



**INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA DE
MATO GROSSO
CAMPUS CUIABÁ - BELA VISTA
DEPARTAMENTO DE ENSINO**

ARIADNY DA SILVA ARCAS

**ESTUDO DO CONTROLADOR PID EM EQUIPAMENTO INDUSTRIAL PARA
OTIMIZAÇÃO DO PROCESSO FABRIL DE REFRIGERANTES**

Cuiabá-MT / 2014

ENGENHARIA DE ALIMENTOS

ARIADNY DA SILVA ARCAS

**ESTUDO DO CONTROLADOR PID EM EQUIPAMENTO INDUSTRIAL PARA
OTIMIZAÇÃO DO PROCESSO FABRIL DE REFRIGERANTES**

Trabalho de Conclusão de Curso em forma de artigo apresentado ao curso de Engenharia de Alimentos do Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Mato Grosso - Campus Cuiabá - Bela Vista para obtenção de título de graduada.

Prof. Orientador: Dr. Marcos Feitosa Pantoja

Cuiabá-MT / 2014

Estudo do Controlador PID em equipamento industrial para otimização do processo fabril de refrigerantes

Study of PID Controller in industrial equipment for optimization of process plant soft drink

Ariadny da Silva Arcas (IFMT–Cuiabá–Bela Vista), ariadnyarcas@hotmail.com.

IFMT-Campus Cuiabá - Bela Vista, Av. Juliano Costa Marques, s/n - CEP: 78050-560. Cuiabá-MT.

Marcos Feitosa Pantoja (IFMT–Cuiabá–Bela Vista), marcos.pantoja@blv.ifmt.edu.br.

Resumo

Este trabalho apresenta o estudo teórico-experimental do funcionamento do sistema de controle PID do carbonatador de refrigerantes em uma indústria de Várzea Grande–MT. Inicialmente houve o acompanhamento do funcionamento do equipamento, seguido do estudo da modelagem matemática do sistema como justificativa para ajustes do controlador, e do maior controle estatístico e operacional do processo. A modelagem matemática consistiu em equacionar os principais componentes do processo de carbonatação, sendo elas a pressão, temperatura, pressão/vazão de envio de produto para a enchedora através do controlador PID. São apresentados dados sobre o comportamento dinâmico do sistema de carbonatação segundo parâmetros testados, desde o desempenho dos equipamentos, bem como na qualidade da carbonatação do produto final. A eficiência do sistema foi avaliada através do controle estatístico do processo (CEP), resultando em melhoras no desempenho do carbonatador após ajustes do controlador, com considerável estabilidade dos parâmetros de carbonatação, mostrando a importância e eficácia do procedimento e conhecimento prévio do funcionamento do controlador para otimização do processo fabril.

Palavras-chaves: PID. Carbonatador. Otimização.

Abstract

This paper presents a theoretical and experimental study of the operation of the PID control carbonator soda system in an industry of Várzea Grande–MT. Initially there was to oversee the operation of the equipment, followed by the study of mathematical modeling of the system as justification for adjustments of the controller, and the largest operational and statistical process control. Mathematical modeling was to equate the main components of the carbonation process, they being the pressure, temperature, pressure / flow of sending product to the filler through the PID controller. Data on the dynamic behavior of the system are presented according carbonation parameters tested, since the performance of the equipment, and the quality of the final product carbonation. The efficiency of the system was evaluated through statistical process control, resulting in improvements in performance carbonator after adjusting the controller, with considerable stability of the parameters of carbonation, showing the importance and effectiveness of the procedure and prior knowledge of the operation of the controller for optimization of the manufacturing process.

Keywords: PID. Carbonator. Optimization

1. Introdução

Segundo Cruz, 2012, o surgimento do setor de refrigerantes no Brasil está datado de 1904, quando foi fundada a primeira indústria de refrigerantes. Posteriormente em 1905 surgiu uma segunda, e outras três até os anos 30. Essas empresas ainda estão em funcionamento, e são caracterizadas por sua regionalidade em virtude de serem empreendimentos familiares. O processo, na época, era completamente artesanal, portanto a produção não passava de 150 garrafas por hora ou até menos.

Atualmente, o consumo de refrigerantes pelos brasileiros é de 65 litros ao ano, o que o coloca em 17º lugar no ranking mundial de consumo per capita (JERONIMO, 2014). O mercado interno da bebida cresceu 165% nos anos entre 1988 e 2004, aumentando também a participação de 9% para 32% dos refrigerantes considerados regionais (CRUZ, 2012). Para atender a esta demanda de consumo, as indústrias de bebidas têm buscado cada vez mais, equipamentos como carbonatadores modernos e de grandes dimensões integrados com ferramentas matemáticas para a automação e constituição da modelagem de seus processos e da interação da Interface-Homem-Máquina (IHM). Uma dessas ferramentas matemáticas presentes em muitos equipamentos é o controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) que ainda é bastante utilizado na indústria. A presença desse controlador nesse setor explica-se pelo fácil manuseio nos ajustes de seus parâmetros, em que, na maioria das vezes, esses ajustes são feitos pelo método de tentativa-erro. Com isso, dependendo da complexidade do sistema, consegue-se alcançar os resultados desejados. Quanto mais complexo o sistema, mais cansativo e demorado tornam-se os ajustes dos parâmetros considerados no processo, (SANTOS, 2009). Segundo Faccin, 2004, este algoritmo de controle é um algoritmo robusto, de fácil entendimento, e capaz de prover desempenho satisfatório para uma grande variedade de processos industriais. No entanto, sua eficiência para a grande maioria dos casos está muito aquém do esperado. Estimativas mostram que apenas 20% das malhas de controle industriais estejam funcionando de forma adequada, diminuindo a variabilidade do processo.

O carbonatador é o equipamento responsável pela incorporação do gás dióxido de carbono (CO_2) na bebida, e é uma das principais matérias-primas na indústria de

refrigerantes, e a responsável por conferir sabor agradável e adequado ao produto sendo um dos principais parâmetros de controle de qualidade sensorial. Este gás é uma variável controlada através de uma válvula moduladora de gás, onde é enviado ao tanque de carbonatação, no qual é executado um sistema de controle de malha fechada onde o sinal de saída é realimentado, fazendo-se uma comparação com o sinal de entrada. Esta comparação gera um sinal corrigido que entra novamente no sistema de forma a alcançar o sinal de saída desejado, segundo (BAYER; ARAÚJO, 2011). Portanto, de acordo com a configuração da variável desejada correspondente a pressão, esta malha trabalhará de forma que a entrada seja o mais próximo possível do da saída.

