

Comparação de modelos de sintonia de controle de temperatura do cilindro de secagem no preparo do fumo¹

Guilherme Patussi Goldschmidt²

Resumo

Na indústria atual, a utilização de sistemas de controle é imprescindível. O presente trabalho visa expressar a necessidade de controlar a temperatura para a secagem de uma batelada de fumo e propor diferentes modelos para a realização. Para o controle de processo, faz-se necessária a caracterização da função de transferência, previamente estipulada. Através do *software Matlab* e do *toolbox Simulink*, arranjos de controle de quatro diferentes modelos de sintonia foram simulados, sendo eles: Ziegler-Nichols, Tyréus-Luyben, IMC Skogestad-Grimholt e Rivera-Morari. O processo foi caracterizado por uma função de sexta ordem, com comportamento oscilatório e resposta inversa. Para escolha do melhor modelo, que controla o processo, foram utilizados dois métodos. Primeiramente, comparações gráficas e, em segundo lugar, métodos de aproximação integral dos tipos ISE, IAE e ITAE. O modelo mais adequado para a realização de controle foi o de Ziegler-Nichols, com compensador de inversa, e um controlador do tipo Proporcional-Integral (PI).

Palavras-chave: Controle de processo. Modelos de sintonia. Métodos Integrais.

Abstract

In current industry, the use of system control is indispensable. The present paper has the objective of expressing the need to control the temperature to dry a batch of tobacco and to present different control arrangements. To provide process control, it is needed to know the transfer function that describes the process, which was previously stipulated. Through the software Matlab and the toolbox Simulink, control arrangements of four different tuning models were simulated, such as: Ziegler-Nichols, Tyréus-Luyben, IMC Skogestad-Grimholt and Rivera-Morari. The process was characterized by a transfer function of sixth order, oscillatory behavior and inverse response. To choose, which was the best model, that controls the process, two methods were used. Firstly, graphical comparison and, secondly, ISE, IAE and ITAE integral approximation methods. The most appropriate model to control the process was Ziegler-Nichols, with the inverse response compensation and a Proportional-Integral (PI) controller.

Keywords: Process Control. Tuning Models. Integral Methods.

¹ Este artigo é resumo do trabalho de conclusão de curso apresentado na Faculdade de Engenharia da Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul (PUCRS), Porto Alegre, RS, Brasil, em 15.06.2018, sob a orientação do Dr. Rubem da Cunha Reis.

² Bacharel em Engenharia Química da Faculdade de Engenharia Química na Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul (PUCRS), Porto Alegre. E-mail: ggoldschmidt@globo.com.

Artigo recebido em 05.12.2017 e aceito em 18.04.2018.

1 Introdução

Sistema de controle pode ser definido como um sistema, no qual uma determinada entrada, é utilizada para controlar sua saída, devido a uma sequência de eventos ou devido a um evento, caso uma condição particular seja atendida (BOLTON, 2004). Tendo em vista o expoente foco dado para segurança, meio ambiente e eficiência, é natural a crescente importância dada para a área de controle de processo, que tem como principal objetivo delimitar as saídas do processo dentro de uma faixa ou um valor desejado.

O presente trabalho tem como objetivo oferecer diferentes propostas de sintonia para a realização do controle do modelo dinâmico, referente à temperatura do cilindro, no processo de secagem de fumo. As sugestões expostas neste artigo estão comparadas e escolhidas, a partir de métodos de desempenho de controle.

2 Referencial Teórico

2.1 Processo de secagem de fumo

A etapa de processo que ocorre dentro do secador é de vital importância para uma melhor qualidade do produto final. Isso se dá pelo fato de que o equipamento é responsável, tanto pela operação de secagem, quanto de reumidificação da folha. A necessidade de reumidificar as folhas está relacionada por sua concentração de água ser em torno de 17 a 20%, por isso necessitam passar pelo secador, com o objetivo de redução do teor de umidade, esteriliza-se e, posteriormente, reumidifica-se. Nessa segunda etapa, existe um conjunto de bicos injetores de vapor d'água, alinhado a um conjunto de ventiladores que sopram ar úmido sobre as folhas de tabaco, seguido de exaustores (KEGELLIM, 2016).

Decorrente do misto de processos de secagem e umidificação, o controle de temperatura é um dos fatores críticos, visto que a manutenção da variável na saída do secador garante que o fumo esteja em condições adequadas para que, ao entrar em contato com o ambiente, as

propriedades do fumo sejam mantidas. A temperatura de saída do fumo, proveniente do secador, deve ser adequada, ou seja, ao entrar em contato com o ambiente externo o fumo se estabiliza lentamente, sem mudanças drásticas (KEGELLIM, 2016).

Vale ressaltar que a injeção de água, através dos bicos injetores, afeta diretamente na temperatura do secador, logo, a manipulação dessa variável, frente à mudança de temperatura, forma o conjunto de controle de processo.

2.2 Aplicabilidade de sistemas de controle

Para a operação de uma planta, diversos requisitos devem ser cumpridos, sendo esses impostos pelos projetistas, bem como as condições sociais, econômicas e técnicas, sempre com a presença de influências externas (distúrbios) (STEPHANOPOULOS, 1984). Dentre esses requisitos, podemos citar:

- A segurança: sempre o fator mais importante a ser zelado. As operações devem sempre ser realizadas de forma a preservar a integridade dos funcionários. Sistemas de controle são utilizados para garantir que a pressão de equipamentos não exceda suas especificações, que os níveis de tanques não transbordem e outras situações que possam prejudicar as pessoas.
- As especificações do produto: os produtos devem sempre apresentar qualidade dentro das especificações delimitadas, seja pelos compradores, por política interna ou pela norma de qualidade vigente. Para isso, deve-se utilizar um sistema de controle para garantir que o produto não apresente variabilidade entre bateladas ou durante o tempo, conforme for o processo.
- As restrições operacionais: os equipamentos utilizados, para a realização dos processos, apresentam especificações que delimitam uma faixa operacional adequada, dentro da qual se deve manter para garantir o bom desempenho e a integridade

do equipamento com o passar do tempo. A fim de garantir que as restrições sejam atendidas, controladores são utilizados.

