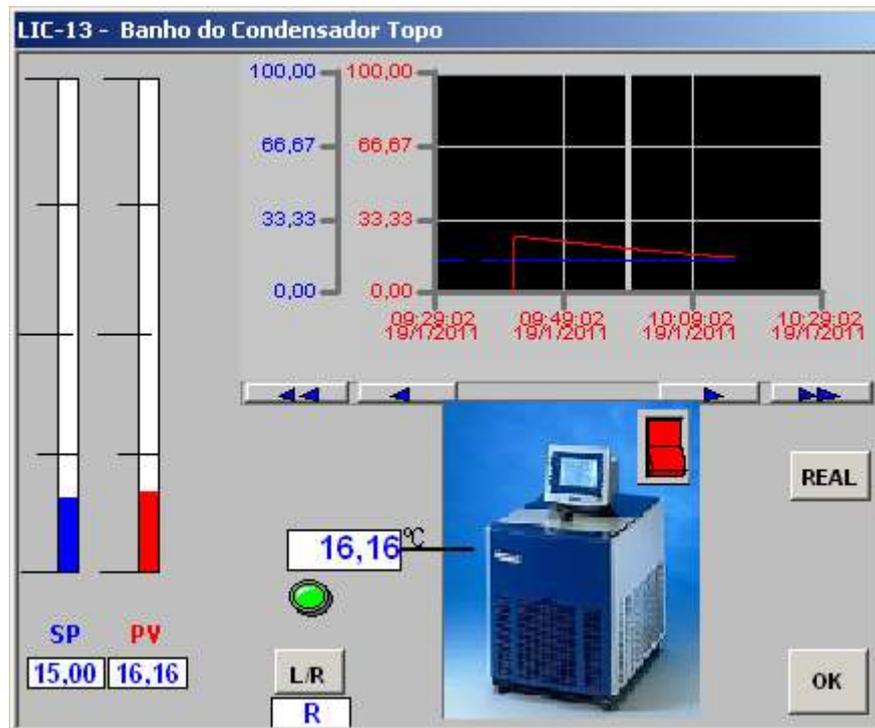


Figura III.7 - Tela de Acompanhamento do Banho de Refrigeração

- Tela de Funcionamento da Válvula de Refluxo

Na tela especificamente preparada para controle do funcionamento da válvula de refluxo é possível acompanhar seu estado ao longo do tempo e determinar sua razão de refluxo. Nos testes realizados, trabalhou-se com refluxo total e a válvula foi mantida em modo manual e sempre fechada.

A Tela de Funcionamento da Válvula de Refluxo pode ser vista na Figura III.8.

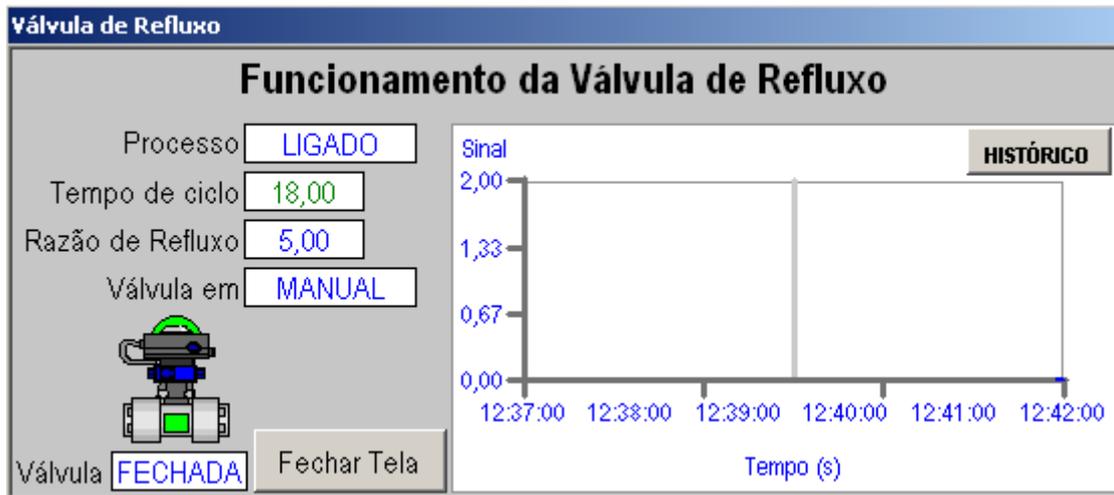


Figura III.8 - Tela de Funcionamento da Válvula de Refluxo

III.2.5. Telas de Controle

Tomando como base uma tela previamente concebida para monitoramento do conjunto manta e balão, foram feitas adaptações para que fosse possível visualizar todos os parâmetros e variáveis relevantes à malha de controle em estudo, além de permitir a alteração de alguns deles.

- Tela de Controle de Malha Simples

A tela de controle para malhas simples, conforme visualizado na Figura III.9, apresenta campos onde são especificados os parâmetros do controlador PID e exhibe todas as variáveis envolvidas na estratégia de controle.

É permitido o acesso às curvas de histórico e em tempo real dos dados relevantes.

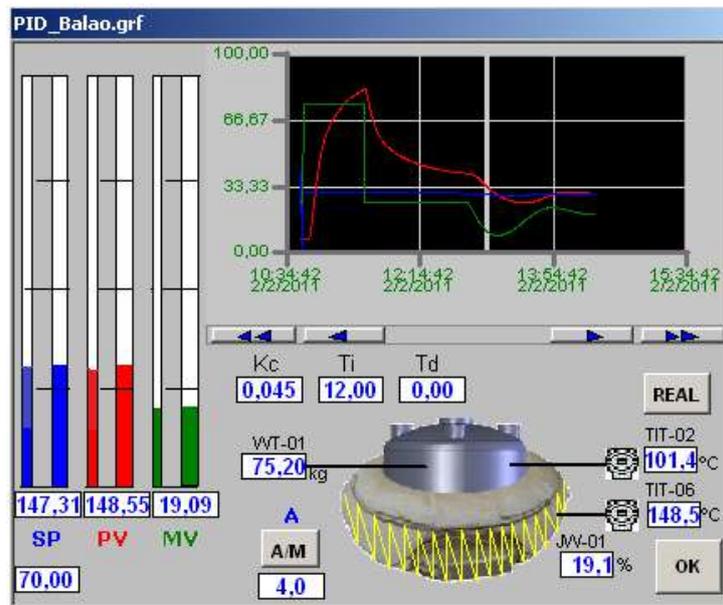


Figura III.9 - Tela de Controle de Malha Simples

- Tela de Controle de Malha Cascata

Na tela de controle para malha cascata foi necessário separar organizadamente os dados correspondentes às respectivas malhas interna ou externa e foi acrescentado um botão para alternar a malha principal entre os modos local e remoto.

A Figura III.10 apresenta a tela de controle para malhas cascata.

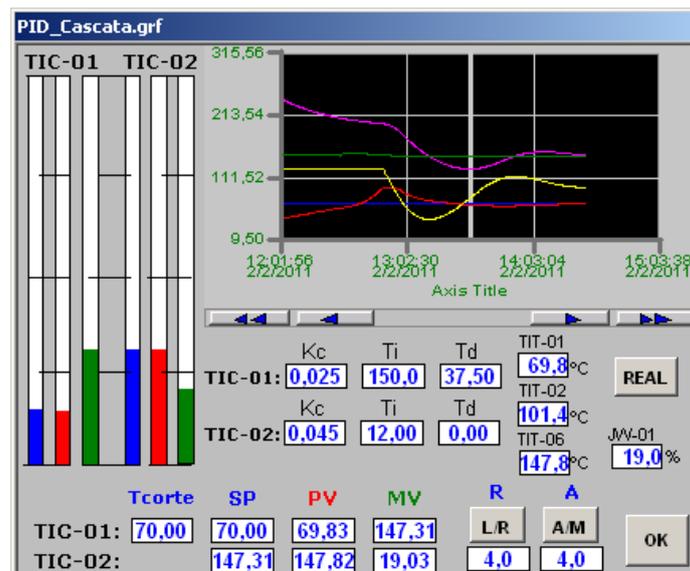


Figura III.10 - Tela de Controle de Malha Cascata

III.3. Metodologia

Neste tópico serão apresentados o método de sintonia de controladores escolhido e os procedimentos realizados durante os testes experimentais em malha aberta e fechada. Todos os testes foram feitos utilizando água como fluido destilado.

III.3.1.Sintonia de Controladores

Todo controlador deve ter seus parâmetros devidamente ajustados antes de ser aplicado a um processo industrial. Vários métodos de sintonia de controladores PID são conhecidos e utilizados na prática de sistemas de controle ^[13]:

- Métodos empíricos;
- Métodos de correlações de ajustes;
- Métodos de análise de frequências;
- Métodos baseados em simulação computacional.

Cada um destes métodos requer algum tipo de informação sobre a dinâmica do processo a ser controlado e a natureza desta informação é que caracteriza cada um deles. A fim de obter um método prático de ajuste, deve ser possível obter estas informações a partir de ensaios simples sobre o processo, ao mesmo tempo em que estas informações devem ser suficientes para possibilitar um ajuste adequado do controlador. Logo, a quantidade adequada de informação a ser obtida do processo deve ser selecionada de forma a obter um compromisso entre simplicidade e desempenho do controlador.

III.3.1.1. Curva de Reação

Um dos métodos de sintonia mais conhecidos é o Método da Curva de Reação do Processo. Trata-se de um método empírico, utilizado em malhas instaladas e que tem origem nos trabalhos de Ziegler-Nichols, mas já sofreu alterações por parte de outros autores em suas correlações de ajuste. A vantagem deste método está no fato dele não precisar do conhecimento dos modelos de cada um dos elementos presentes na malha ^[13].

O procedimento é simples e necessita apenas de uma forma de atuação direta sobre o elemento final de controle e da monitoração e registro da variável a ser controlada. Devem ser seguidos os seguintes passos:

- 1°. Com a malha de controle aberta, ou em modo manual, aplicar um degrau diretamente na saída de controle;
- 2°. Acompanhar e registrar a resposta da variável medida após a aplicação desse degrau;
- 3°. De posse da chamada curva de reação do processo, a curva da resposta, em variável-desvio ao longo do tempo, obter os seguintes parâmetros, mostrados na Figura:

- N: inclinação da tangente ao ponto de inflexão da curva;
- t_0 : tempo do ponto de interseção desta tangente com o eixo do tempo;
- A: degrau introduzido na saída do controlador.

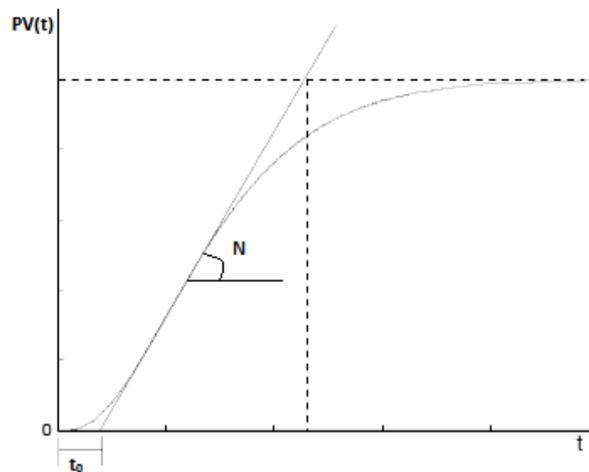


Figura III.11 - Parâmetros da Curva de Reação

- 4°. Utilizando as correlações apresentadas na Tabela III.1, calcular os valores dos ajustes do controlador.

CONTROLADOR	K_c	τ_i	τ_d
P	$\frac{A}{N \cdot t_0}$	-	-
PI	$\frac{0,9 \cdot A}{N \cdot t_0}$	$3,33 \cdot t_0$	-
PID	$\frac{1,2 \cdot A}{N \cdot t_0}$	$2 \cdot t_0$	$0,5 \cdot t_0$

(Fonte: Valdman *et al.*, 2008)

Tabela III.1 - Correlações de Ajuste do Controlador Via Método da Curva de Reação

III.3.2. Testes Experimentais em Malha Aberta

O procedimento para operação da coluna é baseado na norma ASTM D2892-05 e segue metodologia relatada em trabalho anterior ^[9].

Inicialmente, na configuração, como o objetivo é analisar o perfil de temperatura apenas da etapa a pressão atmosférica, foi marcado o campo “Destilação ATM” estabelecendo-se o número aleatório de três cortes. Em seguida, na tela de dados da destilação, foi estipulado um valor fixo de potência para realizar o aquecimento da manta.

A válvula de refluxo deve ser colocada em modo manual e mantida fechada, para que não haja perda do fluido de trabalho, pois o objetivo do teste é manter refluxo total.

Nos experimentos em questão, é necessário atentar para uma peculiaridade: a tubulação que conduz o fluido de refrigeração do condensador de topo não está isolada. Como consequência disso, há uma perda considerável de calor no caminho da tubulação, levando a temperatura do banho (TIT-13), cujo *set point* é 15°C, a não ser mantida na saída do condensador (TIT-03), que fica ligeiramente abaixo de 17,5°C. Como o aquecimento só é iniciado quando TIT-03 atinge o valor de SPT-13, é preciso driblar essa limitação desse caso atribuindo uma margem de 2,5°C, que é somada a SPT-13.

Feitas as especificações, aciona-se o botão “Iniciar” e, automaticamente, quando TIT-03 fica menor que 17,5°C, a manta de aquecimento é ligada.

Durante o aquecimento, porém, ainda será necessário realizar outra alteração em SPT-13. Para garantir que o banho de resfriamento não desligue a partir do aumento no valor de TIT-03 devido ao contato com o vapor d’água gerado durante o processo, é necessário, por fim, estabelecer nesse campo os valores 15 + 50°C. Esse número adicionado representa a margem de temperatura que o banho aceita sem que o mesmo desligue no decorrer da destilação.

Após a temperatura do topo da coluna estabilizar em valor próximo a 100°C, ponto de ebulição da água, aguardou-se 15min e encerrou-se a destilação com o botão “Cancelar”. Terminada a corrida, armazenaram-se mais alguns dados de temperatura representativos da etapa do esfriamento da unidade.

Ao final do teste, os dados adquiridos foram organizados em planilhas e gráficos através de suplemento específico do sistema supervisório compatível com o programa Microsoft Excel.

Seguindo o procedimento relatado, foram obtidos os perfis de temperatura da coluna aplicando-se as seguintes potências à manta de aquecimento: 25%, 30%, 40%, 50%, 60%, 75%, 90%, e 100%.

III.3.3. Testes Experimentais em Malha Fechada

III.3.3.1. Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão

Configurou-se o sistema de forma que a temperatura do balão (TIT-02) fosse controlada por realimentação através de uma malha simples onde a variável manipulada era a potência da manta de aquecimento (JW-01). As Figuras III.12 e III.13 mostram a representação dessa malha em diagrama de blocos e diagrama P&I, respectivamente.

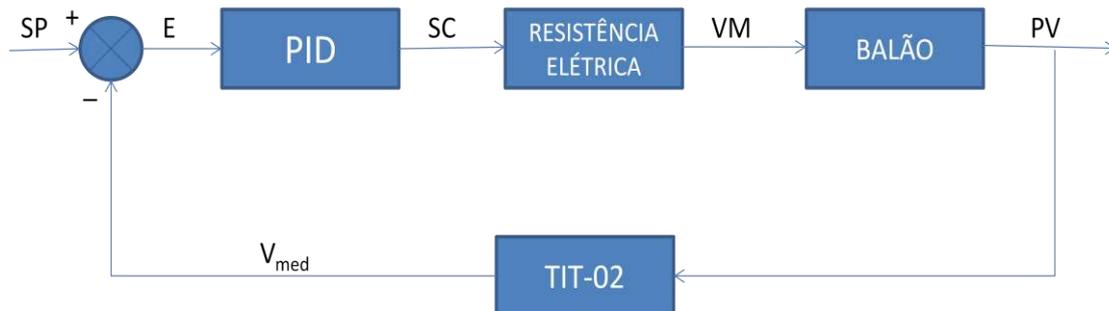


Figura III.12 - Diagrama de Blocos da Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão

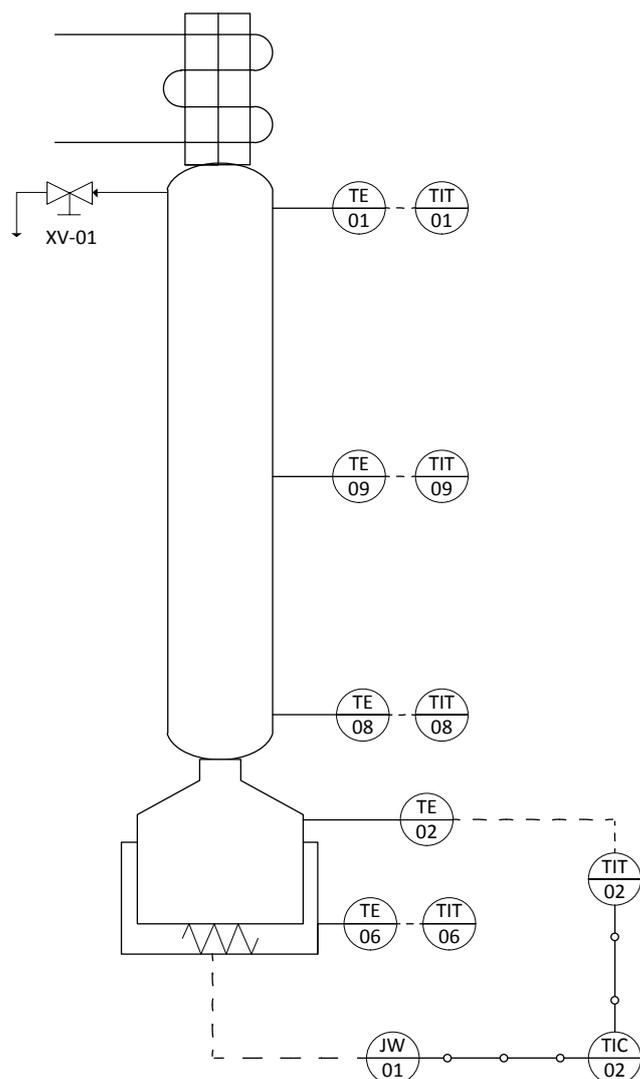


Figura III.13 – Diagrama P&I da Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão

No primeiro teste realizado com a malha fechada, foi dado um degrau no *set point* da temperatura do balão (SPTIC-02) de 10% a partir da temperatura ambiente. O botão de “Início” da destilação foi acionado, ligando o aquecimento e, imediatamente, a malha foi posta em modo automático através do botão configurado para tal. Esse procedimento é descrito no fluxograma da Figura III.14.

