

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
INSTITUTO DE MATEMÁTICA E ESTATÍSTICA
DEPARTAMENTO DE MATEMÁTICA APLICADA

Aplicações da Teoria de Controle em uma Refinaria de Petróleo

Estudo de Caso: REVAP

Rafael Tobias da Silva

Dezembro de 2009

Monografia orientada pelo Professor Doutor Pedro Aladar Tonelli e apresentada à Universidade de São Paulo como parte dos requisitos necessários para conclusão do curso de Bacharelado em Matemática Aplicada e Computacional.

AGRADECIMENTOS

À Deus, mestre e criador de todas as coisas, por ter sido meu companheiro desde sempre.

Aos meus pais, por tudo o que sou e por todo carinho e amor que sempre me dedicaram por toda a vida.

À minha noiva e futura esposa, pela ajuda e companheirismo indispensáveis durante a realização deste trabalho, mesmo nos momentos de maiores dificuldades.

Ao professor Tonelli, pela orientação e compreensão desde o início das pesquisas.

SUMÁRIO

RESUMO	05
CAPÍTULO 01 – INTRODUÇÃO	06
1.1 O PETRÓLEO E O REFINO	06
1.1.1 Exploração e Produção	07
1.1.2 Refino	07
1.2 A PETROBRAS E A REVAP	08
CAPÍTULO 02 – DESCRIÇÃO DAS UNIDADES INDUSTRIAIS DA REVAP.....	12
2.1 DIVISÃO SETORIAL	12
2.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO PRODUTIVO	12
2.3 DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO	15
2.3.1 Seção de Carga	15
2.3.2 Torre de Pré-Flash	16
2.3.3 Torre Estabilizadora de Nafta	16
2.3.4 Torre de Destilação Atmosférica	17
2.3.5 Torre de Destilação à Vácuo	18
2.3.6 Fluxograma da Unidade de Destilação	18
CAPÍTULO 03 – TEORIA DE CONTROLE APLICADA A UMA UNIDADE DE DESTILAÇÃO.....	20
3.1 CONTROLE PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO	20
3.2 CONTROLE DE TEMPERATURA DE SAÍDA DE PRODUTO DO FORNO DE CARGA DA TORRE DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA	23
3.3 CONTROLE DE TEMPERATURA DE TOPO DA TORRE DE PRÉ-FLASH	26

3.4 CONTROLE DE PRESSÃO DE TOPO DA TORRE ESTABILIZADORA DE NAFTA	28
CAPÍTULO 04 – SIMULAÇÃO DE MALHAS DE CONTROLE UTILIZADAS NA REVAP.....	30
4.1 SIMULADORES INDUSTRIAIS	30
4.2 O SIMULADOR INDISS.....	31
4.3 INTERFACE ENTRE INDISS E MATLAB	32
4.4 SIMULAÇÃO DA MALHA DE CONTROLE DE TEMPERATURA DE SAÍDA DO FORNO DE CARGA DA TORRE DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA	34
CAPÍTULO 05 – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DAS MALHAS DE CONTROLE.....	39
5.1 METODOLOGIA DE TESTES... ..	39
5.2 RESULTADOS	40
5.3 ANÁLISE DAS SIMULAÇÕES	47
CONCLUSÃO.....	48
APÊNDICE	49
BIBLIOGRAFIA	52

RESUMO

Este trabalho descreve a utilização das técnicas de teoria de controle nas plantas de processamento de uma refinaria de petróleo pertencente ao sistema Petrobras, a REVAP, Refinaria Henrique Lage, localizada em São José dos Campos/SP, no Vale do Rio Paraíba.

São destacados os conceitos da teoria de controle essenciais ao desenvolvimento do estudo de controle na refinaria e também são feitos estudos de algumas malhas de controle em funcionamento em uma das unidades de processo da REVAP.

Foi desenvolvido um modelo matemático de uma parte da unidade de Destilação, o forno de destilação atmosférica, em um simulador de processos industriais (INDISS - Industrial and Integrated Simulation Software) da empresa francesa RSI, com o objetivo de testar uma modificação na estratégia de controle na temperatura de saída do forno citado.

Para controlar o processo simulado no INDISS e realizar os testes de mudança de estratégia de controle, foi desenvolvido um algoritmo de controle do tipo PID no software MatLab. Para que o modelo matemático desenvolvido no INDISS e o algoritmo de controle pudessem se comunicar, foi desenvolvida uma interface de software, em VBScript.

O capítulo 1 apresenta uma introdução sobre o petróleo, sua forma de exploração, refino e também um breve histórico da Petrobras e da REVAP. Já o capítulo 2 descreve as unidades de processo da REVAP e detalha o funcionamento da unidade de Destilação Atmosférica e à Vácuo, unidade na qual se concentraram os estudos deste trabalho.

No capítulo 3 é feita uma breve revisão teórica de conceitos da teoria de controle, essencialmente controles do tipo PID, e são feitas análise de funcionamento de três malhas de controle que são utilizadas na unidade de Destilação da refinaria.

O capítulo 4 contém uma introdução ao uso de simuladores de processo na indústria petroquímica e detalha o processo de modelagem do forno de destilação atmosférica no INDISS, o desenvolvimento do algoritmo de controle no MatLab e como foi feita a comunicação entre os dois softwares.

Já o capítulo 5 apresenta os resultados do processo de simulação, que teve por objetivo testar uma modificação na estratégia de controle utilizada atualmente na REVAP.

CAPÍTULO 01: INTRODUÇÃO

1.1 O Petróleo e o Refino

O "óleo da pedra" (do latim petro: pedra + oleum: óleo) é um produto da ação da natureza, que vem sendo formado há milhões de anos através da decomposição do material orgânico depositado no fundo de antigos mares e lagos.

Estima-se que as jazidas petrolíferas mais novas têm menos de dois milhões de anos, enquanto as mais antigas estão em reservatórios com cerca de 500 milhões de anos.

Ao contrário do que muita gente acredita, em uma jazida, o petróleo, normalmente, não se encontra sob a forma de bolsões ou lençóis subterrâneos, mas nos poros ou fraturas das rochas, o que pode ser comparado à imagem de uma esponja encharcada de água. Certas condições geológicas especiais determinaram a distribuição do petróleo em nosso planeta de maneira bastante irregular.

Existem no mundo algumas áreas que reuniram características excepcionais da natureza que permitiram o aparecimento do petróleo. O melhor exemplo disso é o Oriente Médio. Lá estão por volta de 65% das reservas mundiais de óleo e 36% das reservas de gás natural.

A figura 01 apresenta os países que possuem as maiores reservas provadas de óleo e gás natural:

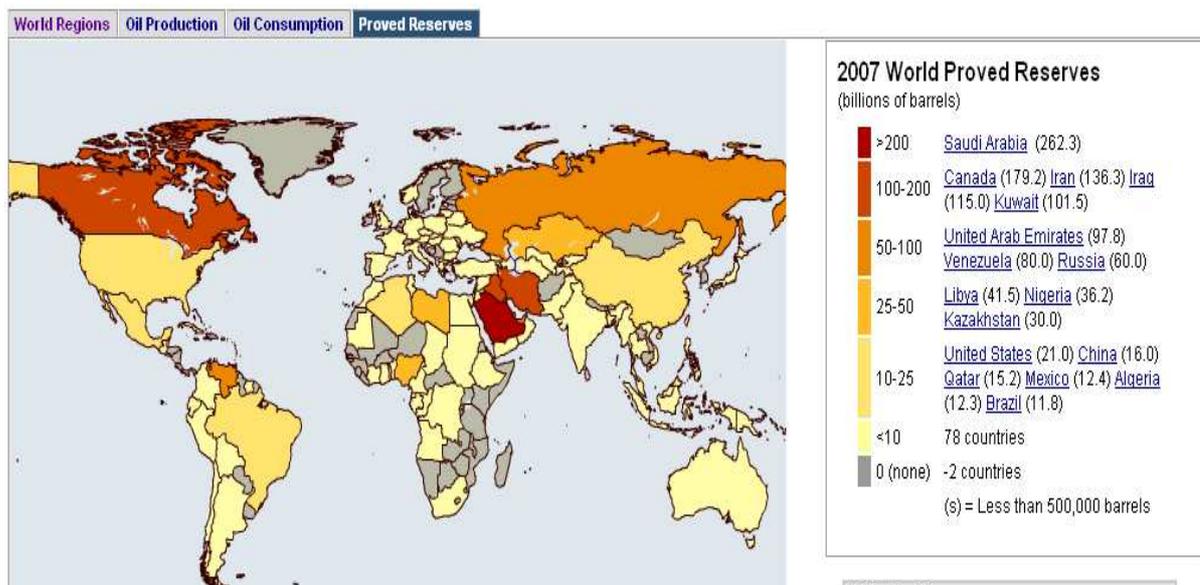


Figura 01 – Reservas de Petróleo provadas no mundo (fonte: EIA – Energy Information Administration – Official Energy Statistics from the U.S. Government).

Cabe salientar que, nas estatísticas acima mostradas, não estão computadas as novas descobertas brasileiras na região do pré-sal. Segundo estimativas, as reservas na área do pré-sal brasileiro podem chegar a 100 bilhões de barris, acumulação esta que, se provada, colocaria o Brasil entre os seis países com maiores reservas de petróleo do mundo.

1.1.1 Exploração e Produção

O ponto de partida na busca do petróleo é a exploração que realiza os estudos preliminares para a localização de uma jazida. Para identificar o petróleo nos poros das rochas e decidir a melhor forma de extraí-lo das grandes profundidades na terra e no mar, o homem utiliza os conhecimentos de duas ciências: a Geologia e a Geofísica.

A Geologia realiza estudos na superfície que permitem um exame detalhado das camadas de rochas onde possa haver acumulação de petróleo. A Geofísica, mediante o emprego de certos princípios da física, faz uma verdadeira radiografia do subsolo.

A perfuração é a segunda etapa na busca de petróleo. Ela ocorre em locais previamente determinados pelas pesquisas geológicas e geofísicas. Para realizá-la, perfura-se um poço mediante o uso de uma sonda.

Comprovada a existência do petróleo, outros poços serão perfurados para se avaliar a extensão da jazida. Essa informação é que vai determinar se é comercialmente viável ou não, produzir o petróleo descoberto.

A fase de extração do petróleo começa após a avaliação da extensão da jazida. Em cada poço é introduzida uma tubulação de aço na superfície até o fundo, chamada de revestimento.

Os fluidos que migram da rocha geradora são extraídos através de uma coluna de produção - tubulação de menor diâmetro introduzida no revestimento, enquanto que o controle da vazão espontânea desses fluidos é realizado pela árvore de natal - nome dado ao equipamento composto por um conjunto de válvulas instalado na superfície do poço.

Dos campos de produção em terra ou no mar, o petróleo e o gás seguem para o parque de armazenamento, onde ficam estocados. Este parque é uma grande área na qual se encontram instalados diversos tanques que se interligam por meio de tubulações.

1.1.2 Refino

O petróleo que é extraído dos poços, na terra ou no mar, é transportado através de oleodutos ou navios petroleiros até os terminais marítimos - um porto especial para carga e

descarga. Outra etapa do processo é levar esse petróleo dos terminais até as refinarias, onde será processado e dará origem aos derivados para utilização comercial.

O óleo cru extraído do poço não tem aplicação direta. A sua utilização ocorre por meio de seus derivados. Para que isso ocorra, o petróleo é fracionado em seus diversos componentes através do refino ou destilação fracionada, processo que é realizado nas refinarias de petróleo. Este processo aproveita os diferentes pontos de ebulição das substâncias que compõem o petróleo, separando-as e convertendo em produto final.

Os derivados mais conhecidos são: gás liquefeito (GLP) ou gás de cozinha, gasolinas, naftas, óleo diesel, querosenes de aviação e de iluminação, óleos combustíveis, asfaltos, lubrificantes, combustíveis marítimos, solventes, parafinas, coque de petróleo.

As parcelas de cada produto obtido no refino dependem de uma série de variáveis: da qualidade do petróleo que está sendo processado e da estrutura da refinaria - sua complexidade, unidades e mercado em que atua.

E é justamente no segmento do refino que a REVAP, refinaria objetivo do estudo deste trabalho, se enquadra na cadeia produtiva de petróleo no país.

1.2 A Petrobras e a REVAP

A criação da Petrobras, em outubro de 1953, foi autorizada com o objetivo de gerenciar e executar as atividades relativas ao setor do petróleo no Brasil. A Petrobras é uma companhia integrada que atua na exploração, produção, refino, comercialização e transporte de petróleo e seus derivados, possuindo enorme responsabilidade social e profundamente preocupada com a preservação do meio ambiente.

As operações de exploração e produção de petróleo, bem como as demais atividades ligadas ao setor de petróleo, gás natural e derivados, à exceção da distribuição atacadista e da revenda no varejo pelos postos de abastecimento, foram monopólio conduzido pela Petrobras de 1954 a 1997.

Em 1997, o Brasil, através da Petrobras, ingressou no seleto grupo de 16 países que produz mais de um milhão de barris de óleo por dia.

Em 2003, coincidindo com a comemoração dos seus 50 anos, a Petrobras dobrou a sua produção diária de óleo e gás natural ultrapassando a marca de 2 milhões de barris, no Brasil e no exterior.

Atualmente, a Petrobras possui cento e doze plataformas de produção, dezesseis refinarias, aproximadamente vinte e cinco mil quilômetros em dutos e mais de cinco mil postos de combustíveis. É a empresa de maior valor econômico do Brasil e uma das maiores no ramo de energia do mundo.

Dentro da estrutura administrativa da Petrobras, ligada à gerência executiva de Abastecimento e, dentro desta gerência, no segmento de Refino, encontra-se a REVAP Refinaria Henrique Lage, situada em São José dos Campos/SP, no vale do rio Paraíba do Sul, distante aproximadamente 90 km da capital do estado de São Paulo. Planejada no final da década de 70 para viabilizar as metas do II Plano Nacional de Desenvolvimento, a REVAP foi a quarta e última refinaria a entrar em funcionamento no Estado de São Paulo - e a última a ser construída no país.

A refinaria possui uma capacidade de processamento instalada de 251.000 barris de petróleo por dia, equivalente a 49 milhões de litros de petróleo por dia, processando, na maior parte do tempo, petróleo oriundo da bacia de Campos, no estado do Rio de Janeiro. Tem como seus principais derivados produzidos a gasolina, o diesel e o querosene de aviação, além de GLP, asfalto e enxofre.

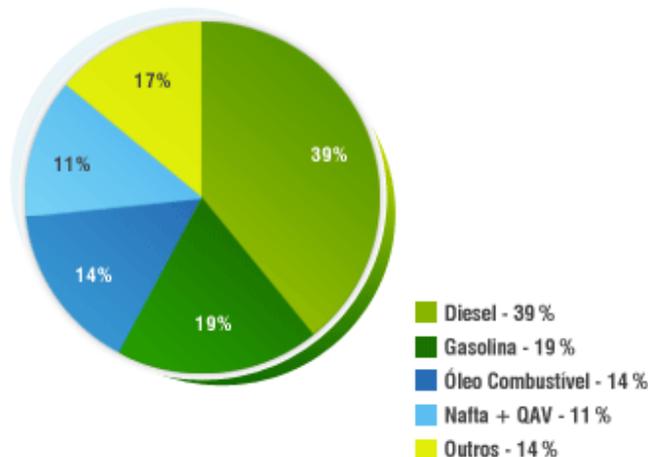


Figura 02 – Produção de Derivados no Brasil no ano de 2008

A figura 02 apresenta a distribuição da produção de derivados no Brasil no ano de 2008. Pode-se notar que a maior parcela da produção equivale a óleo diesel, essencialmente devido ao fato do transporte no país ser feito por meio rodoviário.

A produção de derivados na REVAP destina-se, principalmente, a suprir todo vale do Paraíba e parte da grande São Paulo, com destaque para o abastecimento do aeroporto de internacional de Guarulhos, cujo todo suprimento de querosene de aviação é feito pela REVAP.

A figura 03 apresenta o organograma administrativo da Petrobras. Pode-se observar toda hierarquia da empresa, com destaque para a gerência executiva de Abastecimento e, dentro desta, o segmento de Refino, onde a REVAP se encontra.

A figura 04 apresenta uma visão do parque industrial da Refinaria Henrique Lage - REVAP.