O controlador PID neste contexto controla a abertura da válvula moduladora de CO_2 possibilitando maior ou menor fluxo de gás na tubulação para a carbonatação e o fluxo de etanol que entrará no trocador de calor, de modo a controlar a temperatura da bebida. Assim como os outros gases, o CO_2 tende a escapar da fase líquida se nenhuma força externa for exercida sobre ele. Portanto, as condições de produção, condicionamento, transporte e consumo são importantes para a conservação do gás em solução. Considerando que o gás é parcialmente solúvel a altas temperaturas é necessária uma sincronia entre temperatura e pressão para evitar gastos desnecessário com a carbonatação. Contudo, a baixa eficiência do processo está diretamente relacionada aos ajustes PID do equipamento, no qual é realizada uma interligação, com uma malha de informações e comandos do sistema de abertura e fechamento das válvulas, entrada e saída de produtos, comandos liga/desliga (*on/off*) entre outros. Neste sentido, modelos matemáticos são importantes no que diz respeito ao conhecimento do comportamento de um sistema sem precisar tê-lo em mãos (MELO, 2007). Por isso, o objetivo deste estudo foi motivado para a análise do comportamento do controlador PID do carbonatador de refrigerantes, demonstrando sua importância na interação entre os ajustes do controlador, bem como a sua influência direta no controle de qualidade do produto final, como garantia da qualidade e do processo.

2. Referencial Teórico

Os controles automáticos de processos ocupam um papel fundamental em vários setores da indústria, tais como fabricação de produtos, linhas de montagem automáticas, controle de ferramentas, e até mesmo no controle completo de veículos espaciais (BAYER; ARAÚJO, 2011).

Um sistema de controle automático integra vários componentes que comparam o valor real de saída da planta com a entrada de referências (*setpoint*), onde determina o desvio e produz um sinal de controle que vai reduzir o desvio a zero ou a um valor pequeno.

Os controladores industriais podem ser classificados em: controladores de duas posições ou *on-off* (liga-desliga), controladores proporcionais, controladores integrais, controladores proporcional-integrais, controladores proporcional-derivativos e controladores proporcional-integral-derivativos. Os controladores de duas posições ou *on-off* é o controle efetuado a partir de uma simples chave liga-desliga que é acionada/desacionada. Nesse tipo de ação, o controlador compara o sinal de entrada com a realimentação e, se a saída superar a entrada, desliga o atuador; se a realimentação for menor, ele é ligado, ou seja, ao atuador trabalha na correção de possíveis erros.

Com os controladores proporcionais, a ação proporcional consegue eliminar as inconvenientes oscilações provocadas pelo controle *on-off*. No entanto esta ação não consegue manter os sistemas em equilíbrio sem provocar o aparecimento do erro de “*off-set*” (equilibrar) caso haja variação na carga, que muitas vezes pode ser contornado pelo operador que de tempos em tempos manualmente faz o reajuste do controle eliminando este erro. O erro *off-set* ocorre devido às novas condições de equilíbrio onde o sinal do controlador proporcional atuar, segundo (BAYER; ARAÚJO, 2011). Quando, por exemplo, a válvula moduladora de CO₂ está 10% aberta e a temperatura (variável controlada) do trocador de calor esteja com um valor desejável de 8°C; caso ocorra uma variação no trocador de calor fazendo com que a temperatura aumente, a válvula moduladora do trocador de calor é aberta proporcionalmente a essa variação até que o sistema entre em equilíbrio novamente ou o operador manualmente abra uma tubulação do trocador de calor em manual até

a normalização do sistema. Como houve alteração na quantidade de calor cedida do ambiente e quantidade de gás enviada para o carbonatador, as condições de equilíbrio sofrerão alterações e este será conseguido em outra posição. Este novo ponto de equilíbrio estabelece uma diferença proporcional entre os valores medidos e desejados (*off-set*), e esta diferença permanece constante enquanto nenhum outro distúrbio ocorrer. No entanto, se isto ocorrer com frequência, torna-se desvantajosa a ação de correção do operador e então outro dispositivo deve ser usado. Assim, sistemas de controle apenas com ação proporcional somente devem ser empregados em processos onde grandes variações de carga são improváveis, que permitem pequenas incidências de erros ou em processos com pequenos tempos mortos, (OLIVEIRA, 1999).

A ação integral dos controladores atuará no processo ao longo do tempo enquanto existir diferença entre o valor desejado e o valor medido. Assim, o sinal de correção é integrado no tempo e por isto enquanto a ação proporcional atua de forma instantânea quando acontece um distúrbio em degrau, a ação integral vai atuar de forma lenta até eliminar por completo o erro de *off-set* deixado pela ação proporcional. Um controle proporcional-integral é a ação de controle resultante da combinação entre a ação proporcional e a ação integral, e têm por objetivo principal, corrigir os desvios instantâneos (proporcional) e eliminar ao longo do tempo qualquer desvio que permaneça (integral), (OLIVEIRA, 1999).

O controlador proporcional-derivativo (PD) é um tipo de controlador que possui um ganho crescente com o aumento da frequência. Se o sinal varia rapidamente em relação ao tempo, ele terá uma grande variação, (SANTOS, 2009). A ação derivativa tem o objetivo de estabilizar o sistema quando há variações bruscas nas condições de controle, conseguindo assim com que se empregue ganhos proporcionais maiores, melhorando o tempo de resposta do sistema.

Segundo Oliveira, 1999, o controlador proporcional-integral-derivativo (PID) é uma combinação desses controladores individuais. O proporcional reduz as oscilações, a integral reduz qualquer desvio que permaneça, como o erro de *off-set*, enquanto o controle derivativo fornece ao sistema uma ação antecipada, evitando previamente que o desvio se torne maior quando o processo se caracteriza por ter

uma correção lenta comparada com a velocidade do desvio, conforme malha apresentada na figura 1.