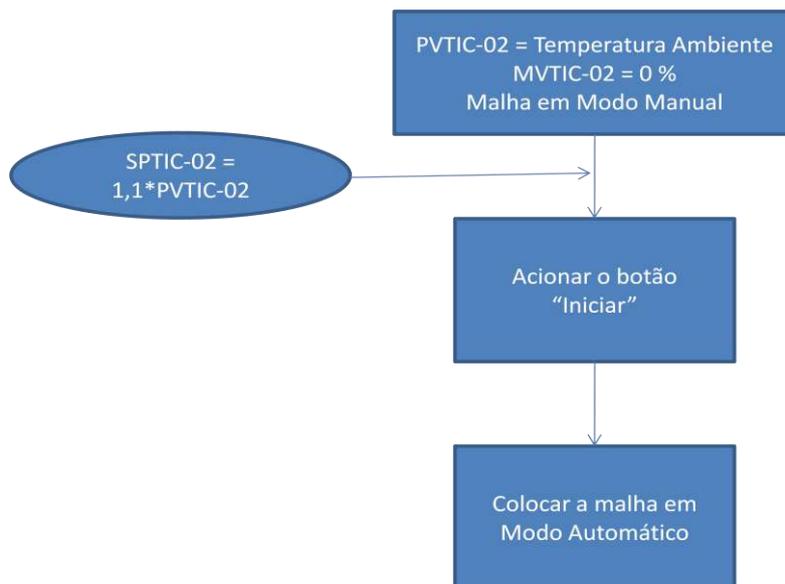


Figura III.14 – Procedimento Preliminar para Controle da Temperatura do Balão

Foram realizados três testes seguindo esse procedimento preliminar, alterando-se apenas o valor de K_c . No primeiro, usou-se o K_c encontrado no método da Curva de Reação, no segundo, utilizou-se um décimo desse valor e, no terceiro, a metade.

Devido aos resultados encontrados, nos testes seguintes, adotou-se um novo procedimento operacional otimizado para efeitos de comparação: com a malha em modo manual, ligava-se a manta de aquecimento com uma potência de 50% a fim de aquecer o balão até 45°C e, ao atingir esse valor, diminuía-se a potência para 25% até que TIT-02 chegasse a 62°C. Nesse momento, passava-se a malha para o modo automático, com set point de 70°C.

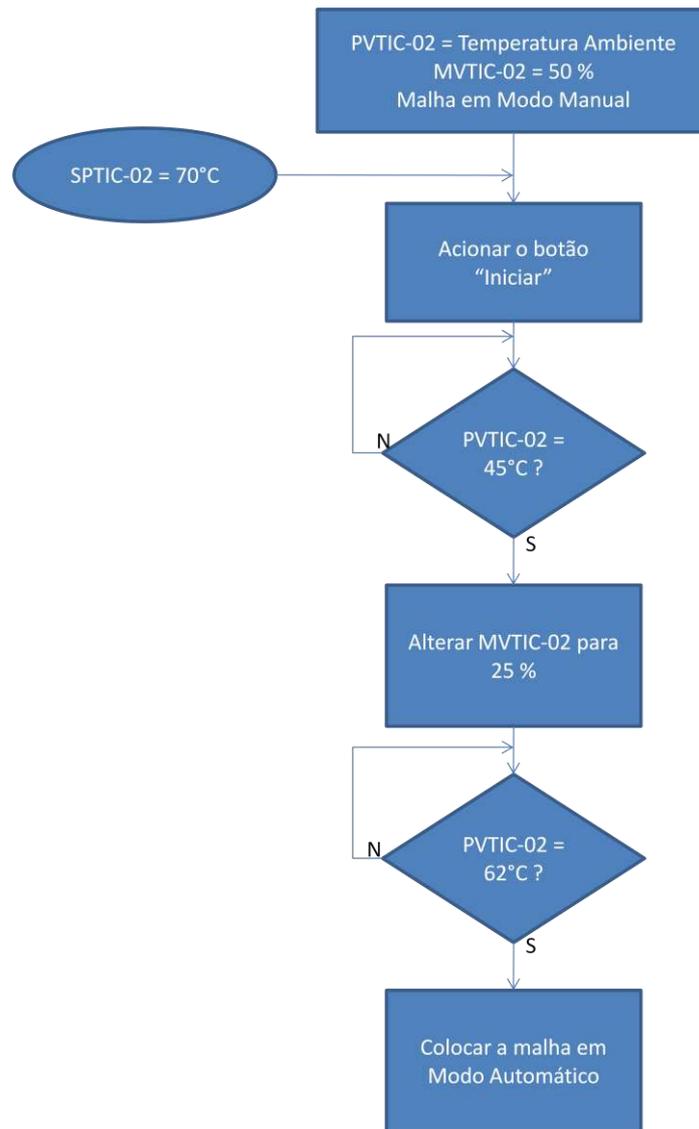


Figura III.15 – Procedimento Otimizado para Controle da Temperatura do Balão

Com essa nova metodologia, foram feitas duas corridas repetindo os dois menores valores de K_c já testados anteriormente.

III.3.3.2. Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo da Coluna

Na nova configuração, a temperatura controlada por uma malha simples passou a ser a do topo da coluna de destilação (TIT-01), mantendo-se como variável manipulada a potência da manta de aquecimento (JW-01). Essa malha é representada em digrama de blocos e diagrama P&I nas Figuras III.16 e III.17, respectivamente.

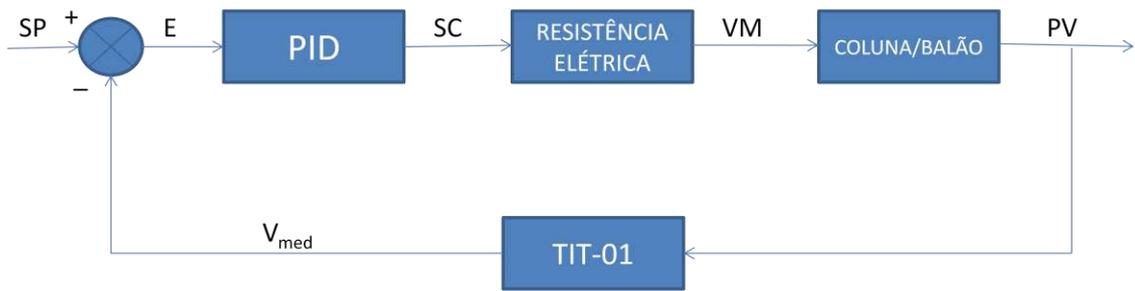


Figura III.16 - Diagrama de Blocos da Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo

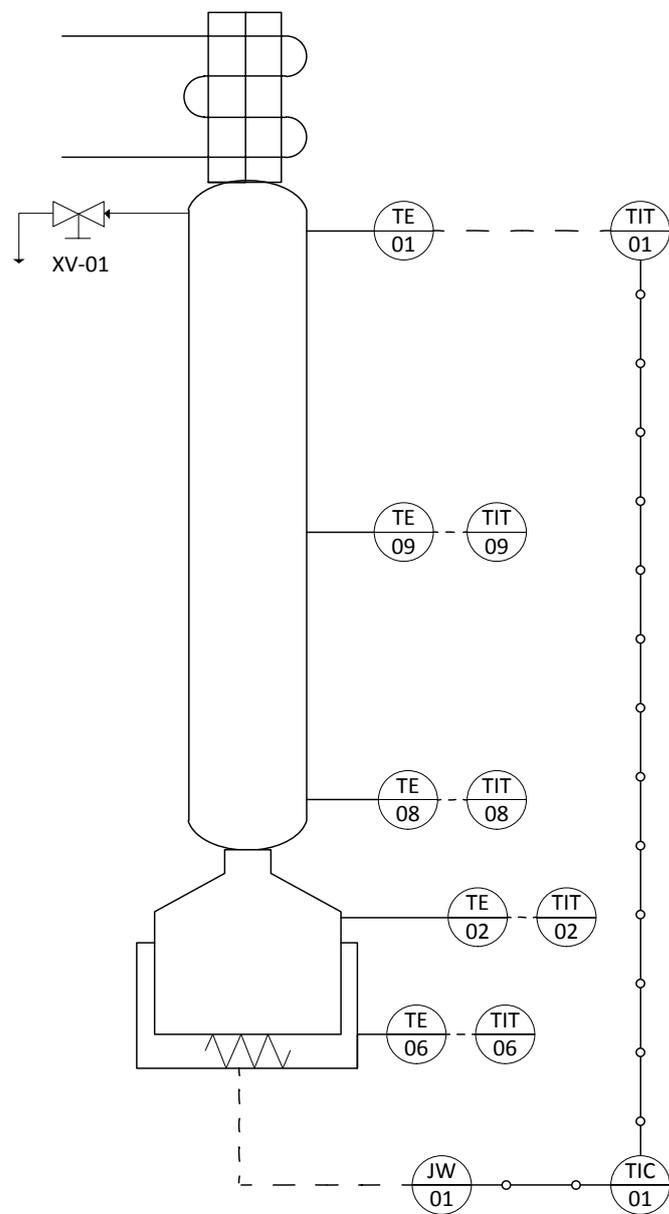


Figura III.17 - Diagrama P&I da Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo

Como a temperatura de topo só passa a aumentar consistentemente após a água do balão entrar em ebulição, iniciou-se o teste com a malha em modo manual, especificando-se uma potência de 75%. No momento em que a temperatura do balão (TIT-02) atingiu 100°C, a potência foi alterada para 25% e, em seguida, quando a temperatura do topo (TIT-01) chegou a 62°C, a malha foi passada para o modo automático, com set point de 70°C. Esse procedimento é representado pelo fluxograma da Figura III.18.

O primeiro teste foi feito com o K_c encontrado através da Curva de Reação. No segundo, utilizou-se um K_c duas vezes maior e a potência foi alterada para 25% somente quando TIT-02 chegou a 85°C.

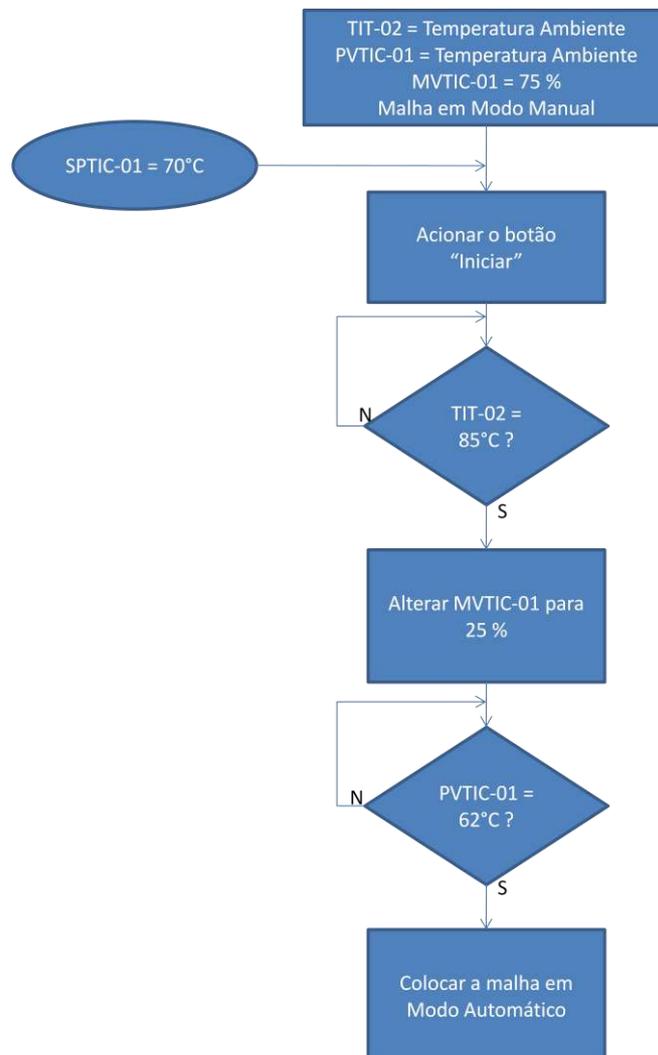


Figura III.18 - Procedimento para Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo

III.3.3.3. Malha de Controle Cascata

A malha de controle cascata configurada estabeleceu que a malha secundária (interna) tinha como variável medida a temperatura da manta (TIT-06) e como variável manipulada a potência da mesma (JW-01). Seu controlador recebia como set point o sinal de controle da malha principal (externa), cuja variável de processo era a temperatura de topo da coluna (TIT-01). A Figura III.19 é a representação por diagrama de blocos dessa malha e a Figura III.20 é seu diagrama P&I.

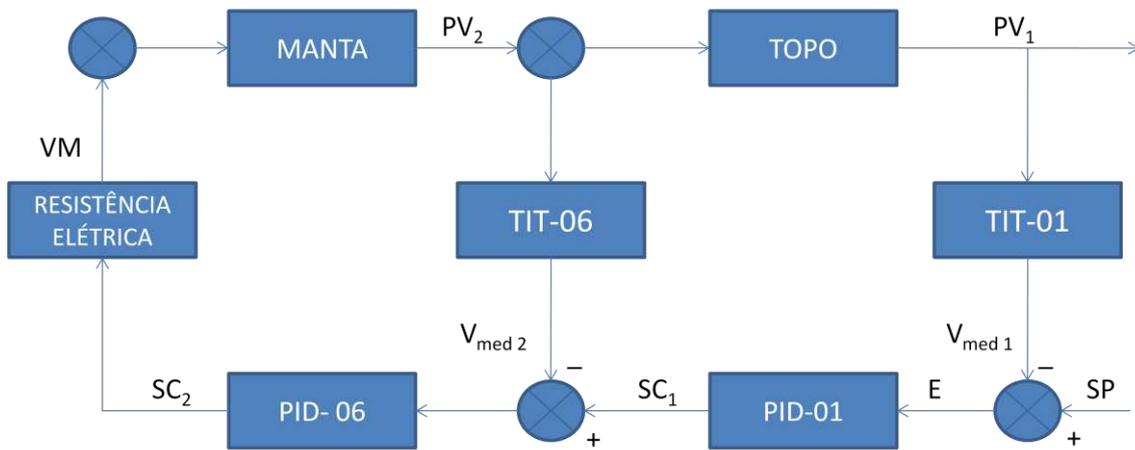


Figura III.19 - Diagrama de Blocos da Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo

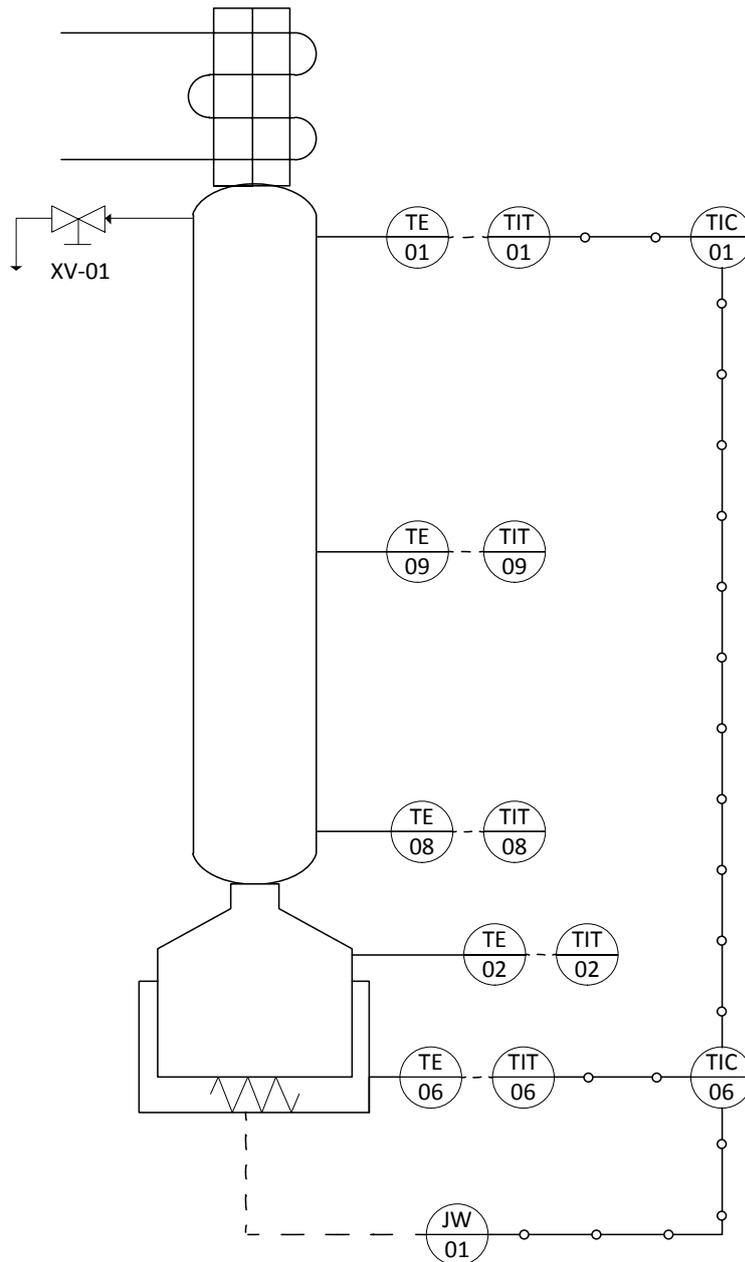


Figura III.20 - Diagrama P&I da Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo

Para avaliação da malha cascata, optou-se por utilizar como parâmetro de controle da malha principal um K_c quatro vezes menor do que aquele que foi obtido através do método da Curva de Reação para a malha simples da temperatura de topo.

Paralelamente, utilizou-se, na malha interna, o K_c encontrado pelo método da Curva de Reação da temperatura da manta, τ_i dez vezes maior do que o obtido e τ_d igual a zero.