- As normas ambientais: existem para garantir que resíduos e efluentes provenientes do funcionamento da planta não danifiquem de forma permanente o meio ambiente. O controle de emissões atmosféricas e qualidade da água, por exemplo, devem sempre ser controlados, para evitar a degradação da natureza, bem como prejuízos monetários para a empresa.
- Condições econômicas: a operação da planta deve ser realizada dentro das condições de mercado. Não é justificável funcionar com 100% de capacidade, se não há matéria-prima o suficiente ou demanda de mercado. O controle faz-se essencial nessa área, tendo como objetivo a redução de gastos com matéria-prima, energia, mão de obra em excesso e também a otimização do processo, para garantir o máximo de lucro.

Com os requisitos descritos, pode-se notar que o controle constante do funcionamento de uma planta faz-se necessário para garantir que sejam atingidos os objetivos operacionais. Para que se torne possível, um arranjo elaborado de equipamentos e funcionários capacitados em sua operação deve ser feito; isso define o sistema de controle (STEPHANOPOULOS, 1984). Dentro disso, pode-se abrir um leque de três diferentes necessidades a serem atingidas pelo sistema de controle:

- Suprimir a influência de distúrbios externos: costuma ser o objetivo mais comum do controle de uma planta. Tem como objetivo eliminar ou reduzir perturbações externas que possam afetar de qualquer maneira os equipamentos (reatores, separadores, turbinas...). Para isso, são utilizados mecanismos de controle.
- Garantir a estabilidade do processo: existem processos nos quais as variáveis envolvidas são denominadas estáveis e, outras, nos quais existem variáveis instáveis. Elas

são definidas, a partir do comportamento de resposta, com base a estímulo/distúrbio externo. No primeiro caso, não há necessidade de um controlador, pois, como o nome já diz, ela tende a voltar ao seu estado usual. Caso seja o segundo, faz-se necessária a utilização de alguma forma de controle, a fim de evitar o comportamento oscilatório que tende a desestabilizar o sistema.

- Otimização da *performance* do processo: segurança e especificação adequada dos produtos são os principais objetivos operacionais de uma planta. Tendo isso atingido, o foco passa a ser a lucratividade. É nessa etapa que entra o controle, através da utilização estratégica de equipamentos e intervenções humanas, momento em que se pode reduzir desperdícios e elevar a produtividade do processo e, com isso, ocorrer a otimização da planta.

2.3 Tipos de sistemas de controle

Como especificado anteriormente, o controle é essencial para um bom funcionamento do processo ao qual está ligado. Existem diversas maneiras a ser realizado o controle, desde as mais simples, como *on/off*, até as mais complexas, como sistemas de controle em cascata. No presente trabalho, foi abordado o sistema de controle mais usual na indústria, o sistema *feedback*. Este sistema consiste, basicamente, em uma operação de “tentativa e erro”. Isso é, quando o controlador capta uma saída fora da faixa delimitada ou um valor diferente do necessário. Ele manda um sinal para o equipamento responsável pelo ajuste (uma válvula, por exemplo), para que seja feita a correção. Caso continue fora de especificação a resposta, a mesma ação é realizada novamente até apresentar os parâmetros dentro do correto (SMITH; CORRIPIO, 1997).

Como vantagem, essa estratégia de controle consiste em uma técnica simples de compensar todos distúrbios. Entretanto, apresenta a

desvantagem que a correção apenas seja feita após o desvio do *set point* (valor desejado), ou seja, o distúrbio deve percorrer o processo, antes do controle poder efetuar ações corretivas (SMITH; CORRIPIO, 1997).

O funcionamento de um controle em *loop*, ou seja, que completa uma volta, mais especificamente, neste caso, o *feedback* pode ser definido de maneira geral e simplificada, através do diagrama de blocos expresso na figura 1.

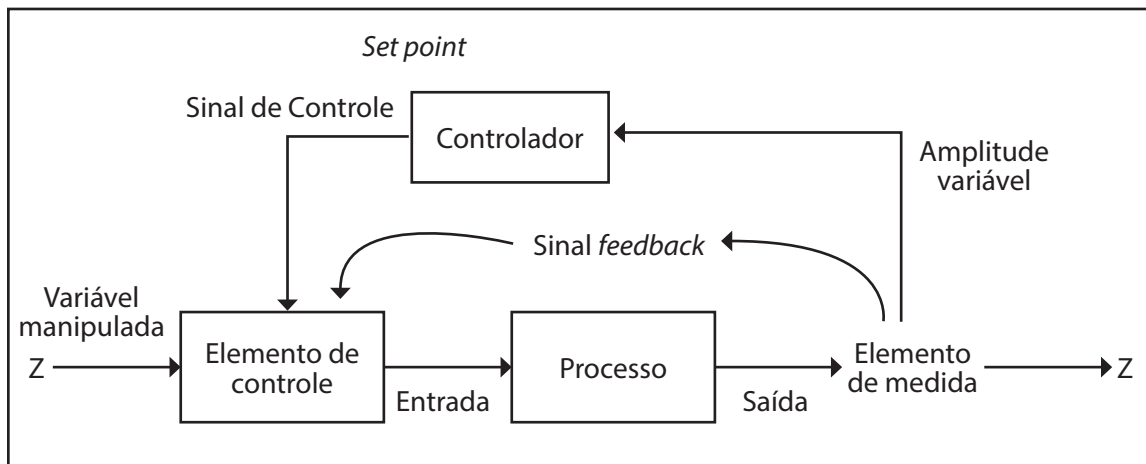


Figura 1 - Sistema genérico de controle em feedback
Fonte: Dunn (2006).

Dentro da estratégia de controle *feedback*, pode-se salientar os controladores proporcionais, proporcional-integral e proporcional-integral-derivativo:

Controlador Proporcional (P) é modelo contínuo mais simples que pode eliminar o comportamento oscilatório, causado por algum distúrbio, porém não consegue eliminar o *off-set* (desvio do *set point*), ou seja, há um reajuste da variável manipulada, porém não consegue atingir o valor desejado. O controlador proporcional é usualmente utilizado para o controle de nível em tanques, por não precisarem de uma medida tão exata, não sendo prejudicada pelo *off-set* (SVRCEK; MAHONEY; YOUNG, 2006).