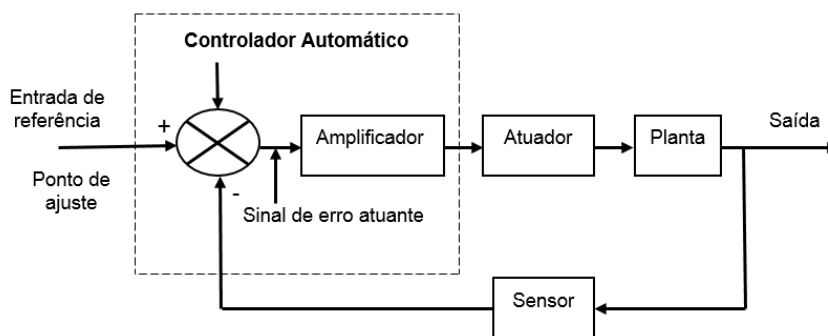


Figura 1. Diagrama de blocos de um sistema de controle industrial, que consiste em um controlador automático, um atuador, uma planta e um sensor. (FONTE: OGATA, 2003, adaptado).

Os controladores PID são largamente utilizados, uma vez que são capazes de solucionar a grande maioria dos problemas de controle que surgem em processos industriais. Essa expressiva utilização deve-se ao fato desse controlador ser de fácil implementação, baixo custo e versátil na capacidade de estabilizar os comportamentos transitórios e de regime permanente dos processos sob controle. Assim, além da ação proporcional que atua conforme o valor do erro, temos um compromisso entre a velocidade de atuação (diferenciador) e erro nulo no regime permanente (integrador). Em outras palavras, o controlador PID pode ser visto como uma ação que considera o presente, o passado e o futuro do erro levado em consideração (BAYER, ARAÚJO, 2011).

Existem cinco principais métodos para sintonizar um processo através da ação do controlador PID que é diferente para cada funcionamento e configuração de valor desejado (*setpoint*), que são eles: método por aproximação sucessiva ou tentativa-erro, Método por identificação de processo, método de Ziegler e Nichols em malha aberta e fechada e o método de auto-sintonia.

O método tentativa-erro consiste em modificar as ações de controle e observar os efeitos na variável de processo. A modificação das ações continua até a obtenção de uma resposta ótima, (OLIVEIRA, 1999).

O Método de Ziegler e Nichols em malha aberta (Figura 2) é o método que procura caracterizar primeiro o processo e, então, determinar os ajustes do controlador, com base nessas características aproximadas do processo. As técnicas de ajuste em malha aberta normalmente baseiam-se na curva de reação do processo, ou seja, a reação deste a uma perturbação em degrau na variável manipulada, na saída do controlador.

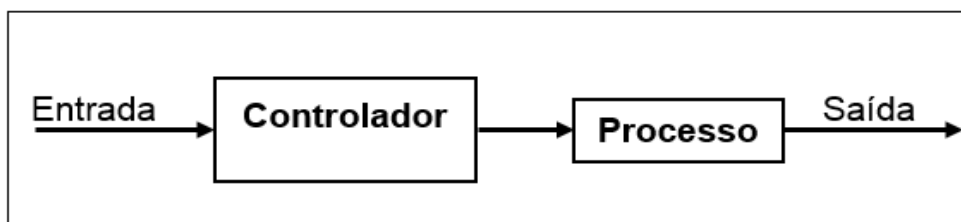


Figura 2. Sistema de malha aberta. Fonte: BAYER; ARAÚJO, 2011, adaptada.

Em síntese a informação sobre a variável controlada não é utilizada para ajustar qualquer entrada do sistema para compensar variações nas variáveis do processo, ou seja, não existe realimentação do sistema. O Método de Ziegler e Nichols em malha fechada consiste na observação da resposta do processo e do conhecimento da estrutura do controlador. Este método é indicado para processos estáveis e instáveis, mas não se adapta muito bem em malhas rápidas (vazão por exemplo) e nos processos com tempo morto alto. O método consiste em colocar a malha de controle em oscilação. O período das oscilações e ganho crítico do controlador GCR que ocasiona oscilações, permitem os cálculos das ações a serem fixadas no controlador. O cálculo depende da estrutura do controlador utilizado e do modo de regulação escolhido (P, PI e PID), (OLIVEIRA, 1999).

O carbonatador em estudo é constituído pelas seguintes estruturas: termômetros e manômetros (a) acoplados a tubulações de entrada da bebida onde também existe um controle de vazão; um tanque de aproximadamente mil litros (b); uma tubulação (c) válvula solenoide, onde ocorre o 'alívio' (*snif*) do excesso de dióxido de carbono (CO_2); válvula de emergência para pressão (d); painel eletrônico (e) onde são realizados a parametrização do sistema; tubulação onde ocorre a entrada de CO_2 (f); válvula de monitoramento (g); válvula de retenção por onde ocorre a saída da bebida carbonatada para a enchedora (h); válvula moduladora de

CO₂ (i); ar comprimido para abertura pneumática das válvulas moduladoras e de monitoramento (j) e (k), conforme apresentado na Figura 3.

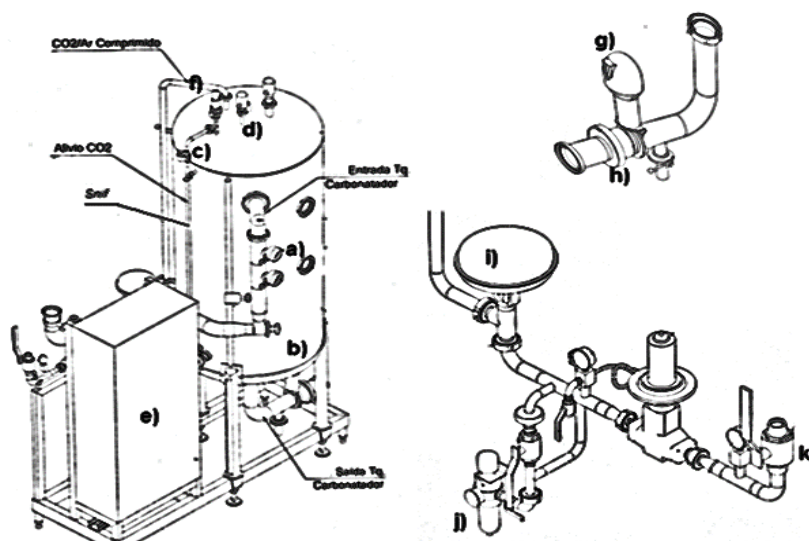


Figura 3. Projeto do Carbonatador CZL-300. (Fonte: SOLARBR, adaptada)

Este sistema é conectado a outros equipamentos e sistemas, como os da xaroparia, entre eles o Blender, por onde ocorre o envio da bebida para o trocador de calor e em seguida para o carbonatador onde é carbonatado e enviado para a enchedora. Blender é um equipamento que foi desenvolvido para dosagem e mistura contínua e automática de vários componentes líquidos em linha, para produção de bebidas finais seguindo receitas pré-estabelecidas para cada produto. A alta precisão do sistema de dosagem e medição, e seu conceito modulado garante excelente qualidade, estabilidade, segurança, flexibilidade e economia, (E2PS).

