

# ESTIMAÇÃO, CONTROLE E SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE PRESSÃO E VAZÃO DE UMA PLANTA DE BIOGÁS

**André Pimentel Moreira** – apmoreira@ifce.edu.br

Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Ceará, Campus Fortaleza - Departamento de Indústria

**Paulo Cesar Marques de Carvalho** – carvalho@dee.ufc.br

Universidade Federal do Ceará, Departamento de Engenharia Elétrica

**Laurinda Lúcia N. dos Reis** – laurinda@dee.ufc.br

Universidade Federal do Ceará, Departamento de Engenharia Elétrica

**Manuel Rangel Borges Neto** – manuel.rangel@ifsertao.pe.edu.br

Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Sertão Pernambucano, Campus Petrolina

**Danielle Alves Barbosa** – nielle0330@hotmail.com

Universidade Federal do Ceará, Departamento de Engenharia Elétrica

**Resumo.** *O presente artigo apresenta a simulação do controle de uma planta de ar comprimido com o software Matlab-Simulink, onde é realizada a revisão dos principais métodos de controle de processos, em especial, o controle PID, a fim de determinar os parâmetros que serão utilizados em uma planta de biogás do Laboratório de Energias Alternativas da Universidade Federal do Ceará. Foi levantada a curva característica de uma planta de ar comprimido através dos estimadores de mínimos quadrados para determinar a função de transferência da planta. Os resultados mostram que os controladores PI ideal e PI paralelo sintonizados apresentam pequenas diferenças nos valores de ganho proporcional e integral.*

**Palavras-chave:** *Controle de Processos, Algoritmo de Controle, Matlab-Simulink, Biomassa*

## 1. INTRODUÇÃO

A elevação crescente dos preços dos energéticos torna cara a utilização de combustíveis líquidos de natureza fóssil nas regiões rurais. A utilização de energia elétrica no meio rural também enfrenta problemas, especificamente em países como o Brasil, onde as distâncias são muito grandes, fazendo com que os preços dos materiais como o cobre e o alumínio elevem sobremaneira o investimento das redes de eletrificação (Carioca et al., 1984). Outra questão importante é a manutenção corretiva da rede elétrica, que também aumenta o custo operacional dessa, em regiões remotas (Carvalho e Coelho Junior, 2007). Paralelamente, o planejamento energético brasileiro foi feito de forma centralizada durante décadas, gerando dependência das áreas rurais em relação aos centros de decisão. Contudo, a proximidade do território brasileiro da linha do Equador, região de alta produção de biomassa e de vocação pecuária e agrícola, abre as possibilidades de complementação desta matriz energética com a produção de biogás a partir de biomassa originada de detritos agropecuários para energizar o meio rural brasileiro. Esta forma de geração descentralizada estimula a participação das populações rurais, reduzindo a centralização das decisões existentes no setor energético.

A criação de caprinos é um sistema produtivo praticado no Brasil e que está concentrado no semi-árido nordestino, cerca de 90% do rebanho nacional está na região Nordeste (IBGE, 2008). Os detritos desses animais, se processados por biodigestores através da digestão anaeróbica, produz biogás e biofertilizante.

O biogás é o resultado energético da biomassa (detritos caprinos) e o biofertilizante não pode ser esquecido, pois representa mais um fator que promove a viabilidade financeira de implantação do sistema de fornecimento de energia elétrica usando biogás.

## 2. FORMAS DE CONTROLES

O conceito de controle originária do francês “contrerole”, como também do latim medieval “contrarotulus”, que significava, contralista, isto é, segundo exemplar do catálogo dos contribuintes, com base no qual se verificava a operação do cobrador de tributos, designando um segundo registro, organizado para verificar o primeiro. O aparecimento do termo na língua portuguesa deu-se em 1922, significando o ato ou efeito de controlar; monitorar, fiscalizar. Hoje se percebe a aplicação de controle em todos os dias aparelhos e equipamentos que nos rodeia: máquinas de lavar, elevadores, automóveis, satélites, aviões, aquecedor de ambiente e outros processos. Ultimamente, o tema do controle tornou-se importante no cotidiano após a incorporação da computação. Controle de processo industrial foi originalmente feita manualmente pelos operadores. Seus sensores foram o sentido da visão, sentir, e de som, tornando o processo totalmente dependente do operador. Para manter um processo dentro dos limites estabelecidos para a variável controlada, o operador poderia ajustar um dispositivo de controle simples. A instrumentação e controle evoluíram lentamente ao longo dos anos, a indústria encontrou uma necessidade para melhorar suas linhas de produção, tornando-

as mais precisas e mais consistentes para medidas mais rigorosas alavancadas pela competitividade e abertura do livre comércio. O primeiro impulso real para desenvolver novos instrumentos e sistemas de controle veio com a revolução industrial, e com a primeira e segunda guerras mundiais.