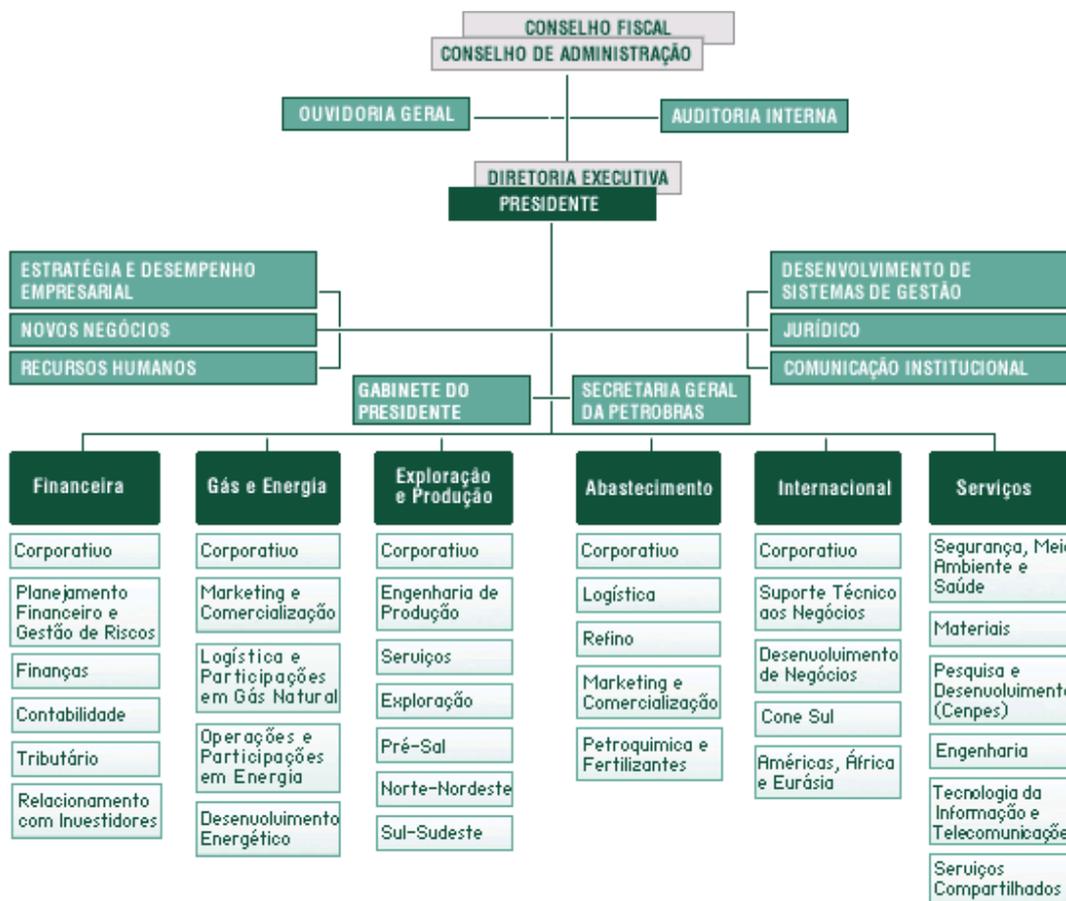


Figura 03 – Organograma administrativo da Petrobras



Figura 04 – Visão geral da Refinaria Henrique Lage – REVAP

CAPÍTULO 02: DESCRIÇÃO DAS UNIDADES INDUSTRIAIS DA REVAP

2.1 Divisão Setorial

A REVAP está dividida em várias gerências, cada uma com seu propósito específico, trabalhando de forma conjunta para o alcance do objetivo principal da refinaria, que é abastecer o mercado local e todos seus clientes com o máximo de qualidade, sempre respeitando os princípios de segurança no trabalho e normas internacionais de preservação do meio ambiente e saúde de todos seus colaboradores.

A figura 05 mostra o organograma administrativo da REVAP. Podemos notar toda a cadeia hierárquica da refinaria, com destaque para a gerência de Produção, dentro da qual encontra-se a gerência setorial de Destilação e Hidrotratamento. Dentre as unidades que estão sob a responsabilidade da gerência setorial de Destilação e Hidrotratamento estão as unidades de Destilação Atmosférica e Destilação à Vácuo, foco do estudo de controle deste trabalho.

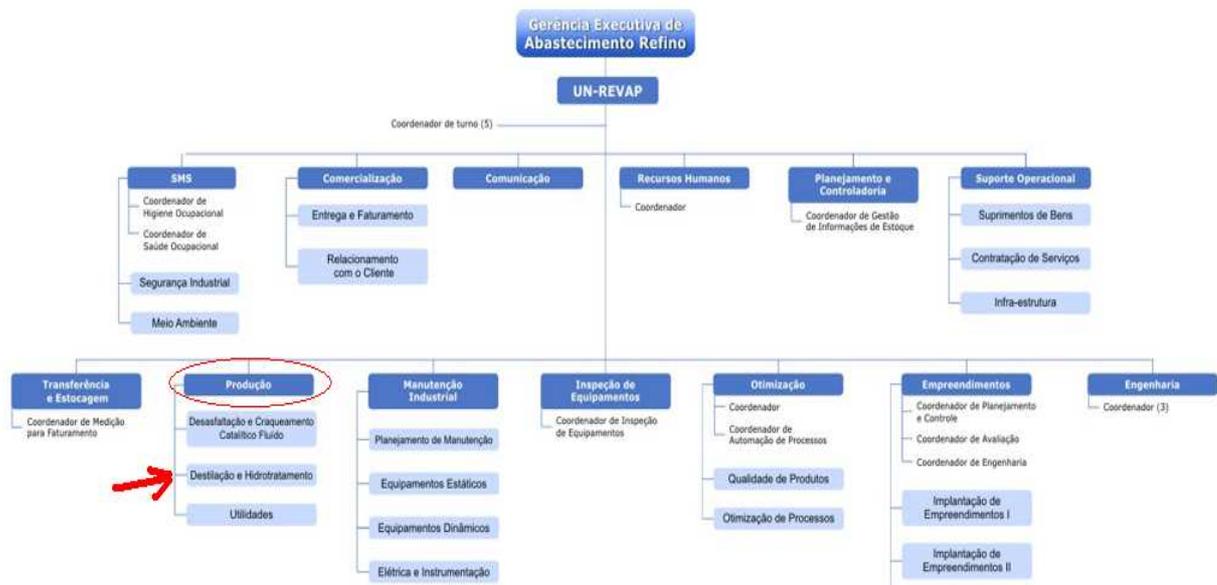


Figura 05 – Organograma administrativo REVAP

2.2 Descrição do Processo Produtivo

O processo produtivo da refinaria é dividido em três grandes áreas: Destilação e Hidrotratamento, Craqueamento Catalítico Fluidizado e, finalmente, Energia e Recursos.

Na Destilação (UDAV) o petróleo bruto é recebido e processado (destilado), tendo como produtos GLP, nafta (que faz parte da composição da gasolina e também é vendida como matéria prima para indústrias petroquímicas), querosene de aviação, diesel, gasóleo (que será enviado ao Craqueamento) e resíduo (que normalmente será vendido como óleo combustível). Com exceção do resíduo, todos os produtos da Destilação passam por um processo de tratamento (hidrotratamento - HDTs), para remover componentes indesejáveis (principalmente enxofre), antes de serem vendidos.

No Craqueamento Catalítico Fluidizado (UFCC) o gasóleo oriundo do processo de destilação é processado (craqueado), tendo como produtos GLP, nafta craqueada (que também faz parte da composição da gasolina), óleo combustível e asfalto. Os produtos do Craqueamento também passam por um processo de tratamento, para remover componentes indesejáveis, antes de serem vendidos.

Na Energia e Recursos é gerada e controlada toda energia necessária, tanto elétrica quanto térmica, para o funcionamento da refinaria. Isso é feito através de caldeiras geradoras de vapor, turbogeradores de energia elétrica e estações de distribuição elétricas. Neste setor também é controlado o tratamento e distribuição de água de resfriamento e ar de instrumentos para toda refinaria.

Existe um quarto setor, a Transferência e Estocagem, que, apesar de não fazer parte do processo produtivo, tem papel fundamental no perfeito funcionamento da refinaria. Nele é controlada toda logística de recebimento de petróleo e envio de derivados aos clientes, passando por controle de estoque, operação de tanques, esferas de armazenamento, oleodutos e gasodutos.

A tabela 01 apresenta a produção aproximada dos principais derivados da REVAP.

Derivados	Produção
Querosene de Aviação	6.000 m ³ /dia
GLP	3.000 m ³ /dia (equivale a 125.000 botijões residenciais)
Gasolina	8.000 m ³ /dia
Óleo Diesel	10.000 m ³ /dia (abastece 80.000 ônibus urbanos)
Enxofre	50.000 kg/dia
Óleos Combustíveis	5.000 m ³ /dia
Nafta Petroquímica	3.500 m ³ /dia
Asfalto	52.800 ton/mês

Tabela 01: Produção de Derivados na REVAP

A REVAP está sofrendo um processo de modernização e ampliação das unidades industriais. Tal projeto visa, entre outros objetivos, adequar os derivados produzidos às novas especificações ambientais da ANP (Agência Nacional de Petróleo), relativamente mais severas se comparadas às normas ambientais atuais. Este processo de melhoria na qualidade dos derivados é uma tendência mundial, pois todo o planeta está buscando soluções ambientalmente sustentáveis para a questão energética.

A figura 06 mostra um esquema geral de refino, bastante próximo do processo existente na REVAP atualmente, com os rendimentos aproximados de cada derivado. Já a figura 07 apresenta um diagrama geral dos diversos processos industriais realizados na REVAP, já inclusas as novas unidades do projeto modernização.

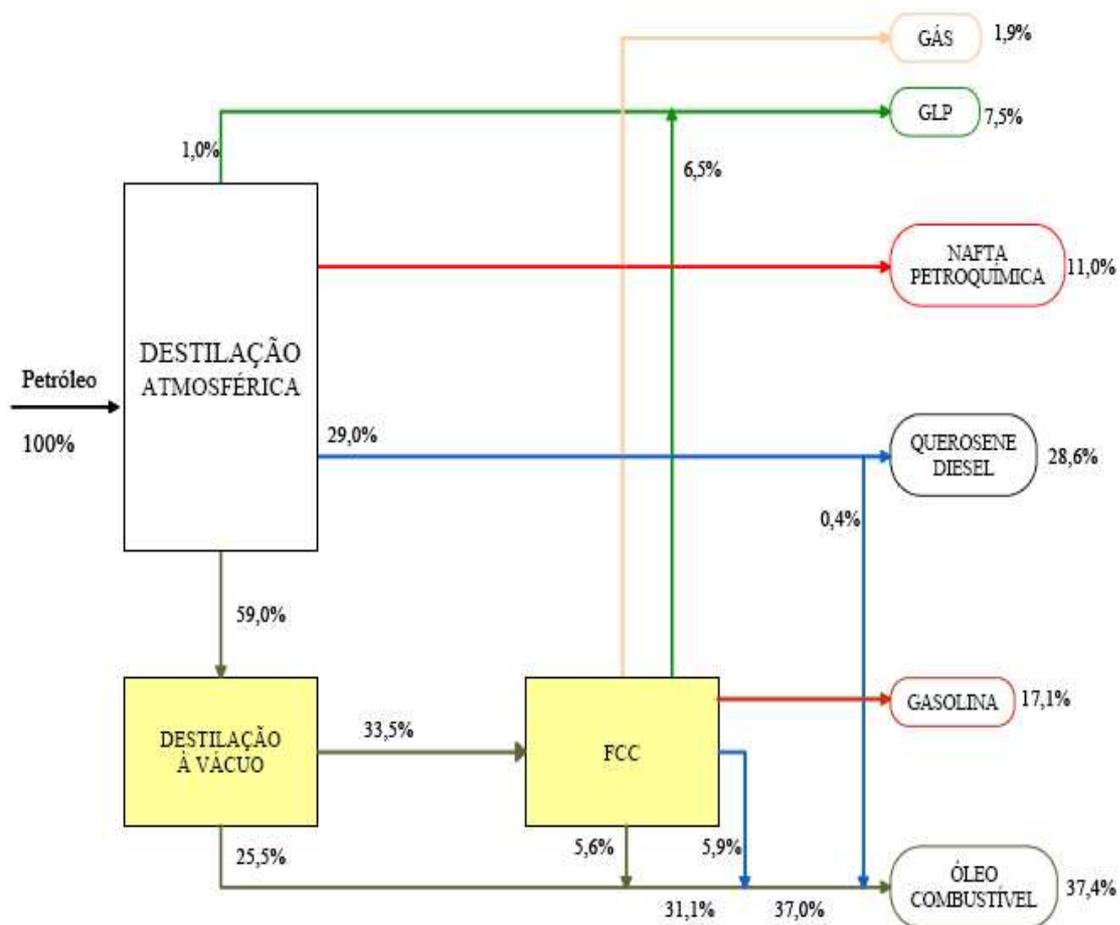


Figura 06 – Esquema geral de refino com unidades de destilação atmosférica e à vácuo e unidade de craqueamento catalítico fluidizado (FCC).

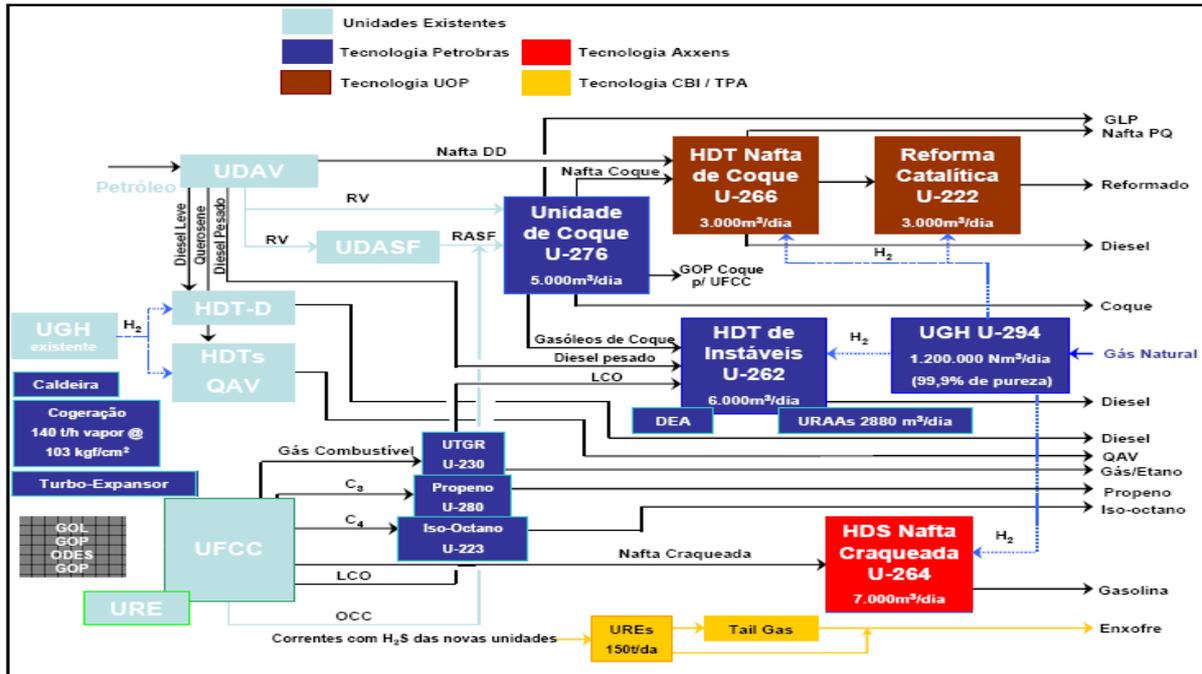


Figura 07 – Diagrama de processos industriais da REVAP

2.3 Descrição do Processo de Destilação

Neste trabalho será estudada a aplicação da teoria de controle em algumas malhas de controle do setor de Destilação da REVAP. Cabe, portanto, uma descrição mais detalhada do processo de funcionamento de tal setor.

O petróleo a ser processado na unidade de destilação da REVAP provém, em sua maior parte, de várias plataformas do sistema PETROBRAS; o restante consiste de petróleo importado, de maior grau API (menor densidade), sendo que o petróleo processado na unidade é uma mistura de petróleos, nacionais e importados, para se obter a adequação de grau API exigida pelo projeto da unidade.

2.3.1 Seção de Carga

O petróleo, também chamado de carga, entra na unidade através de duas bombas que fornecem pressão suficiente para a carga chegar à primeira torre de destilação. Após as bombas existe um controle de vazão (PID), onde é controlada a vazão total de carga para unidade através de duas válvulas.

As bombas de carga enviam o petróleo a uma bateria de trocadores de calor, onde a carga recebe calor de correntes provenientes das torres de destilação, calor necessário para se obter uma temperatura ideal para o processo de dessalgação e retirada de água.