No procedimento controlado pela malha cascata, que está representado na Figura III.21, também houve um aquecimento prévio com o sistema em modo local (malha externa sem ação de controle) e manual (malha interna sem ação de controle) e potência fixa de 75% até que a temperatura no balão fosse de 85°C, passando-se a seguir para 25% até o valor no topo alcançar 62°C. Nesse momento, a malha secundária foi passada para modo automático e foi especificado o valor de 150,0°C na saída de controle da malha principal para, em seguida, esta ser alterada para o modo remoto.

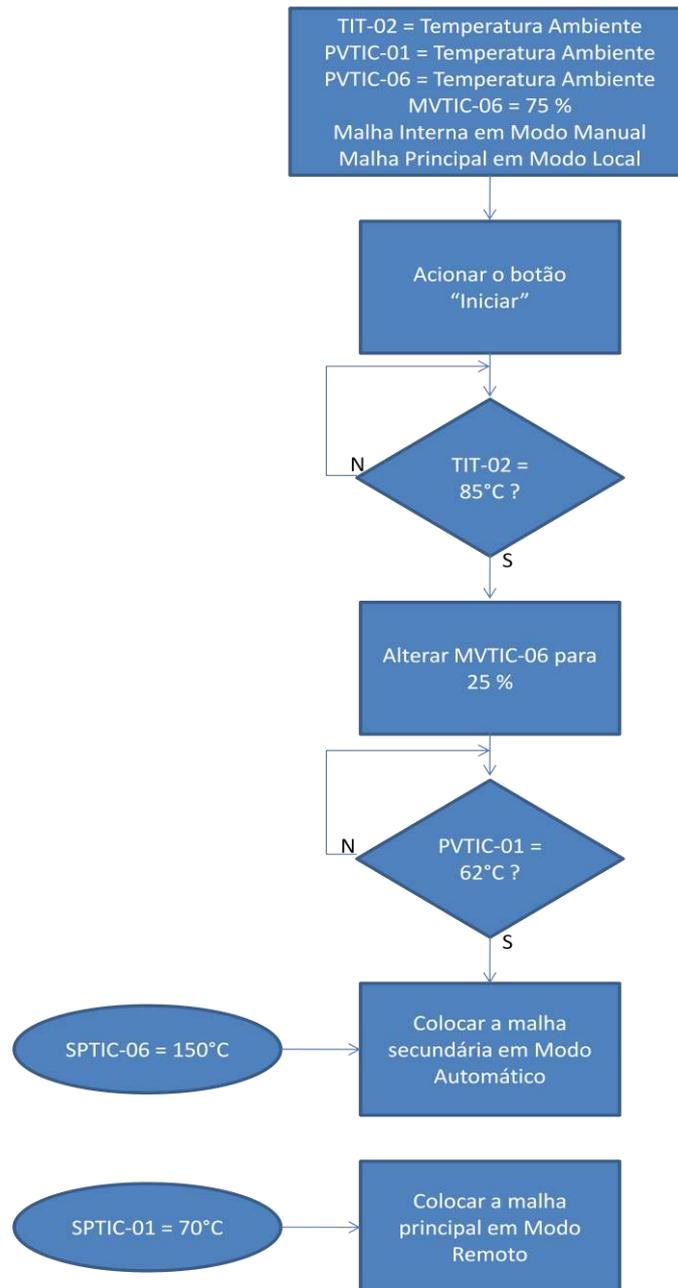


Figura III.21 - Procedimento para Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo

Capítulo IV. Resultados e Discussões

No presente capítulo serão apresentados e analisados os resultados dos testes experimentais realizados.

IV.1. Determinação do Perfil de Temperatura da Coluna

Os dados obtidos durante o teste em malha aberta em que a potência de aquecimento da manta (JW-01) foi fixada em 100% foram plotados no Gráfico IV.1.

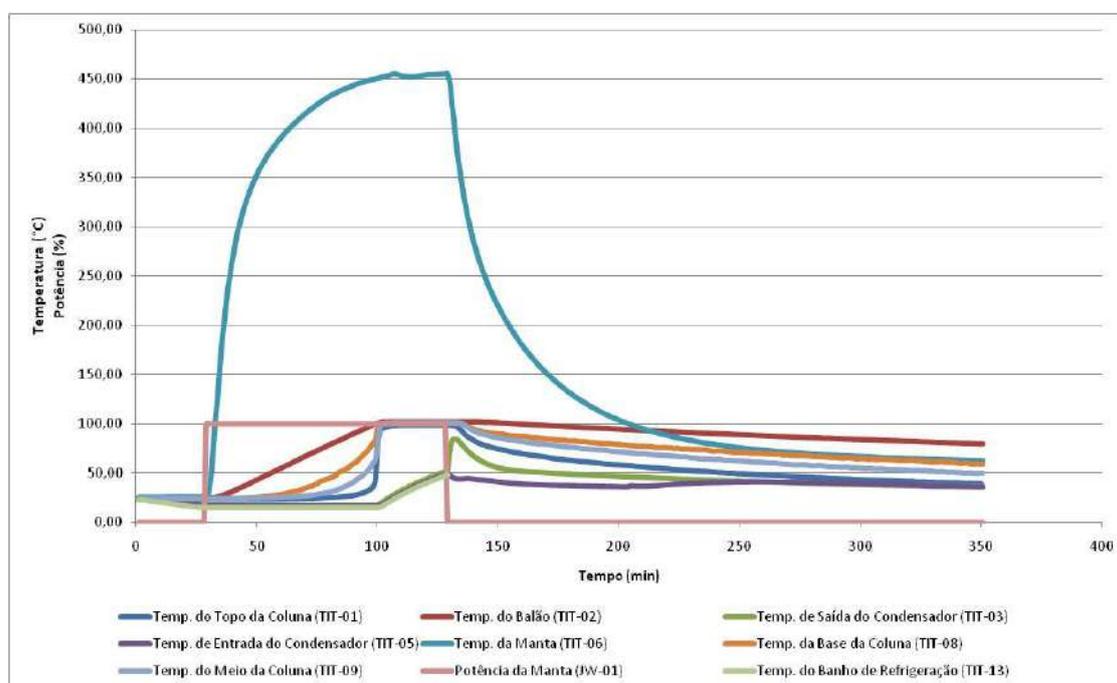


Gráfico IV.1 - Perfil de Temperatura Geral

Observa-se que a curva da temperatura da manta de aquecimento (TIT-06) tem grande e rápido aumento em seu valor diretamente relacionado ao degrau de 100% especificado na potência da mesma (JW-01). A curva da potência nos permite estabelecer os momentos exatos de início e fim da destilação.

Para melhor resolução das curvas, o Gráfico IV.2 omite TIT-06 e apresenta somente os dados dos transmissores localizados no balão e na coluna.

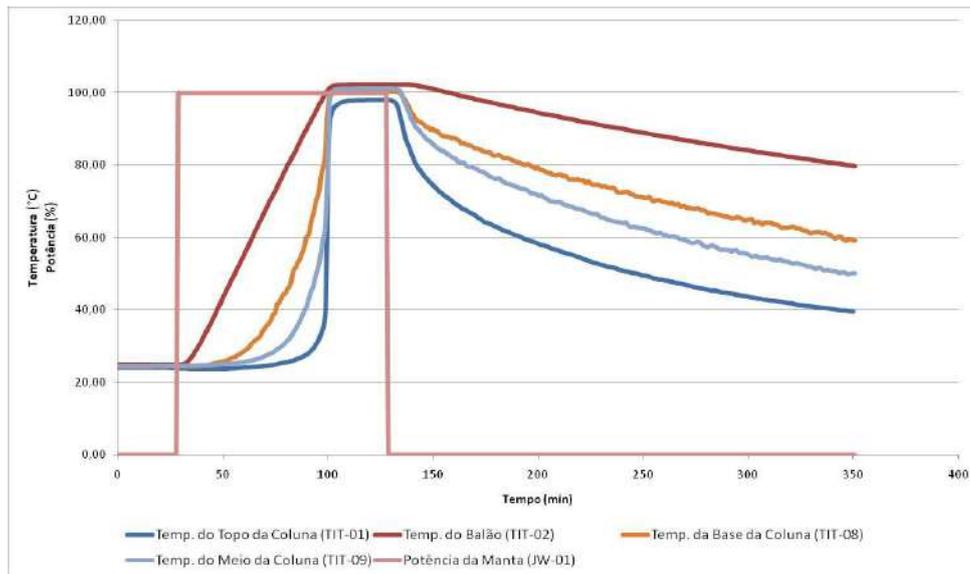


Gráfico IV.2 - Perfil de Temperatura da Coluna

As temperaturas do balão (TIT-02) e do fundo (TIT-08), do meio (TIT-09) e do topo da coluna (TIT-01) aumentam após o início do aquecimento sendo que a graduação do aumento está diretamente relacionada à sua posição no equipamento. Enquanto TIT-02 cresce aos poucos, TIT-01 tem um salto brusco. Todas as quatro se estabilizam por volta de 100°C, que é o ponto de ebulição da água, e só decaem quando o processo de aquecimento é desligado.

No Gráfico IV.3, visualizamos apenas os dados referentes ao banho de refrigeração do topo.

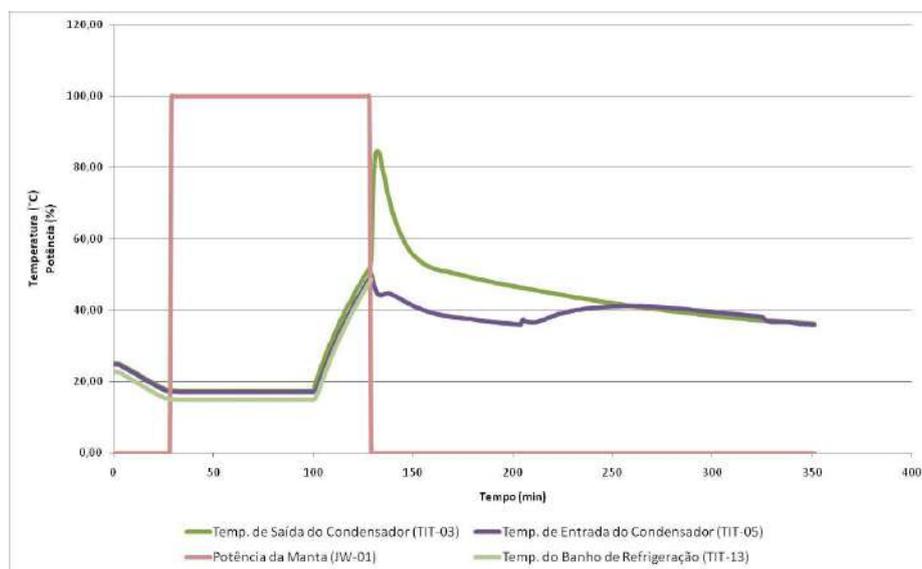


Gráfico IV.3 - Perfil de Temperatura do Banho de Refrigeração

Antes do início do aquecimento, a temperatura do banho de refrigeração (TIT-13) diminui até atingir seu *set point*, da mesma forma que a temperatura de entrada (TIT-05) e a temperatura de saída do fluido de refrigeração (TIT-03) que estabilizam ligeiramente acima do *set point* por conta do ganho de calor pela tubulação. Quando a temperatura de topo da coluna começa a aumentar, as temperaturas do banho também aumentam devido ao contato com o vapor d'água aquecido. Nota-se que, após o fim da destilação, o banho desliga, levando o valor de TIT-03 a um aumento brusco, já que o fluido frio para de circular.

IV.2. Comparação dos Perfis de Temperatura da Manta e do Balão para Diferentes Potências Aplicadas

De posse dos dados ao longo do tempo, foram plotados gráficos comparativos que permitiram notar as diferenças e semelhanças do comportamento das temperaturas da manta e do balão submetidos a diferentes taxas de aquecimento.

IV.2.1. Perfis de Temperatura da Manta (TIT-06)

O Gráfico IV.4 mostra, para diferentes potências aplicadas, a variação da temperatura da manta, a partir da temperatura ambiente, enquanto o aquecimento está ligado.

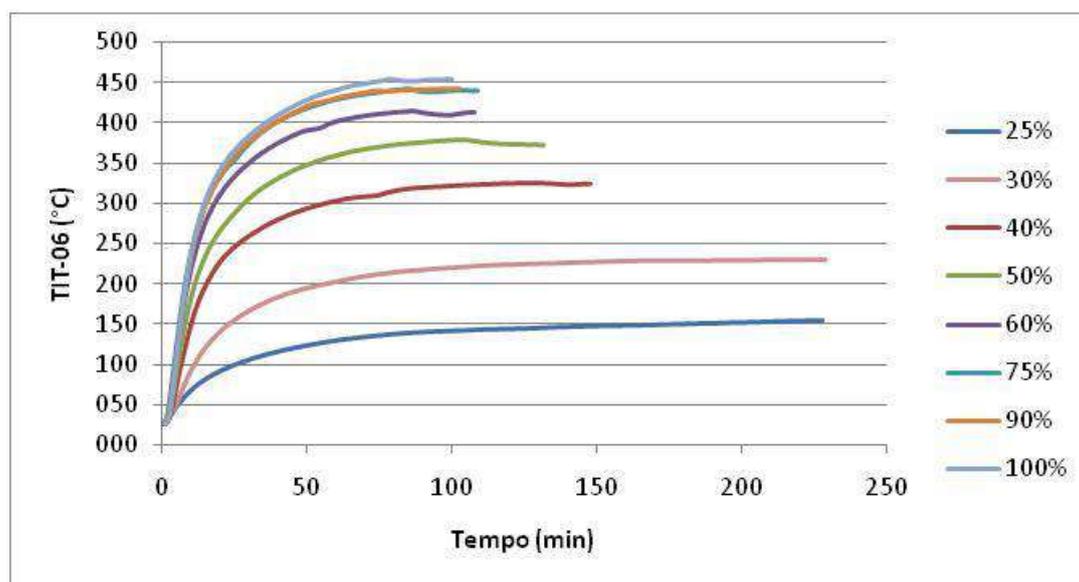


Gráfico IV.4 - Comparação do Aquecimento da Manta a Diferentes Potências de Aquecimento

É perceptível que, à medida que a potência aumenta, maior é a temperatura alcançada, porém esse crescimento não se dá de forma linear.

No Gráfico IV.5 são apresentadas curvas do resfriamento da manta, que ocorre após o cancelamento da destilação.

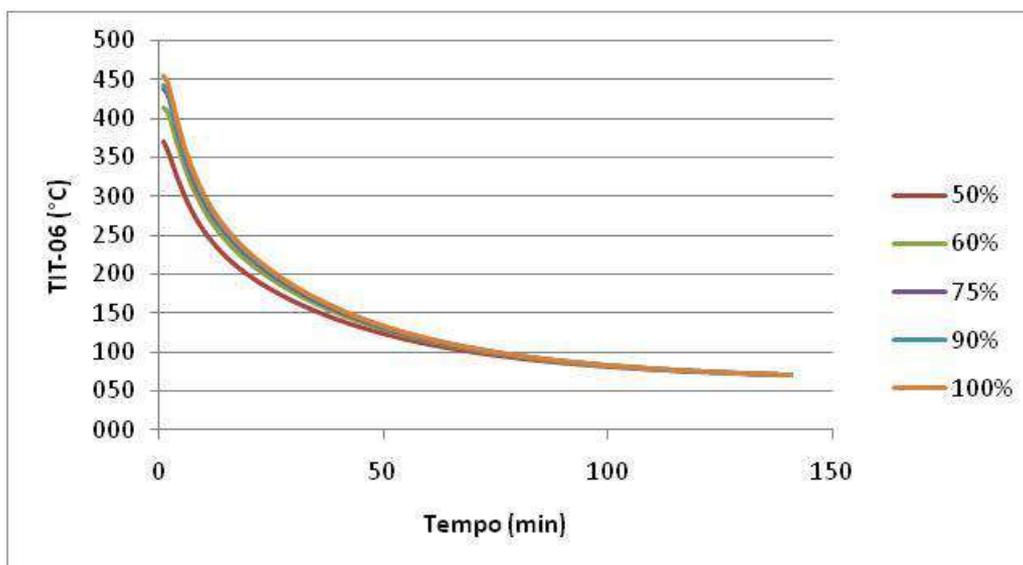


Gráfico IV.5 - Comparação do Resfriamento da Manta a Diferentes Potências

O comportamento em todos os casos é idêntico, sendo pouco significativas as diferenças de tempo para que a manta esfrie até a temperatura de 75°C, mantida graças ao seu isolamento térmico.

IV.2.2. Perfis de Temperatura do Balão (TIT-02)

No Gráfico IV.6, observa-se, para diferentes potências aplicadas, a variação da temperatura da água do balão desde o início do aquecimento até a estabilização da mesma.

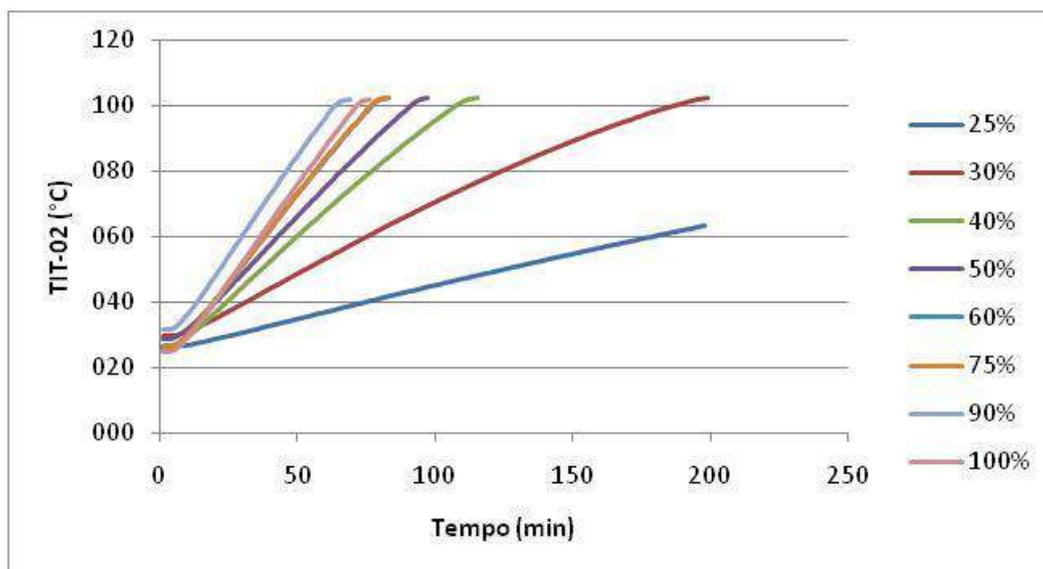


Gráfico IV.6 - Variação da Temperatura do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento

Para a curva a 25%, não há tempo de estabilização, pois o ponto de ebulição da água (100°C) não foi alcançado. Em todos os casos, nota-se a existência de pequenos tempos mortos e um comportamento linear no aumento de TIT-02.