Controlador Proporcional-Integral (PI) corresponde a um ajuste mais robusto, quando comparado ao proporcional. O efeito integral no controle do processo é de eliminar o *off-set* residual do proporcional. O período da resposta desse controle (τ_n) é mais longo que o de um proporcional, porém muito mais rápida do que o de um integral, atuando sozinho. Por esse fato, o PI é o controlador mais difundido na

indústria atualmente (mais de 90%) (SVRCEK; MAHONEY; YOUNG, 2006).

O Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) tem como objetivo apresentar uma resposta com o mesmo período (τ_n) de um controlador P. A função do controlador derivativo é a de adicionar a velocidade necessária para superar o atraso, resultante da ação integral, ou seja, o controle D tem a função de antecipar o desvio, já corrigindo, antes que o mesmo ocorra. Apesar de parecer o controle ideal para qualquer processo, o mesmo apresenta restrições. O controlador PID não pode ser utilizado para processos que apresentem ruídos de medição, visto que, devido a sua ação antecipatória e a resposta rápida, o controlador pode, ao invés de manter o sistema constante, causar instabilidade (SVRCEK; MAHONEY; YOUNG, 2006).

2.4 Métodos de sintonia

Para a sintonia, diversos métodos serão comparados, a fim de determinar o mais eficiente, para que haja um controle mais adequado do processo:

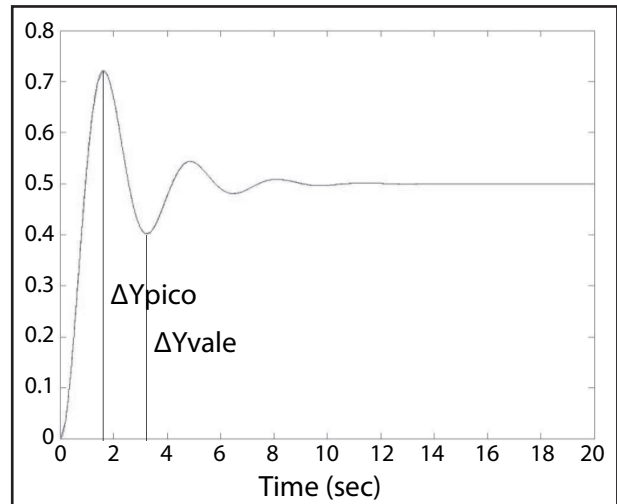
- Ziegler-Nichols (ZN): o método de sintonia proposto pelo autor foi o primeiro método rigoroso para a sintonia de controladores do tipo PID. O método consiste em utilizar, como base, um controlador Proporcional e aumentar as oscilações do processo até se manterem constantes, a fim de determinar o período da oscilação (P_{cu}) e o ganho crítico (K_{cu}) (BEQUETTE, 2003). Com esses valores, utiliza-se os parâmetros de sintonia, proposta por Ziegler e Nichols.
- Tyréus-Luyben: o autor propôs uma alteração nos parâmetros propostos pelo modelo ZN. Com essa mudança, foi possível obter uma resposta menos oscilatória e menos sensível a mudanças nas condições de processo (BEQUETTE, 2003)
- O método de controle por modelo interno (IMC): permite uma sintonia racional de controladores, onde a qualidade e a robustez podem ser influenciadas diretamente. O método apresenta um desenvolvimento intuitivo, para fim de ser amplamente utilizado na indústria (GARCIA; MORARI, 1982).

Para a determinação dos parâmetros como θ , τ e λ , foi utilizado o modelo gráfico de aproximação para sistemas oscilatórios. Para isso, deve-se realizar uma série de etapas, a fim de coletar toda informação necessária para definição dos parâmetros utilizados nas tabelas IMC do gráfico plotado, a partir dos dados de processo. A figura 2 representa um exemplo de uma função de transferência com comportamento oscilatório, onde o eixo y apresenta uma variável genérica, e o eixo x, o tempo. As equações 1,2,3,4,5,6,7 e 8 são utilizadas para cálculos dos parâmetros

Os parâmetros de 1 até 5 são utilizados apenas para definição do tempo morto (θ) e da constante de tempo (τ).

Para fins de comparação, foram utilizadas diferentes propostas de aproximação da constante de tempo (λ), por diferentes autores, com suas respectivas tabelas, expressas a seguir.

Figura 2 - Gráfico de uma função oscilatória



Fonte: O autor (2017).

$$\Delta y_{\infty} = 0,45.(\Delta y_{pico} + \Delta y_{vale}) \quad (1)$$

$$M_o = \frac{\Delta y_{pico} - \Delta y_{\infty}}{\Delta y_{\infty}} \quad (2)$$

$$b = \frac{\Delta y_{\infty}}{\Delta y_s} \quad (3)$$

$$A = 1,152.M_o^2 - 1,1607.M_o + 1 \quad (4)$$

$$r = 2.A. \left| \frac{b}{1-b} \right| \quad (5)$$

$$k = \frac{1}{k_{po}} \cdot \left| \frac{b}{1-b} \right| ; k_{po} - \text{ganho inicial} \quad (6)$$

$$\theta = t_{pico} \cdot (0,309 + 0,209 \cdot e^{-1,61 \cdot r}) \quad (7)$$

$$\tau = \theta \cdot r \quad (8)$$

A tabela 1 foi desenvolvida por Skogestad-Grimholte reduzida para os termos pertinentes para fins de sintonia no presente trabalho, utilizando os parâmetros $\tau_1 = \tau_c$. Para esse modelo, temos uma diferenciação na nomenclatura e, para melhor compreensão da tabela, entende-se que $\tau_c = \lambda$.

A tabela 2 apresenta uma simplificação da proposta desenvolvida por Rivera-Skogestad-Morari, focando nas funções utilizadas no presente artigo. As considerações feitas para essa tabela é que $\lambda \geq 3\tau$ e $\lambda \gg \theta$.

Tabela 1 - Parâmetros de sintonia de controladores Skogestad-Grimholt

Modelo de Processo	K_p	T_I	T_D
$\frac{K e^{-\theta s}}{\tau_1 s + 1}$	$\frac{\tau_1}{K(\tau_c + \theta)}$	$\min \{ \tau_1, 4(\tau_c + \theta) \}$	-
$\frac{K e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{\tau_1}{K(\tau_c + \theta)}$	$\min \{ \tau_1, 4(\tau_c + \theta) \}$	τ_2

Fonte: Adaptado de Vilanova e Visioli (2012).