Segundo Ogata (1996), o primeiro trabalho significativo de controle foi o de James Watt, que construiu no século XVIII, um controlador centrífugo para controle de velocidade de uma máquina a vapor. Em 1922, Minorsky trabalhou em controladores automáticos para pilotar navios e mostrou como poderia determinar a sua estabilidade a partir da representação do sistema através de equações diferenciais. Os sistemas de controle de processo, aplicados a grande parte da indústria de transformação têm a influência direta sobre a qualidade de um produto acabado. Isso envolve a manipulação de muitas variáveis, a fim de conseguir o controle automático e ideal. O número de variáveis manipuladas depende do produto que está sendo fabricado. Normalmente, mais de uma variável é monitorada e controlada. As variáveis mais encontradas na indústria de transformação são: pressão, temperatura, nível, vazão, condutividade, viscosidade e peso. Luyben (2000), classifica os métodos de controle de processos em malha fechada em dois tipos: *feedback* e *feedforward*.

**2.1 Controle de *feedback***

A forma tradicional de controlar um processo é medir, através de sensores, a variável que está a ser controlada, comparar o seu valor com o valor desejado, conhecido como set-point realimentar o sistema com essas informações gerando ou não uma diferença (o erro) que irá alterar a variável manipulada para induzir a variável controlada a voltar para o valor desejado. A informação é assim “realimentada” da variável controlada para uma variável manipulada. Na Fig. 1 é mostrado o diagrama de blocos de um sistema controlado pelo método *feedback*.

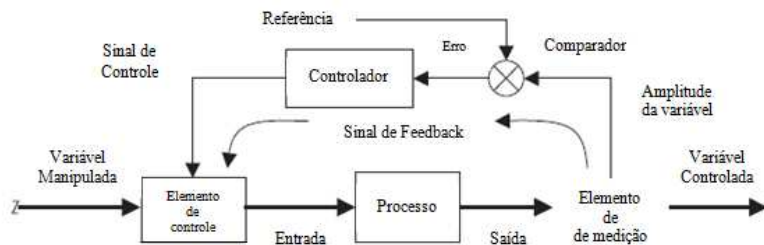


Figura 1- Diagrama de blocos dos elementos que compõem o controle de *feedback* em um processo (adaptado de Dunn, 2006)

**2.2 Controle *Feedforward***

Para (Machado, 2004), o tempo morto pode ser definido como o tempo de transcorrer entre o instante que é introduzida uma mudança na variável de entrada e o instante em que a saída do mesmo começa a mudar. Quando a razão entre o tempo morto e a constante de tempo do processo for grande o controle com realimentação não é capaz de evitar grandes desvios do set-point em função das perturbações (Campos e Teixeira, 2006). Para evitar que prováveis distúrbios interfiram no processo pode-se fazer medições de perturbação e usar essas informações e nosso conhecimento do modelo de processo para fazer bons ajustes na variável manipulada antes que a perturbação interfira na variável de controle. No controle *feedforward* observado na Fig. 2, a perturbação é detectada ao entrar no processo e uma mudança apropriada é feita na variável manipulada de tal forma que a variável controlada é mantida constante. Deste modo podem-se tomar as medidas corretivas. Devido essa característica esse controle também é conhecido como controle antecipatório ou regulação preditiva. A imprecisão do modelo é um aspecto de segurança importante que dificilmente permite a implementação de estratégia *feedforward* "puras". Em geral, o valor calculado pelo controlador *feedforward* é enviado a um controlador *feedback*, aumentando a robustez do sistema.

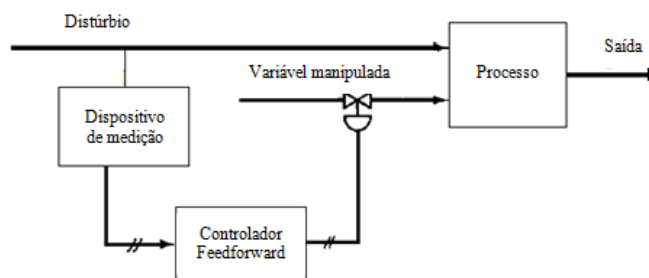


Figura 2- Diagrama de blocos dos elementos que compõem o controle de *feedforward* em um processo (adaptado de Luyben, 1996)

### 2.3 Controlador PID

O algoritmo PID usa o erro de três módulos distintos para produzir a sua saída ou variável manipulada. A partir desses módulos encontramos as formas de controle puramente proporcional, proporcional e integral, proporcional e derivativo e proporcional, integral e derivativo.