O valor de 25% foi, portanto, utilizado como valor mínimo para o aquecimento nos procedimentos citados.

IV.3. Determinação de Parâmetros Dinâmicos

Foram estabelecidos critérios para o cálculo de parâmetros relacionados à dinâmica do processo. Segue-se a lista dos mesmos com a metodologia adotada:

- Tempo morto: definido como o tempo, em minutos, a partir do degrau no *set point*, que o desvio da variável analisada leva para atingir 0,5 °C. Essa definição se baseou no fato de que os Pt 100 utilizados na unidade possuem precisão de 0,2°C ^[11].
- Tempo de estabilização: tempo em minutos, a partir do degrau no *set point*, que a variável analisada leva para que seu valor se mantenha estável mais ou menos 0,01°C por, pelo menos, um minuto.

- Ganho: razão entre o valor da variável analisada no tempo de estabilização e o degrau dado na potência da manta (variável manipulada) em variável-desvio.
- Constante de tempo: tempo necessário para que a variável analisada atinja 63,2% do degrau do tempo de estabilização, descontado o tempo morto.

IV.3.1. Parâmetros Dinâmicos da Manta

A partir dos dados obtidos para a variável TIT-06, foram calculados os valores da Tabela IV.1. Neste caso, não foi encontrado tempo morto apreciável para nenhuma das potências.

POTÊNCIA	30%	40%	50%	60%	75%	90%	100%
GANHO (°C/%)	666,80	738,43	686,52	645,08	548,08	456,84	429,59
CONSTANTE DE TEMPO (min.)	24,4	16,7	15,5	13,3	12,8	13,3	13,2

Tabela IV.1 - Parâmetros Dinâmicos da Manta

No Gráfico IV.7, estão plotados os valores do ganho para cada potência aplicada à manta.

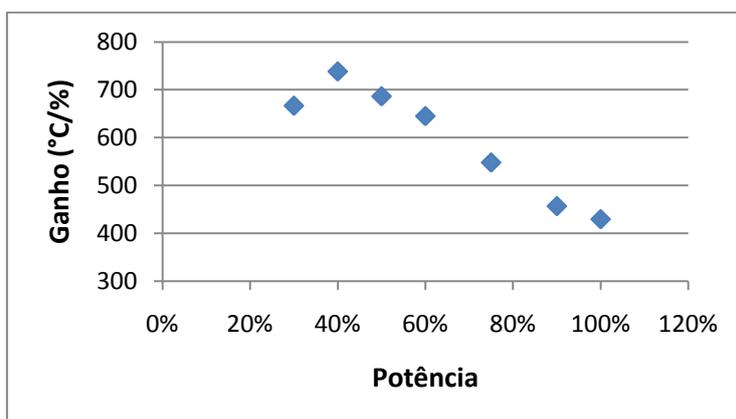


Gráfico IV.7 - Ganhos da Manta a Diferentes Potências de Aquecimento

Percebe-se um comportamento aproximadamente linear excluindo-se o ponto referente a 30%. A exclusão se justifica levando-se em conta que, em trabalhos anteriores ^[7], foi mostrado que valores próximos a 30% não geram aquecimentos significativos.

O Gráfico IV.8 apresenta a linha de tendência traçada sem considerar o primeiro ponto. O coeficiente de correlação encontrado foi 0,993.

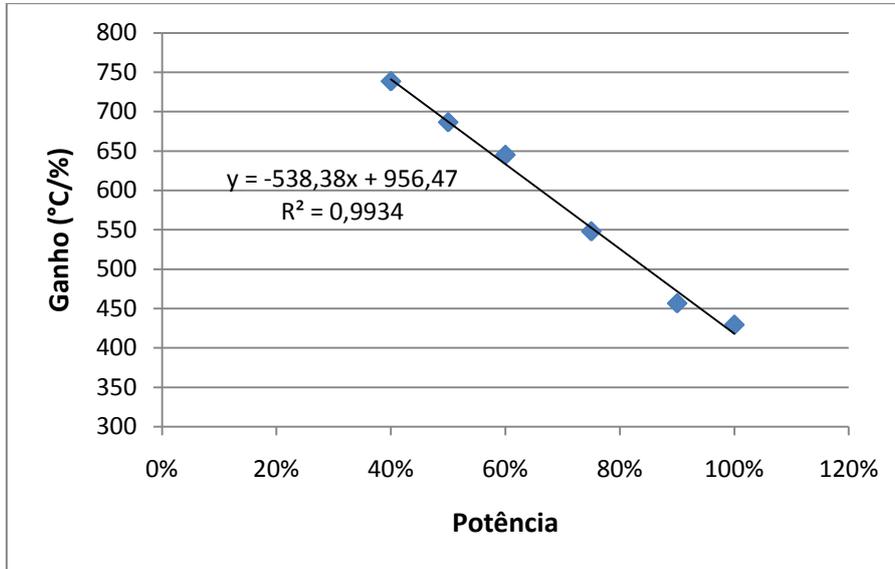


Gráfico IV.8 - Tendência de Comportamento dos Ganhos da Manta

$$\text{GANHO} = -538,3.P + 956,4$$

onde P é a potência percentual.

Em relação à constante de tempo, apresentada no Gráfico IV.9, nota-se a redução da mesma, à medida que a potência aumenta, encaminhando-se para um valor constante de aproximadamente 13 minutos.

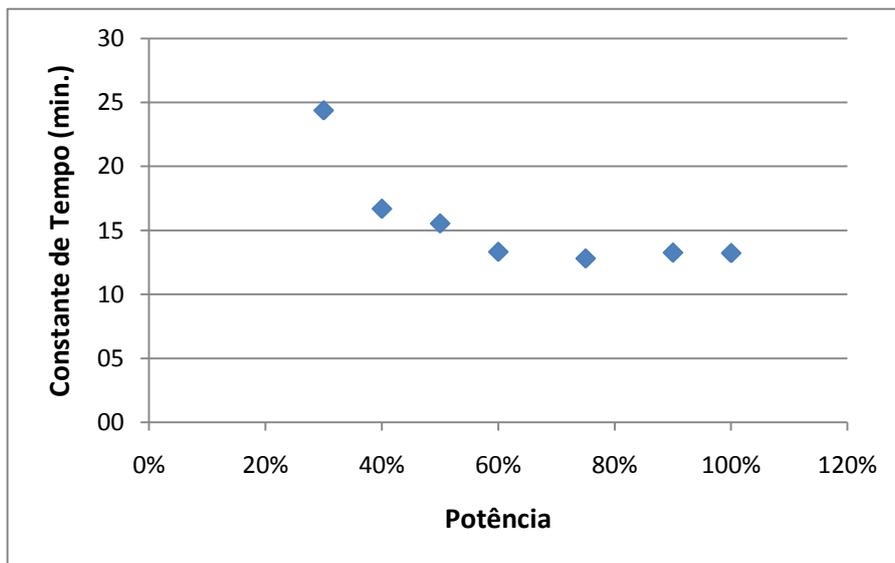


Gráfico IV.9 - Constantes de Tempo da Manta a Diferentes Potências de Aquecimento

Não foram realizados estudos para o resfriamento da manta devido aos resultados obtidos no Gráfico IV.5.

IV.3.2. Parâmetros Dinâmicos do Balão

A partir dos dados de TIT-02, foram calculados os valores da Tabela IV.2.

POTÊNCIA	25%	30%	40%	50%	60%	75%	90%	100%
TEMPO MORTO (min.)	8,7	6,0	4,6	4,7	4,1	4,1	4,0	4,0
TEMPO DE ESTABILIZAÇÃO (min.)	-	197,2	113,1	96,2	81,4	81,5	67,2	74,6
GANHO (°C/%)	-	243,00	189,15	147,32	128,50	102,17	78,58	77,22
CONSTANTE DE TEMPO (min.)	-	105,6	63,4	54,8	46,2	46,4	37,6	42,7

Tabela IV.2 - Parâmetros Dinâmicos do Balão

No Gráfico IV.10, são apresentados os valores de tempo morto em função da potência aplicada na manta.

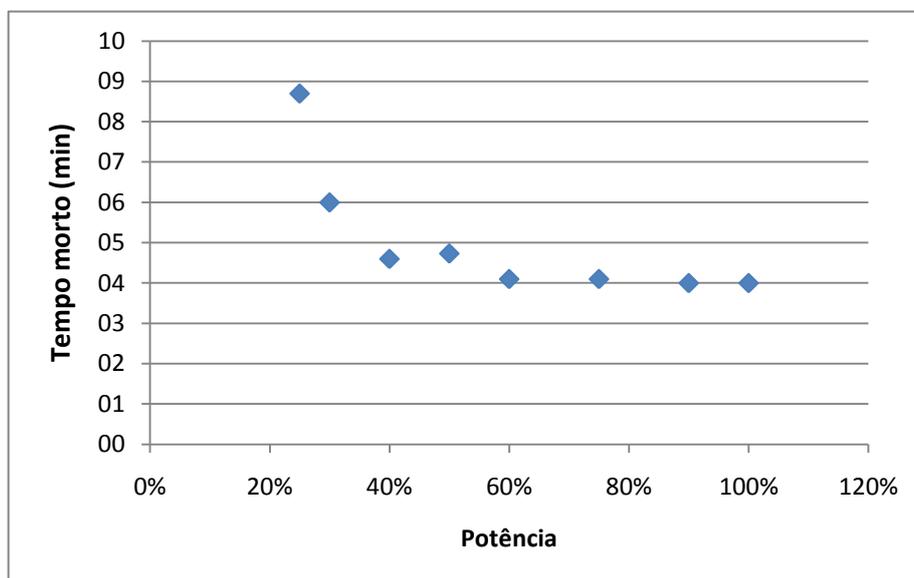


Gráfico IV.10 - Tempos Mortos do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento

Para baixas potências, observa-se a existência de tempos mortos maiores, porém chega um momento que, por mais que se aumente o calor fornecido, haverá um tempo

morto mínimo que é intrínseco ao processo. Observa-se que esse valor é de aproximadamente 4,0 minutos.

Como esperado, o tempo de estabilização diminui à medida que a potência aumenta, mas, a princípio, não se percebe nenhuma tendência linear nesse decréscimo, o que pode ser visto no Gráfico IV.11.

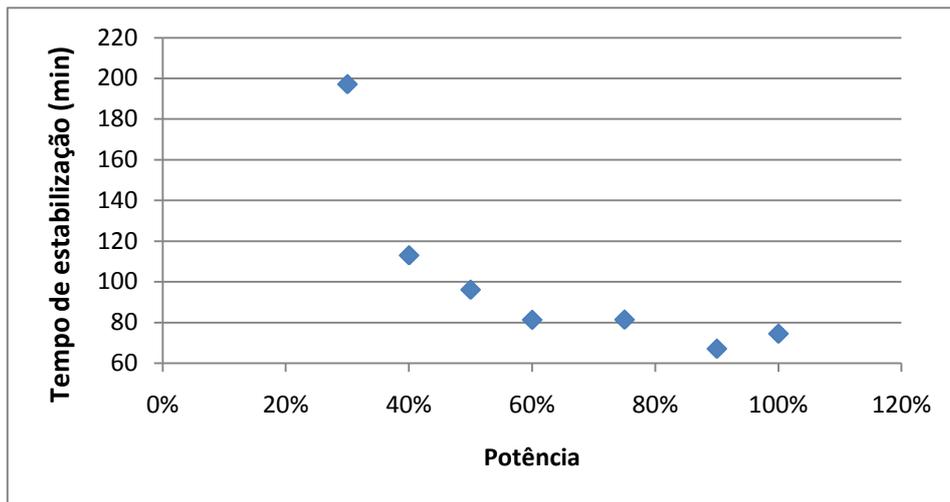


Gráfico IV.11 - Tempos de Estabilização do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento

O ganho, percebe-se no Gráfico IV.12, também diminui em função do aumento da potência e é possível ajustá-lo a uma tendência linear.

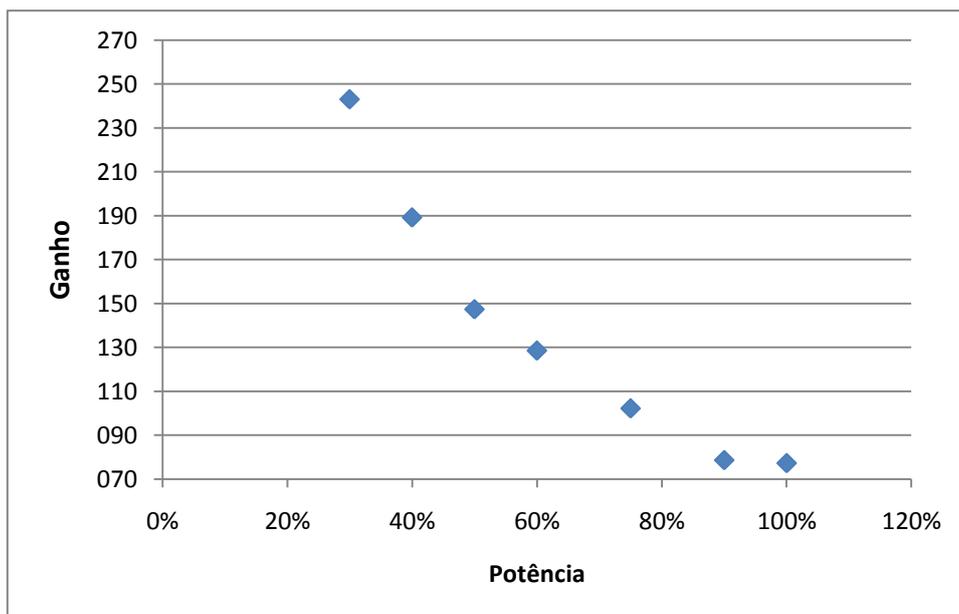


Gráfico IV.12 - Ganhos do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento

O Gráfico IV.13 apresenta o resultado do ajuste linear. A exclusão de algum dos pontos não altera significativamente a correlação linear da linha de tendência.

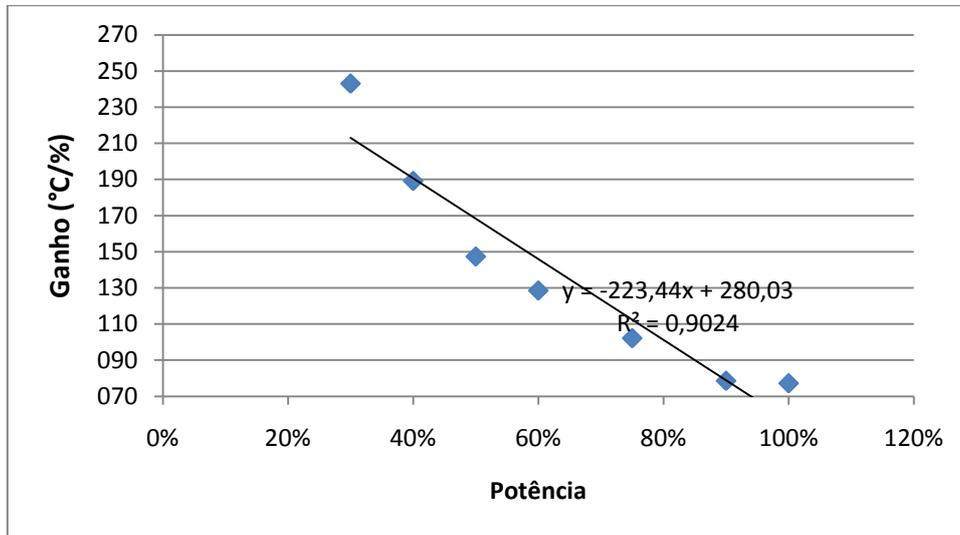


Gráfico IV.13 - Tendência de Comportamento dos Ganhos do Balão

Nota-se que, à medida que a potência aumenta, a constante de tempo do balão diminui, porém tendendo a alcançar um valor constante próximo a 40,0 minutos.

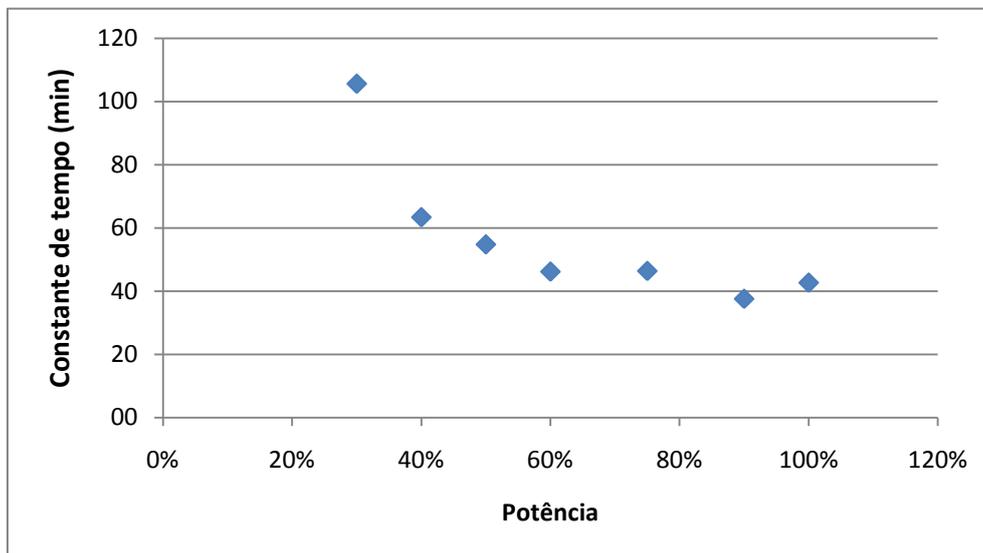


Gráfico IV.14 - Constantes de Tempo do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento

IV.4. Comparação das Taxas de Aquecimento para Diferentes Potências Aplicadas

Visando comparar as taxas de aquecimento obtidas para as diferentes potências aplicadas à manta, foram determinados os coeficientes angulares das retas iniciais encontradas para TIT-02. Definiu-se que para isso seriam considerados apenas os intervalos de tempo que partiam do final do tempo morto de cada experimento até o respectivo tempo necessário para se alcançar 63,2% do degrau encontrado no tempo de estabilização. Dessa forma chegou-se ao Gráfico IV.5.