Após a bateria de permutadores de pré-aquecimento, o petróleo passa pela seção de dessalgação, que consiste em 4 vasos, onde são retirados água e sal presentes no petróleo bruto. Nessa seção existe um controle de pressão (PID), onde é controlada a pressão nos vasos de dessalgação através de duas válvulas de controle.

Saindo da seção de dessalgação, o petróleo passa por uma segunda bateria de trocadores de calor, ganhando mais calor até chegar à primeira torre de destilação (chamada de torre pré-flash).

2.3.2 Torre de pré-flash

Na torre de pré-flash o petróleo tem sua primeira separação. Pelo topo da torre tem-se a retirada de nafta leve associada a gases leves e pelo fundo tem-se a retirada de uma outra corrente, que é conhecida como cru-reduzido. O calor necessário para separação das duas correntes na torre é fornecido por dois fornos, refervedores, localizados no fundo da torre. Os fornos da torre pré-flash possuem controle de vazão (PID) em cada entrada de carga do forno, também chamada de passo, onde a vazão é controlada por válvulas de controle. Possuem também um controle de temperatura geral de saída (PID), que atua sobre as válvulas que controlam a pressão de gás combustível e óleo combustível para os maçaricos.

A corrente de topo da torre pré-flash é enviada a uma outra torre, chamada de estabilizadora de nafta, que tem por objetivo separar a nafta dos gases leves.

A corrente de fundo da torre pré-flash (cru-reduzido) é enviada a três fornos (conhecidos como fornos atmosféricos) através de uma bomba, para que possa ganhar o calor necessário para se realizar a destilação na torre de destilação atmosférica. Nesses fornos também existem controles de vazão (PID) em cada passo, que trabalham em cascata com o nível de fundo da torre pré-flash, sendo o controle feito por válvulas de controle e também controle de temperatura geral, semelhante aos fornos refervedores da torre pré-flash.

2.3.3 Torre Estabilizadora de Nafta

O objetivo dessa torre é separar a nafta dos gases leves (principalmente GLP) e também especificar algumas propriedades químicas dos derivados, como pressão de vapor da nafta e intemperismo do GLP. A carga para essa torre é composta de nafta leve e gases leves,

provenientes do topo da torre pré-flash, associadas à nafta pesada, proveniente do topo da torre atmosférica.

O calor necessário para separar as duas correntes é proveniente de dois permutadores localizados no fundo da torre (refervedores). Pelo topo da torre tem-se a retirada de GLP e pelo fundo, a retirada de nafta estabilizada.

O GLP é enviado para um tratamento, para a retirada de compostos sulfurados, e depois será vendido como GLP (gás de cozinha).

Já a nafta estabilizada é enviada para um tanque e, juntamente com a nafta proveniente da unidade de Craqueamento Catalítico, irá compor a mistura para a formação da gasolina nacional.

2.3.4 Torre de Destilação Atmosférica

Saindo dos fornos atmosféricos, o cru-reduzido é enviado à torre de destilação atmosférica, principal torre da unidade de destilação atmosférica. Nesta torre, o cru-reduzido é separado em 5 frações: nafta pesada, querosene, diesel leve, diesel pesado e resíduo atmosférico (RAT). Existem diversos controles na torre atmosférica, dentre os quais podem-se destacar o controle de refluxo da torre (quantidade de produto frio que retorna para torre após ser retirado, que melhora a qualidade de destilação), os controles de temperatura e vazão de refluxos circulantes, controle de vazão de retirada de produtos destilados e também o controle de nível de produto no fundo da torre.

É importante salientar que as temperaturas na torre atmosférica são de vital importância para a especificação dos produtos destilados, uma vez que esses produtos são analisados pela maior ou menor quantidade de frações de uma determinada pressão de vapor presentes na mistura. Por essa razão, existem diversos controles de temperatura nessa torre.

A nafta pesada é enviada à torre estabilizadora de nafta (juntamente com a corrente de topo da torre pré-flash).

Querosene, diesel leve e diesel pesado são enviados para a unidade de Hidrotratamento, para a retirada de componentes indesejáveis, principalmente enxofre e, após tratados, estão prontos para a venda.

O resíduo atmosférico é enviado, através de duas bombas, aos dois fornos de vácuo, que têm a função de ceder mais calor à carga para que se possa fazer a destilação à vácuo. Esses fornos possuem controles de vazão em cada passo, similares aos controles dos fornos

atmosféricos, que trabalham em cascata com o controle de nível de fundo da torre de destilação atmosférica. Possuem também o mesmo controle de temperatura geral de saída dos outros fornos já citados.

2.3.5 Torre de Destilação à Vácuo

Saindo dos fornos de vácuo, o resíduo atmosférico é enviado à torre de destilação à vácuo, onde, através de redução de pressão (realizada por uso de ejetores no topo da torre), o resíduo atmosférico é separado em três frações principais: gasóleo, gasóleo residual e resíduo de vácuo.

O gasóleo é utilizado como carga para a unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado, onde ocorrem reações químicas a base de catalisadores e são recuperadas mais frações de GLP, nafta (gasolina) e óleos leves.

O gasóleo residual é utilizado como diluente de outros derivados, principalmente óleo combustível.

Já o resíduo de vácuo é enviado para um tanque e pode ser vendido como óleo combustível (se for diluído com gasóleo residual) ou pode ser usado como combustível para os fornos da refinaria.

Na torre de vácuo existem diversos controles, sendo os controles de vazão de retiradas de produtos e de nível de produto no fundo os de maior destaque. Esses controles são feitos através de PIDs simples, e os elementos finais de controle são válvulas de controle no campo.

2.3.6 Fluxograma da unidade de Destilação

A figura 08 apresenta um fluxograma de processamento do petróleo nas unidades de destilação atmosférica e à vácuo da REVAP. A relação entre a numeração dos equipamentos no fluxograma e suas respectivas funções no processo de destilação pode ser vista na tabela 02.

Numeração do Equipamento	Função no Processo
B-01	Bomba de carga da unidade
T-01	Torre de Pré-flash
T-02	Torre Estabilizadora de Nafta
F-01	Forno Refervedor da torre de pré-flash
B-02	Bomba de carga do F-01
B-08	Bomba de carga do F-02
F-02	Forno de carga da torre de destilação atmosférica
T-03	Torre de Destilação Atmosférica
B-16	Bomba de carga do F-03
F-03	Forno de carga da torre de destilação à vácuo
T-05	Torre de Destilação à Vácuo

Tabela 02: Identificação dos equipamentos do fluxograma

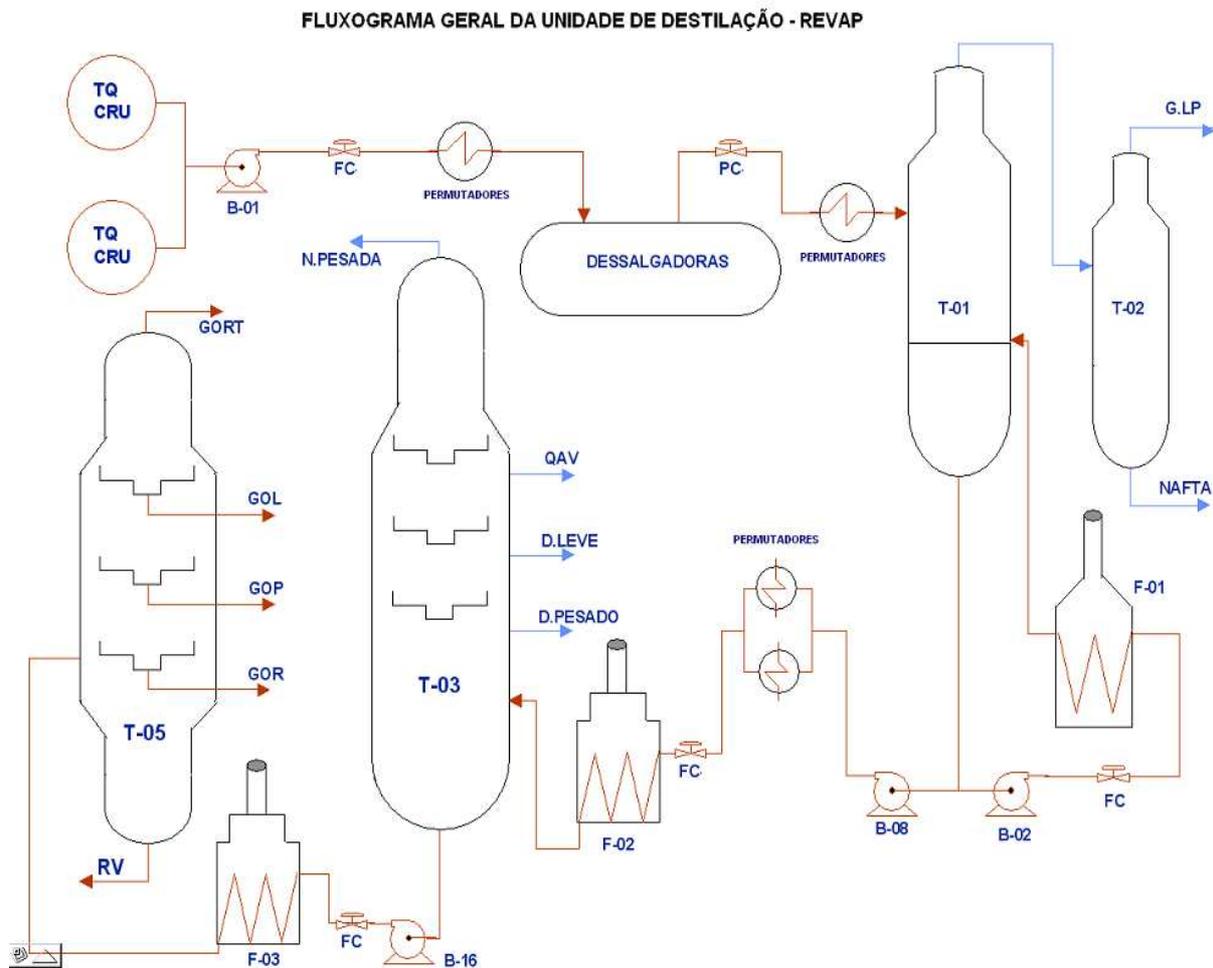


Figura 08 – Fluxograma Geral da Unidade de Destilação da REVAP

CAPÍTULO 03: TEORIA DE CONTROLE APLICADA A UMA UNIDADE DE DESTILAÇÃO

Neste capítulo serão estudadas algumas malhas de controle utilizadas na unidade de Destilação da REVAP. Todos os equipamentos serão referenciados por sua numeração, detalhada na tabela 02.

Porém, antes do estudo detalhado das malhas, cabe uma breve revisão teórica sobre controles do tipo PID, pois são a base do sistema de controle da REVAP.

3.1 Controle Proporcional-Integral-Derivativo

Apesar de suas limitações, o controlador com algoritmo PID continua sendo o mais utilizado atualmente nos processos industriais. Para controlar as operações de um sistema, o algoritmo PID busca reduzir a zero o desvio entre o setpoint (valor desejado para a variável) e a variável de processo (valor medido na planta de processo da variável que se deseja controlar). O sinal de saída ou de controle que vai atuar na planta de processo é composto dos termos proporcional, integral e derivativo da equação abaixo:

$$u(t) = MV(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_d \frac{d}{dt} e(t)$$

Onde, $u(t)$: sinal de saída ou de controle

$e(t)$: desvio entre a variável de processo e o *setpoint*

K_p : ganho proporcional (ação proporcional do controlador)

K_i : ganho integral (ação integral do controlador)

K_d : ganho derivativo (ação derivativa do controlador)

A ação proporcional determina uma variação na saída do sinal de controle que é proporcional ao valor atual do erro. A resposta proporcional do controlador pode ser ajustada pela variação no termo K_p da equação acima, que representa o ganho proporcional do controlador. Um alto ganho proporcional resulta em uma grande mudança na saída do controlador para uma dada mudança no erro. Se o ganho proporcional é muito alto, o sistema pode ficar instável. Em contrapartida, valores reduzidos de ganho proporcional podem gerar uma resposta de saída muito reduzida para uma grande variação no erro, tornando o controle ineficaz.

A ação integral realiza uma variação na saída do sinal de controle baseada na soma dos erros recentes. A contribuição do termo integral (algumas vezes chamado reset) para a

saída do controlador é proporcional à magnitude e à duração do erro. A soma dos erros instantâneos ao longo do tempo fornece o erro acumulado que deveria ter sido corrigido anteriormente. O erro acumulado é então multiplicado pelo ganho integral e adicionado à saída do controlador. A magnitude da contribuição do termo integral à ação de controle global é determinada pelo ganho integral, K_i .

A ação derivativa determina uma variação na saída do sinal de controle baseada na taxa de variação do erro no processo ($SP - PV$), que tem por finalidade evitar um possível overshoot (mudança de sinal do erro) que pode ser causada pela ação integral. É calculada através da primeira derivada do erro em relação ao tempo e, esse taxa de variação, é multiplicada pelo ganho derivativo K_d . A idéia básica dessa ação de controle é tentar prever em qual momento o sistema atingirá a estabilidade ($SP = PV$), diminuindo as variações na saída de controle à medida que o erro diminui.

A figura 09A mostra como a variável controlada de um determinado sistema é afetada para 3 diferentes valores de K_p (ação proporcional), mantendo-se os valores de K_i e K_d inalterados.

A figura 09B mostra como a variável controlada de um determinado sistema é afetada para 3 diferentes valores de K_i (ação integral), mantendo-se os valores de K_p e K_d inalterados.

A figura 09C mostra como a variável controlada de um determinado sistema é afetada para 3 diferentes valores de K_d (ação derivativa), mantendo-se os valores de K_p e K_i inalterados.

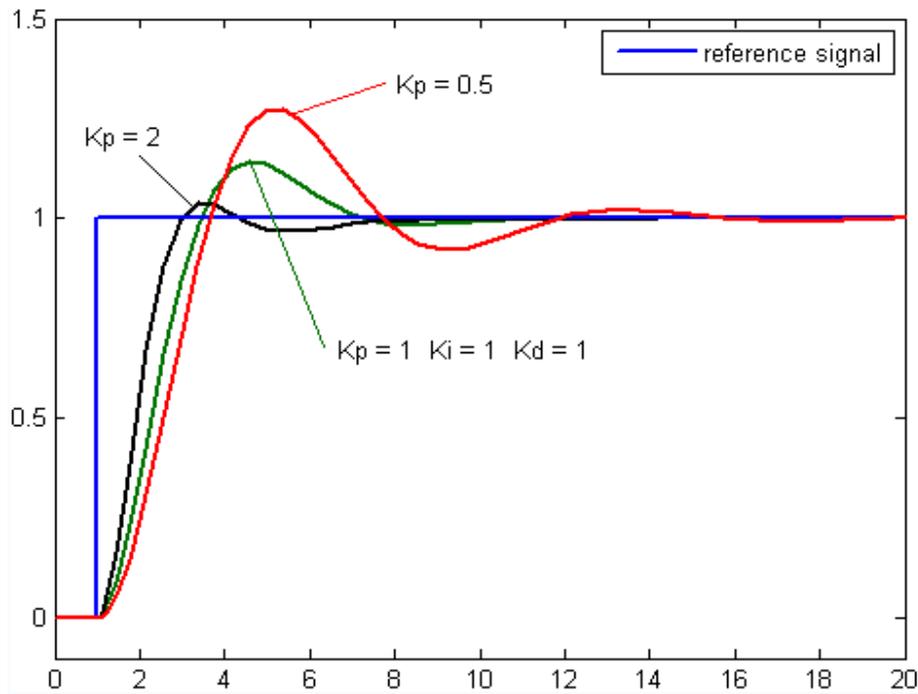


Figura 09 A – Variações de ganho proporcional de um controlador PID na variável de processo