O controle puramente proporcional é um controle que atua de forma corretiva, onde a correção da variável controlada é proporcional ao valor do sinal do erro ( $e$ ), que pode ser definido como a diferença entre os valores de referência ou set-point (SP) e a variável controlada (PV). Esta é uma ação simples e intuitiva que é bastante semelhante ao comportamento humano. Se o objetivo de uma determinada atividade está longe, intuitivamente o nosso cérebro determina uma ação maior, e quando o objetivo se aproxima, um pequeno passo é executado.

A magnitude dessas ações pode ser considerada como ganho do controlador ( $Kc$ ), que obviamente podem induzir erros estacionários conhecidos como *offset*. As respostas indicam que um aumento no ganho do controlador pode reduzir o offset, mas a resposta tende a ser oscilatório e que em alguns casos tendem a instabilidade do sistema. A função de transferência no domínio do tempo de um controlador proporcional pode ser descrita conforme a Eq.(1).

$$C(s) = Kc \quad (1)$$

A fim de eliminar o erro estacionário (*offset*), a ação integral é freqüentemente incluída. Dessa forma a ação de controle atua em proporção direta ao tempo integral do erro. O parâmetro de ajuste integral, que é chamado de tempo de reset ou o tempo integral é definido normalmente em minutos. O algoritmo do controlador PI realiza continuamente as intervenções no processo até que a diferença entre a SP e PV diminua até que o erro seja zero ( $e = 0$ ). Em processos que se caracterizam por ter constante de tempo grande (mudanças lentas) este algoritmo torna-se ineficiente. A função de transferência no domínio do tempo de um controlador proporcional integral pode ser descrita conforme a Eq.(2).

$$C(s) = Kc \left( 1 + \frac{1}{\tau I s} \right) \quad (2)$$

A ação derivativa usa a tendência da variável do processo em atingir o valor de referência para fazer os ajustes necessários. A tendência do processo é estimado usando a derivada do sinal de erro com relação ao tempo. A ação derivativa associada com a ação proporcional (PD) resulta em uma correção antecipada a um desvio que ainda não aconteceu conhecida também de supercorreção (Matias, 2002).

Como esta ação de controle depende somente da razão da variação do desvio e não da amplitude deste, não deve ser utilizada sozinha, pois tende a produzir movimentos rápidos no elemento final de controle tornando o sistema instável. No entanto, para processos com grandes constantes de tempo, ela pode vir associada à ação proporcional e principalmente às ações proporcional e integral. Esta ação não deve ser utilizada em processos com resposta rápida e não pode ser utilizada em qualquer processo que apresente ruídos no sinal de medição, tal como vazão, pois neste caso a ação derivativa no controle irá provocar rápidas mudanças na medição devido a estes ruídos. Isto causará grandes e rápidas variações na saída do controlador, o qual irá manter a válvula em constante movimento, danificando-a e levando o processo à instabilidade. A função de transferência no domínio do tempo de um controlador proporcional derivativo pode ser descrita conforme a Eq.(3).

$$C(s) = Kc + \tau D s \quad (3)$$

O controlador PID é o algoritmo de controle que soma três tipos de ações de controle. A ação proporcional, integral e derivada no domínio do tempo pode ser visto na Eq.(4). Devido à sua intuição e sua relativa simplicidade, além de um desempenho satisfatório, que é capaz de proporcionar uma ampla gama de processos, tornou-se, na prática, controlador mais utilizado em ambientes industriais. Uma pesquisa observou-se que de mais de 11.000 malhas de controle analisadas em diversas plantas (refinarias, plantas químicas, de papel, etc.), cerca de 97% eram controladas com o algoritmo PID (Astron e Hangglung, 1994). A função de transferência de um controlador proporcional integral derivativo no domínio de Laplace pode ser descrita conforme a Eq.(5).

$$u(t) = Kc \left( e(t) + \frac{1}{\tau I} \int_0^t e(\tau) d\tau + \tau D \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (4)$$

$$C(s) = Kc \left( 1 + \frac{1}{\tau I s} \right) + \tau D s \quad (5)$$

## 2.4 Variações do controle PID

As três variações mais comuns do algoritmo PID são: ISA, paralelo e série. O modelo padrão é chamado às vezes o algoritmo PID ISA ou algoritmo ideal, como visto na Fig. 4. As ações proporcionais, integrais e derivativas não interagem no domínio do tempo. Este algoritmo admite zeros complexos, o que é útil quando os sistemas de controle possuem pólos oscilatórios. A função de transferência de um controlador proporcional integral derivativo no domínio de Laplace pode ser descrita conforme a Eq. (6).