Para efeito deste trabalho, direcionaremos o estudo ao acompanhamento da válvula moduladora, ao tanque do carbonatador, o painel eletrônico, o processo de carbonatação e o controle de qualidade e PID.

O carbonatador de refrigerantes é operado utilizando o controlador PID constituído pelo sistema de malha fechada, onde é possível verificar o desempenho do controlador através dos parâmetros *PID* da válvula moduladora de CO₂ (limita a pressão máxima e mínima do sistema conforme o sinal do controlador) trocador de calor que é o equipamento por onde ocorre a transferência de calor de um fluido

para outro e pressão de bebida para envio a enchedora promovido por uma bomba. A confirmação dos ajustes por meio da tentativa-erro foi verificada através do desempenho/ajustes do equipamento individualmente durante o processo e da análise do volume da carbonatação na bebida analisadas em intervalos regulares e criticamente através do controle estatístico de processo que é uma ferramenta estatística amplamente empregada nas indústrias, como artifício para análise imediata do desempenho de um determinado processo em função de algumas variáveis determinadas.

Depreendendo que o processo de carbonatação é um dos processos de suma importância e com elevado controle através de sistemas automatizados, procurou-se estudar o PID do carbonatador tendo em vista a garantia da qualidade. Procuramos acompanhar o processo e estudá-lo, empregando para isso, ferramentas matemáticas e estatísticas para promover e constatar a otimização do processo, com a minimização de perdas de dióxido de carbônico, redução da elevação da temperatura de carbonatação com minimização dos atrasos na resposta entre a sintonia do sistema de modo a garantir maior confiabilidade e a qualidade.

O Controle estatístico de processo é uma ferramenta estatística amplamente empregada nas indústrias, como ferramenta para análise imediata do desempenho de um determinado processo em função de algumas variáveis determinadas. Neste estudo foram avaliados o desempenho da carbonatação e da temperatura conforme ajustes orientados ao PID do equipamento.

3. Procedimentos Metodológicos

3.1. Objeto de Estudo

A produção de refrigerante cresce em ritmo acelerado, o que força a indústria de bebidas a automatizarem cada vez mais seus processos para que se produza cada vez mais, com menos desperdício. Neste propósito, procuramos estudar o comportamento do *PID* do carbonatador, em decorrência dos poucos estudos relacionados a este equipamento, e um dos responsáveis por conferir o sabor característicos da bebida.

Os ajustes *PID* foram realizados após a revisão e manutenção de tubulações, válvulas e bombas, para que os problemas provenientes das oscilações durante o processo não fossem erroneamente relacionados com defeitos e/ou falta de manutenção nestas estruturas.

3.2. Procedimentos de Coleta de Dados

Todos os dados referentes à configuração do carbonatador foram coletados, através do acompanhamento da produção e verificação do desempenho da válvula moduladora de CO₂, temperatura e pressão de envio de produto para a enchedora e seu respectivo *PID* com auxílio do técnico do equipamento. O carbonatador de refrigerante em estudo é o modelo CZL-300 da empresa Ziemann Liess, projetado em 2009, com sistema operacional dedicado operado por painel eletrônico da *Siemens Simatic* Painel modelo *touchpanel* TP 177, micro instalado em uma linha de produção de refrigerantes retornáveis em uma indústria localizada em Várzea Grande, Mato Grosso. Os ajustes do equipamento foram processados pelo técnico responsável pelo sistema, com acompanhamento e avaliações constante dos resultados após cada ajuste que se processou empregando o método de tentativa-erro.

3.3. Procedimentos de Análise de Dados

Inicialmente o estudo foi realizado para conhecimento do processo de carbonatação de refrigerantes, seguidos da caracterização do funcionamento da válvula moduladora, trocador de calor e bomba de envio de bebida conforme a necessidade do processo, com ajustes dos parâmetros de pressão e temperatura para verificação do desempenho do processo e possíveis atrasos.

Esta verificação foi feita durante o monitoramento no painel de parâmetros do *PID* e por meio da porcentagem da abertura da válvula (quantidade de CO₂ que entra no sistema), segundo o *setpoint* configurado. Conforme a necessidade da demanda de produto pela enchedora, é enviado um sinal ao carbonatador que, através do controlador, controla a abertura e/ou fechamento de válvula, controle do fluxo de etanol para o trocador de calor e pressão de envio de produto.

Foi estudado e avaliado o comportamento do processo para justificar a necessidade dos ajustes do PID.

4. Resultados e Discussão

O estudo do carbonatador foi motivado após a ocorrência de sucessivos desajustes durante o processo, tais como constantes paradas da enchedora por falta de bebida proveniente do carbonatador que na verdade não estava vazio, mas com dificuldades na abertura de válvulas, e com entrada de quantidades superiores de CO₂ que a configurada no setpoint, bloqueando assim a saída de produto até que a pressão fosse normalizada através do alívio de pressão (*snif*). O acompanhamento da carbonatação do produto final também indicava oscilações no sistema, bem como o desempenho do processo através do painel eletrônico do equipamento.

Levando em consideração a densidade de cada produto, onde temos bebidas mais e menos densas devido a quantidade de xarope de glicose presente, e outros ingredientes, houve a necessidade da configuração de parâmetros de maior ou menor carbonatação (*setpoint*), com base na característica de cada produto (padrão) atribuído pelo fabricante, até alcançar parâmetros de PID que se mostrassem constantes durante o processo independente do produto.

Foram avaliados concomitantemente o comportamento dos parâmetros de pressão e temperatura com diversas configurações no controlador pelo método tentativa-erro.

Os valores de *PID* antigo e os atuais (após ajustes), são provenientes da modulação da entrada de CO₂ e da modulação do etanol no trocador de calor, conforme expostos na Tabela 1.

Tabela 1. Comparativo entre a configuração do *PID* antigo e os atuais após ajustes tentativa-erro.