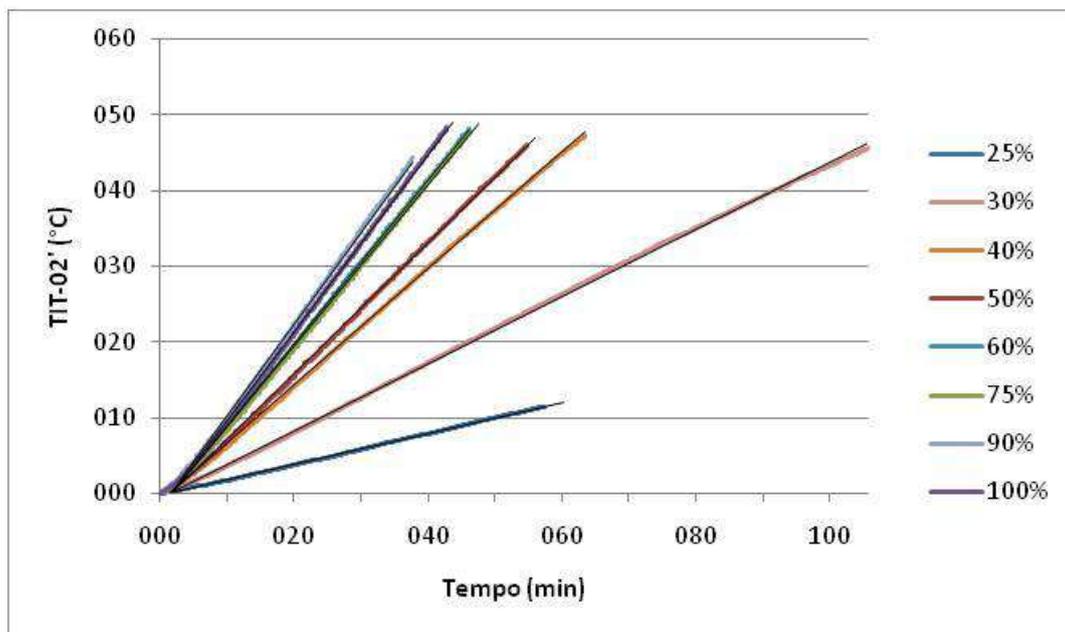


Gráfico IV.15 - Retas de Aquecimento do Balão a Diferentes Potências de Aquecimento

Passando-se linhas de tendência por cada uma das retas, os coeficientes angulares encontrados são mostrados na Tabela IV.3 e no Gráfico IV.16:

JW-01	Coef. Angular
25%	0,204
30%	0,444
40%	0,770
50%	0,866
60%	1,077
75%	1,069
90%	1,213
100%	1,170

Tabela IV.3 - Taxas de Aquecimento

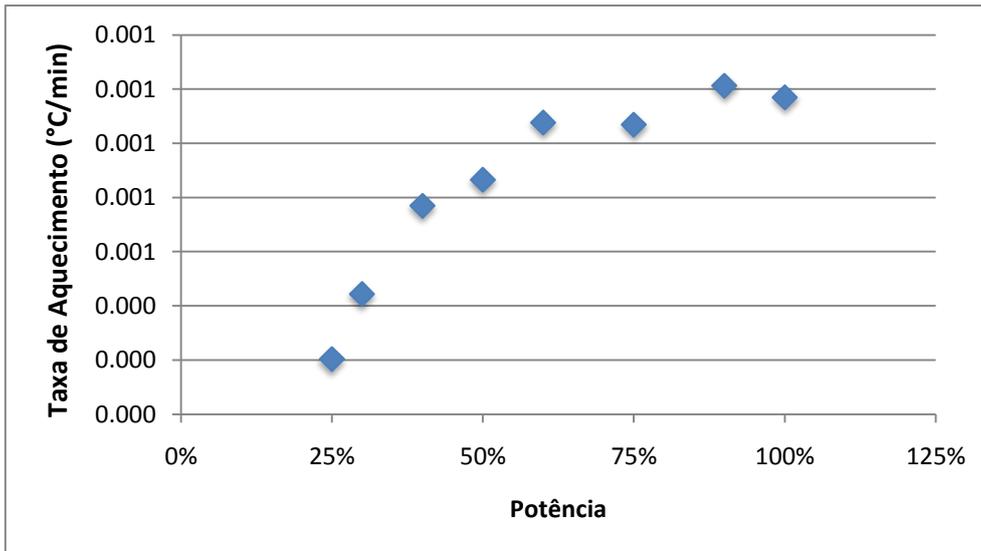


Gráfico IV.16 - Taxas de Aquecimento a Diferentes Potências

Através dos pontos encontrados, nota-se uma proximidade com um comportamento parabólico que pode ser descrito por uma curva polinomial de 2º grau, como mostra o Gráfico IV.17.

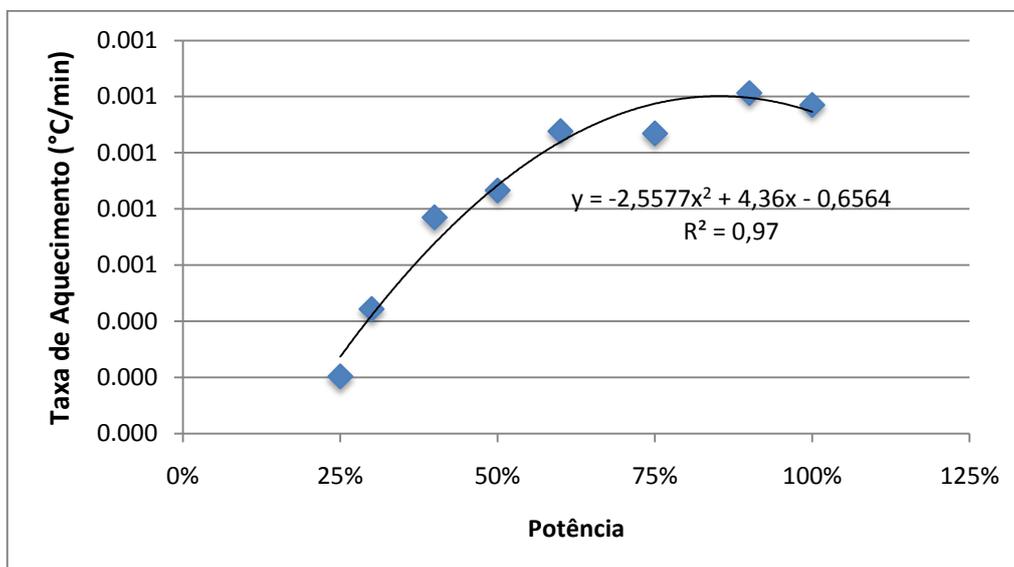


Gráfico IV.17 - Tendência das Taxas de Aquecimento

$$x = -2,56.P^2 + 4,36.P - 0,66$$

onde x é taxa de aquecimento (°C/min);

P é a potência percentual.

O coeficiente de correlação encontrado fazendo esta aproximação foi de 0,97.

IV.5. Obtenção do Tempo de Equilíbrio da Coluna e da Potência da Manta Via Sistema Supervisório

Os gráficos que relacionam a temperatura do balão com o tempo permitiram obter a taxa de aquecimento da coluna para cada potência percentual, como mostrado no item IV.4.

Sabendo-se o valor dessa taxa, é possível obter a potência através da Eq. IV.1:

$$Pot = m \cdot C_p \cdot \frac{x}{k} \quad \text{Eq. IV.1}$$

onde Pot é a potência em watts;

m é a massa da amostra (kg);

C_p é o calor específico da água que é 4186 J/(kg.°C);

x é a taxa de aquecimento (°C/min);

k é o fator de correção das unidades de tempo, nesse caso 60 (s/min).

Dessa forma, foram obtidos diversos pontos relacionando a potência percentual ao seu valor equivalente em watts e, através destes pontos, foi obtida uma equação empírica que represente essa relação.

Os dados obtidos para cada uma das corridas realizadas a diferentes potências percentuais estão na Tabela IV.4 bem como as potências em watts calculadas pela Equação IV.1 a partir desses dados.

Potência	Taxa de Aquecimento	Massa do Sistema	Massa de Líquido no Balão	Potência
%	°C/min	kg	kg	W
25%	0,204	79,86	15,83	225,30
30%	0,444	75,59	11,56	358,09
40%	0,770	76,08	12,05	647,33
50%	0,866	78,56	14,53	877,87
60%	1,077	77,80	13,77	1034,66
75%	1,069	80,88	16,85	1256,68
90%	1,213	77,19	13,16	1113,69
100%	1,170	79,36	15,33	1251,34

Tabela IV.4 - Dados dos Testes em Malha Aberta

A massa de líquido no balão foi obtida através da Equação IV.2.

$$(\text{Massa de Líquido no Balão}) = (\text{Massa do Sistema}) - (\text{Massa do Sistema com Balão Vazio})$$

Eq. IV.2

onde a massa do sistema com balão vazio é de 64,03 kg.

IV.5.1. Obtenção do tempo de equilíbrio a partir da especificação da potência

Plotou-se o Gráfico IV.18, que relaciona a potência em watts e a potência percentual, e adicionou-se uma linha de tendência de 2ª ordem.

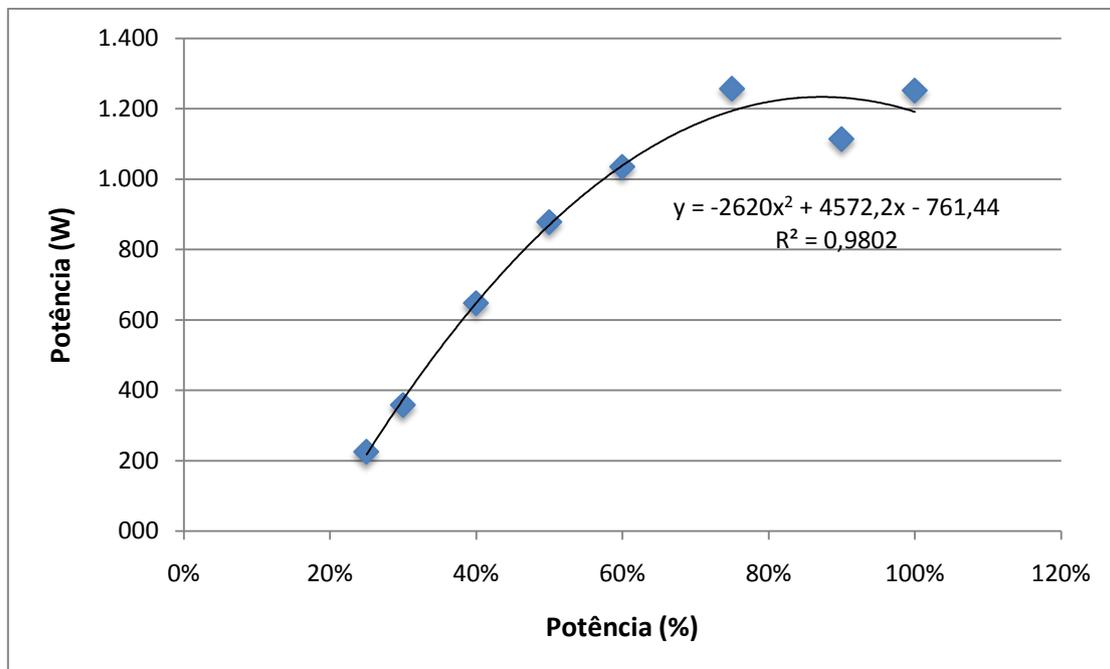


Gráfico IV.18 - Curva de Relação de Potências

$$Pot = -2620.P^2 + 4572.P - 761,4 \quad \text{Eq. IV.3}$$

Calcula-se o valor da potência em watts substituindo a potência percentual especificada na função encontrada.

A taxa de aquecimento é obtida manipulando-se a Equação IV.1:

$$x = k \cdot \frac{Pot}{m \cdot C_p} \quad \text{Eq. IV.4}$$

O tempo de equilíbrio é definido por:

$$t = \frac{T_c - T_i}{x} \quad \text{Eq. IV.5}$$

onde t é o tempo de equilíbrio (min);

T_c é a temperatura do primeiro corte (°C);

T_i é a temperatura inicial no balão (°C);

x é a taxa de aquecimento (°C/min).

Substituindo as equações IV.3 e IV.4 em IV.5:

$$t = \frac{(T_c - T_i) \cdot m \cdot C_p}{k \cdot f(P)} \quad \text{Eq. IV.6}$$

A Figura IV.1 mostra o bloco de cálculo, configurado na base de dados, necessário para implementar a funcionalidade de, ao digitar a potência da manta no sistema supervisorio, o mesmo informar o tempo de equilíbrio, ou seja, o tempo necessário para o balão alcançar a temperatura de corte.

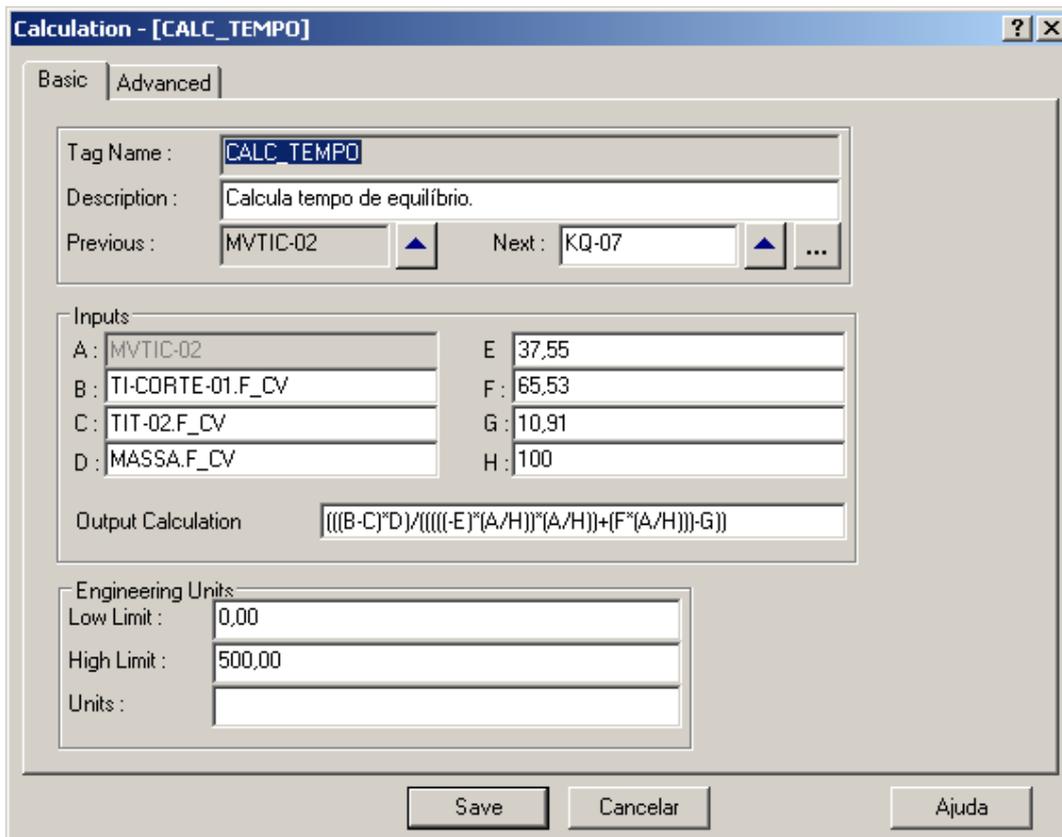


Figura IV.1 - Configuração do Bloco de Cálculo do Tempo de Equilíbrio a Partir de um Valor de Potência

É possível incluir apenas oito variáveis ou constantes como *inputs* em cada bloco de cálculo, logo foi necessário condensar o C_p da água e o fator que faz a conversão das unidades de tempo e incorporá-los aos coeficientes da função:

$$Pot = (-2620.P^2 + 4572.P - 761,4) \frac{k}{C_p} \quad \text{Eq. IV.7}$$

$$Pot = -37,55.P^2 + 65,53.P - 10,91 \quad \text{Eq. IV.8}$$

Como o valor de potência que vem de MVTIC-02 está na forma percentual, deve-se fazer a divisão por 100 para adequá-lo à grandeza que entra na função.

Através desses ajustes, representa-se a saída de cálculo para determinação do tempo de equilíbrio:

$$t = \frac{(T_c - T_i). m. C_p}{k. f(P)} \quad \Rightarrow \quad t = \frac{(B - C). D}{-E. \frac{A}{H} \cdot \frac{A}{H} + F. \frac{A}{H} - G}$$

onde A é a potência percentual, MVTIC-02 (%);

B é a temperatura do primeiro corte, TI-CORTE-01 (°C);

C é a temperatura do balão, TIT-02 (°C);

D é a massa da amostra, MASSA (kg);

E é a constante 37,55;

F é a constante 65,53;

G é a constante 10,91;

H é a constante 100.

A variável tempo de equilíbrio (KQ-07) foi definida na base de dados e incluída na tela de dados da destilação permitindo que toda vez que for digitado um valor para a potência da manta na tela de parametrização do supervisor, o tempo de equilíbrio calculado seja mostrado no espaço correspondente nessa mesma tela.

IV.5.2. Obtenção da potência a ser aplicada a partir da fixação do tempo de equilíbrio

Invertendo-se os eixos do Gráfico IV.18, obtém-se o Gráfico IV.19 e uma nova relação entre as potências.