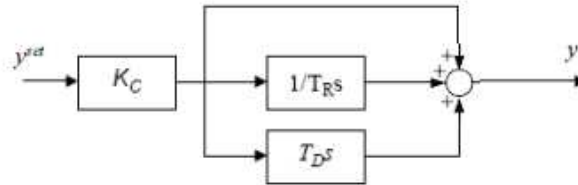


Figura 3- Esquema do PID ISA (adaptado de Munaro, 2006)

$$G(s) = K_C(T_{D^{s+1}})\left(1 + \frac{1}{T_R s}\right) = \frac{K_C}{T_R} \left[ \frac{(T_{D^{s+1}})(T_{R^{s+1}})}{s} \right] \quad (6)$$

O PID paralelo conforme a Fig. 5 é dito paralelo, pois as ações proporcionais, integrais e derivativas são calculadas em paralelo e depois somadas. A função de transferência de um controlador proporcional integral derivativo no domínio de Laplace pode ser descrita conforme a Eq.(7).

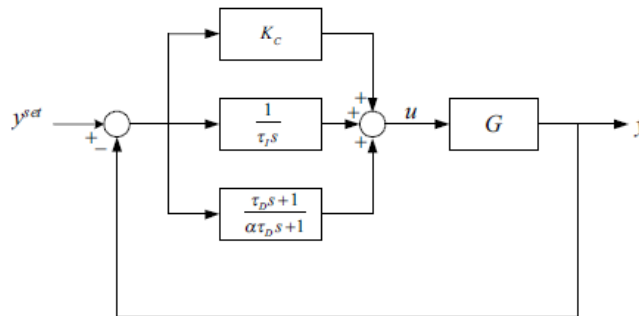


Figura 4- Esquema do PID paralelo (Yu, 2006)

$$G(s) = K_C\left(1 + \frac{1}{T_R s} + T_{D^s}\right) = \frac{K_C}{T_R} \left[ \frac{(T_R T_{D^{s^2}} + T_{R^{s+1}})}{s} \right] \quad (7)$$

O algoritmo série também é chamado de forma clássica. Com o aparecimento dos sistemas digitais, muitos fabricantes de CLP's preferiram manter a implementação do algoritmo de controle PID série em seus novos equipamentos. A razão era permitir uma migração mais simples de um equipamento analógico pra um digital, já que, preservando o algoritmo, a sintonia ou o ajuste dos parâmetros PID também seria preservada. A função de transferência de um controlador proporcional integral derivativo no domínio de Laplace pode ser descrita conforme a Eq.(8).

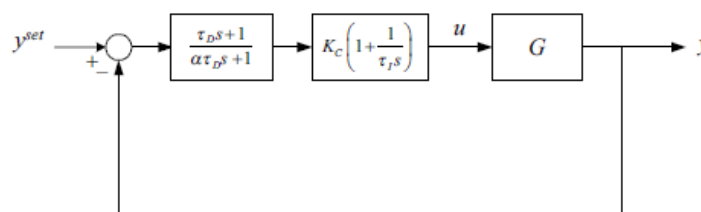


Figura 5- Esquema do PID série (Yu, 2006)

$$G(s) = Kc(T_{D^{s+1}})(1 + \frac{1}{T_R^s}) = \frac{Kc}{T_R} \left[ \frac{(T_{D^{s+1}})(T_{R^{s+1}})}{s} \right] \quad (8)$$

## 2.5 Controle de vazão

A medição exata do fluxo de fluido é muito importante em muitas aplicações industriais. A qualidade e desempenho de muitos processos industriais exigem determinadas vazões de fluxo. O custo de muitos líquidos e gases, como exemplo os combustíveis, têm como parâmetro de valor o fluxo medido através de um sistema de monitoramento, tornando-se necessário para efeitos de contabilidade para medir com precisão e controlar a taxa de fluxo.

Segundo (Cassiolato e Alves 2008), a vazão é a terceira grandeza mais medida nos processos industriais. As aplicações são muitas, indo desde aplicações simples como a medição de vazão de água em estações de tratamento e residências, até medição de gases industriais e combustíveis, passando por medições mais complexas.

Para (Chau, 2001), os controladores PI são mais comuns no controle de vazão, pois eles eliminam o erro estacionário e têm velocidades de resposta aceitáveis na maioria dos ambientes industriais. Segundo o mesmo autor, deve-se utilizar um ganho baixo (banda proporcional PB  $\approx 150$ ) para reduzir o efeito dos sinais ruidosos (fluxo de turbulência e também pra não usar controle derivativo). Utiliza-se também um tempo de reset baixo ( $\approx 0,1$  min / repetição) para alcançar rapidamente o set-point de monitoramento.