PID - Antigo				PID - Atuais		
Parâmetros	P	I	D	P	I	D
Pressão	2,37	1,32	0	0,74	0,45	0,04
Temperatura	-50	0,5	0,4	3	0,5	0,4

Com esta nova configuração foi possível um maior controle do processo, maior vazão de produto, estabilidade da carbonatação e redução das paradas na enchedora devido ao aumento da pressão do carbonatador acima do valor desejado $\pm 0,2$, resultando em falhas na enchedora por falta de bebida, até que o *snif* (alívio de gás) descartasse todo gás excedente do sistema, ou seja, houve a economia do gás e consequentemente a possibilidade do aumento da velocidade da enchedora sem que ocorresse as constantes paradas por falta de demanda de produto pelo carbonatador, e com carbonatação oscilando muito próxima dos padrões de especificações, caracterizando portanto com um processo eficaz.

Os fatores que podem influenciar na carbonatação são: a pressão de CO₂, onde o gás será “comprimido” e consequentemente incorporado a bebida; a temperatura da bebida, pois, à medida que a temperatura aumenta, menor é a dissolução do gás no líquido; superfície de contato entre líquido e CO₂; tempo de contato do líquido com o gás; e afinidade do líquido com o gás, que decresce com aumento dos açúcares, segundo (SILVA, 2009) ou seja, quanto maior a densidade do líquido, maior será a “resistência” para a carbonatação.

Os testes foram realizados com base na modificação das ações de controle por tentativa-erro, onde foram observados os efeitos na variável de processo até que fossem encontrados os valores presentes na Tabela 1, identificados como parâmetros atuais. Deve ser mencionado que os parâmetros antigos de pressão em relação aos parâmetros atuais foram reduzidos, resultando inclusive na utilização do termo derivativo. A alteração permitiu que as três ações *PID* fornecessem maior rapidez na correção de erros como o *off-set*. Com isso o controlador proporcional que antes era configurado com 2,37 passou para 0,74 fazendo com que a resposta continuasse rápida, porém com menores oscilações e redução de erros. A ação integral também foi reduzida de 1,32 para 0,45, fazendo com que ocorresse uma redução/eliminação dos erros de *off-set*. Esta configuração tende a fazer com que a resposta fique mais oscilatória. Por esse motivo, houve a adição do termo derivativo que passou de 0 a 0,04 ocorrendo então a redução tanto da intensidade das oscilações de pressão de carbonatação como no tempo de resposta, evitando as constantes paradas que ocorriam devido ao bloqueio do carbonatador que apresentava pressão alta, em decorrência da sua ação antecipada. Essa

antecipação na redução dos desvios quando o processo apresentava uma correção lenta, comparada com a velocidade do desvio, provocava o aumento da pressão.

Essa variável oscilava devido a ação do termo proporcional e do termo integral que existia nos parâmetros anteriores. A ação integral é sempre associada à ação proporcional, pois, deste modo é obtido o melhor das duas ações de controle. A ação proporcional corrige os erros instantaneamente e a integral se encarrega de eliminar, a longo prazo, qualquer desvio que permaneça.

Quanto aos parâmetros da temperatura, a única alteração realizada foi no termo proporcional, onde o antigo valor de -50 passou para 3. Para os termos integral e derivativo, os valores permaneceram os mesmos de 0,5 e 0,4 respectivamente. O sinal negativo era utilizado para tentar diminuir o tempo morto no início do processo e a alteração para 3 foi efetuada para estabilizar o sistema mais rapidamente nas condições adequadas da carbonatação.

A seguir é apresentado o Gráfico 1 que simula o comportamento do controlador PID antes dos ajustes. Este gráfico demonstra o comportamento do controlador onde, em vermelho temos o *setpoint* ou valor desejado, em azul a variável manipulada durante o processo e em verde a resposta de saída do processo que envia um sinal para o controlador na tentativa de manter a variável manipulada o mais próximo do *setpoint*.

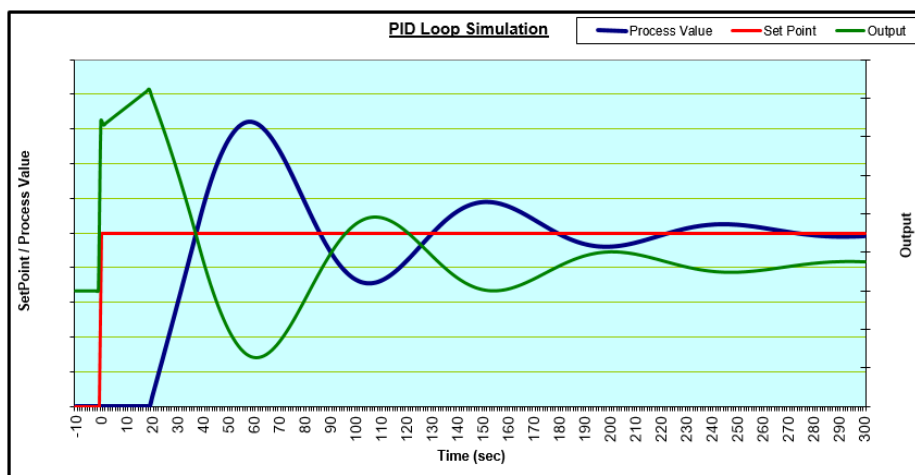


Gráfico 1. Simulação do comportamento dos parâmetros PID referentes a pressão do carbonatador antes dos ajustes. Fonte: *Simulador Engineers excel PID loop simulation*.

Neste processo temos a influência de dois controladores: o P e o I, com o termo proporcional elevado. Com a ausência da derivada temos as oscilações constantes do processo e atrasos em respostas, constatadas através da amplitude.

No âmbito industrial este gráfico se caracterizou, da seguinte forma: em um carbonatador vazio temos o tempo morto que é demonstrada no gráfico como sendo de 20 segundos, tempo este necessário para que a pressão seja elevada até o valor programado no setpoint. Após esta configuração, percebe-se que o CO₂, dentro do tanque, atinge valores superiores ao desejado e por isso o sinal de saída (malha fechada) trabalha para que a válvula moduladora diminua sua variação de gás até que se atinja o *setpoint* ou esteja o mais próximo possível dele. Com isso o CO₂ apresenta uma queda brusca de pressão e a “saída” envia um sinal para que a válvula moduladora aumente sua abertura. Este ciclo permanece por um longo período até que o sistema consiga uma aproximação dos valores desejados.