Tabela 2 - Parâmetros de sintonia de controladores Rivera-Morari-Skogestad

Modelo de Processo	K_p	T_I	T_D
$\frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1}, \frac{\lambda}{\theta} > 1,7$	$\frac{2 \cdot \tau + \theta}{2 \cdot K \cdot \lambda}$	$\tau + \frac{\theta}{2}$	
$\frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1}, \frac{\lambda}{\theta} > 0,8$	$\frac{2 \cdot \tau + \theta}{K \cdot (2 \cdot \lambda + \theta)}$	$\tau + \frac{\theta}{2}$	$\frac{\tau \cdot \theta}{2 \cdot \tau + \theta}$

Fonte: Adaptado de Levine (2000).

2.5 Método de comparação de controladores

Para a comparação de diferentes respostas, que utilizam métodos de sintonia distintos, é desejável que se reduza as respostas a um número, algo mensurável quantitativamente, para paridade. Costumam ser utilizados métodos integrais, para cálculo do erro, que levam em consideração o erro (e) e o tempo (t). No presente trabalho foram considerados as integrais do erro quadrático (ISE), erro absoluto (IAE) e erro absoluto com tempo (ITAE).

A utilização de cada método integral tem sua respectiva característica e sua aplicação deve variar, conforme o processo. O ISE tende a penalizar (valores elevados obtidos) respostas com erro elevado, o que normalmente ocorre no início da resposta. Isso se deve pelo fato do erro ser elevado ao quadrado. O IAE é menos severo, visto que é aplicado o módulo ao erro, e o seu resultado é mais uniformemente distribuído ao longo do processo. Já o ITAE penaliza processos, cujo erro persiste por um longo período de tempo, devido à presença do tempo (t) na integral (COUGHANOWR; LEBLANC, 2009).

2.6 Compensação de Resposta Inversa

Para alguns casos, o processo apresenta o que é denominado de resposta inversa. Em outras palavras, há um desvio do comportamento do processo, o que cria um cenário confuso para o controlador. Normalmente, controladores do tipo PID convencionais são utilizados para esses processos. Também há a alternativa da utilização de Compensadores de Resposta Inversa.

O compensador de resposta inversa corresponde a um *feedback* interno ao controlador.

Assim como um controlador *feedback*, existem parâmetros que necessitam ser calculados. Para isso, necessita-se conhecer a função do processo, a partir do qual pode-se eliminar o causador da resposta inversa, que é causada pela presença de um valor negativo no numerador que esteja multiplicando o termo s (REIS, 2015). Um exemplo pode ser visualizado na equação 9.

$$G(s) = \frac{1 - 3 \cdot s}{(2 \cdot s + 1) \cdot (5 \cdot s + 1)} \quad (9)$$

O termo $(-3 \cdot s)$ é o responsável pela resposta inversa e, para fins de cálculo, é denominado como η . A função $G^0(s)$ é então construída,

removendo o parâmetro η . A função de realimentação é denominada, a partir da equação 10 e η pela equação 11.

$$G'(s) = G^o(s) \cdot \lambda \cdot s \quad (10)$$

$$\lambda = 2 \cdot \eta \quad (11)$$

Com a utilização desse sistema de controle composto, o processo tende a ser mais facilmente controlável, e o *set point* ser atingido mais rapidamente e com erros menores (REIS, 2015).

3 Metodologia

A determinação do modelo ideal para o controle de processo de temperatura do cilindro de secagem de fumo foi realizada com a utilização de dois modelos de sintonia IMC (Skogestad-Grimholt e Rivera-Morari-Skogestad) e dois modelos de sintonia no domínio da frequência, Ziegler-Nichols e Tyréus-Luyben. Com auxílio do *software Matlab*, mais especificamente o *toolbox Simulink*, foram realizadas simulações com controlador do tipo Proporcional-Integral (PI). Os modelos de

comparação integral foram utilizados, em conjunto com comparações gráficas, para definir o modelo que melhor controla o processo.

3.1 Determinação dos parâmetros de sintonia

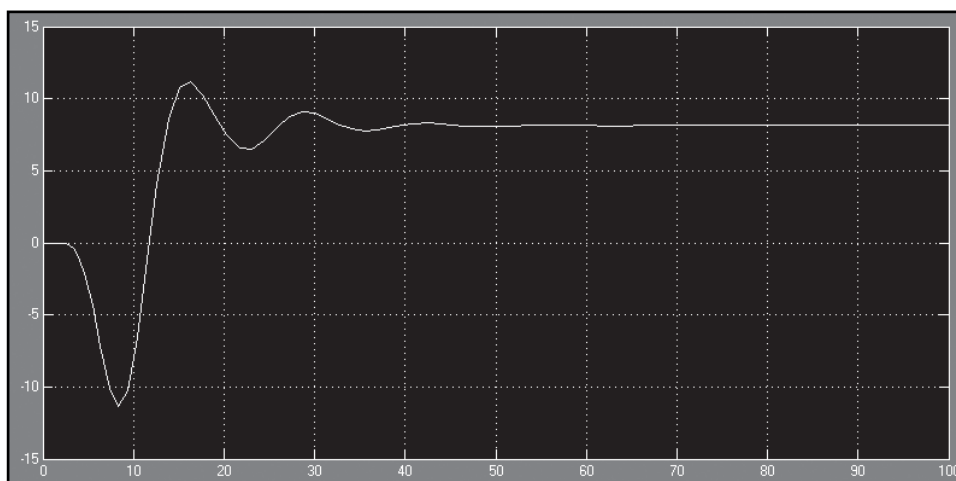
Ziegler – Nichols: os parâmetros de sintonia de ZN foram previamente determinados por Kegellim (2006) e os valores encontrados serão utilizados para efeitos de comparação com os demais modelos propostos e desenvolvidos no trabalho.

Tyréus – Luyben: assim como o modelo ZN, o TL também foi previamente utilizado e, como são determinados, a partir do mesmo método, modificando apenas os valores tabelados, sua determinação fica mais acessível.