## 2.6 Modelamento da equação de Bernoulli

A forma simples do princípio de Bernoulli é válida para os fluxos incompressíveis como a maioria dos líquidos e também para os fluxos compressíveis (gases), onde o processo é inteiramente isobárico ou isocórico e que a transferência é realizada em baixos números de Mach que é estabelecido conforme a Eq. (9). De acordo com (Gad-el-Hak, Pollard e Bonnet 1998), o fluxo é incompressível se  $Ma < 0,3$  ou compressível se  $Ma > 0,3$ . O último regime é ainda dividido em sub-sônico ( $Ma < 1$ ), trasônico ( $0,8 < Ma < 1,2$ ), supersônico ( $Ma > 1$ ), e hipersônico ( $Ma > 5$ ). O número de Mach é uma variável adimensional que representa a velocidade de um objeto através de um líquido ou a velocidade de um fluido sobre um objeto em relação à velocidade do som no fluido.

Bernoulli desenvolveu o seu princípio de suas observações sobre os líquidos, e sua equação é aplicável somente aos fluidos incompressíveis conforme a Eq.(9).

$$P_1 + \frac{1}{2}\rho v_1^2 + \rho gh_1 = P_2 + \frac{1}{2}\rho v_2^2 + \rho gh_2 = cte \quad (9)$$

Assumindo que os pontos de medição estejam em uma tubulação horizontal ou ainda que as mudanças na altura acima de um plano de referência são insignificantes é dada pela Eq.(10).

$$P_1 + \frac{1}{2}\rho v_1^2 = P_2 + \frac{1}{2}\rho v_2^2 = cte \quad (10)$$

Existem inúmeras equações, cada uma adaptada a um aplicativo específico, mas todos são análogos à equação de Bernoulli. Em velocidades muito baixas (talvez até  $1/3$  da velocidade do som no líquido) é possível usar os princípios fundamentais da física para desenvolver equações semelhantes aplicável aos fluidos compressíveis. A equação da continuidade Eq.(11) estabelece que se a taxa de fluxo global de um sistema não está mudando com o tempo, então a taxa de fluxo em qualquer parte do sistema é constante. Uma forma adequada para uso em dinâmica de fluidos compressíveis pode ser dada pela Eq.(12).

$$Q = A_1.v_1 = A_2.v_2 \rightarrow v_2 = \frac{A_1}{A_2}v_1 \quad (11)$$

$$P_1 + \frac{1}{2}\rho v_1^2 = P_2 + \frac{1}{2}\rho v_2^2 = cte \quad (12)$$

Dividindo a Eq.(12). por  $\rho g$  é possível determinar a velocidade do fluido na tubulação em função da pressão diferencial do gás gerada na montante e jusante da válvula de controle e a densidade do gás, conforme a Eq.(13).

$$v_1^2 = v_2^2 - \frac{2\Delta P}{\rho} \quad (13)$$

Substituindo a Eq.(12) na Eq.(13), encontra-se a Eq. (14).

$$Q = A_1 \cdot v_1 = A_1 \cdot \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho \left[ \frac{A_1}{A_2} \right]^2 - 1}} \quad (14)$$

A equação de Bernoulli não pode ser diretamente usada para escoamentos reais, já que na prática há perda de carga por causa da viscosidade do fluido e das rugosidades da tubulação.

Segundo (Delmé, 1983), a Eq.(15) é puramente teórica, principalmente pelo fato de se considerar que nas seções 1 e 2 as velocidades são uniformemente distribuídas e iguais a  $v_1$  e  $v_2$ , respectivamente. Um coeficiente de descarga  $C$  é incluído para levar em consideração esse fator. Os valores de  $C$  são resultado de estudos experimentais realizados para diversos tipos de restrições industrialmente empregados. De acordo com o mesmo autor, o coeficiente de descarga é definido como a razão real ( $Q_r$ ) e a vazão teórica ( $Q_t$ ). Dessa forma a Eq.(15) adicionada ao coeficiente de carga é definida como:

$$Q = C \cdot A_1 \cdot v_1 = C \cdot A_1 \cdot \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho \left[ \frac{A_1}{A_2} \right]^2 - 1}} \quad (15)$$

### 3. SIMULAÇÃO DA DINÂMICA DO SISTEMA PRESSÃO E VAZÃO

A identificação do sistema de controle de vazão foi realizada na planta de controle de vazão de ar comprimido do Laboratório de Automação Industrial da Universidade Federal do Ceará. Por tratar-se de fluido compressível o modelamento matemático tem semelhanças com o controle de vazão de uma planta de biogás. Existem várias possibilidades de se elaborar um programa de simulação dinâmica, desde o uso de linguagens de programação, como C++, FORTRAN e MATLAB.

O modelo matemático do processo dinâmico foi estabelecido a partir de dados experimentais observados em laboratório, onde foi aplicado um degrau na variável manipulada e após essa ação foi analisada a resposta do sistema, observando a variável do processo.