Para a temperatura ocorreu o ajuste do proporcional. O funcionamento consiste na abertura ou redução do fluxo de etanol no trocador de calor, o que permite a redução ou elevação da temperatura da bebida. No sistema em estudo, esta operação estava ocorrendo com atrasos, o que resultava em baixas temperaturas e consequentemente uma maior carbonatação e elevação da pressão do carbonatador, provocando constantes paradas. Também estas informações foram comprovadas através do controle estatístico de processo onde avaliamos cada valor de carbonatação da bebida final em intervalos regulares de quinze minutos apresentado na Figura 4, que indicou um processo incapaz com índices de capacidade do processo (ppk) menores que 1.

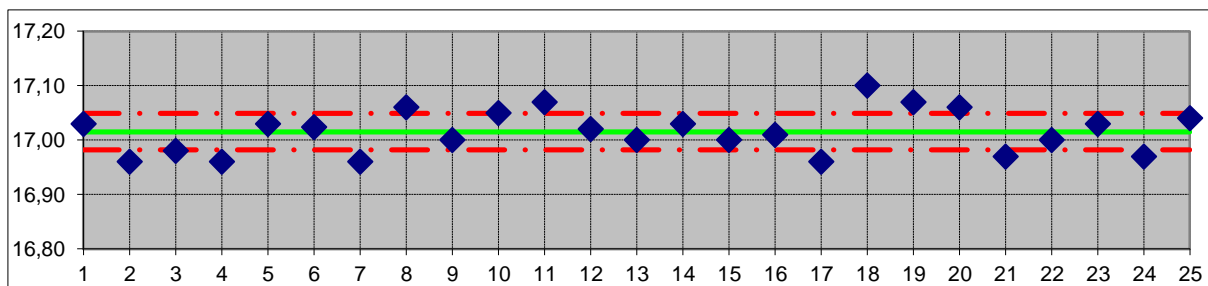


Figura 4. Gráfico do Controle estatístico de processo incapaz. Fonte: SOLARBR, 2014.

Após os novos ajustes por tentativa-erro, a que melhor se adequou ao sistema são representadas pelo Gráfico 2.

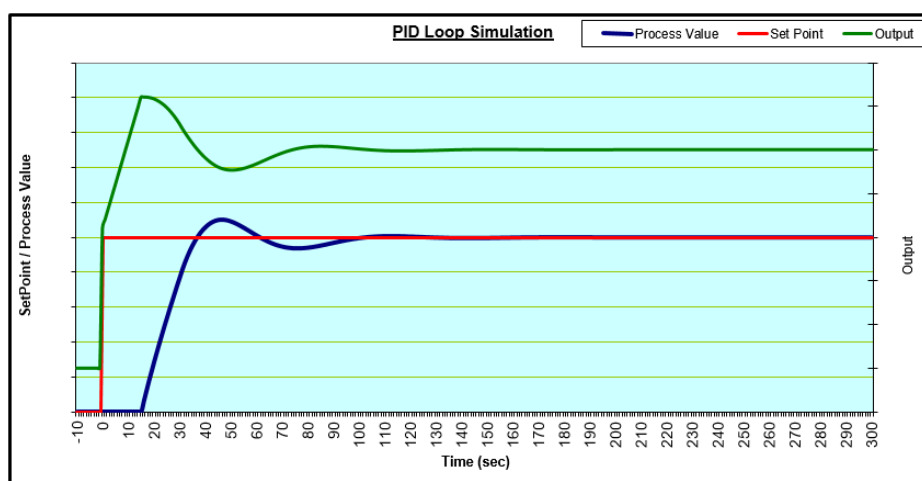


Gráfico 2. Demonstrativo do comportamento do sistema com base em dados extraídos da observação e referencial teórico. Fonte: *Simulador Engineers excel PID loop simulation*.

Nesta nova configuração, para pressão, foi efetuada a redução dos termos P e I e a incorporação do termo derivativo para ajustes do fluxo de gás no tanque, tornando o sistema mais estável, em um curto período de tempo. É perceptível também a redução do tempo morto e a rápida resposta do controlador para ajuste dos parâmetros verificadas na prática.

Para temperatura, com ajustes do controlador, o tempo de resposta foi elevado, evitando as oscilações de temperatura. A estabilidade do processo de carbonatação

foram comprovadas em intervalos regulares de quinze minutos com índices de capacidade demonstrada do processo (ppk) maiores que 1 indicando processo capaz e sob controle conforme Figura 5.

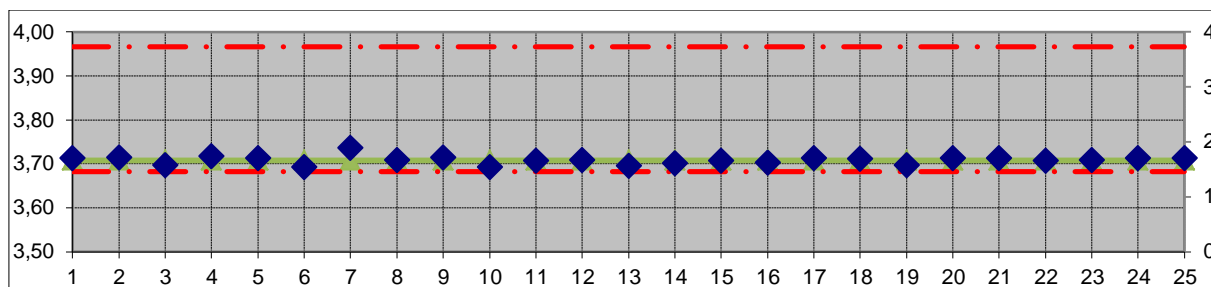


Figura 5. Gráfico do Controle estatístico de processo eficaz. Fonte: SOLARBR, 2014.

A vantagem da utilização do método tentativa-erro é a simplicidade dos ajustes. Sua desvantagem é a necessidade da realização de vários testes ao longo do processo, testando vários produtos e densidades, requerendo maior dedicação ao processo. Também com este método há o risco da baixa produtividade e/ou a produção com baixa qualidade durante os testes podendo levar a segregação de produtos, além da ocorrência de instabilidade do processo como aumento da pressão do tanque.