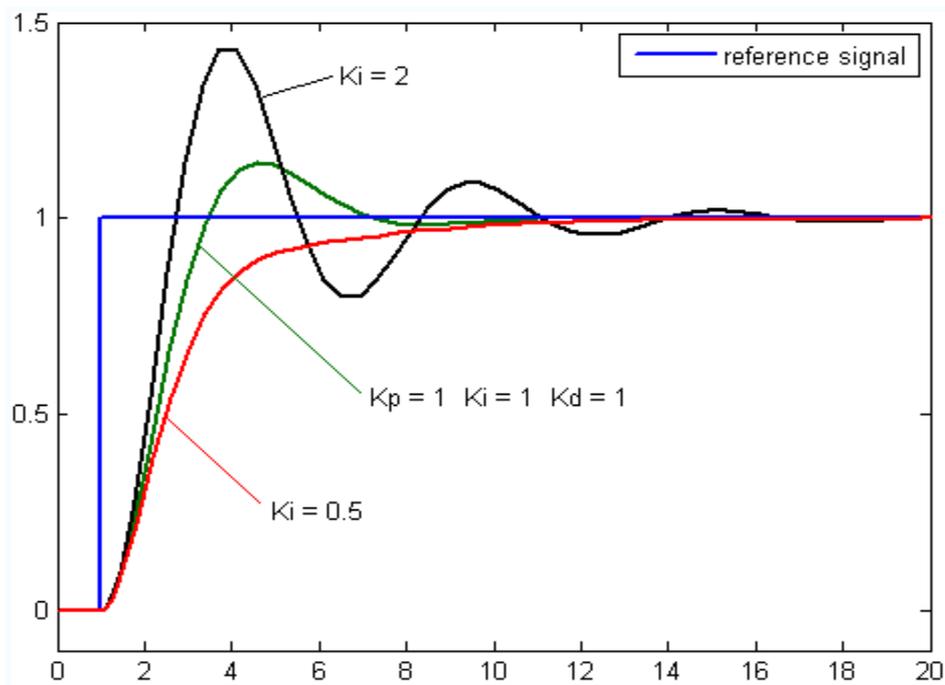


Figura 09 B – Variações de ganho integral de um controlador PID na variável de processo

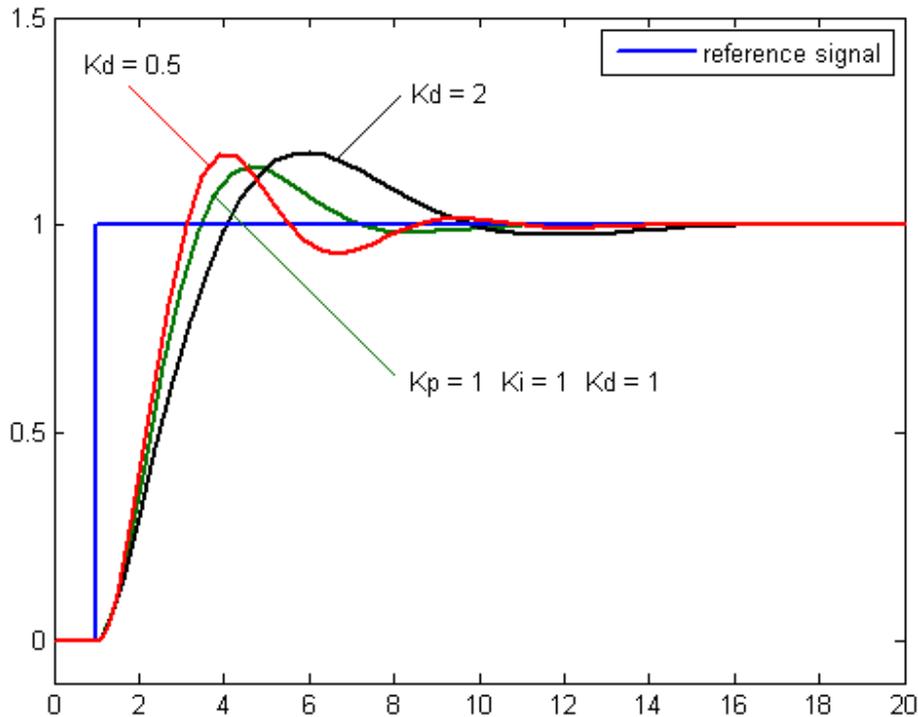


Figura 09 C – Variações de ganho derivativo de um controlador PID na variável de processo

Após esta breve revisão teórica, serão estudadas algumas malhas de controle implementadas na unidade de Destilação da REVAP.

3.2 Controle de Temperatura de Saída de Produto do Forno de Carga da Torre de Destilação Atmosférica

O forno de carga da torre de destilação atmosférica (identificado como F-02 no fluxograma da figura 08) realiza um papel fundamental no processo de destilação, pois fornece a temperatura necessária para que ocorra a separação dos componentes do petróleo na torre de destilação atmosférica.

Como o objetivo do deste forno é fornecer uma temperatura ótima para que ocorra o processo de destilação, a variável controlada deste sistema é a temperatura de saída de produto (cru-reduzido) que vai em direção à torre atmosférica.

Para se obter o controle de temperatura, a variável manipulada pelo sistema de controle é a pressão de gás combustível que alimenta os maçaricos do forno. Quanto maior a pressão de gás combustível para os maçaricos, maior a temperatura de saída do produto do

forno. Para realizar a variação da pressão de gás combustível, o sistema de controle atua na abertura ou fechamento de uma válvula de controle, que se encontra na linha de alimentação de gás combustível para os maçaricos.

Neste ponto pode-se traçar um paralelo com um forno residencial. Quando um cozinheiro quer maior rapidez no preparo de um determinado alimento, ele aumenta o “tamanho” da chama na qual está a panela, através dos botões do fogão. Na verdade, fisicamente, ele está aumentando a pressão do GLP (gás liquefeito de petróleo) que alimenta aquela chama, o que leva a um aumento de temperatura, atingindo o seu objetivo que é a maior rapidez no preparo do alimento.

De volta ao controle de temperatura do forno atmosférico, o sistema de controle implantado utiliza controladores PID tanto na variável controlada quanto na variável manipulada, para atingir o objetivo, que é o controle da temperatura ótima na saída do forno atmosférico.

A figura 10 apresenta o sistema de controle do forno atmosférico em um diagrama esquemático. A “TC” (Temperature Control) e a “PC” (Pressure Control) representam controles PID. O “TI” (Temperature Indicator) e o “PI” (Pressure Indicator) representam instrumentos que medem, respectivamente, temperatura de saída do produto e pressão de gás combustível para os maçaricos.

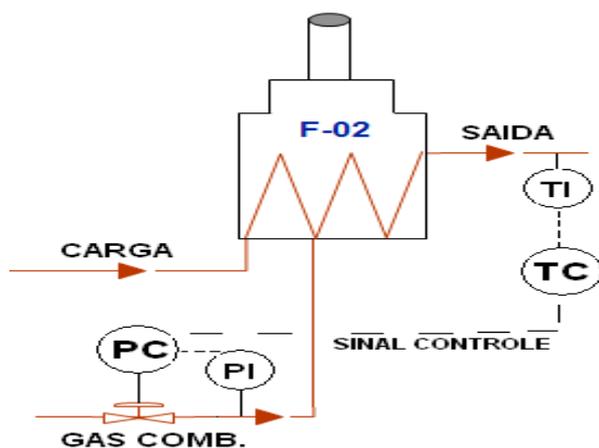


Figura 10 – Sistema de Controle do Forno Atmosférico da REVAP

A premissa de processo para este sistema de controle é que a temperatura de saída do forno é função apenas da pressão de gás combustível que alimenta os maçaricos. Na prática,

observa-se que outras variáveis podem influenciar nesta temperatura, como vazão de produto que passa pelo forno. Contudo, o sistema de controle foi projetado levando-se em conta apenas a pressão de gás combustível como variável manipulada.

Neste sistema de controle, existem três modos de operação: manual, automático (malha fechada de controle de pressão de gás combustível) e cascata (malha fechada de controle de temperatura, com sinal de controle sendo enviado à malha fechada de controle de pressão de gás combustível). A seguir serão apresentados os detalhes de cada modo de operação.

Em modo manual, o controle de temperatura do forno fica sob responsabilidade do operador da planta. O operador verifica a temperatura do forno, a pressão de alimentação de gás combustível e atua diretamente na abertura da válvula de controle de pressão de gás combustível, para realizar a correção da temperatura de saída conforme requerido pelo processo. Neste modo de operação, o grande problema é que o operador da planta precisa ficar quase que exclusivamente com sua atenção voltada para este pequeno trecho de processo, deixando de observar outros eventos e controles não menos importantes para o processo global de destilação.

Já em modo automático o controle de pressão é feito por um controlador que executa um algoritmo PID. O controlador recebe o sinal do transmissor de pressão de gás combustível, compara este sinal com o valor desejado pelo operador (set-point) e faz um cálculo do sinal de saída (correção) que atua sobre a válvula de controle de pressão de gás combustível. Neste modo de operação, o operador verifica a temperatura de saída do forno e atua alterando o set-point do controlador de pressão, e não mais atua diretamente sobre a válvula. O modo automático apresenta vantagens sobre o modo manual, pois o operador não mais necessita verificar duas variáveis para atuar (pressão de gás combustível e temperatura de saída) e a atuação do controlador de pressão, quando bem sintonizado (valores ótimos de ganho proporcional, integral e derivativo), provoca variações menores na planta do que uma atuação manual direta na válvula. Porém, apresenta ainda uma desvantagem, pois o sistema ainda requer a atenção do operador na verificação da temperatura de saída do forno.

Em modo cascata, o controle da temperatura é realizado por dois controladores executando algoritmos PID. O primeiro controlador recebe o sinal do transmissor de temperatura de saída de produto do forno, compara este sinal com o valor desejado pelo operador (set-point de temperatura) e faz um cálculo do sinal de correção. Este sinal de correção é enviado como set-point de pressão ao controlador de pressão de gás combustível descrito no modo automático. Este último controlador faz o cálculo do sinal de saída e atua sobre a válvula de controle de pressão de gás combustível para os maçaricos. O modo cascata é

o mais vantajoso dos três modos apresentados, pois o operador da planta apenas informa ao sistema de controle a temperatura de saída que deseja e os controladores executam os algoritmos e fazem a atuação na planta de maneira a deixar o forno com a temperatura desejada, liberando a atenção do operador para outros pontos do processo.

3.3 Controle de Temperatura de Topo da Torre Pré-Flash

A torre pré-flash (identificada como T-01 no fluxograma da figura 08) realiza a primeira separação da corrente de petróleo na unidade de destilação. Como a separação é feita por estágios de equilíbrio líquido-vapor, o perfil de temperatura da torre é definido pela temperatura de topo da mesma e pela quantidade de refluxo (líquido frio que retorna à torre) utilizada na operação.

Caso a operação seja feita com a temperatura de topo acima dos patamares normais, a corrente de topo da torre será composta de componentes “mais pesados” do que o esperado, o que pode causar uma instabilidade operacional e até mesmo a perda de especificação de produto na torre que recebe essa corrente (T-02 no fluxograma da figura 08).

Por outro lado, caso a operação da torre de pré-flash seja feita com temperatura de topo abaixo dos patamares normais, a corrente de fundo da torre será composta de componentes “mais leves” do que o esperado, o que pode gerar um fluxo muito grande de produto leve na torre de destilação atmosférica (T-03 no fluxograma da figura 08), aumentando a sua pressão, podendo chegar ao ponto de perda de especificação dos produtos retirados nesta torre (principalmente querosene e diesel).

Pelo exposto acima, é de fundamental importância o controle da temperatura de topo da torre de pré-flash. O controle é realizado por dois controladores PID, atuando em modo cascata. Um controlador PID (controlador de temperatura) tem como variável controlada a temperatura de topo da torre e como variável manipulada a vazão de refluxo que é injetada na torre, através da variação do set-point do segundo controlador PID. Este segundo controlador PID (controlador de vazão) tem como variável controlada a vazão de refluxo injetada na torre e como variável manipulada a abertura da válvula que controla a vazão de refluxo.

Caso a temperatura medida de topo da torre esteja acima do valor desejado (valor esse que é informado ao controlador de temperatura através do set-point), o controlador PID gera uma saída de controle que aumenta o valor de set-point de vazão de refluxo no controlador de vazão. Este último controlador, por sua vez, levará a vazão de refluxo ao novo

valor de set-point definido pelo controlador de temperatura, através da abertura da válvula de controle de vazão de refluxo. Como a corrente de refluxo é mais fria do que a corrente que está saindo pelo topo da torre, a tendência do valor da temperatura de topo é decrescer, pois existe um maior fluxo de líquido frio entrando na torre, o que leva o controle a atingir seu objetivo, neste exemplo, diminuir a temperatura de topo da torre.

Caso a temperatura medida de topo da torre esteja abaixo do valor desejado, o funcionamento do controle será o inverso. O controlador de temperatura gera uma saída de controle que diminui o valor de set-point de vazão de refluxo no controlador de vazão. Com essa diminuição do set-point, o controle de vazão gera uma saída que faz com que a válvula de controle diminua sua abertura, reduzindo a vazão de refluxo para a torre. Como a quantidade de fluxo frio retornando à torre é menor, a tendência do valor da temperatura de topo é aumentar.

A figura 11 apresenta o sistema de controle da temperatura de topo da torre de pré-flash em um diagrama esquemático. A “TC” (Temperature Control) e a “FC” (Flow Control) representam controles PID. O “TI” (Temperature Indicator) e o “FI” (Flow Indicator) representam instrumentos que medem, respectivamente, temperatura de topo da torre e vazão de refluxo que é injetada na torre.

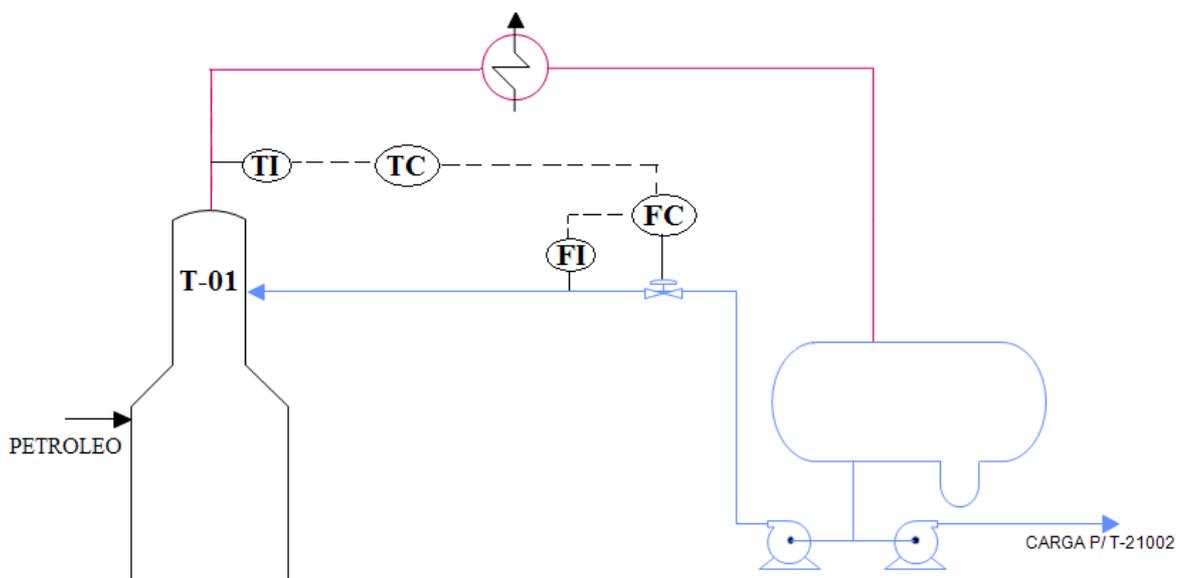


Figura 11 – Sistema de Controle da Temperatura de Topo da Torre de Pré-Flash

3.4 Controle de Pressão de Topo da Torre Estabilizadora de Nafta

A torre estabilizadora de nafta (identificada como T-02 no fluxograma da figura 08) realiza a separação da corrente de topo da torre pré-flash em dois produtos: GLP (associado a gases leves) e nafta estabilizada. Uma das variáveis de processo mais importantes neste processo de separação é a pressão de topo da torre, pois existe uma pressão ideal para que ocorra a separação dos componentes, levando-se em conta a especificação quanto à composição dos produtos, exigida pelos órgãos reguladores de comercialização de produtos petroquímicos.

Caso a operação da torre seja feita com a pressão de topo acima dos patamares normais, a corrente que chega à torre terá maiores dificuldades para ser separada, o que pode fazer com que o GLP, que deveria sair pelo topo da torre, saia da torre juntamente com a nafta, pelo fundo do sistema. Caso isso ocorra, a nafta ficará fora das especificações determinadas pelos órgãos reguladores, isto é, o produto não poderá ser comercializado.

Portanto, o controle de pressão no topo da torre estabilizadora de nafta é muito importante para o processo de destilação. O controle de pressão é feito por um controlador PID, que tem como variável controlada o valor medido da pressão de topo da torre e como variável manipulada a abertura da válvula de controle de fluxo que desvia o permutador-condensador de topo. O princípio de processo envolvido se baseia no fato de que, quanto maior o fluxo de gases de topo da torre que passam pelo permutador-condensador, menor será a pressão no sistema, pois os componentes que estão na fase gasosa antes do permutador-condensador têm a tendência de se condensar quando resfriados, o que gera uma queda de pressão no sistema.