Segundo (Campos e Teixeira, 2006), muitos trabalhos na prática são obtidos modelando a dinâmica do processo como sendo um tempo morto mais um modelo de primeira ordem, onde a variável de saída  $T$  e entrada  $u$  é representada função de transferência de primeira ordem, conforme a Eq.(16).

Muitas vezes o modelo de primeira ordem é apenas uma aproximação da realidade, pois um processo real raramente é linear e de primeira ordem. Entretanto, segundo os mesmos autores, esta aproximação é satisfatória para se ajustar e definir muitos controles na prática.

$$\frac{T(s)}{U(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (16)$$

Decorrido um tempo igual a " $\tau$ " ( $t = \tau$ ), que é conhecida como a constante de tempo do processo, a saída do processo seria dada pela Eq. (17).

$$T(\tau) = K(1 - e^{(-1,0)}) = 0,63K \quad (17)$$

Portanto, a constante de tempo pode ser obtida observando-se o tempo a partir do degrau em que a saída da planta atinge 63% do seu valor final de regime permanente.

O ganho do processo ( $K$ ) em unidades de engenharia é calculado dividindo a variação da variável controlada em regime permanente pela variação da variável manipulada, conforme a Eq.(18).

$$K = \left( \frac{\Delta PV}{\Delta MV} \right) \quad (18)$$

Na Fig. 6, pode ser visto o comportamento da curva de pressão quando aplicado um degrau na variável manipulada (vazão).

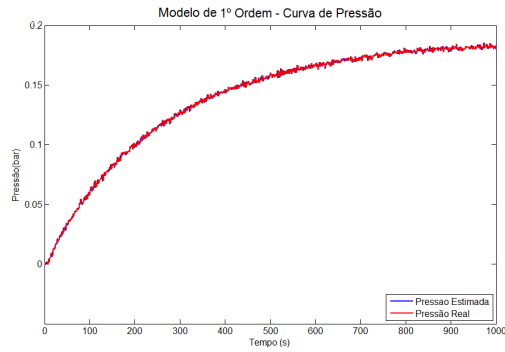


Figura 6- curva de pressão x tempo

Determinando o ganho do sistema e o tempo  $\tau$  de acordo com a curva de resposta do sistema quando submetido a um degrau obtemos a função de transferência do processo, conforme a Eq.(19) considerando o sistema sem atraso de transporte  $\theta$ .

$$\frac{T(s)}{U(s)} = \frac{0,7264}{0.1144s + 1} \quad (19)$$

Discretizando essa função, é definida a Eq.(20).

$$\frac{x(z)}{u(z)} = \frac{0.0033}{z - 0.9957} \quad (20)$$

Utilizando o Matlab - Simulink foi realizada simulações atribuindo valores empíricos para os ganhos proporcionais e integrais para os controladores PID ideal e PID paralelo. O diagrama do simulink pode ser visto na Fig. (7).

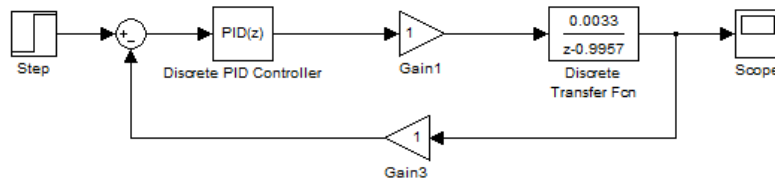


Figura 7- Diagrama Simulink do controle PID

Inicialmente foi estipulado os valores ganho proporcional ( $k_c=1$ ), ganho integral ( $k_i=0$ ) e ganho do controlador ( $G=1$ ). As respostas do sistema para os controladores PID ideal e paralelo podem ser vistos nas Fig. 8(a) e Fig. 8(b), respectivamente.

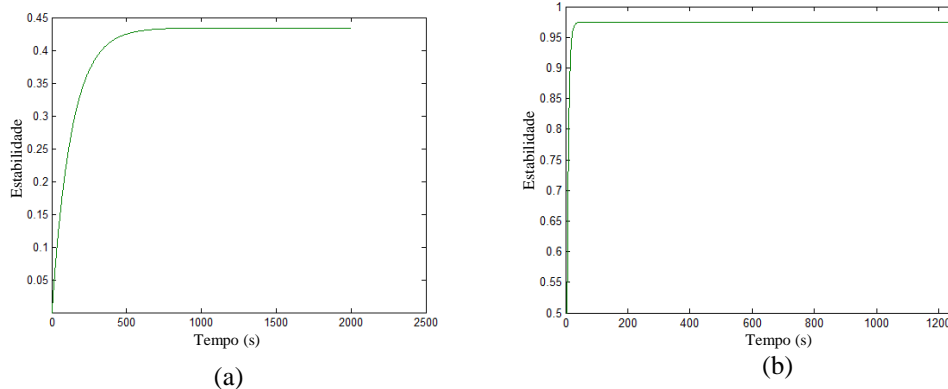


Figura 8- respostas do sistema para os controladores PID ideal e paralelo ( $k_c=1$ ;  $k_i=0$ )

Atribuindo o ganho integral ( $k_i=0.1$ ) e mantendo os demais valores, temos as respostas do sistema para os controladores ideal e paralelo de acordo com a Fig. 9(a) e Fig. 9(b), respectivamente.