Controle por Modelo Interno (IMC): para a definição dos parâmetros necessários para a utilização das tabelas de modelo IMC, utilizou-se o método gráfico, previamente exposto no trabalho. A função de transferência do processo é expressa pela equação 12 e, com o auxílio do Simulink, plotou-se o gráfico que se encontra na figura 3.

$$G(s) = \frac{-1,137s + 0,1155}{s^6 + 1,042s^5 + 1,41s^4 + 0,8057s^3 + 0,382s^2 + 0,1049s + 0,01413} \quad (12)$$

Figura 3 - Função de transferência da temperatura do cilindro de secagem de fumo pelo tempo



Fonte: O autor (2017).

Com o auxílio do *Excel*, do gráfico da figura 3 e as equações 1 a 8 é possível

determinar os parâmetros k , θ e τ , fundamentais posteriormente para a determinação dos

parâmetros de sintonia. No caso do modelo IMC - SKOGESTAD-GRIMHOLT, utiliza-se a tabela 2 e para o IMC - RIVERA-MORARI-SKOGESTAD, a tabela 2.

Métodos de comparação Gráfica e Integral: após a definição dos parâmetros de sintonia, faz-se necessária a utilização de métodos de comparação, para determinar o método mais indicado para a realização do controle de temperatura. Como previamente exposto neste trabalho, foram utilizados os modelos integrais (ISE - IAE - ITAE), bem como comparação gráfica. Tanto os gráficos quanto os erros foram obtidos, a partir de funções disponíveis na biblioteca do *Simulink*.

Compensador de Resposta Inversa: após a definição do melhor modelo, utilizando os métodos previamente expostos, foi utilizado o compensador de resposta inversa para tentar reduzir o erro de cada um dos métodos. Utiliza-se uma tabela comparando o modelo sem compensador com o mesmo utilizando compensador.

4 Resultados e discussão

Tendo sido realizadas simulações com os modelos propostos no trabalho, os valores foram encontrados e compilados no item para fins de comparação entre os dados para, com auxílio dos parâmetros integrais, definir os modelos adequados para o controle ideal do processo.

4.1 Sintonia dos Controladores

- Ziegler - Nichols: os parâmetros para o controlador do tipo PI encontrados são de K_c e T_i de 0,02097 e 5,8765, respectivamente (Kegellim, 2016).
- Tyréus - Luyben: os parâmetros para o controlador do tipo PI encontrados são de K_c e T_i de 0,01456 e 15,514, respectivamente (Kegellim, 2016).
- Método Gráfico: os parâmetros provenientes do método gráfico foram calculados e encontram-se na tabela 3. Vale salientar que os parâmetros, utilizados posteriormente para a etapa de sintonia de ambos os métodos IMC avaliados, encontram-se destacados em amarelo na tabela.

Tabela 3 - Parâmetros definidos, a partir do método gráfico

Parâmetros Gráficos		Parâmetros Calculados		Parâmetros de Sintonia	
ΔY (pico)	11,150	ΔY (infinito)	7,942	k	1,144
ΔY (vale)	6,500	Mo	0,404	θ	5,784
tempo (pico)	15,00	B	7,942	τ	9,517
ΔY (s)	1,000	A	0,719		
Kp (inicial)	1,000	R	1,645		

Fonte: O autor (2017).

IMC - Skogestad-Grimholt: com os parâmetros k , θ e τ definidos, e a consideração de que $\tau = \lambda$, utilizando a tabela 1, pode-se estipular os valores para o controlador PI pelo método IMC Skogestad-Grimholt. Os dados obtidos foram de K_c e T_i de 0,5437 e 61,205, respectivamente. É importante ressaltar que a função de transferência de sexta ordem do processo foi aproximada para uma função de primeira ordem com tempo morto. A constante de tempo apresentou o valor de $\tau_c = \lambda = 11,26$.

O modelo proposto por Rivera-Morari-Skogestad apresenta uma consideração diferente a respeito das constantes de tempo do processo e da malha, tendo como parâmetros base para cálculo e $\lambda=3.\tau$ e $\lambda \gg \theta$. A tabela 2 é utilizada para a determinação dos parâmetros e, por também tratar-se de um método IMC, as considerações a respeito das aproximações realizadas no item anterior permanecem válidas. Os parâmetros calculados para K_c e T_i de 0,3799 e 12,409, respectivamente e a constante de tempo apresentou o valor de $3.\tau_c = \lambda = 28,52$.

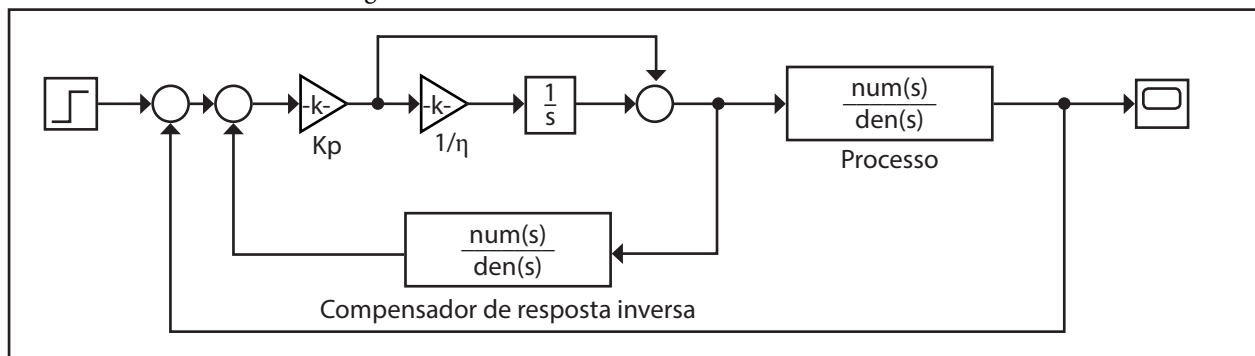
4.2 Comparação entre modelos.

Com os parâmetros de sintonia calculados para cada método proposto, pode-se utilizar a função *Scope* do *Simulink* para a comparação gráfica de cada método. Para padronizar a comparação, foi estipulado um tempo de quinhentas unidades de tempo no *Simulink* que pode ser editado na barra de ferramentas do *software*. O valor foi estipulado, a partir de simulações e determinado, levando em consideração diretamente o modelo de sintonia Tyréus-Luyben. O modelo apresentou um *off-set* mínimo, a partir desse ponto, sendo o

que levou mais tempo para poder-se definir, se servia para controle do processo ou não. Os demais métodos já haviam apresentado comportamento definitivo, antes do tempo de quinhentas unidades de tempo do simulador.