Se a pressão medida no topo da torre estiver acima do valor desejado (valor informado ao controlador PID através do set-point), o controlador PID gera uma saída de controle que irá atuar fechando a válvula de desvio do permutador-condensador de topo da torre, fazendo com que um maior fluxo de gases do sistema de topo passe pelo permutador. Com um maior fluxo de gases passando pelo trocador de calor, a tendência do valor de pressão do sistema é diminuir, uma vez que um volume maior de gases será condensado.

Caso a pressão medida no topo da torre estiver abaixo do valor desejado, o funcionamento do controle é o inverso. O controlador PID gera uma saída de controle que faz com que a válvula de desvio do permutador-condensador do topo aumente sua abertura, fazendo com que um maior fluxo de gases de topo desvie o permutador. Com um menor fluxo de gases passando pelo trocador de calor, a tendência do valor de pressão no sistema é aumentar.

A figura 12 apresenta o sistema de controle da pressão de topo da torre estabilizadora de nafta em um diagrama esquemático. A “PC” (Pressure Control) representa um controle PID. O “PI” (Pressure Indicator) representa um instrumento que mede a pressão de topo da torre.

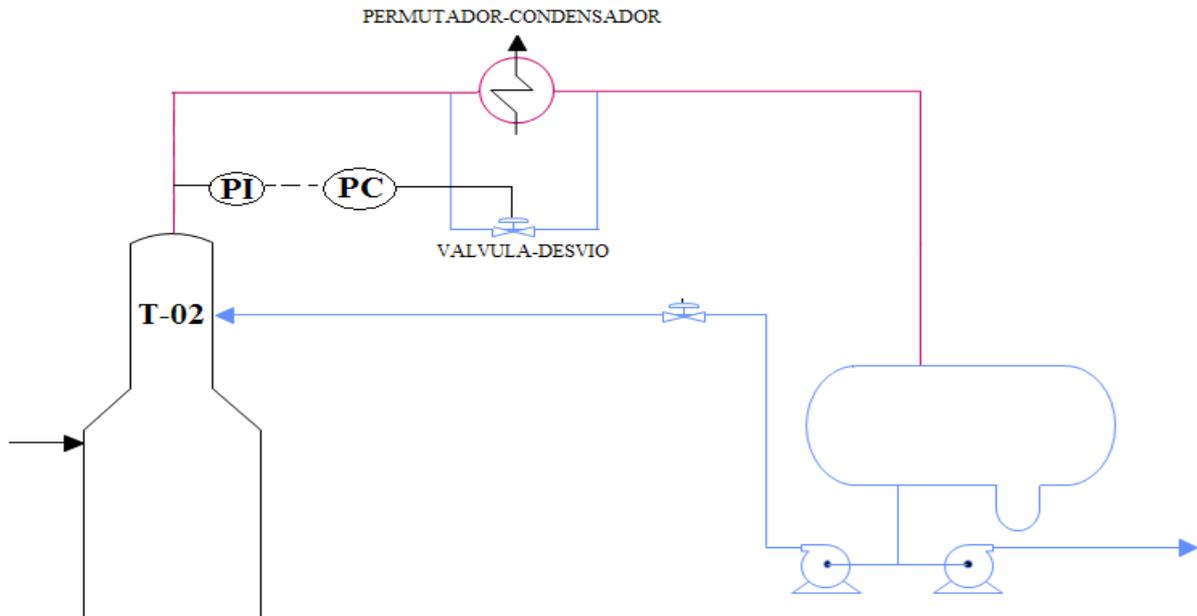


Figura 12 – Sistema de Controle da Pressão de Topo da Torre Estabilizadora de Nafta

CAPÍTULO 04: SIMULAÇÃO DE MALHAS DE CONTROLE UTILIZADAS NA REVAP

Neste capítulo será feita uma introdução ao uso de simuladores industriais na indústria petroquímica e também apresentado o software comercial utilizado para simular um sub-processo da unidade de Destilação da REVAP, simulação essa que teve por objetivo demonstrar o funcionamento de um controle PID implementado no MatLab controlando um processo petroquímico, da mesma maneira que um controlador industrial atua na planta de processo real.

4.1 Simuladores Industriais

A técnica de simulação já é bastante difundida na indústria do petróleo e gás, visto que proporciona um ambiente favorável ao estudo aprofundado de processos, sem que seja necessário o contato direto com o processo real. Desta forma, operadores inexperientes podem ser treinados em simuladores até que atinjam um grau de capacitação e conhecimento exigidos para a operação de processo. Isto é, eles devem ser capazes de conduzir o processo e detectar eventuais anomalias, tomando as devidas providências para garantir seu bom funcionamento. Assim, evitam-se eventuais problemas graves, tanto de segurança como de qualidade do produto a que se destina o processo, que podem ocorrer devido à inexperiência no manuseio da planta, como também da falta de conhecimento do processo.

Do mesmo modo, através do uso de simuladores, torna-se viável o estudo e o aprimoramento de estratégias avançadas de controle, que se tornaram uma necessidade urgente nas indústrias, dado que os processos produtivos tiveram que ser adaptados às novas características do mercado internacional.

O desenvolvimento de simuladores é realizado tradicionalmente com linguagens de propósito geral, como C ou FORTRAN, ou com linguagens de simulação, como SIMULA, ACSL, SIMSCRIPT, etc., que facilitam o desenvolvimento de simulações de processos.

Nos últimos anos, têm surgido outros tipos de linguagens de simulação mais avançadas, com orientação a objetos e componentes reutilizáveis. Um exemplo disto é a linguagem EL utilizada pelo software EcosimPro. Está é uma linguagem de simulação orientada a objetos que permite desenvolver bibliotecas de componentes para a reutilização posterior no desenvolvimento de simuladores. O objetivo principal destas novas linguagens é diminuir o tempo de desenvolvimento e conseqüentemente os custos, ao usar componentes que já foram provados, e ser capazes de reutilizar facilmente componentes anteriormente desenvolvidos.

Com esta idéia surgiu o projeto CAPE-OPEN (Computer Aided Process Engineering – Open Simulation Environment), procurando uma modelagem rápida, precisa e efetiva para a síntese, projeto, monitoração e otimização de processos químicos e relacionados. Este projeto propõe um padrão para as interfaces dos componentes utilizados em simulações, que deve ser respeitado por aqueles que os desenvolvem, a fim de permitir a integração e troca destes entre diferentes fabricantes. Um destes fabricantes é a empresa francesa RSI, que desenvolveu o software de simulação INDISS (Industrial and Integrated Simulation Software), capaz de representar o sistema real como um todo no desenvolvimento de processos simulados.

Existem basicamente dois tipos de simuladores industriais utilizados atualmente. O primeiro tipo dispõe de uma vasta biblioteca de componentes padronizados. Na concepção de um novo processo, basta utilizar os componentes disponibilizados pelo simulador e somente fazer suas interligações e o ajuste dos parâmetros, de acordo com o processo a ser simulado. Estes normalmente não permitem a criação de novos componentes e são muito utilizados para o treinamento de novos operadores de processo.

Já o segundo tipo de simuladores, utilizados para aplicações mais restritas, permite não só a edição de componentes existentes, como também a criação de novos, tornando muito mais flexível sua utilização em diferentes tipos de processos. Devido a esta flexibilidade, estes são muito utilizados na pesquisa, pois permitem que novos processos ou novas técnicas de controle sejam simulados e estudados, possibilitando um estudo de viabilidade destes.

Após a criação de novos processos em simuladores, há a necessidade de se fazer a validação do modelo. Esta pode ser realizada através da comparação dos resultados de simulação com o processo real ou com outro modelo de simulação já implementado e validado em outro simulador. A opinião de operadores experientes também desempenha vital importância no processo de validação.

4.2 O Simulador INDISS

Com a finalidade de simular um sub-processo específico da unidade de destilação da REVAP para estudo de controles PID, foi utilizado o simulador industrial INDISS, citado na seção 4.1 deste trabalho.

Este simulador tem como finalidade reproduzir fielmente as partes do processo produtivo de uma indústria de óleo e gás, fornecendo um ambiente virtual adequado para várias finalidades, dentre elas, projeto de processo, otimização e estudo de novas técnicas de controle, com a vantagem de evitar o contato com a planta real durante os estudos, aumentando dessa maneira a segurança da planta e possibilitando uma gama maior de

variações de técnicas estudadas, fato que seria impossível caso o estudo fosse feito diretamente na planta de processo.

Para se fazer um modelo de um processo no INDISS são utilizadas bibliotecas de componentes padronizados, que são parametrizados com os dados dos equipamentos envolvidos e com as condições básicas do processo, tais como tamanho dos vasos, número de estágios de uma torre, potência de bombas, tipo de produto a ser processado, temperaturas, pressões, etc. Quanto maior o número e a precisão das informações sobre o processo, maior é a fidelidade do modelo obtido com a planta real.

Além de todas as informações técnicas sobre o processo a ser simulado, é de vital importância o conhecimento do funcionamento planta de processo e das bases físico-químicas envolvidas nesta planta, pois durante o processo de desenvolvimento do simulador, é necessária uma validação dos resultados obtidos do software, verificando assim a fidelidade da simulação.

4.3 Interface entre INDISS e MATLAB

Para simular o funcionamento de algumas das malhas de controle utilizadas na REVAP, foi adotada a seguinte estratégia: o processo petroquímico envolvido foi modelado e simulado com o software INDISS e o funcionamento do controlador industrial que controla esse processo foi simulado por um algoritmo que implementa um controle PID, desenvolvido no software MatLab.

Na planta de processo real, como já descrito anteriormente, os valores das variáveis de processo (pressão, temperatura, vazão, etc) são enviadas ao controlador, que por sua vez executa um algoritmo PID e calcula uma saída de controle, saída essa que é enviada à planta de processo para atuar em um elemento final de controle (abertura de válvula, acionamento de bombas, etc).

Na estratégia de simulação adotada neste trabalho, o INDISS representa a planta de processo e o MatLab representa o controlador. Logo, é necessário que exista uma comunicação entre os valores das variáveis de processo do INDISS e o algoritmo PID desenvolvido no MatLab, assim como ocorre a comunicação entre a planta de processo real e o controlador industrial.

Diante do exposto, para que a estratégia de simulação obtivesse sucesso, foi necessário o desenvolvimento de uma interface entre os softwares INDISS e MatLab.

Pelo fato do simulador INDISS ter sido desenvolvido em plataforma Microsoft Windows, ele apresenta uma série de facilidades para sua comunicação com outras aplicações também desenvolvidas para plataforma Windows por meio de sua interface OLE/COM (Object Linking and Embedding /Component Object Model) e também com componentes desenvolvidos com o padrão CAPE-OPEN.

O acesso ao simulador INDISS através de sua interface OLE é direto à partir de aplicações que podem acessar um servidor de automatização OLE, tais como Excel e Visual Basic. Para este trabalho foi escolhido o uso do software Excel, utilizando um código VBA, para acesso ao servidor de automatização OLE do INDISS.

Mas como o objetivo da interface é realizar a comunicação entre INDISS e MatLab, o Excel foi utilizado como “ponte de comunicação” entre os dois softwares supracitados. A comunicação entre o MatLab e o Excel foi realizada através da função actxserver do próprio MatLab.

A figura 13 mostra um diagrama esquemático comparativo entre a comunicação que ocorre na planta real e a comunicação obtida através da interface desenvolvida. A figura apresenta também em qual software cada processo (controlador industrial e planta de processo) foi simulado.

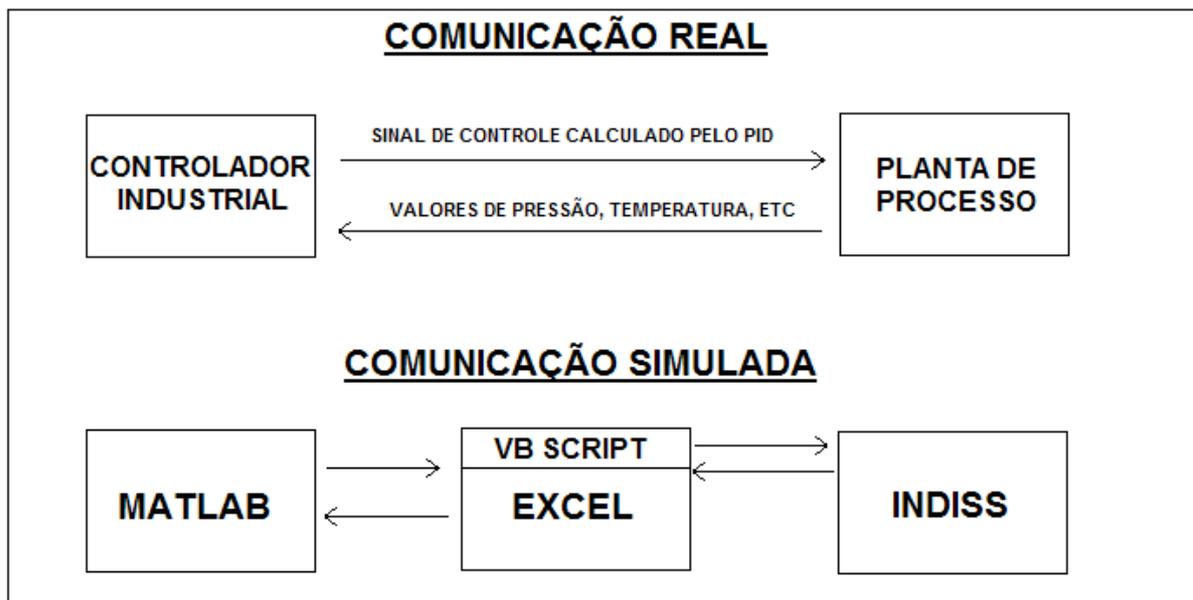


Figura 13: Comparação entre o processo real e o modelo simulado

4.4 Simulação da Malha de Controle de Temperatura de Saída do Forno de Carga da Torre de Destilação Atmosférica

Neste tópico será abordado o processo de modelagem do forno de carga da torre de destilação atmosférica (identificado como F-02 no fluxograma da figura 08) feito no software INDISS. Também será abordado o desenvolvimento do algoritmo PID feito no MatLab. No próximo capítulo serão apresentados os resultados da simulação desta malha de controle e, no apêndice, será mostrado o código feito em VBScript que serviu de ponte de comunicação entre o INDISS e o MatLab.

Para realizar a modelagem do forno atmosférico no INDISS, foi necessário o levantamento de todos os dados de processo envolvidos neste sistema, tais como: dimensões físicas do forno, valores previstos em projeto para vazão de carga, vazão e pressão de gás combustível para os maçaricos, capacidade de troca térmica dos tubos por onde passa o produto dentro do forno, composição química de todas as correntes envolvidas (carga do forno, ar para queima, gás combustível para os maçaricos), dentre inúmeros outros parâmetros.

A modelagem dos componentes do INDISS foi feita com o maior número de parâmetros de processo possível, visando obter uma alta fidelidade no modelo computacional obtido, afim de que a simulação da malha de controle fornecesse resultados bem próximos aos obtidos na planta de processo real.

Durante o processo de modelagem, uma das maiores dificuldades encontradas ocorreu na fase de validação do modelo computacional. Foi necessário levar o modelo computacional a “operar” nas mesmas condições de temperatura, vazão de gás, vazão de carga do forno real. Após isso, foi feita a mesma variação na vazão de gás para os maçaricos, tanto no modelo quanto no forno real, e medida a variação de temperatura na saída dos fornos (real e simulado). A diferença de variação encontrada, entre o modelo computacional e o forno real, foi da ordem de 2%.

Esse valor de diferença de resposta no modelo computacional foi considerado aceitável para a finalidade do teste de malha, levando-se em conta que nem todos os parâmetros operacionais do forno puderam ser levantados para o desenvolvimento do modelo.

Uma vez validado o modelo computacional desenvolvido no INDISS, a próxima etapa foi o desenvolvimento do algoritmo PID no MatLab. A idéia básica foi construir um algoritmo que gerasse uma saída de controle próxima às do controlador industrial instalado na planta real.

Como o algoritmo a ser desenvolvido deveria ser posteriormente sintonizado (obter valores ótimos de ganhos proporcional, integral e derivativo), optou-se pela construção de um algoritmo de fácil desenvolvimento computacional, mesmo que tal algoritmo, a princípio, não gerasse valor de saída de controle conforme o controlador real. O algoritmo escolhido para desenvolvimento foi um controlador PID com dois graus de liberdade. O fato do controlador desenvolvido no MatLab apresentar respostas diferentes do controlador industrial foi compensado por uma sintonia bem adaptada ao modelo computacional desenvolvido no INDISS.