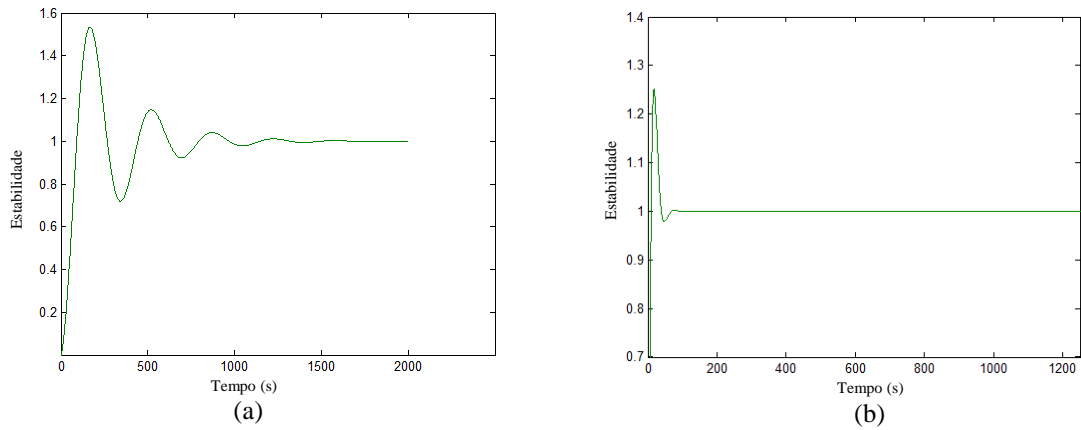


Figura 9- Resposta do sistema para os controladores PID ideal e paralelo ( $k_c=1$ ;  $k_i=0.1$ )

Estabelecendo os valores ganho proporcional ( $k_c=50$ ), ganho integral ( $k_i=1$ ) e ganho do controlador ( $G=1$ ). As respostas do sistema para os controladores PID ideal e paralelo podem ser vistos nas Fig. 10(a) e Fig. 10(b), respectivamente.

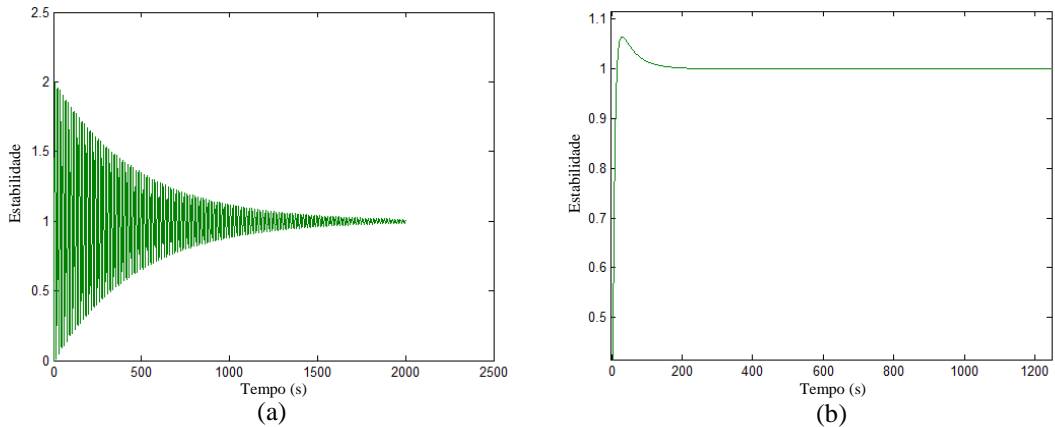


Figura 10- Resposta do sistema para os controladores PID ideal e paralelo ( $k_c=50$ ;  $k_i=1$ )

Utilizando o ajuste automático do controlador PID ideal do simulink, é sugerido os valores de ganho proporcional ( $k_c=1,7629$ ), ganho integral ( $k_i=0.0075$ ). Os valores sugeridos para o PID paralelo são ganho proporcional ( $k_c=1,7629$ ), ganho integral ( $k_i=0.0132$ ). As respostas do sistema para os controladores PID ideal e paralelo para esses valores podem ser observada nas Fig. 11(a) e Fig. 11(b).