A análise e comparação entre modelos de sintonia foi realizada, utilizando toolboxes do *Simulink*. As funções ITAE, IAE e ISE foram responsáveis pelo cálculo dos erros integrais e sua visualização, através dos *displays*. Os gráficos são plotados, a partir da função *Scope*, que podem ser visualizadas na figura 4.

Figura 4 - Sistema de controle, construído no *Simulink*



Fonte: O autor (2017).

O sistema de controle disposto na figura 4 pode ser utilizado para controladores Proporcional e Proporcional-Integral, com ou sem compensador de inversa. As linhas que ligam os blocos e que são alteradas, conforme a necessidade de simulação. Os parâmetros de sintonia são colocados nas *toolboxes* K_p (ganho proporcional), $1/T_i$ (inversa do tempo integral) e Compensador de Resposta Inversa.

Foram realizadas simulações, levando em conta controladores Proporcional-Integrais. Os dados serão expostos, a partir de comparações de PI x PI de cada modelo.

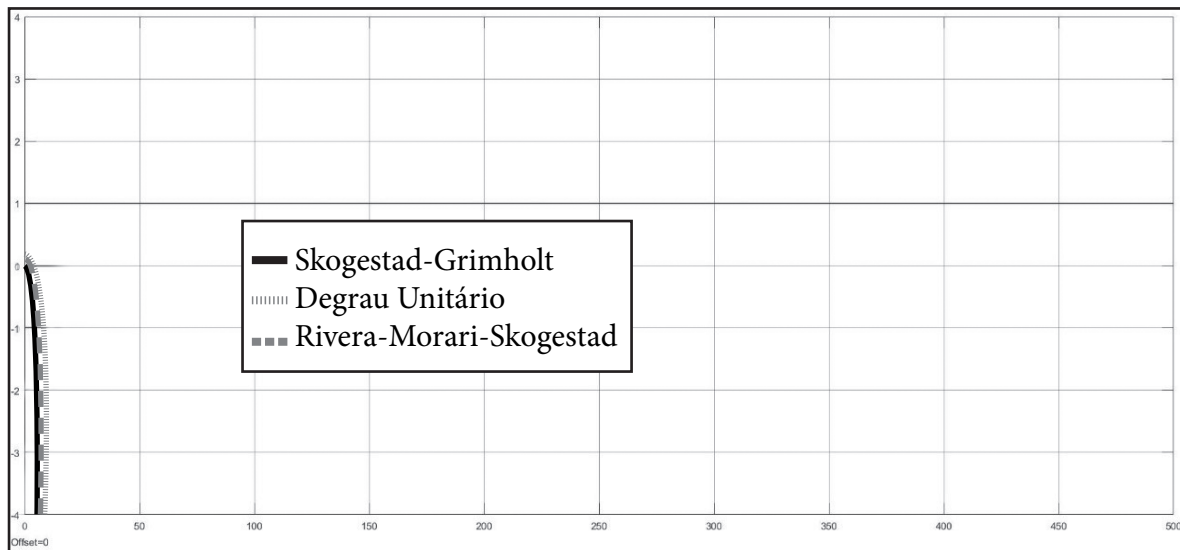
A partir da simulação gráfica, pode-se perceber que os modelos IMC não conseguiram realizar o controle adequado do processo, resultando em um desvio completo do *set point* e tendendo ao infinito negativo. Já os modelos de controle, baseados no domínio da

frequência, mostraram-se adequados para o controle. Tendo isso em vista, optou-se por realizar a comparação separada entre os modelos no domínio do tempo (IMCs) e do domínio da frequência (ZN e TL).

Comparação dos modelos IMC: para fins de esclarecimento, os gráficos das figuras 5 até 8 apresentam no eixo y o *step* (unidade de medida do *software*) e no eixo x, o tempo (unidade de medida do *software*). A figura 5 e a tabela 4 correspondem aos modelos do domínio do tempo para controladores PI.

Pode-se afirmar que ambos modelos IMC são completamente impróprios para controle da temperatura do cilindro de secagem de fumo. Ao invés da resposta convergir no *set point* (valor unitário), tendeu ao infinito negativo. A tabela 4, contendo os valores de comparação integral, corrobora com os gráficos.

Figura 5 - Comparação gráfica de Modelos IMC



Fonte: O autor (2017).

Tabela 4 - Erros integrais de modelos do domínio do tempo para controlador PI

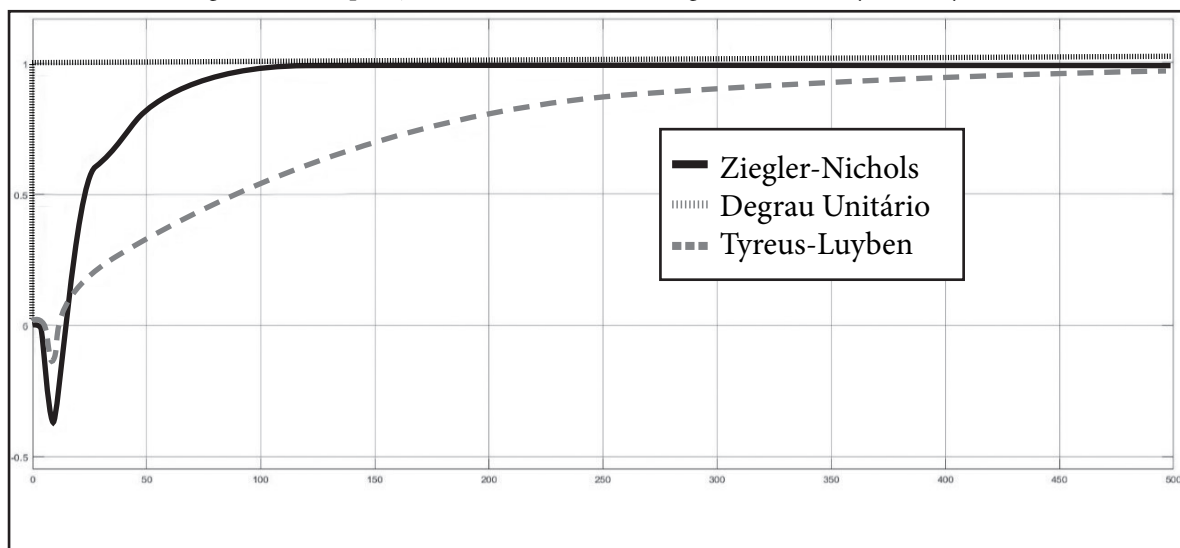
	ISE	IAE	ITAE
Skogestad-Grimholt	2,406 E+152	3,708 E+76	1,844 E+79
Rivera-Morari-Skogestad	1,152 E+115	9,377 E+57	4,653 E+60

Fonte: O autor (2017).