Abaixo segue o código desenvolvido em MatLab do algoritmo PID com dois graus de liberdade e comunicação com o Excel.

```
T = 1; %período de amostragem – em segundos
Kc = 9; %ganho do controle proporcional
Ti=0.003; %parametro da acao integral
Td=0; %parametro da acao derivativa
Yr=357.315449667536; %referencia para controlador PID
b=1; %fator de ponderacao da acao proporcional
c=1; %fator de ponderacao da acao derivativa
ek=0; %erro da iteracao atual
ek1=0; %erro da iteracao anterior
ekd1=0; %erro com ponderacao na acao derivativa
Uint1 = 4100; %acao integral inicial
tempo = [];
setpoint = [];
controle1 = [];
controle2 = [];
pv = [];
sp = [];
i = 0; %iteracao inicial
excel = actxserver('Excel.Application');
set(excel,'Visible',1);
file=excel.Workbooks.Open('C:\Documents and Settings\INDISS\My
Documents\TCC_MatLab\INDISS.xls');
INDISS = excel.Worksheets.get('Item','INDISS');
range1=get(INDISS,'Range','A5');
range2=get(INDISS,'Range','A3');
range3=get(INDISS,'Range','A1');

while i < 600
```

```

tic
Yk=range3.value;
ek=Yr-Yk; %calculo do erro simples
ekp=(b*Yr)-Yk; %calculo do erro com ponderacao na acao proporcional
ekd=(c*Yr)-Yk; %calculo de erro com ponderacao na acao derivativa
Uk=Kc*ekp; %calculo da acao de controle proporcional
Uint=Uint1+(Kc*Ti)*(T/2)*(ek1+ek); %calculo da acao de controle integral
Uder=(Kc*Td)*(1/T)*(ekd-ekd1); %calculo da acao de controle derivativa
U=Uk+Uint+Uder; %acao de controle final do PID
if i<10
    U=4200;
end
if (i>20 && i<=300) mudanca de set-point no Segundo 20
    Yr=354;
end
if (i>301) %mudanca de set-point no segundo 301
    Yr=356;
end
if U<0 %implementacao da saturacao
    U=0;
elseif U>7000
    U=7000;
end
ek1=ek; %atualizacao do valor do erro simples
ekd1=ekd; %atualizacao do erro com ponderacao na acao derivativa
Uint1=Uint; %atualizacao do valor da acao integral do controle
controle1 = [controle1 (U/70)+300];
pv = [pv Yk];
range1.Value=U/70; %ESCREVER VALORES NO EXCEL (saida do controle)
i = range2.value; %LER VALOR DE SIMULACAO DO EXCEL (tempo de simulacao)
tempo = [tempo i];
setpoint = [setpoint Yr];
toc
end

%Plota dados
figure;
hold on;
plot(tempo,pv,'g')
plot(tempo,controle1,'r')
plot(tempo,setpoint,'b')

```

hold off;
grid

As figuras 14 A e 14 B mostram o ambiente de simulação no INDISS, onde foi desenvolvido o modelo computacional do forno de carga da torre de destilação atmosférica.

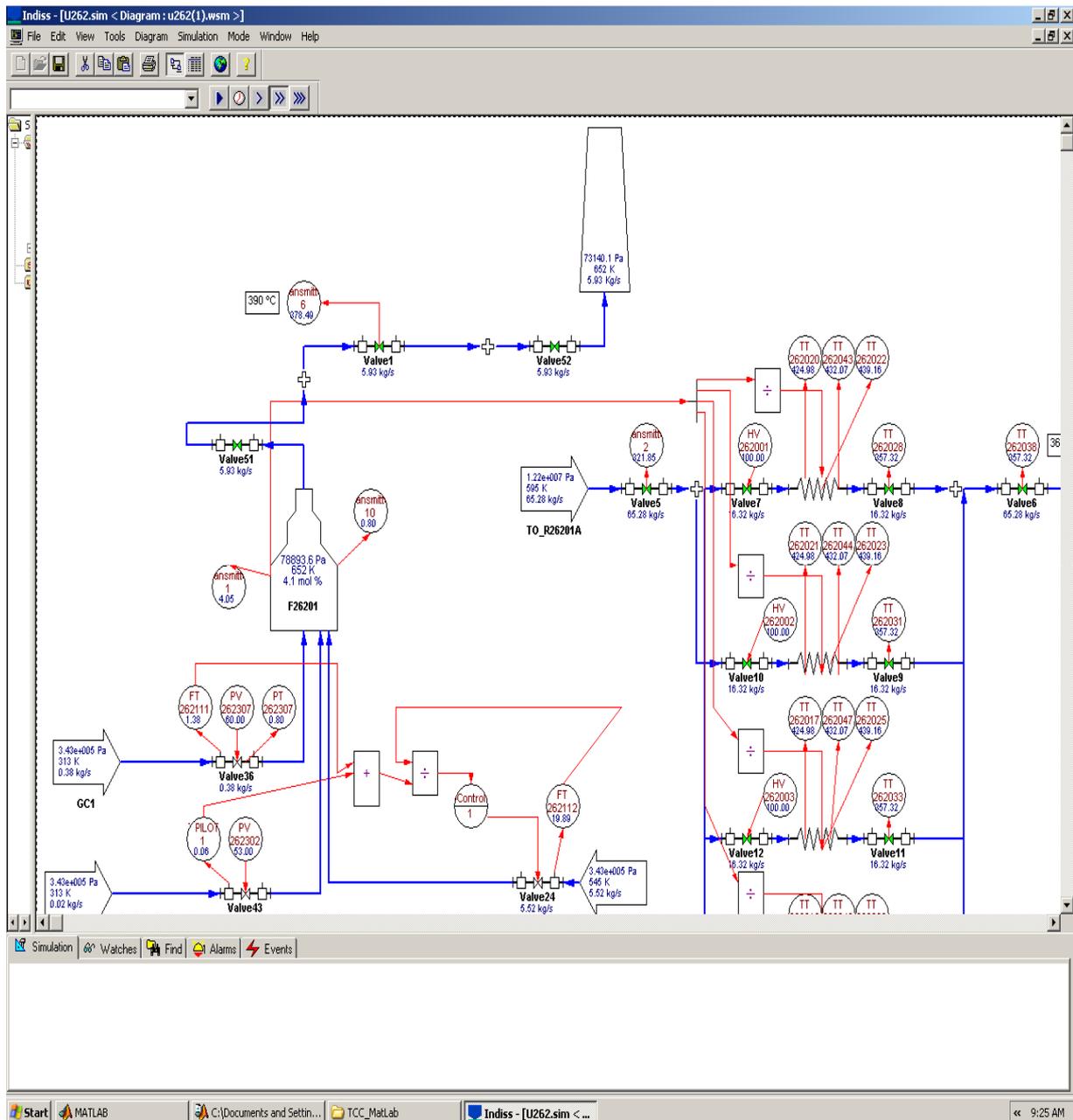


Figura 14 A: Ambiente INDISS de desenvolvimento

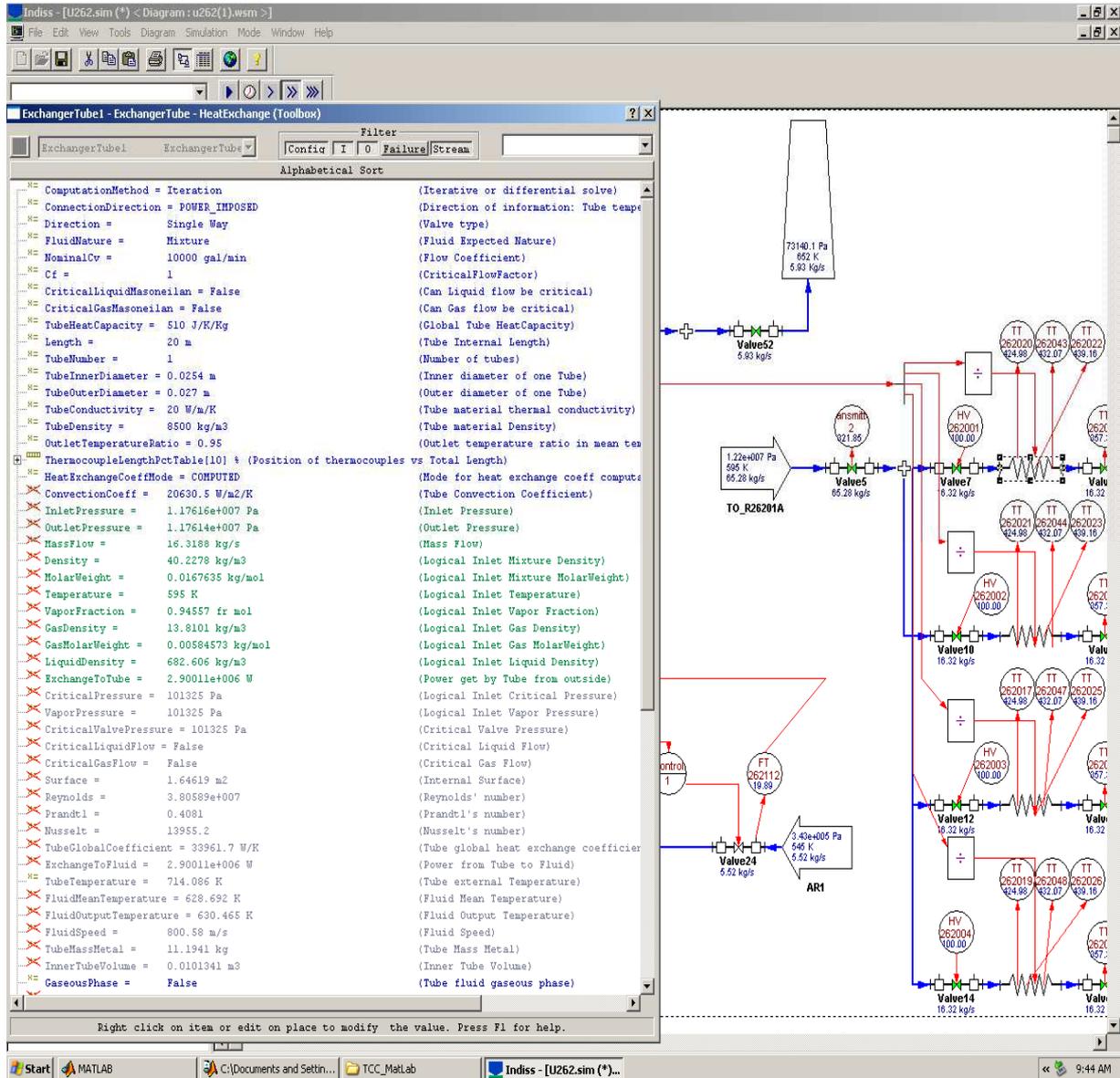


Figura 14 B: Detalhe de janela de configuração de parâmetros do tubo de aquecimento do forno de destilação atmosférica simulado no INDISS

CAPÍTULO 05: RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DAS MALHAS DE CONTROLE

Neste capítulo serão apresentados os resultados da simulação da malha de controle da temperatura de saída do forno de destilação atmosférica.

O objetivo da simulação foi testar uma modificação na estratégia de controle desta malha.

Como exposto do item 3.2, o controle implementado hoje na REVAP utiliza dois controladores PIDs trabalhando em modo cascata: um controlador para a variável controlada “temperatura de saída” e outro controlador para a variável controlada “pressão de gás combustível para os maçaricos”.

A modificação de estratégia proposta pela simulação utiliza apenas um controlador PID, para a variável controlada “temperatura de saída”, cuja saída atua diretamente sobre a abertura da válvula de controle de pressão do gás combustível.

A princípio, a utilização de apenas um controlador PID nesta malha poderia trazer a desvantagem de instabilidade operacional devido às variações bruscas do controlador. A vantagem de utilizar o modelo simulado é que foi possível testar várias configurações de ganhos proporcionais e integrais para o controlador PID, obtendo, à partir destes testes, uma sintonia ótima dos parâmetros, eliminando a desvantagem citada no caput deste parágrafo.

Cabe salientar que os testes de vários parâmetros do controlador não seria possível na planta real, pois seria necessário fazer várias alterações na planta em plena operação, o que seria inviável devido à possibilidade de perda de especificação de produtos.

Outra vantagem de se utilizar o modelo simulado foi que, a cada teste, o modelo computacional do forno era iniciado nas mesmas condições (condição inicial de pressão, abertura de válvulas, temperaturas, etc), o que trouxe uma maior confiabilidade na comparação entre os resultados, condições essas que não seriam obtidas na planta real sempre da mesma forma.

5.1 Metodologia de Testes

Para fazer os testes dos parâmetros, 2 casos foram testados. No primeiro caso, o controlador no MatLab iniciava sempre com o set-point de estabilidade de temperatura de saída do forno, que era de 357,31 °C. Após 20 segundos de simulação, o set-point era alterado para 354 °C e após 420 segundos de simulação o set-point era novamente alterado para 356 °C.

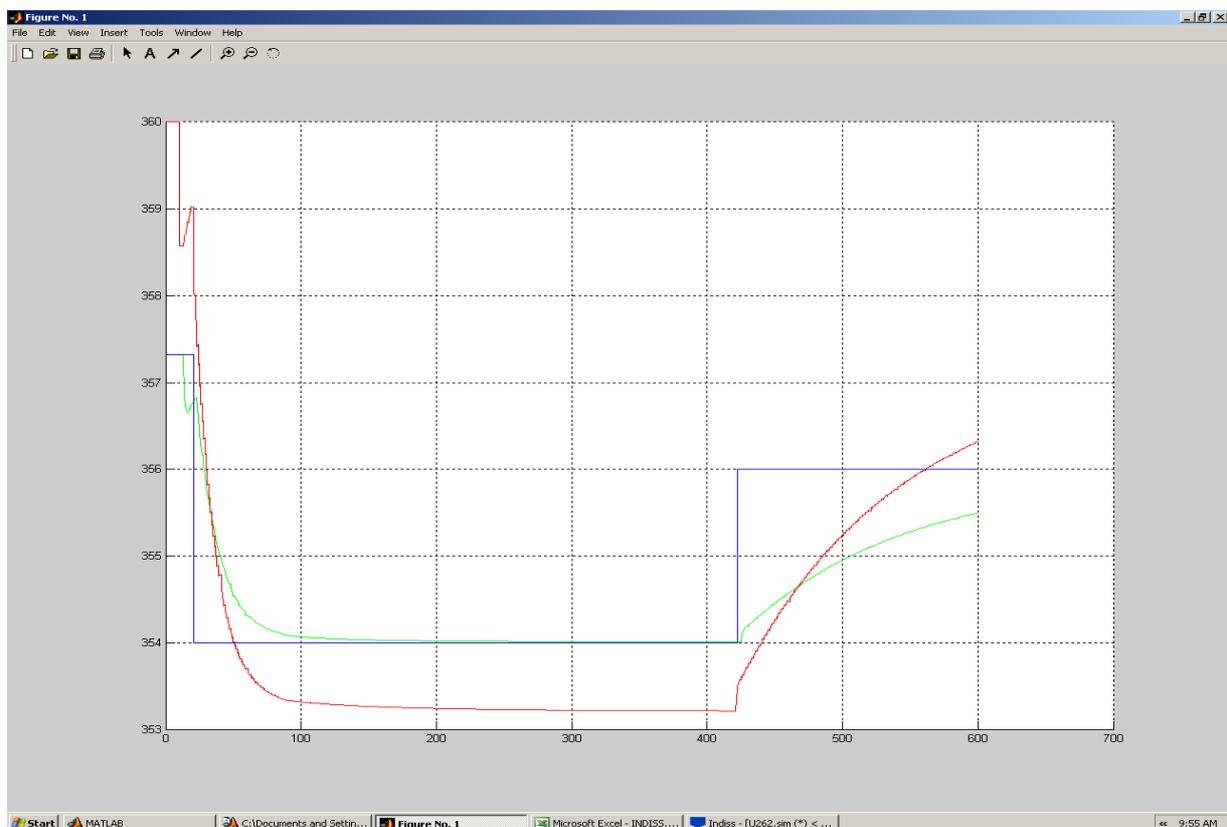
Já no segundo caso, o controlador iniciava com o mesmo set-point de estabilidade (357,31 °C). Após 20 segundos de simulação, o set-point era alterado para 354 °C e, após 300 segundos era alterado novamente para 356 °C. A finalidade no segundo caso foi testar a velocidade de correção da malha em alterações de set-point em intervalos de tempos menores.