Os ajustes foram compatíveis com o comportamento mencionado na literatura onde com o aumento do ganho proporcional, o sistema torna-se mais rápido, tomando cuidado para não torná-lo instável. Uma vez que o termo proporcional foi definido para obter uma resposta rápida desejada, o termo integral é aumentado a fim de parar as oscilações. O termo integral reduz o erro de estado estacionário, mas aumenta o *overshoot* (valor ultrapassado), que é o aumento dos valores configurados do setpoint devido ao aumento do valor da variável controlada. Isso ocorre porque o ajuste da variável manipulada esteve no seu valor máximo por muito tempo, (BAYER; ARAÚJO, 2011). Um valor de *overshoot* é sempre necessário para um sistema rápido de modo que possa responder às mudanças imediatamente. O termo integral é novamente ajustado para atingir um mínimo erro de *steady state* (curso estável) uma vez que os termos P e I são definidos para que o sistema de

controle seja rápido com o *steady state* (curso estável) mínimo e constante, o termo derivativo é aumentado até que o *loop* (intervalo de tempo entre as chamadas para um algoritmo de controle) seja aceitavelmente rápido em relação ao seu ponto de referência. Aumentar o termo derivativo diminui o *overshoot*, aumentando o ganho, mantendo a estabilidade e ainda fazendo com que o sistema seja altamente sensível ao ruído. Muitas vezes, os engenheiros têm a necessidade de fazer a compensação de uma característica de um sistema de controle para melhorar outro, e assim atender às suas necessidades (NATIONAL INSTRUMENT, 2014).

5. Conclusões

A realização de um experimento com esse direcionamento é extremamente importante no âmbito industrial, já que é muito difícil sintonizar sistemas que não estejam sujeitos a nenhum tipo de agente externo.

Os resultados mostram que a sintonia do controlador tem um grande efeito no comportamento da resposta do sistema, tanto em relação à entrada quanto em relação a saída da malha. As mudanças de sintonia fizeram com que cada vez mais a amplitude da saída produzida pelo distúrbio fosse diminuída. Isso mostra que se for possível prever os tipos de distúrbios que aparecerão em determinado sistema, será possível sintonizar o controlador de forma a minimizar a ação desse sinal indesejado, prejudicando de forma mínima o desempenho do sistema, como por exemplo os ajustes PID. Também ficou nítido a necessidade da utilização de todos os três parâmetros do PID, pois apenas os valores do termo proporcional e do termo integral não foram suficientes para corrigir e manter o sistema estável. Também há a necessidade do estudo aprofundado para a formulação de sistemas que simulem as operações de PID, adequado ao carbonatador de refrigerantes, para que o método tentativa-erro seja melhor estimado com redução do tempo de ajustes, redução da baixa produtividade e/ou a obtenção de produtos com baixa qualidade durante os testes podendo levar ao descarte dos itens fora da especificação, além da ocorrência de instabilidade do processo como aumento da pressão do tanque.

Este estudo valoriza a importância dos ajustes PID juntamente com a manutenção preventiva de válvulas e tubulações para controle de qualidade do produto final visando a otimização do processo e minimização dos desperdícios.

6. Referências

BAYER, F.M.; **ARAÚJO**, O.C.B. Controle Automático de Processos. Santa Maria-RS, Material Didático do Sistema Escola Técnica Aberta do Brasil – e-Tec Brasil, 2011, 92p.

CRUZ, G.F.B. SBRT - Serviço Brasileiro de Resposta Técnica, Dossie Técnico, Fabricação de Refrigerantes. Rede de Tecnologia e Inovação do Rio de Janeiro – REDETEC, Outubro/2012, 35p.

E2PS, Sistema e Soluções para processos industriais. Disponível em <<http://www.e2ps.com.br/site/blend.htm>> Acesso em 12 de outubro de 2014.

ENGINEERS-EXCEL. For Engineers who excel PID Loop Simulator.

FACCIN, F. Abordagem Inovadora no Projeto de Controladores PID. Dissertação de Mestrado, Porto Alegre -RS, 2004, 201p.

FILHO, W.G.V; **BARNABÉ**, Daniela. Bebidas não alcoólicas, Ciência e tecnologia de bebidas. In: **FILHO**, Waldemir G. V (Coord.). Refrigerantes. São Paulo-SP, Vol.02, Editora Blucher, 2010, 177-196.

JERONIMO, K.R. Avaliação da estabilidade e aceitabilidade do refrigerante de guaraná. Trabalho de Conclusão de Curso, Campina Grande-PB, 2014, 31p.

MELO, M.M. Modelagem de uma estufa térmica e sintonia do controlador PID. Universidade Federal de Viçosa – MG. Dezembro/2007, 47p.

NATIONAL INSTRUMENTS. Explicando a Teoria PID, Publicado em 13 de dezembro 2011.

NOVUS. Artigo Técnico – Introdução ao controle PID, 2003, 6p

OLIVEIRA, A.L.L. Fundamentos de Controle de Processo. Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial (SENAI), Vitória-ES, 1999, 72p.

SANTOS, H.S. Ajuste de Controle PID utilizando algoritmo Genético Brasília, 2009, 106p

SENAI. Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial. Técnicas de Sintonia de controladores PID, Belo Horizonte-MG, 18p.

SILVA, M.C. Avaliação de Processo de Carbonatação da água de Coco (Cocos nucifera L.) Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas-SP, 2009, 129p

OGATA, K. Engenharia de Controle Moderno. 4ª Edição, Editora Prentice Hall (Pearson), 2003, São-Paulo-SP, 3-15p.

7. Anexos



Revista GEPROS

DESDE MAIO/2014, EM MÉDIA, OS ARTIGOS SUBMETIDOS RECEBERAM A PRIMEIRA DECISÃO EDITORIAL EM 52 DIAS.

A Revista GEPROS é um periódico acadêmico publicado em versão eletrônica do Departamento de Engenharia de Produção da Universidade Estadual Paulista (UNESP), Campus Bauru. A Revista GEPROS foi criada em 2009 e desde então está direcionada a professores, pesquisadores, pós-graduandos, graduandos, profissionais e interessados nas áreas de Engenharia de Produção e correlatas. O objetivo da GEPROS é contribuir para a disseminação de conhecimentos classificados mundial na área de Engenharia de Produção, contribuindo tanto para o avanço nas fronteiras do estado-da-arte dos temas que aborda, à luz dos mais elevados padrões acadêmicos, quanto para o desenvolvimento e modernização da sociedade, possuindo intrínseco valor prático.