Comparação dos modelos ZN e TL: a figura 6 e tabela 5 correspondem aos modelos do domínio da frequência, para controlador PI.

Os modelos de sintonia que utilizam parâmetros do domínio da frequência apresentaram resultados satisfatórios. Ambos ZN e TL para controlador PI atingiram o *set point*.

Figura 6 - Comparação Gráfica de Modelos Ziegler-Nichols e Tyréus-Luyben



Fonte: O autor (2017).

Tabela 5 – Erros Integrais de modelos do domínio da frequência para controlador PI

	ISE	IAE	ITAE
Ziegler-Nichols	26,58	34,28	819,1
Tyréus-Luyben	66,97	127,6	15030

Fonte: O autor (2017).

O modelo Ziegler-Nichols atingiu o *set point* antes e apresentou erros integrais inferiores do que Tyréus-Luyben. O modelo ZN, com controlador PI, mostrou-se mais adequado.

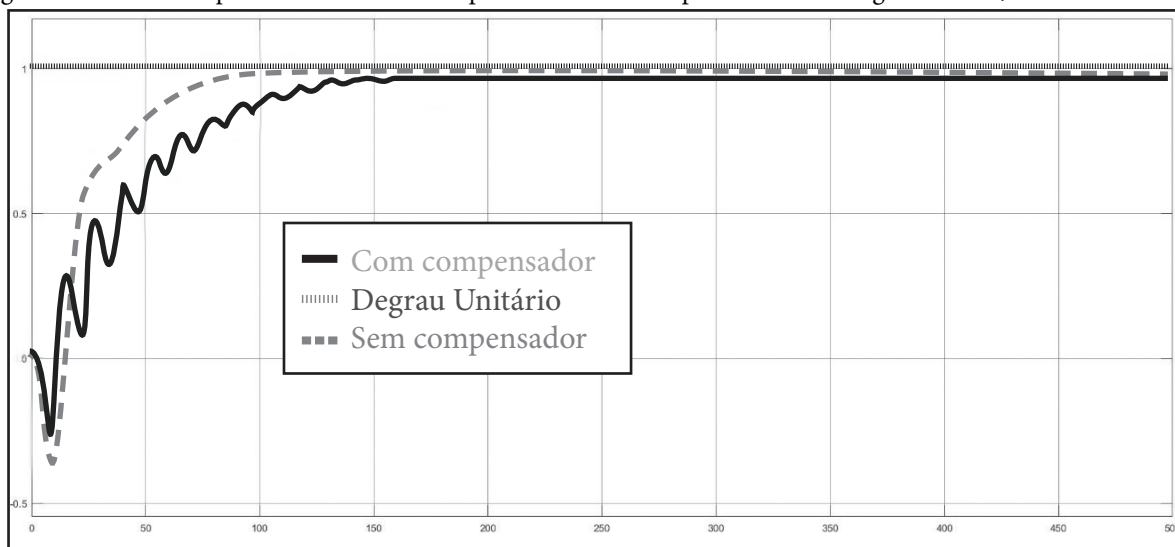
Utilização do compensador de resposta inversa: levando em consideração que os modelos do domínio da frequência apresentaram-se adequadas para a realização do controle da temperatura do cilindro de secagem, pode-se ainda tentar melhorar a sintonia. Como discutido previamente, existe a alternativa de utilização de um modelo de compensação de resposta

inversa. Optou-se por tentar suavizar o desvio inicial, causado pelo excesso de água fria, inserida no sistema, proveniente de uma abertura significativa da válvula de alimentação.

Para fins de comparação, as propostas com e sem compensação serão comparadas. Ao invés de plotar gráficos entre modelos, serão plotados dois gráficos e construídas duas tabelas: ZN (sem compensação) x ZN (com compensação) e TL (sem compensação) x TL (com compensação).

Ziegler-Nichols: na figura 7 é mostrado o gráfico ZN e, na tabela 6, os erros.

Figura 7 - Gráfico comparativo com e sem compensador de inversa para o modelo Ziegler-Nichols, com controlador PI



Fonte: O autor (2017).

Tabela 6 – Comparação de modelo Ziegler Nichols com e sem compensação de resposta inversa para controlador PI

	ISE	IAE	ITAE
Sem compensador	26,58	34,28	819,1
Com compensador	14,95	34,28	1460

Fonte: O autor (2017).