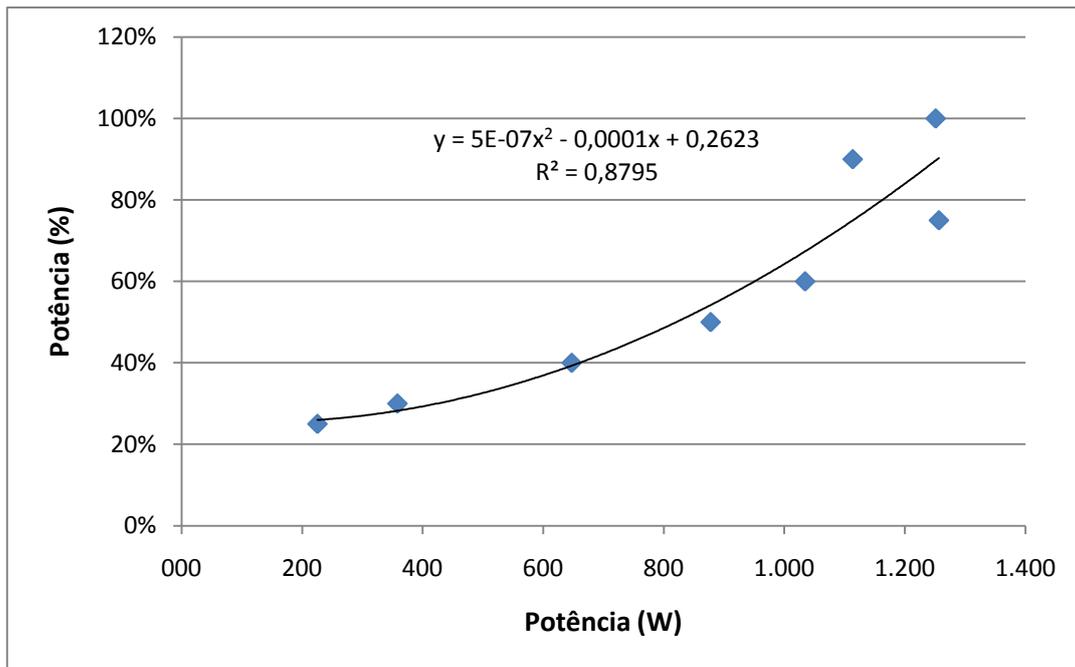


Gráfico IV.19 - Curva de Relação de Potências

$$P = 0,0000005.Pot^2 + 0,262 \quad \text{Eq. IV.9}$$

Calcula-se a taxa de aquecimento através da definição:

$$x = \frac{T_c - T_i}{t} \quad \text{Eq. IV.10}$$

onde t é o tempo de equilíbrio (min);

T_c é a temperatura do primeiro corte ($^{\circ}\text{C}$);

T_i é a temperatura inicial no balão ($^{\circ}\text{C}$);

x é a taxa de aquecimento ($^{\circ}\text{C}/\text{min}$).

Encontra-se a potência em watts através da Equação IV.1.

Por fim, calcula-se o valor da potência percentual substituindo o valor em watts na função obtida graficamente.

Substituindo as equações IV.1 e IV.10 em IV.9:

$$P = f\left(\frac{m.C_p.(T_c - T_i)}{k.t}\right) \quad \text{Eq. IV.11}$$

A Figura IV.2 mostra a configuração do bloco de cálculo para o sistema supervisorio encontrar a potência a ser aplicada a partir da especificação de um tempo de equilíbrio.

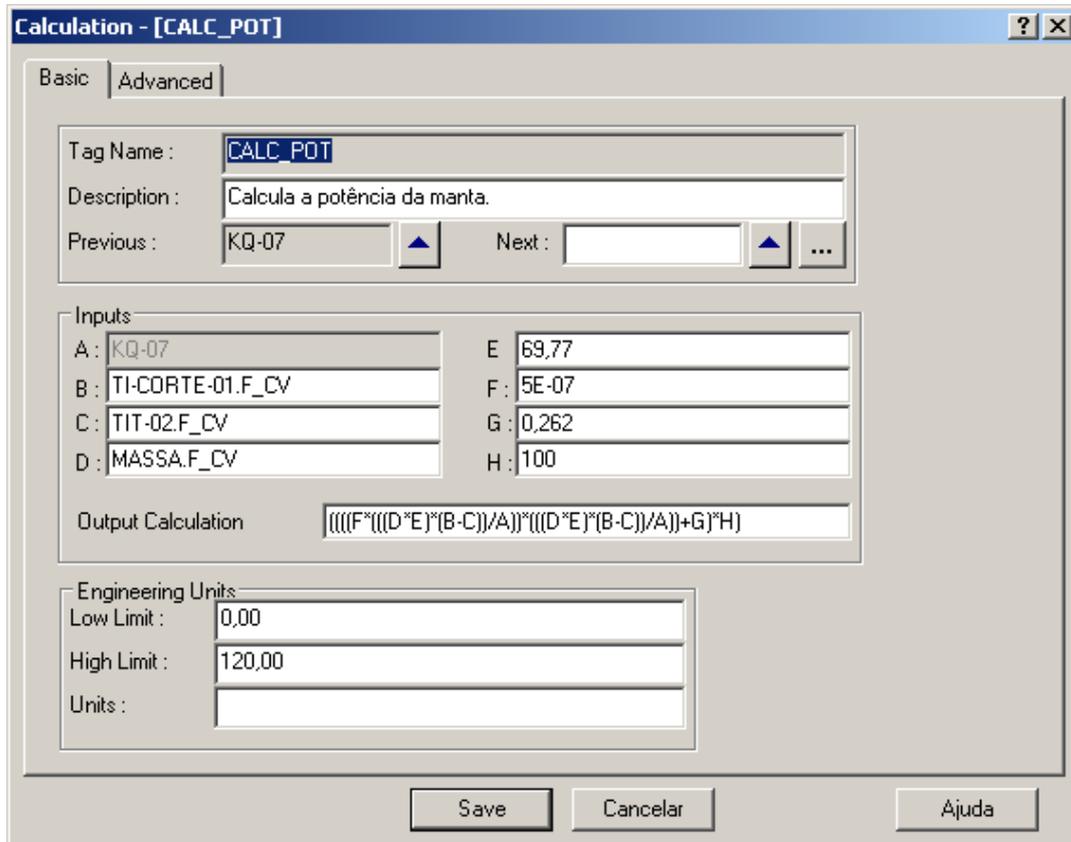


Figura IV.2 - Configuração do Bloco de Cálculo da Potência a Partir de um Valor de Tempo de Equilíbrio

Neste caso, apenas substituiu-se a divisão do C_p da água pelo fator de conversão (4186/60) pelo seu resultado direto de 69,77 e multiplicou-se o valor resultante da função por 100 para apresentar a potência na forma percentual.

Assim, a saída de cálculo para determinação da potência pode ser representada:

$$P = f \left(\frac{m \cdot C_p \cdot (T_c - T_i)}{k \cdot t} \right) \Rightarrow P = \left(F \cdot \left(\frac{D \cdot E \cdot (B - C)}{A} \right) \cdot \left(\frac{D \cdot E \cdot (B - C)}{A} \right) + G \right) \cdot H$$

onde A é o tempo de equilíbrio, KQ-07 (min);

B é a temperatura do primeiro corte, TI-CORTE-01 (°C);

C é a temperatura do balão, TIT-02 (°C);

D é a massa da amostra, MASSA (kg);

E é a constante 69,77;

F é a constante 0,0000005;

G é a constante 0,262;

H é a constante 100.

Este valor foi definido como CALC_POT e configurado na tela para visualização do operador.

IV.6. Sintonia da Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão

IV.6.1. Curva de Reação da Temperatura do Balão

Utilizando-se o método da Curva de Reação, foram obtidas estimativas dos parâmetros do controlador PID que compõe a malha simples de controle por realimentação da temperatura do balão.

O Gráfico IV.20 mostra a curva de reação da temperatura do balão para a potência de aquecimento de 60%, aproximadamente no meio da faixa de trabalho da mesma.

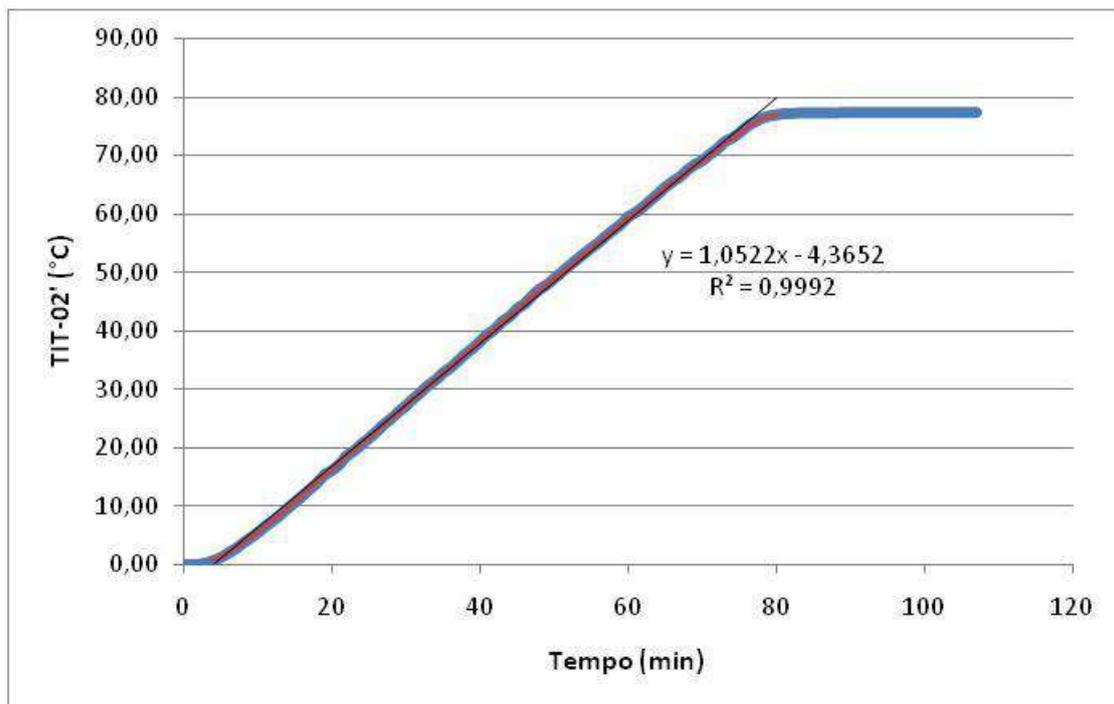


Gráfico IV.20 - Curva de Reação da Temperatura do Balão

Na Tabela IV.5 são mostrados os parâmetros obtidos através da curva de reação conforme metodologia citada anteriormente e a estimativa do ajuste do controlador PID conforme as equações da Tabela III.1.

Parâmetros		Controlador PID	
N	1,052	K_c	0,167
t₀	4,1	τ_i	8,2
a	60%	τ_d	2,05

Tabela IV.5 - Sintonia do Controlador PID pela Curva de Reação na Malha da Temperatura do Balão

IV.6.2. Testes Preliminares em Malha Fechada

Os primeiros testes realizados com a aplicação de um degrau de 10% no *set point* da temperatura do balão (metodologia da Figura III.13) tiveram como objetivo fazer uma avaliação primária da influência de K_c no comportamento da malha.

Para mensurar as diferenças dos três casos, podem-se avaliar dois parâmetros: o tempo de subida, que é o tempo que demora para que a variável controlada (PVTIC) atinja o valor do *set point* (SPTIC) pela primeira vez, e o sobrepasso, que representa a diferença entre o valor de PVTIC obtido no primeiro pico e o *set point* sobre o degrau dado na variável de processo.

O Gráfico IV.21 apresenta os resultados utilizando um ganho proporcional alto. O tempo de subida foi baixo, de 38,4 minutos, porém o sobrepasso foi de mais de 200%.

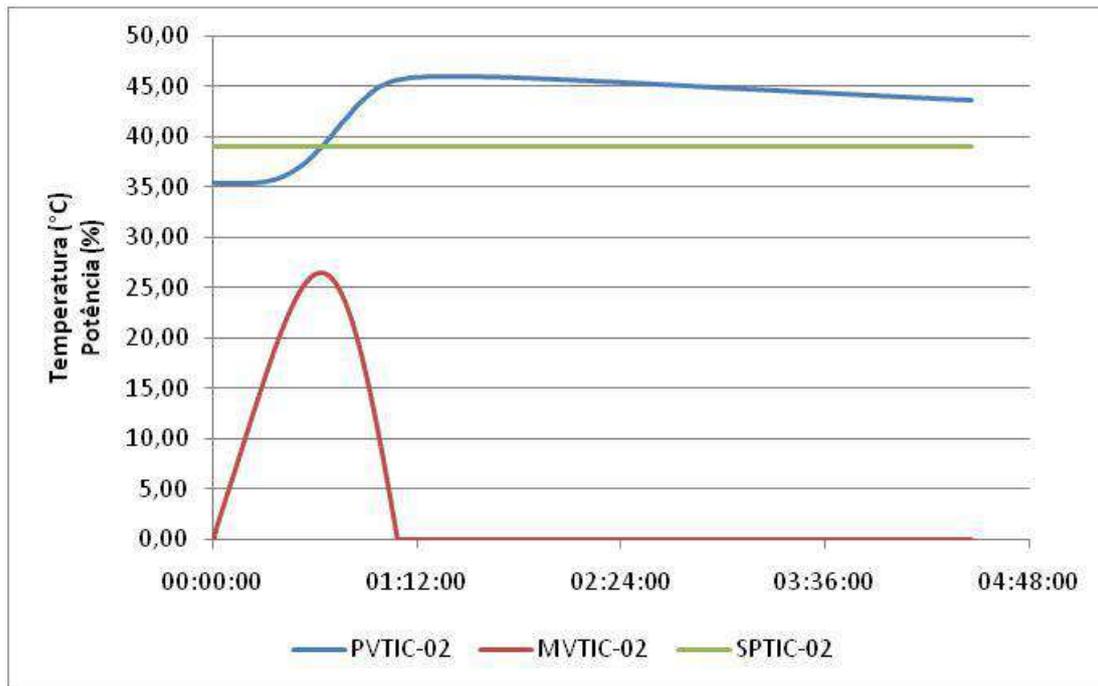


Gráfico IV.21 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão
 $(K_c = 0,167, \tau_i = 8,2, \tau_d = 2,05)$

O Gráfico IV.22 apresenta o comportamento da malha com o K_c menor. O tempo de subida foi extremamente alto, 174,4 minutos, e não foi nem possível alcançar o primeiro pico na temperatura do balão, mas, percebendo-se a baixíssima taxa de aquecimento, é possível prever que o sobrepasso seria bem reduzido.

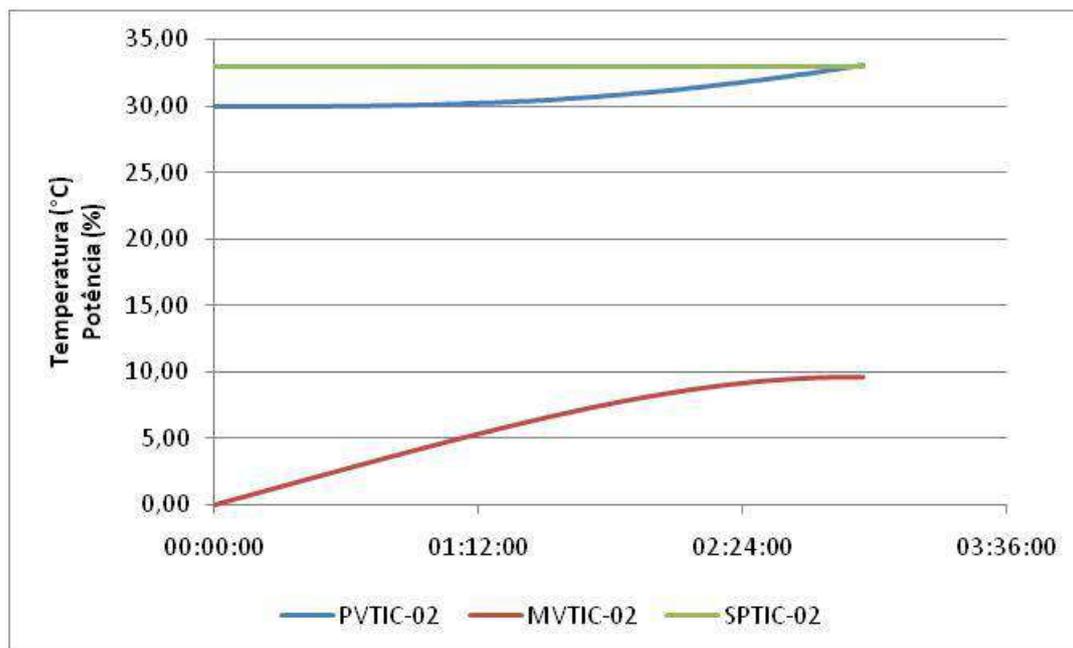


Gráfico IV.22 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão
 $(K_c = 0,017, \tau_i = 8,2, \tau_d = 2,05)$

No terceiro teste, visualizado no Gráfico IV.23, com valor intermediário de K_c , ambos os parâmetros tiveram valores médios: tempo de subida de 59,7 minutos e sobrepasso de 164%.