A Revista GEPROS possui o compromisso de se empenhar para ter um sistema de avaliação ágil e eficiente dos artigos submetidos, ao mesmo tempo em que atende aos mais rígidos padrões nacionais e internacionais de arbitragem acadêmica. Nesse sentido, a meta da Revista GEPROS é, após a submissão de qualquer artigo, **comunicar a primeira Decisão Editorial aos autores no prazo de até 90 dias**. Esse compromisso faz parte do processo de adequação da Revista GEPROS a padrões internacionais de qualidade editorial e praticados por outros periódicos que já estão indexados em bases científicas de elevada reputação, como ISI Web of Knowledge, Scopus e SciELO. Convidamos autores das áreas de Engenharia de Produção e afins para submeterem seus artigos à Revista GEPROS, um periódico que combina acesso livre ao seu conteúdo, elevado rigor acadêmico e real valor prático para a sociedade. Editor: Prof^a Dr^a Ana Beatriz Lopes de Sousa Jabbour

TEMPLATE E ALGUMAS ORIENTAÇÕES DE COMO ESTRUTURAR O ARTIGO

Título (EM PORGUÊS)

Título (EM INGLÊS)

NÃO INSERIR OS NOMES DOS AUTORES

Resumo

Apresentar: o objetivo do artigo, o objeto de estudo, o método de pesquisa utilizado e os principais resultados alcançados e/ou contribuições do artigo.

Palavras-chave:

Abstract

A versão em inglês do resumo.

Keywords:

1.Introdução

Apresentar o tema mais geral e o mais específico da pesquisa. Deixar claro como este tema mais específico tem sido estudado e, a partir daí, apresentar o *gap*

da literatura, de forma a apresentar a originalidade do estudo e destacar a questão de pesquisa e o objetivo do artigo. Evidenciar com clareza a justificativa da pesquisa e qual é a contribuição esperada a partir dos resultados do artigo.

2. Referencial Teórico

Apresentar as principais definições para os temas da pesquisa, identificar e apontar as variáveis da pesquisa e elencar e discutir estudos anteriores similares ao seu, a fim de suportar e alicerçar as discussões dos resultados da sua pesquisa.

3. Procedimentos Metodológicos

3.1 Objeto de Estudo

Definir quem é o objeto de estudo, quais foram os critérios de seleção para selecioná-lo e porque este objeto de estudo é relevante para entender o problema de pesquisa apontado em sua pesquisa.

3.2 Procedimentos de Coleta de Dados

Especificar com detalhes quais foram os procedimentos para obter os dados da pesquisa.

3.3 Procedimentos de Análise de Dados

Explicar como os dados da pesquisa foram organizados e tratados.

4. Resultados

Apresentar de forma textual e visual (figuras, quadros e tabelas) os resultados da pesquisa.

5. Discussões

Fazer uma análise crítica dos resultados da pesquisa. Com base nos estudos anteriores discutidos na seção Referencial Teórico, fazer considerações sobre os seus resultados. Ou seja, os resultados da sua pesquisa confirmam a teoria, complementam a teoria, refutam a teoria, apresentam condições de contorno para entender a teoria, etc.

6. Conclusões

Fazer uma breve síntese do objetivo do artigo e como ele foi alcançado. Destacar os principais resultados atingidos e as contribuições do artigo. Sugerir pesquisas futuras e comentar as limitações do estudo.

7. Referências

Utilizar referências atuais (ex. os últimos 5 anos) e algumas emblemáticas provenientes de periódicos nacionais qualificados e internacionais indexados a bases de dados como Scopus e Web of Science.

(Seguir as normas da ABNT para formatação das referências)

ORIENTAÇÕES PARA FORMATAÇÃO FINAL DO ARTIGO JÁ APROVADO

Orientamos aos autores que façam uma verificação final dos seguintes aspectos no artigo já aprovado pelo Editor da Revista GEPROS e nos envie a versão final do artigo no prazo de 10 dias após a comunicação da decisão editorial final.

Orientações Gerais:

1. Adicionar entre Título e Resumo os seguintes dados de todos os autores: Nome e Sobrenome de cada autor, precedidos da SIGLA DA INSTITUIÇÃO-ESTADO/PAIS e e-mail. Para o primeiro autor, incluir também o endereço institucional.
2. Verificar se existe ponto no final do título, se houver, por favor, retirar.
3. Colocar o Título do artigo em letras minúsculas, atentando-se aos nomes próprios e ao início da frase.
4. O Resumo deve conter no máximo 1200 caracteres contando com espaços.
5. Palavras-chave: Começar todas com letras maiúsculas e separá-las por ponto final.
6. Todas as palavras de origem estrangeira devem estar em itálico.
7. Checar se consta o Título em inglês, abstract e keywords no artigo, se não, por favor, adicionar.

8. Atentar-se à coerência nas numerações das seções. Equações, quadros, ilustrações e tabelas devem vir numeradas e citadas no texto (“dada pela equação x”) conforme norma NBR14724-2001.
9. As ilustrações contidas no artigo devem estar em formato que possibilite a sua edição. Pedimos que sejam enviadas as ilustrações originais não seja possível a realização da edição das mesmas.
10. Adicionar fonte em todas as ilustrações seguida da data de sua autoria (mesmo que a ilustração seja de autoria própria).
11. Conferir a ortografia e gramática do artigo e corrigir possíveis erros.

Citações e Referências:

Consultar normas NBR 6023-2002 e NBR 10520-2002.

1. Todos os autores citados devem estar nas referências e vice-versa.
2. Citações em texto corrente (fora de parênteses) devem conter o nome dos autores em minúsculas.
3. Citações de forma indireta devem conter os sobrenomes dos autores entre parênteses e em maiúsculo.
4. Citações com mais de três autores devem ser simplificadas com o uso de *et al.*
5. Transcrições com menos de três linhas devem estar entre aspas; as com mais de três linhas devem estar sem aspas, recuadas com relação ao texto.
6. As referências devem estar em ordem alfabética.
7. As referências devem ter os nomes dos autores em maiúsculo, com os prenomes suprimidos.
8. Não pode haver *et al* na lista de Referências, todos os autores devem ser citados.
9. A Revista GEPROS adota a formatação em negrito para destaque dos elementos mais importantes da referência, o que depende do tipo de referência (livros, monografias, dissertações, revistas, anais, dentre outros).