Em ambos os casos, foram testadas 3 sintonias diferentes para os parâmetros proporcional e integral do controlador. Após a obtenção dos resultados dos testes, foi escolhida a melhor sintonia dentre as 3 testadas e realizada uma sintonia fina, de maneira a obter parâmetros ótimos para o controlador.

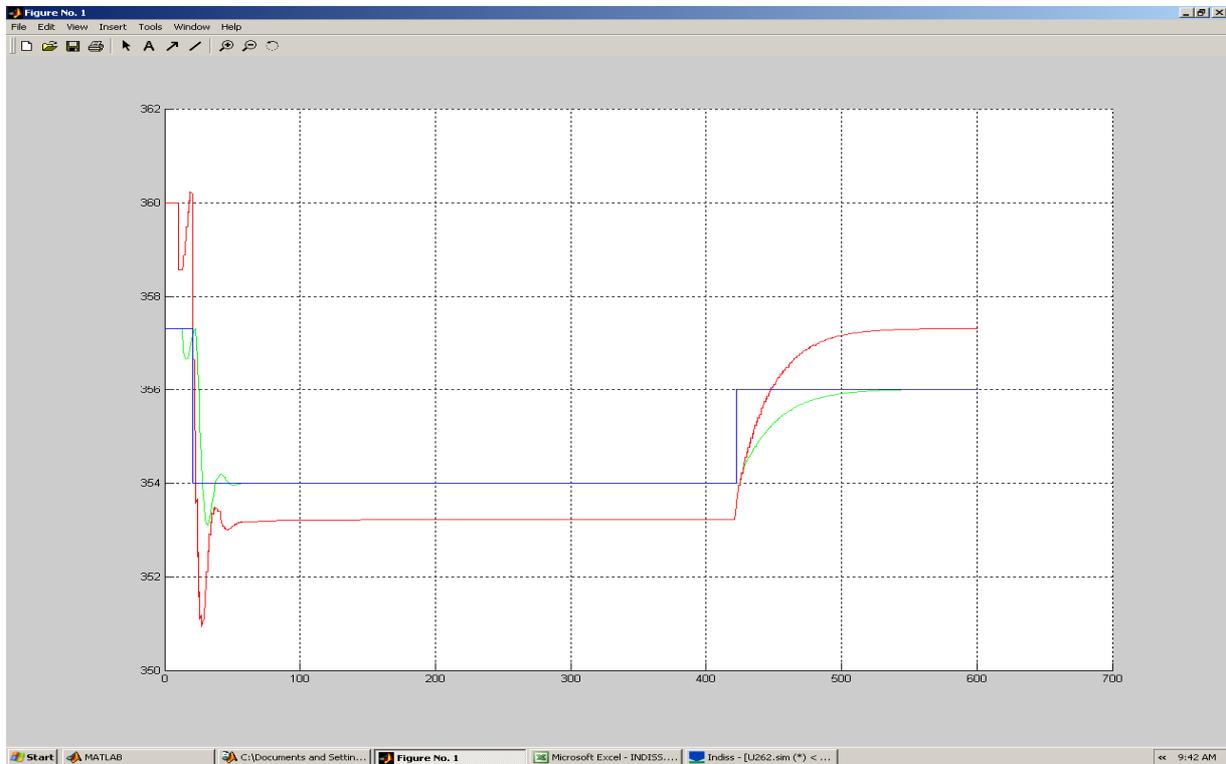
5.2 Resultados

As figuras abaixo mostram os resultados das simulações realizadas. A linha vermelha representa a saída de controle do controlador PID. A linha verde, a variação da temperatura de saída do forno atmosférico obtida à partir do modelo computacional. Já a linha azul representa a variação de set-point ao longo do processo de simulação e testes. K_c representa o ganho proporcional e T_i o tempo de correção da ação integral do controlador PID no MatLab.

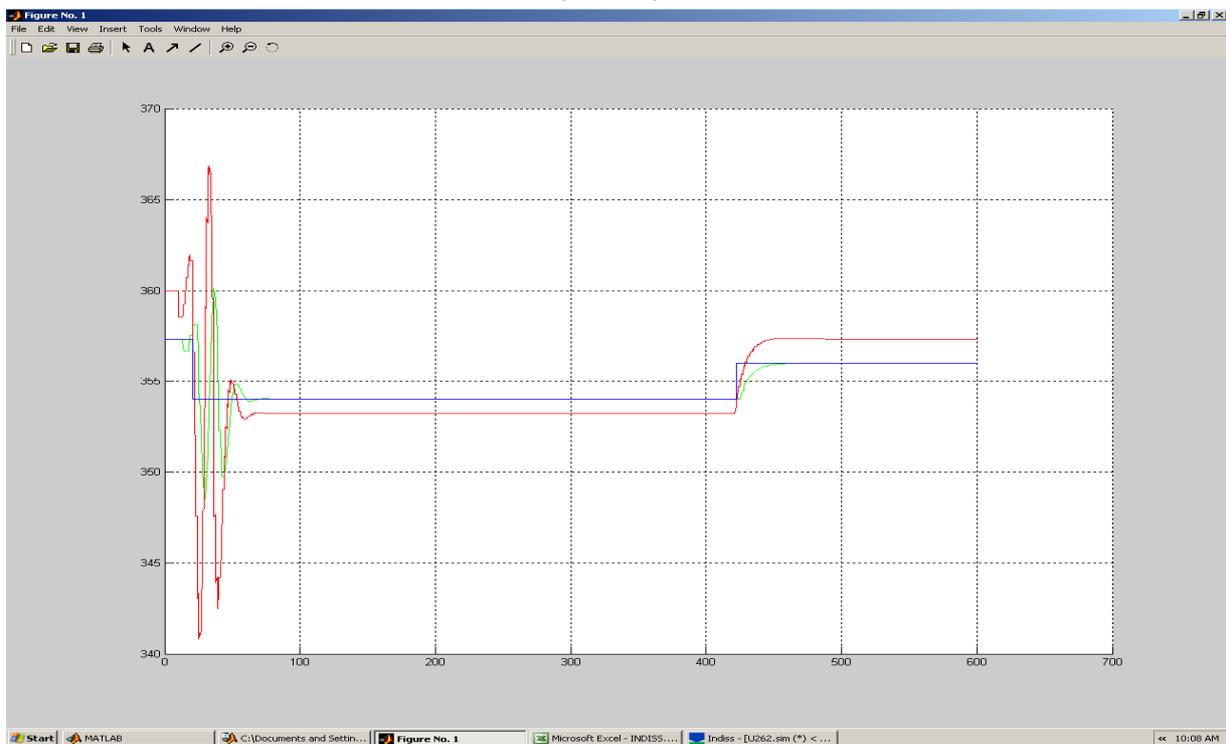
5.2.1 Sintonia 01: $K_c = 9$ e $T_i = 0,001$ (Caso 1)



5.2.2 Sintonia 02: $K_c = 10$ e $T_i = 0,004$ (Caso 1)



5.2.3 Sintonia 03: $K_c = 12$ e $T_i = 0,008$ (Caso 1)



À partir dos resultados obtidos nos primeiros testes, foram feitas as primeiras análises.

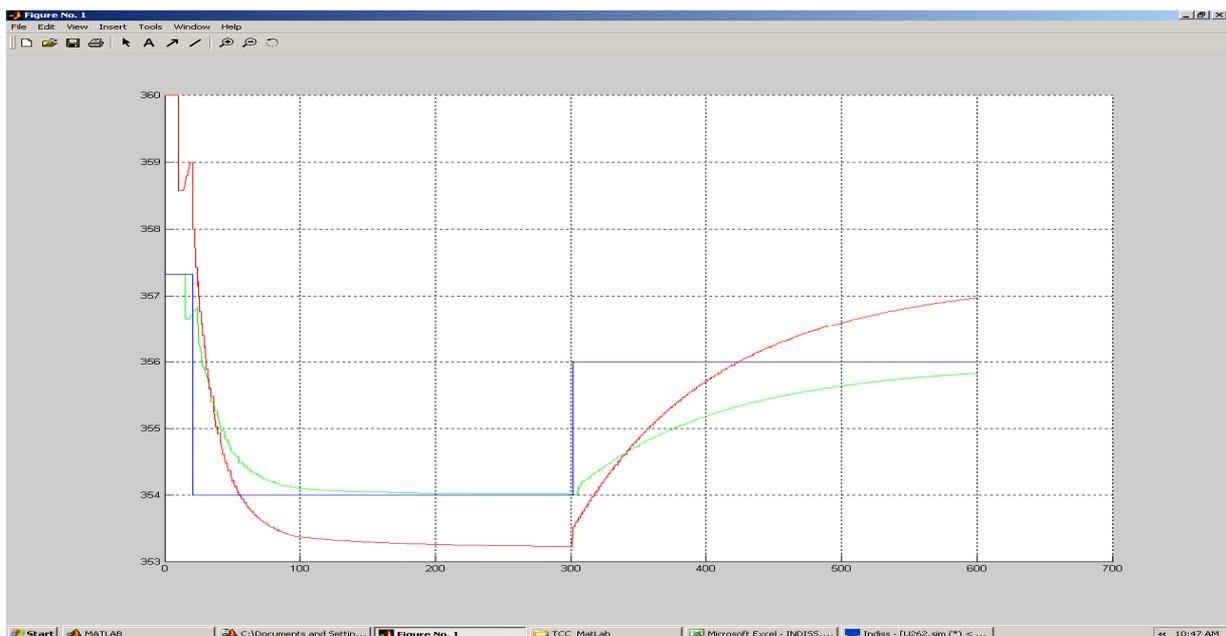
No caso da sintonia 01, o controle se comportou relativamente bem. A sintonia teve por objetivo levar a variável de processo para o valor de set-point de maneira lenta. O objetivo foi alcançado, porém, a velocidade de correção poderia ser um pouco maior.

Para a sintonia 02, a correção já foi mais rápida comparativamente à sintonia 01. O objetivo era fazer o erro diminuir mais rapidamente, objetivo esse que foi alcançado, porém ocorreu um problema que geraria sérios transtornos caso ocorresse no forno da planta real: com o aumento dos ganhos proporcional e integral, a correção foi tão rápida que gerou um “overshoot” (quando a variável de processo converge para o set-point de maneira tão rápida que acabando fazendo com que o erro troque de sinal algumas vezes até se atingir a estabilidade). Esse fenômeno deve ser evitado ao máximo nas plantas reais, pois pode causar sérios transtornos operacionais.

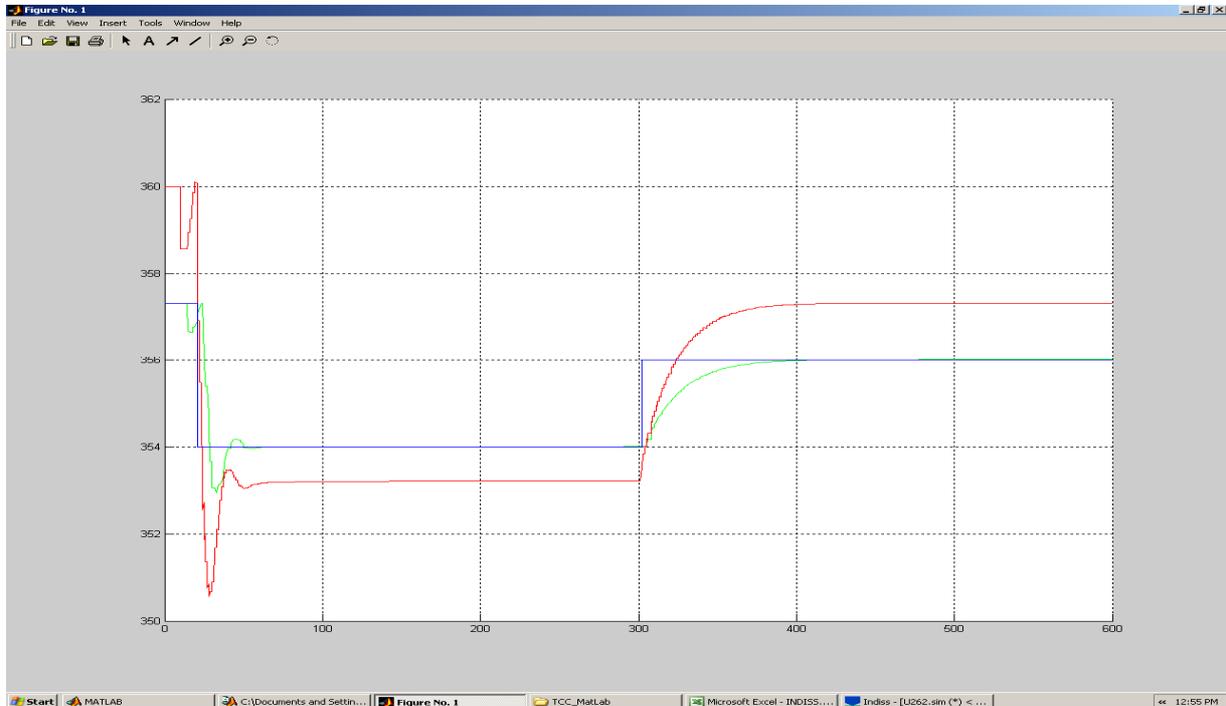
Já para a sintonia 03, que foi a mais “agressiva” de todas as sintonias, o resultado não foi bom. A velocidade de correção foi exagerada, o que gerou uma alta instabilidade no processo, fazendo com que a variação de temperatura no forno fosse muito grande.

Após as análises preliminares, foram feitos os testes para o caso 02 (mudança de set-point com 300 segundo de simulação). Seguem os resultados.

5.2.4 Sintonia 01: $K_c = 9$ e $T_i = 0,001$ (Caso 2)



5.2.5 Sintonia 02: $K_c = 10$ e $T_i = 0,004$ (Caso 2)



5.2.6 Sintonia 03: $K_c = 12$ e $T_i = 0,008$ (Caso 2)

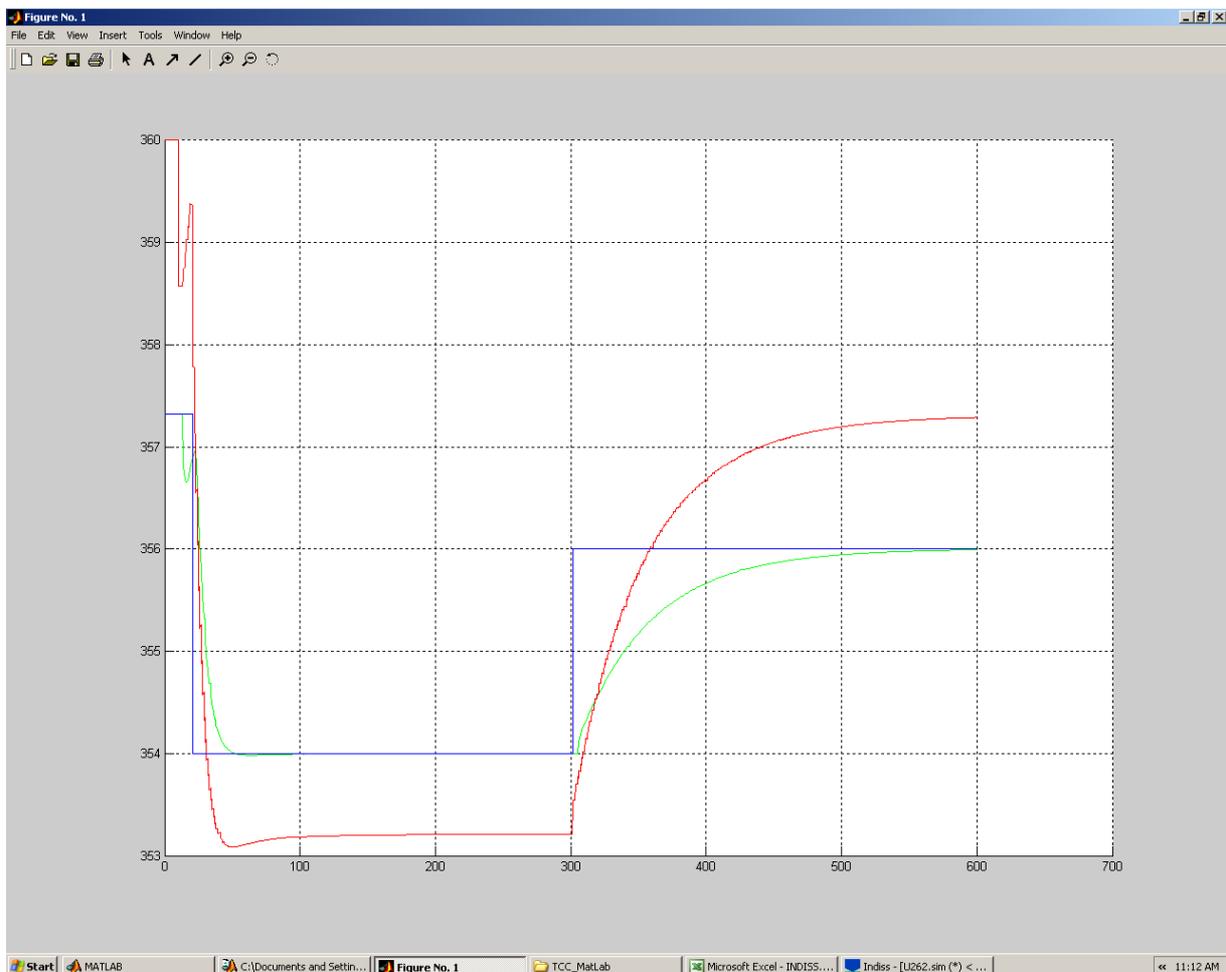


Para o caso 02 foram observadas as mesmas vantagens e desvantagens do caso 01, para todas as sintonias, logo, uma mudança de set-point em um intervalo de tempo menor não altera de maneira significativa o resultado do controle. Com isso, a sintonia 01 foi escolhida a melhor dentre as três testadas.