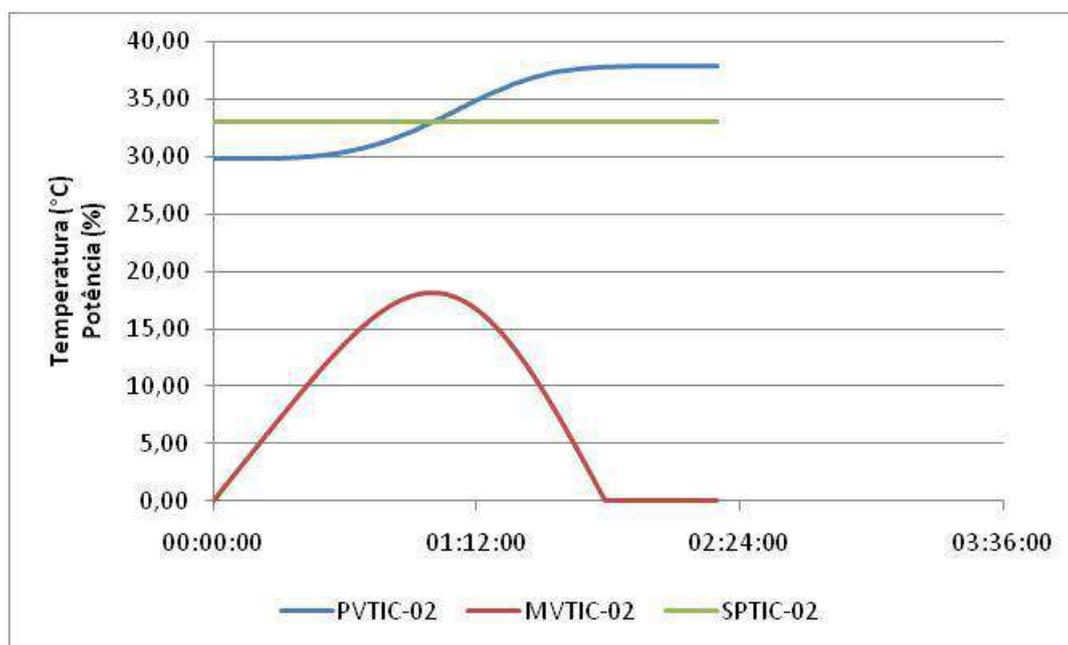


Gráfico IV.23 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão
($K_c = 0,084$, $\tau_i = 8,2$, $\tau_d = 2,05$)

Algumas observações relevantes quanto às características operacionais do sistema puderam ser notadas a partir desses primeiros testes realizados. Constatou-se que o aquecimento só se torna considerável quando a potência alcança valores acima de 17%. Observa-se, ainda, que o sistema não possui nenhuma forma induzida de resfriamento. Ele se dá de forma natural através da ação do ambiente e só ocorre a partir do momento que o aquecimento é reduzido abaixo de 17% ou desligado.

Ganho	Sobrepasso	Tempo de Subida (min)
0,167	202%	38,4
0,017	-	174,4
0,084	164%	59,7

Tabela IV.6 - Parâmetros das Malhas de Controle Simples da Temperatura do Balão nos Testes Preliminares

Os parâmetros encontrados nos testes preliminares e que estão organizados na Tabela IV.6 indicam como melhor ajuste ganho igual a 0,084, por apresentar valores mais ponderados.

IV.6.3. Testes Otimizados em Malha Fechada

Além dos estudos para determinar a sintonia dos controladores e a malha de controle adequada, buscou-se avaliar a metodologia que melhor permitirá obter a curva PEV.

Baseado nisso, nesta etapa foi feita uma alteração no procedimento operacional que consistia em realizar um aquecimento inicial com a malha em modo manual para se alcançar um valor de temperatura mais próximo daquela definida para o primeiro corte.

O Gráfico IV.24 apresenta os resultados obtidos através da metodologia otimizada para um valor de K_c de 0,084 que, nos primeiros testes, apresentou resultados médios tanto para o tempo de subida quanto para o sobrepasso.

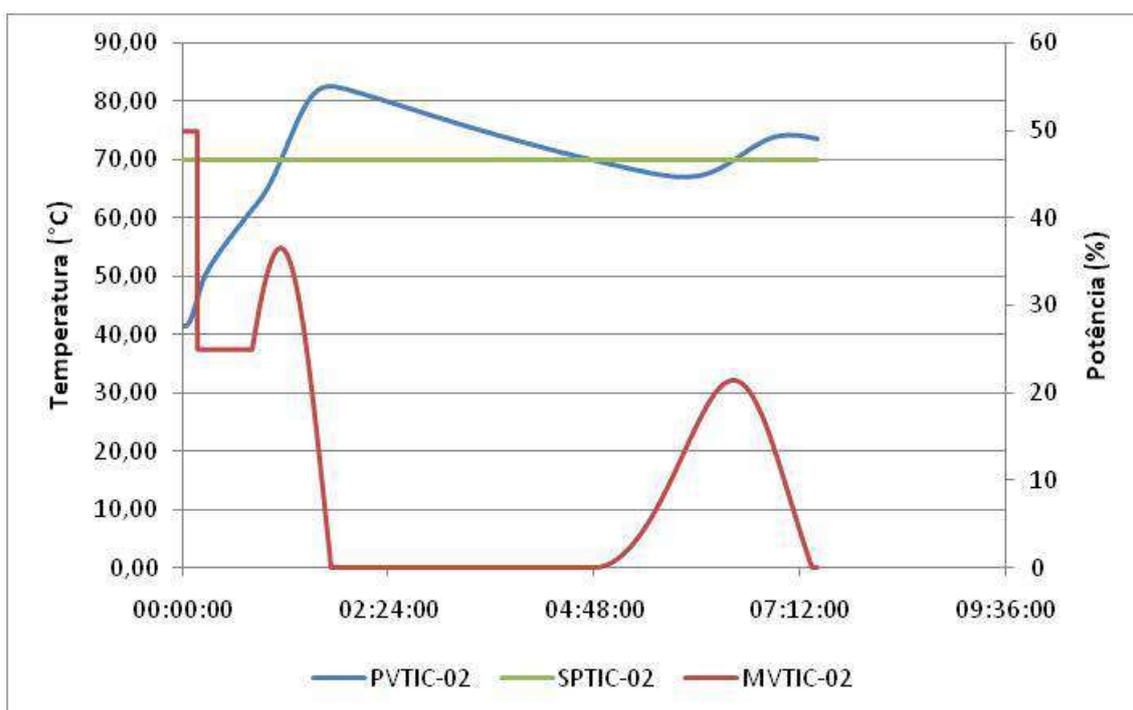


Gráfico IV.24 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão
($K_c = 0,084$, $\tau_i = 8,2$, $\tau_d = 2,05$)

Os valores obtidos para tempo de subida e sobrepasso foram de 20 minutos e 159%, respectivamente.

Além disso, nessa corrida foi possível medir o primeiro e o segundo pico e calcular a razão de decaimento. Essa razão é dada pela divisão do sobrepasso do segundo pico pelo sobrepasso do primeiro pico, ficando próxima a 1/3, o que é considerado satisfatório em métodos de ajuste empíricos.

A existência de um aquecimento prévio (50%) e de uma etapa de estabilização da temperatura do balão (25%) antes de colocar a malha em automático contribui para que o sistema alcance mais rápido o *set point*, porém também aumenta o valor do primeiro sobrepasso.

O Gráfico IV.25 apresenta os resultados de um novo teste utilizando o menor K_c definido na etapa anterior.

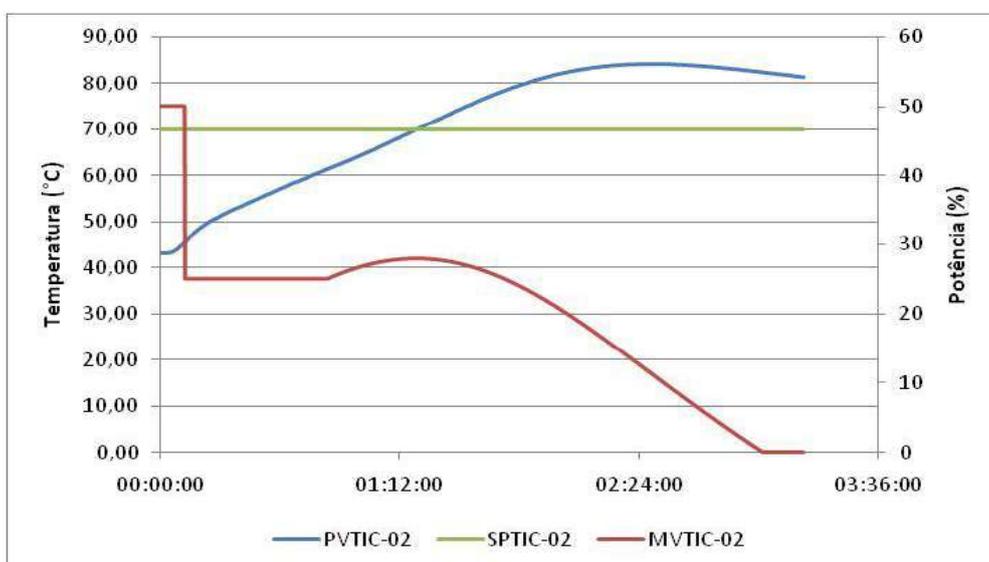


Gráfico IV.25 - Malha Simples de Controle da Temperatura do Balão
($K_c = 0,017$, $\tau_i = 8,2$, $\tau_d = 2,05$)

Ganho	Sobrepasso	Tempo de Subida (min)
0,084	159%	20,0
0,017	178%	26,7

Tabela IV.7 - Parâmetros das Malhas de Controle Simples da Temperatura do Balão nos Testes Otimizados

O resultado dessa última corrida com a malha de controle simples no balão apontou tempo de subida e sobrepasso maiores que os da anterior, conforme se observa na Tabela IV.7. Isso prova que a intenção da redução do ganho, visando não permitir que o *set point* seja muito excedido, é anulada pelo fato de já haver um calor gerado pelo aquecimento prévio. Logo, o ganho de 0,084 continua sendo a melhor opção.

IV.7. Sintonia da Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo da Coluna

IV.7.1. Curva de Reação da Temperatura do Topo da Coluna

Utilizando-se o método da Curva de Reação, foram obtidas estimativas dos parâmetros do controlador PID que compõe a malha simples de controle por realimentação da temperatura de topo da coluna.

O Gráfico IV.26 mostra a curva de reação da temperatura do topo da coluna para a potência de aquecimento de 60%.

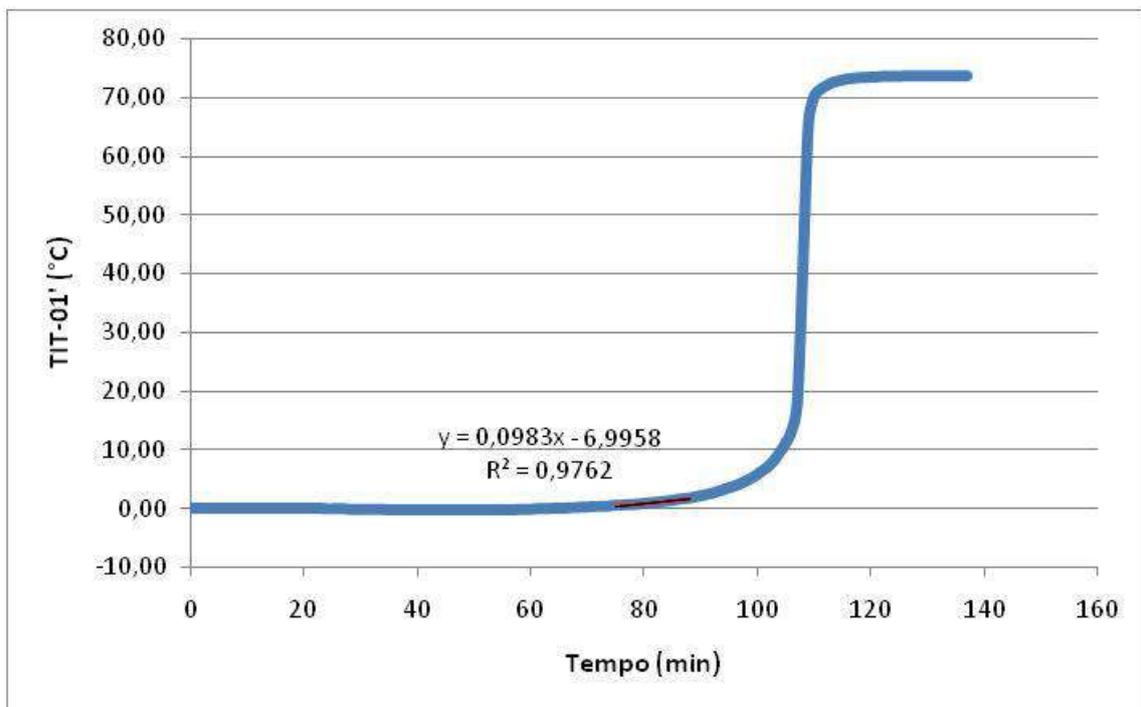


Gráfico IV.26 - Curva de Reação da Temperatura de Topo da Coluna

Na Tabela IV.8 são mostrados os parâmetros obtidos através da curva de reação e a estimativa do ajuste do controlador PID conforme as equações da Tabela III.1.

Parâmetros		Controlador PID	
N	0,098	K _c	0,098
t ₀	75,0	τ _i	150,0
a	60%	τ _d	37,5

Tabela IV.8 - Sintonia do Controlador PID pela Curva de Reação na Malha da Temperatura de Topo da Coluna

IV.7.2. Testes em Malha Fechada

O procedimento adotado aqui teve como premissa garantir que houvesse um aquecimento mais rápido antes da malha ser posta em modo automático.

A temperatura de referência do balão adotada para alterar a potência de 75% para 25% foi de 100°C e a chegada até 62°C no topo foi praticamente imediata, conforme demonstrado no Gráfico IV.27.

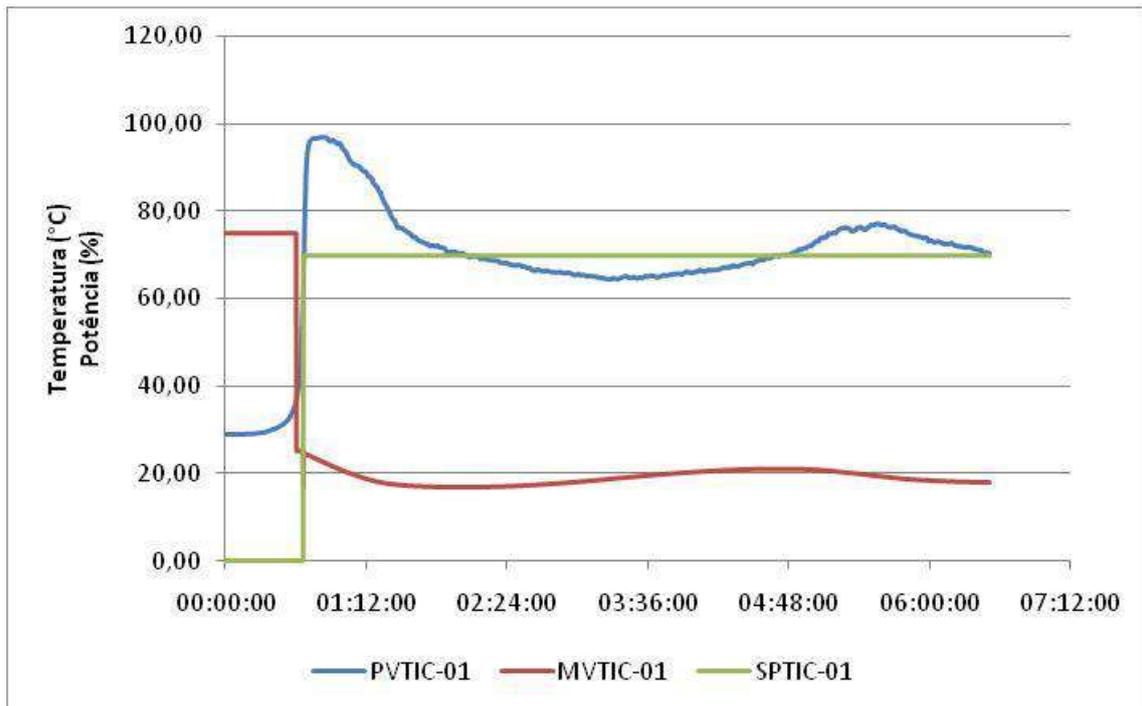


Gráfico IV.27 - Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo
($K_c = 0,098$, $\tau_i = 150,0$, $\tau_d = 37,5$)

Usando K_c igual a 0,098, τ_i igual a 150 e τ_d 37,5, a temperatura de topo alcançou quase seu valor máximo que é pouco abaixo de 100°C. O sobrepasso do primeiro pico foi de 335% e a razão de decaimento foi em torno de $\frac{1}{4}$, melhor do que a obtida na malha simples da temperatura do balão.

Para que esse aquecimento não influenciasse com muita força no sobrepasso, houve uma mudança na temperatura de referência do balão em que a potência foi alterada de 75% para 25%. No teste seguinte, mostrado no Gráfico IV.28, essa passagem foi realizada quando TIT-02 atingiu 85°C e utilizou-se um K_c duas vezes maior do que o do teste anterior ($K_c = 0,196$) mantendo-se os demais parâmetros.

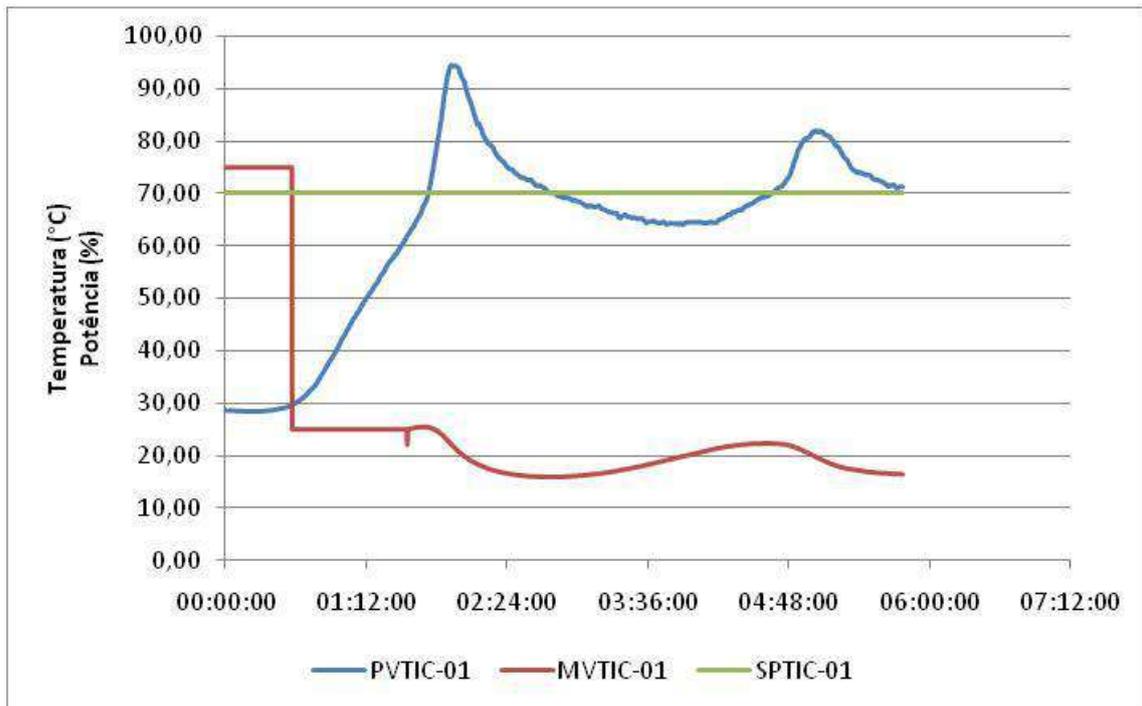


Gráfico IV.28 - Malha Simples de Controle da Temperatura de Topo
 $(K_c = 0,196, \tau_i = 150,0, \tau_d = 37,5)$

Apesar da mudança no procedimento, o sobrepasso continuou elevado, 305%, e a razão de decaimento passou a ser de 1/2.