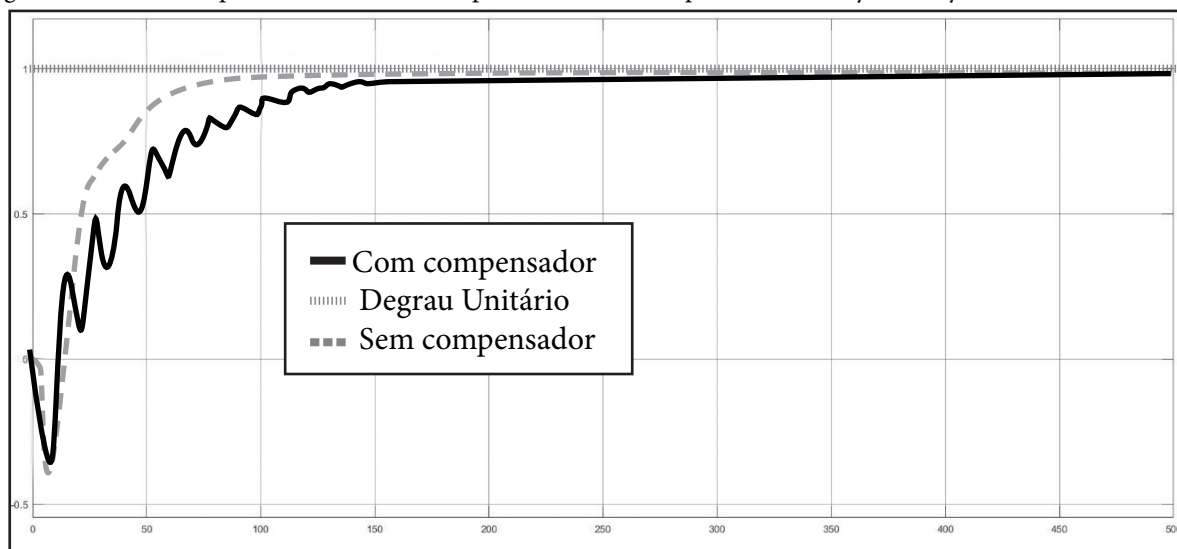
Define-se, após a análise dos dados, que o uso do compensador pode ou não ser benéfico. Caso o ISE seja parâmetro definitivo para

a escolha do controle (o processo necessita de uma sintonia rápida), opta-se pela utilização do compensador. Ao contrário, se o ITAE for

levado em conta (o processo precisa manter-se o mais próximo possível do *set point*), deve-se optar pela não utilização.

Tyréus-Luyben: na figura 8, observa-se o modelo TL e, na tabela 7, os valores integrais.

Figura 8 - Gráfico comparativo com e sem compensador de inversa para o modelo Tyréus-Luyben, com controlador PI



Fonte: O autor (2017).

Tabela 7 – Comparação de modelo Tyréus-Luyben com e sem compensação de resposta inversa para controlador PI

	ISE	IAE	ITAE
Sem compensador	66,97	127,6	15030
Com compensador	57,41	125,9	16427

Fonte: O autor (2017).

Pode-se chegar à mesma conclusão para o modelo TL, quanto para o ZL. O compensador cumpre seu papel de agir na resposta inversa, ao diminuir o ISE, porém, causa um retardo no atingir o *set point*, sendo lido, através do incremento do valor do ITAE, assim, deve-se levar em conta, para cada caso, qual o modelo integral definitivo para a escolha da utilização ou não do compensador.

5 Conclusão

Com base nos dados obtidos, pode-se concluir que existe uma elevada complexidade para a sintonia de controladores, para processos que apresentam resposta inversa. Deve-se também levar em consideração imprecisões na modelagem do processo, sendo essas devido a erros humanos (coleta de dados) ou do processo em

si. O impacto pode ser avaliado, através de estudos estatísticos para a determinação do nível de influência ao resultado final, o que segue como sugestão para posteriores trabalhos.

Após a análise dos gráficos e das tabelas construídas, pode-se notar que os dois modelos IMC avaliados divergiram completamente do comportamento esperado. Ao invés de convergir no *set point* estipulado (valor unitário), apresentou uma tendência ao infinito negativo. Os métodos integrais apenas comprovaram o que foi demonstrado através dos gráficos.

Por outro lado, a sintonia através do domínio da frequência apresentou uma boa confiabilidade. Entretanto, ainda foram tomadas providências, a fim de amenizar o efeito inicial causado pela inversa do processo, através da utilização de compensadores. Existe a ressalva que

se deve saber interpretar os métodos integrais. A longo prazo, o modelo ZN, com controlador PI, com compensador de inversa, é mais indicado. Apesar de apresentar um valor de ITAE um pouco mais elevado, o fator crítico é a redução do ISE, visto que é, a partir do mesmo que se observa a redução da resposta inversa, extremamente indesejável. Tendo em vista que o processo equivale à secagem do fumo, faz-se necessário uma uniformidade da secagem de todo produto, portanto, quanto antes estabilizado o processo, melhor. Ou seja, o parâmetro integral crítico que deve ser avaliado é o ISE.

Pode-se, então, concluir que o modelo de sintonia que melhor se adapta para controle da temperatura do cilindro de secagem do fumo é o proposto por Ziegler-Nichols, com a utilização de um controlador do tipo Proporcional-Integral, com compensador de inversa. Tende a convergir no *set point*, antes que os demais modelos reduzam a resposta inversa, causada pela abertura da válvula e apresentem oscilação reduzida, quando comparado aos demais modelos.

Do ponto de vista técnico, pode-se afirmar que a implementação do sistema de controle é viável, porém, a fim de estabelecer, de forma definitiva, a viabilidade de sua aplicação, faz-se necessária uma visualização pelo lado econômico.

Referências

BEQUETTE, B. W. **Process control: modeling, design and simulation**. New Jersey: Prentice-Hall, 2003.

BOLTON, W. **Instrumentation and control systems**. New York: Elsevier, 2004.

COUGHANOWR, R. D.; LEBLANC, E. S. **Process systems analysis and control**. 3th ed. New York: McGraw-Hill, 2009. (Chemical Engineering Series).

DUNN, **Introduction to instrumentation, sensors and process control**. Boston: Artech House, 2006.

GARCIA, C.; MORARI, M. Internal model control. A unifying review and some new results. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 21, n. 2, p. 308-323, 1982.

KEGELLIM, A. **Determinação de modelo dinâmico utilizando dados reais de processo e sugestão de controle de temperatura do cilindro de secagem no preparo do fumo**. 2016. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia, Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2016.

LEVINE, S. W. (Ed.). **Control system fundamentals**. Boca Raton: CRC, 2000.

REIS, R. **Sintonia e estabilidade de controladores PID de malha em feedback**. Porto Alegre, 2015. Notas de Aula Controle e Instrumentação. Slide 7.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. **Principles and practice of automatic process control**. 2th ed. New York: John Wiley & Sons, 1997.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical process control: an introduction to theory and practice**. Englewood Cliffs: Prentice Hall, 1984.

SVRCEK, Y. W.; MAHONEY, D. P.; YOUNG, B. R. **A real-time approach to process control**. 2th ed. New York: John Wiley & Sons, 2006.

VILANOVA, R.; VISIOLI, A. **PID control in the third millennium**. London: Springer, 2012.