À partir deste ponto, o objetivo foi diminuir ou eliminar a desvantagem mostrada pela sintonia 01, que foi uma baixa velocidade de correção do erro.

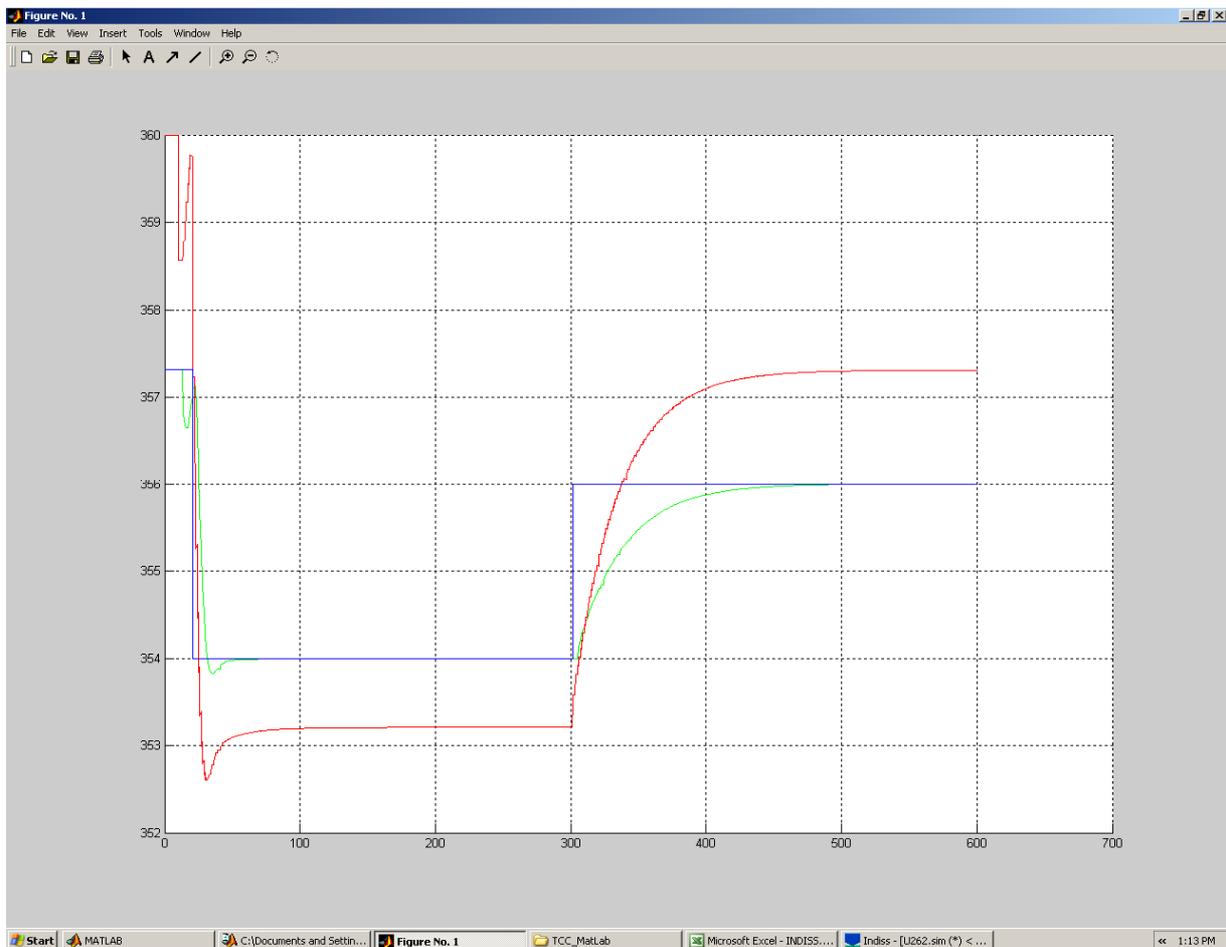
Para realizar a correção, foi mantido o valor do parâmetro de ganho proporcional, a fim de se evitar um “overshoot”, e aumentado o valor do ganho integral, com a finalidade de aumentar a velocidade de correção do erro. Segue o resultado.

5.2.7 Sintonia 01 Alterada: $K_c = 9$ e $T_i = 0,002$ (Caso 2)



Nesta nova sintonia, pode-se observar uma sensível melhora na velocidade de correção, se comparada à sintonia inicial (item 5.2.4). À partir desta nova sintonia, foi feita uma nova simulação da malha, mantendo-se o ganho proporcional e aumentando novamente o valor do ganho integral. Segue o resultado.

5.2.8 Sintonia 01 Alterada: $K_c = 9$ e $T_i = 0,003$ (Caso 2)

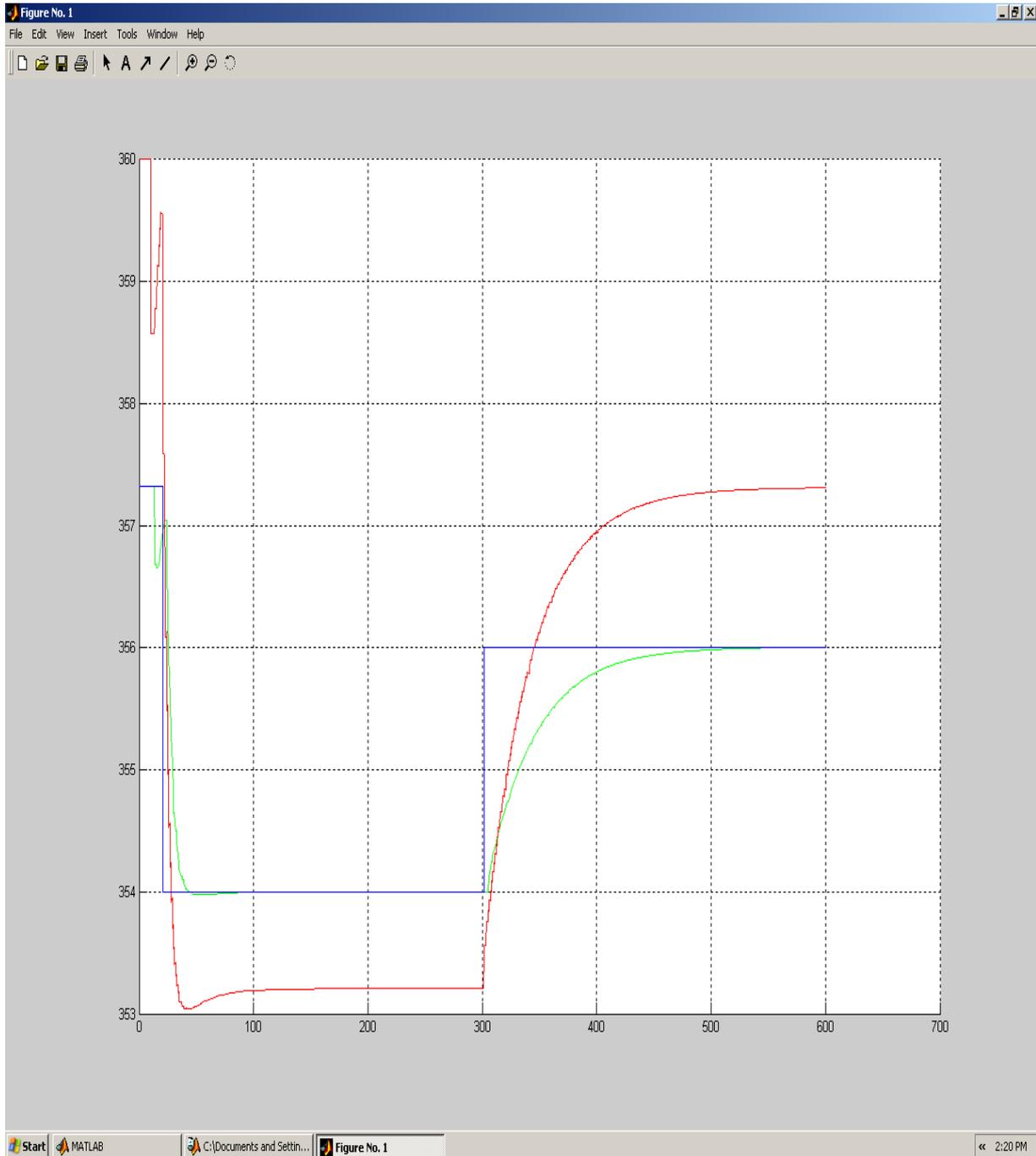


Com essa última alteração, a velocidade de correção aumentou novamente, porém foi observado um pequeno “overshoot”, o que indica que houve excesso no aumento do valor do ganho integral.

Como o objetivo dos testes e simulação era chegar a uma sintonia ótima do controlador PID para o modelo computacional simulado do forno, a malha foi simulada

novamente, com o mesmo valor de ganho proporcional e um valor de ganho integral intermediário, entre os valores utilizados em 5.2.7 e 5.2.8. Segue o resultado.

5.2.9 Sintonia 01 Alterada: $K_c = 9$ e $T_i = 0,0025$ (Caso 2)



5.3 Análise das Simulações

Com os valores de ganho proporcional e ganho integral utilizados no item 5.2.9, obteve-se a sintonia ótima para o modelo computacional simulado.

Como o objetivo da simulação foi de testar uma mudança na estratégia de controle atualmente utilizada, foi preciso uma comparação com a velocidade de correção obtida na malha de controle da planta real. Por motivos de segurança de informação da empresa, não foi possível descrever os resultados do teste feito na planta.

Contudo, para o mesmo degrau positivo de set-point realizado no teste simulado (de 354 °C para 356 °C), a velocidade de correção da malha de controle da planta foi cerca de 15% mais lenta se comparada aos resultados obtidos com a sintonia do item 5.2.9.

Isso se deve ao fato de que, na malha atualmente implantada, são utilizados dois controladores PIDs com sintonias “lentas”. Os controladores foram sintonizados dessa forma para evitar variações bruscas no processo, uma vez que não foi utilizada uma simulação para prever valores ótimos.

CONCLUSÃO

A utilização de simuladores de processo agregados a algoritmos de controle desenvolvidos em softwares comerciais possibilita uma grande flexibilidade no estudo e otimização de malhas de controle nas indústrias petroquímicas, devido ao fato de que não é necessária a realização de testes feitos diretamente na planta de processo, o que evita possíveis descontroles operacionais e situações perigosas que tais testes poderiam gerar.

Da mesma maneira como foi simulada a malha de controle de temperatura de saída do forno atmosférico, poderiam ser simuladas outras malhas críticas da unidade, tais como o controle de temperatura da panela de retirada de querosene na torre de destilação atmosférica, que influi diretamente na qualidade e quantidade de produção deste derivado. Um modelo matemático bem ajustado da torre de destilação atmosférica em conjunto com um algoritmo de controle com sintonia ótima, poderiam gerar uma malha de controle com respostas mais eficazes, elevando o grau de otimização e, por conseqüência, aumentando a rentabilidade do processo.

Além de simular processos que já estão em funcionamento, a tecnologia de simulação desenvolvida neste trabalho pode ser usada para modelar unidades de processo que estão em fase de projeto. Neste caso, a grande vantagem seria utilizar o simulador e o algoritmo de controle para encontrar valores de sintonia ótima a serem implantados nas futuras plantas de processo, além da possibilidade de testar várias estratégias de controle.

Conforme citado, a REVAP está passando por um processo de modernização, que inclui a entrada em operação de várias novas plantas de processo. As vantagens citadas da utilização de modelos matemáticos para estudos de controle desenvolvida neste trabalho foram encaminhadas aos responsáveis técnicos de implantação de projetos da REVAP, para estudo de viabilidade técnico-econômica da implantação de modelos matemáticos nos projetos que estão em fase de desenvolvimento.

APÊNDICE

Para desenvolver a comunicação entre os softwares INDISS e MATLAB, foi necessário o desenvolvimento de um código em VBScript, dentro do Excel, que serviu de “ponte de comunicação” entre os dois softwares. Segue o código desenvolvido.

```
Public ObjectIndissOLE As Object
```

```
Public IndissOLE As IndissServices
```

```
Public SimOK As Boolean
```

Sub INDISS_LINK()

```
Dim StepByStep As Boolean
```

```
Dim RunSimulation As Boolean
```

```
Dim IsSimulationRunning As Integer
```

```
Dim LoadSimulator As Long
```

```
Set IndissOLE = New IndissServices
```

```
LoadSimulator = IndissOLE.LoadSimulator("C:\Program Files\RSI\SimEmpre\U262\TCC\U262.sim")
```

```
If LoadSimulator = 0 Then
```

```
    MsgBox "Erro lendo u262.sim" + Error
```

```
    Exit Sub
```

```
End If
```

```
RunSimulation = IndissOLE.RunSimulation
```

```
IsSimulationRunning = IndissOLE.IsSimulationRunning
```

```
If IsSimulationRunning = -1 Then
```

```
    MsgBox "Erro chamando a simulacao"
```

```
    Exit Sub
```

```
End If
```

```
SimOK = True
```

Leitura

End Sub

Sub Leitura()

Dim SetV As Long

Dim Write1 As Double

If SimOK = True Then

 Sheets("INDISS").Cells(1, 1).Value = IndissOLE.EvaluateExpression("TT262038.Value")

 Sheets("INDISS").Cells(3, 1).Value = IndissOLE.GetSimulationTime

 Sheets("INDISS").Cells(7, 1).Value = IndissOLE.EvaluateExpression("PT262307.Value")

 Write1 = Sheets("INDISS").Cells(5, 1).Value

 SetV = IndissOLE.SetVariableValue("PV262307.ProcessValue", Write1

 IniciaLoop

Else

 MsgBox "FIM"

End If

End Sub

Sub IniciaLoop()

 Application.OnTime Now + TimeValue("00:00:01"), "Leitura"

End Sub

Sub StopINDISS()

 Dim StopSimulation As Long

 Dim CloseSimulator As Boolean

 StopSimulation = IndissOLE.StopSimulation

 If StopSimulation = 0 Then

MsgBox "Erro parando a simulacao"

End If

CloseSimulator = IndissOLE.CloseSimulator

If CloseSimulator = 0 Then

MsgBox "Erro fechando a simulacao"

End If

SimOK = False

Set IndissOLE = Nothing

End Sub

BIBLIOGRAFIA

- [1] Ogata, K. – Engenharia de Controle Moderno.
- [2] Moraes, César Augusto de – Modelagem, controle e minimização do consumo de energia em uma unidade de fracionamento de nafta, Campinas/SP, 2004.
- [3] Muller, Jessé Felipe – Simulação para Análise e Projeto de Controladores em Processos da Indústria Petroquímica, Florianópolis/SC, 2003.
- [4] Passos, Cristina Neves et al. – Processos de Refino – Petrobras, 2002.
- [5] Lazzarini, Michele F. – Desenvolvimento, Acompanhamento e Configuração de Sistemas de Controle Avançado, PI e SDCD na Refinaria REFAP, Florianópolis/SC, 2007.
- [6] “Orient Lodge” – www.orient-lodge.com/node/3430 - “Writing from MatLab to Excel Using ActiveX”, acessado em outubro de 2009.
- [7] “The MathWorks” – www.mathworks.com – acessado em outubro de 2009.
- [8] “RSI” – www.simulationrsi.com – acessado em outubro de 2009.
- [9] “Petrobras” – www.petrobras.com.br – acessado em agosto de 2009.