Ganho	Sobrepasso	Tempo de Subida (min)	Razão de Decaimento
0,098	335%	0,5	¼
0,196	305%	10,8	½

Tabela IV.9 - Parâmetros das Malhas de Controle Simples da Temperatura de Topo da Coluna

A comparação de alguns parâmetros para estes dois últimos testes encontra-se na Tabela IV.9, fazendo-se a ressalva de que o tempo de subida foi influenciado pela temperatura no balão em que se alterou a potência de 75% para 25%. Levando-se em conta as razões de decaimento encontradas, o teste com ganho de 0,098 apresentou melhor resultado.

IV.8. Sintonia da Malha de Controle Cascata

IV.8.1. Curva de Reação da Manta

Utilizando-se o método da Curva de Reação, foram obtidas estimativas dos parâmetros do controlador PID que compõe a malha interna do arranjo cascata e está relacionada ao controle da temperatura da manta de aquecimento.

As estimativas dos parâmetros do controlador PID da malha principal, que controla a temperatura de topo, já haviam sido feitas no estudo da malha simples.

O gráfico IV.29 mostra a curva de reação da temperatura da manta de aquecimento para a potência de 60%.

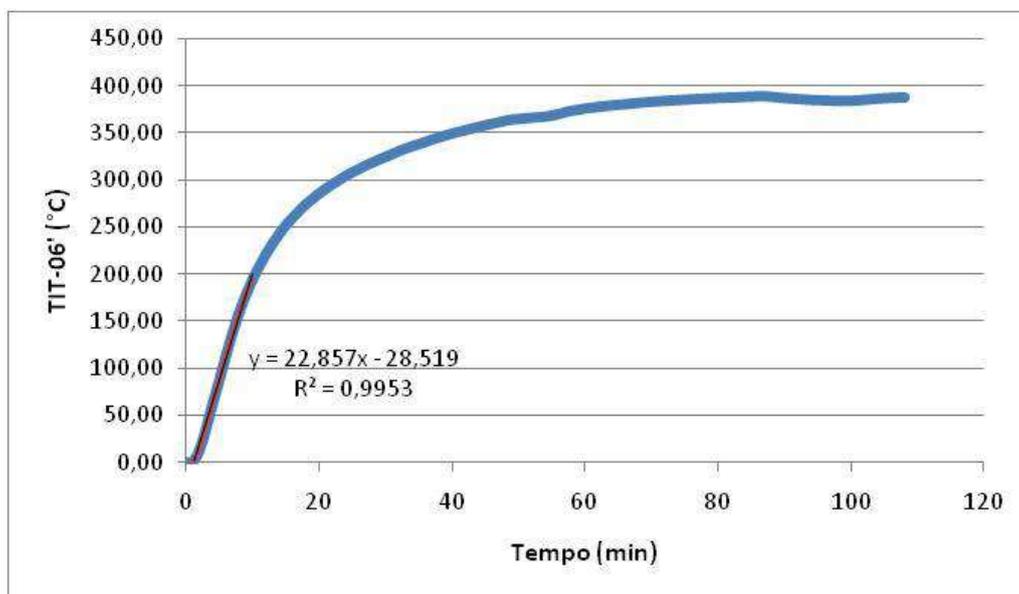


Gráfico IV.29 - Curva de Reação da Temperatura da Manta

Na Tabela IV.10 são mostrados os parâmetros obtidos através da curva de reação da manta e a estimativa do ajuste do controlador PID conforme as equações da Tabela III.1.

Parâmetros		Controlador PID	
N	22,86	K _c	0,045
t ₀	0,7	τ _i	1,4
a	60%	τ _d	0,35

Tabela IV.10 - Sintonia do Controlador PID pela Curva de Reação na Malha da Temperatura da Manta

IV.8.2. Testes em Malha Fechada

O teste final com uma malha cascata buscou obter melhores resultados no que concerne à estabilidade da temperatura de topo em torno do *set point*. Como a temperatura de topo é diretamente influenciada pelas temperaturas do balão e da manta, pode-se usar uma das duas como uma variável de controle intermediária facilitando, consequentemente, o controle de TIT-01.

Utilizar TIT-02 como variável secundária tem a vantagem de levar a uma relação mais direta com a variação no topo. Entretanto, para que o valor da temperatura de topo comece a ser alterado, a água no balão tem que estar em ebulição, o que, por si só, já a mantém em um valor quase estável de temperatura. Por outro lado, TIT-06, não possui esta limitação, além de apresentar maior sensibilidade em termos de variação, característica favorável a um controle mais “fino”. Sendo assim, a malha principal foi configurada para a temperatura de topo da coluna (TIC-01) e a malha secundária para a temperatura da manta (TIC-06).

Para a malha principal, foi definido um K_c quatro vezes menor do que o encontrado no método da Curva de Reação, porque, devido à ação de controle intermediário, não há necessidade de uma ação proporcional forte nesta malha.

Na malha secundária, foi definido um τ_i dez vezes maior do que o encontrado no método da Curva de Reação da manta, visando à diminuição da intensidade com que a variável manipulada será alterada. Como já explicado, quanto maior a constante de tempo integral, menor será sua ação sobre o sistema. Já a ação derivativa foi suprimida.

O procedimento seguiu exatamente a mesma lógica adotada para a malha simples na temperatura de topo. A opção de iniciar a ação da malha de controle principal com a saída de controle (MVTIC-01) em 150,0°C foi feita baseando-se na observação do Gráfico IV.4 em que nota-se que essa seria a temperatura da manta mantida por uma potência fixa de 25%.

O Gráfico IV.30 mostra os resultados para a malha cascata.

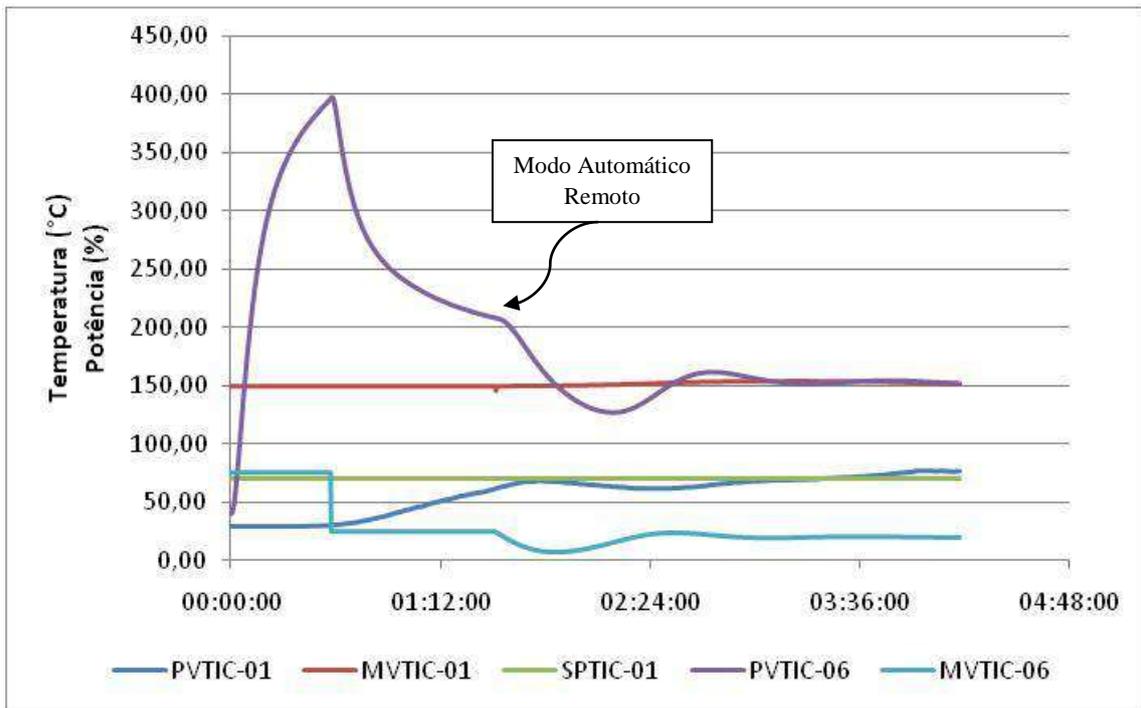


Gráfico IV.30 - Malha Cascata de Controle da Temperatura de Topo
(Malha Externa: $K_c = 0,025$, $\tau_i = 150,0$, $\tau_d = 37,5$ / Malha Interna: $K_c = 0,045$, $\tau_i = 12,0$, $\tau_d = 0$)

Nota-se claramente que a malha interna alcançou a estabilidade, com sobrepasso nulo, e que a malha externa oscilou pouco em torno do *set point*.

No Gráfico IV.31, observa-se com maior detalhamento apenas a malha principal.

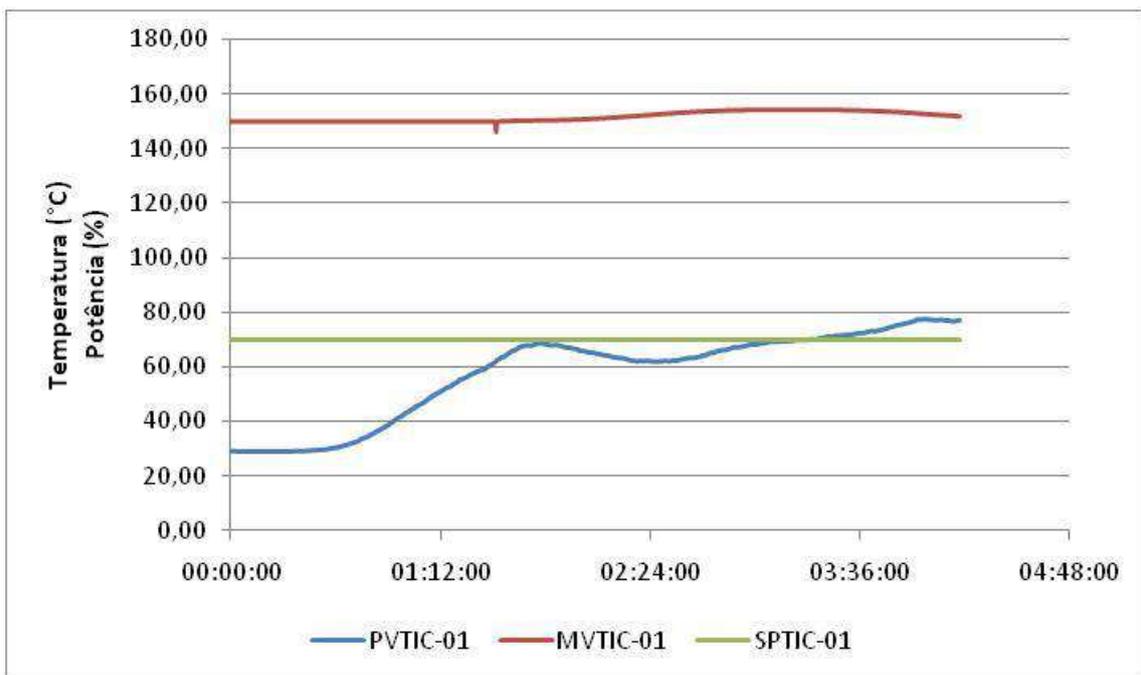


Gráfico IV.31 - Malha Principal do Controle Cascata da Temperatura de Topo

Capítulo V. Conclusão

Os resultados apresentados no projeto mostram que os objetivos traçados foram alcançados e servem como base para a continuação do desenvolvimento do sistema de controle e monitoração da unidade de destilação em batelada montada para caracterização de curvas PEV.

A determinação dos perfis de temperatura e de parâmetros dinâmicos de alguns componentes da unidade permitiu estimar comportamentos e estabelecer tendências elucidativas do funcionamento do processo. Notou-se que a temperatura da manta apresenta uma resposta rápida e sensível a mínimas variações na potência de aquecimento. Por outro lado, a temperatura do topo só é afetada após a temperatura do líquido no balão alcançar seu ponto de ebulição, revelando uma forte dependência entre essas duas variáveis.

No decorrer do estudo, os dados adquiridos serviram como fonte para a configuração de funcionalidades aprimoradas na operação do sistema, como a visualização, no sistema supervisor, do tempo de equilíbrio especificando-se a potência, ou vice-versa.

A abordagem do controle utilizando diferentes malhas e metodologias garante uma maior fidelidade no resultado, mesmo a sintonia dos controladores sendo feita a partir de método empírico. O estudo da malha simples de controle da temperatura do balão teve como vantagem a relação mais direta entre a variável manipulada (potência da manta) e a variável controlada, porém essa temperatura não serve como referência do corte, que é retirado apenas no topo.

Em contraponto, a malha simples da temperatura do topo da coluna controla diretamente o dado que serve como referência para determinação dos cortes, mas sua reação depende de mudanças em outras variáveis intermediárias, o que dificulta a compreensão de sua resposta ao realizar a atuação na manta.

Os testes experimentais explicitaram que o uso de malha cascata com a temperatura da manta como variável de processo secundária e a temperatura de topo da coluna como variável controlada principal garantiu uma melhor estabilidade em torno do *set point*.

Finalmente, é importante salientar que os testes com água como fluido a ser destilado são esclarecedores em diversos aspectos, inclusive na demonstração de características operacionais do controle de um processo de destilação em batelada. Contudo, devem ser esperadas mudanças e novas observações quando o petróleo passar a ser o fluido de destilação e forem coletadas suas frações. O petróleo é mais viscoso, menos denso e tem menor calor específico que a água. Sua capacidade de “armazenar” calor é menor e suas variações são menos sutis no que tange o recebimento e a retirada de energia térmica. Além disso, ele é uma mistura de componentes e os *set points* especificados são os pontos de ebulição das partes presentes. Após uma etapa de aquecimento inicial até o primeiro corte, os degraus seguintes na temperatura de topo são reduzidos, facilitando o controle da mesma.

Como sugestão para próximos trabalhos, novos testes devem ser realizados com misturas de componentes com pontos de ebulição conhecidos e amostras de petróleo com frações previamente definidas seguindo metodologia semelhante à adotada nesse trabalho.

Capítulo VI. Referências Bibliográficas

- [1] ASTM D 2892-05. *Standard test method for distillation of crude petroleum (15-theoretical plate column)*. American Society for Testing and Materials, United States, 28p.; 2002.
- [2] ASTM D 5236-03. *Standard test method for distillation of heavy hydrocarbon mixtures (vacuum potstill method)*. American Society for Testing and Materials, United States, 18p.; 2007.
- [3] BATCH CONTROL SYSTEM. Disponível em: <http://www.batch.com.br>, acessado em janeiro de 2011.
- [4] FOLLY, R. *Controle e instrumentação de processos*. Notas de aula. UFRJ/EQ, 2009.
- [5] FOLLY, R.; DOS SANTOS, M. C. *Monitoração e Controle de Unidades de Destilação em Batelada*. Relatório Final do Projeto. CENPES, Novembro, 2006.
- [6] FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. E.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. *Princípios das Operações Unitárias*. 2ªed.; Guanabara Dois, 1982.
- [7] GUTIERREZ, R. M. V.; PAN, S. S. K. *Complexo Eletrônico: Automação do Controle Industrial*. BNDES Setorial, Rio de Janeiro, n. 28, p. 207, Setembro 2008.
- [8] LIMA, N. M. N.; FARIAS, F.; BARBOSA, W.; WOLF MACIEL, M. R.; MACIEL FILHO, R.; MEDINA, L. *Análise da influência da determinação experimental da curva PEV na sensibilidade da simulação do refino de petróleo*. Departamento de Processos Químicos, Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP. Campinas, 2007.
- [9] MURY, T. M. V. *Monitoração e controle de unidade de destilação em batelada*. Projeto final de curso. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 66p.; 2010.
- [10] RIBEIRO, M. A. *Automação Industrial*. Tek Treinamento e Consultoria Ltda. 4ªed.; Salvador, 2001.
- [11] SBAITE, P.; BATISTELLA, C. B.; WINTER, A.; VASCONCELOS, C. J. G.; WOLF MACIEL, M. R.; MACIEL FILHO, R.; GOMES, A.; MEDINA, L.; KUNERT, R. *True boiling point extended curve of vacuum residue through*

molecular distillation. Petroleum Science and Technology. New York: Taylor & Francis Group, v. 24, n. 3, p.265-274, mar 2006.

- [12] STEPHANOPOULOS, G. *Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*. Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology. Prentice-Hall, New Jersey, p. 298, 1984.
- [13] VALDMAN, B.; FOLLY, R.; SALGADO, A. *Dinâmica, controle e instrumentação de processos*. Rio de Janeiro: Editora UFRJ, 2008.
- [14] WINTER, A.; BATISTELLA, C. B.; WOLF MACIEL, M. R.; MACIEL FILHO, R.; LOPES, M. S.; MEDINA, L. C. *A True Boiling Point Curve Through Molecular Distillation Using FRAMOL Correlation*. Separation Process Development Laboratory, Faculty of Chemical Engineering, UNICAMP. Campinas, 2007.