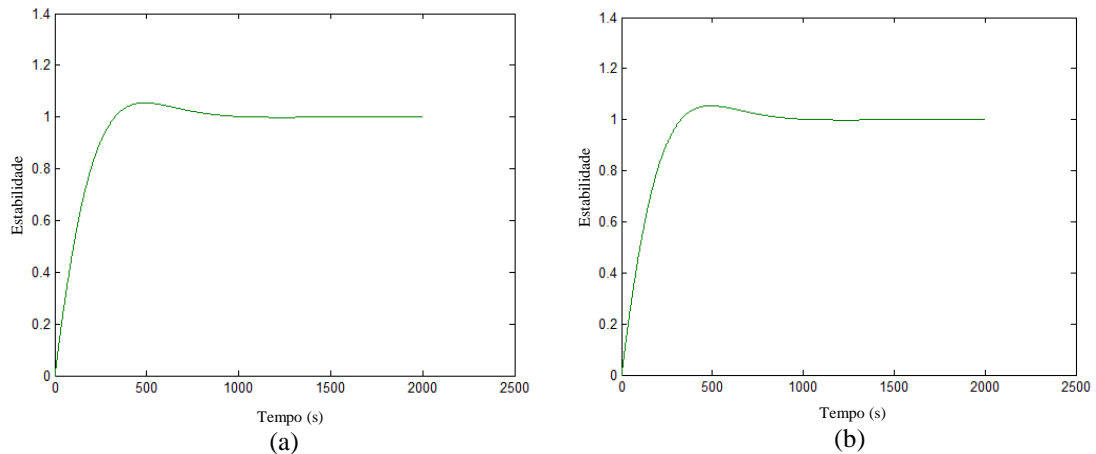


Figura 11- Resposta do sistema para os controladores PID ideal ( $k_c=1,7629$ ;  $k_i=0.0075$ ) e paralelo ( $k_c=1,729$ ;  $k_i=0,0132$ )



Atribuindo o valor do ganho do controlador ( $G=100$ ) e utilizando os parâmetros sugeridos pela sintonia dos PID's ideal e paralelo, a resposta para os sistemas ideal e paralelo respondem conforme as Fig. 12(a) e Fig. 12(b).

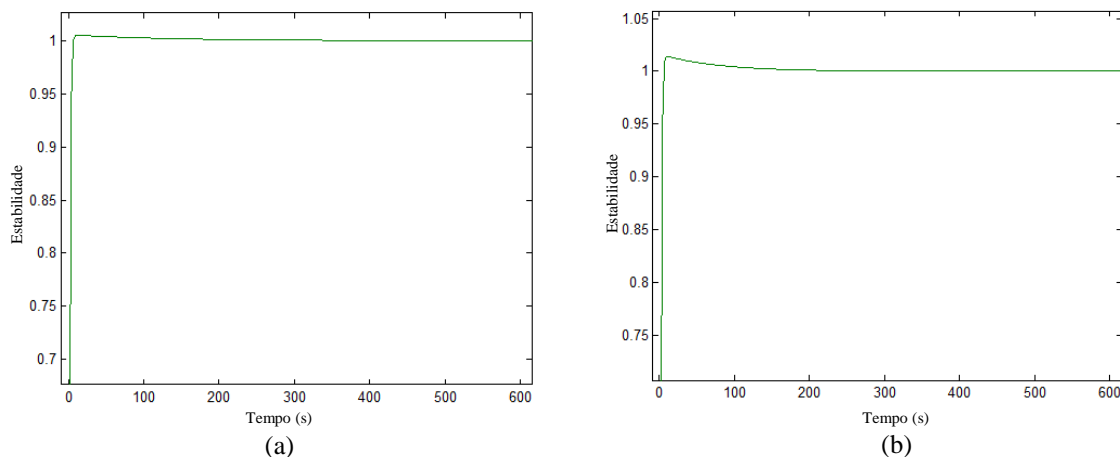


Figura 11- Resposta do sistema para os controladores PID ideal ( $k_c=1,7629$ ;  $k_i=0.0075$ ) e paralelo ( $k_c=1,729$ ;  $k_i=0,0132$ )

Aplicando um degrau unitário e atribuindo valor ( $k_c=1$ ,  $k_i=0$ ,  $k_d=0$ ) nas simulações observa-se que o sistema é estável para os controladores PID ideal e paralelo. Nas Fig. 8(a) e Fig. 8(b) o sistema PID ideal e paralelo estabilizam em aproximadamente 600 e 50 segundos e apresentam amplitude de 0,45 e 0,95 de erro de *off-set* respectivamente. Nas Fig. 9(a) e Fig. 9(b), observa-se que a inserção do parâmetro integral ( $k_i=0.1$ ), elimina o *off-set*, mas estabilizam os sistemas ideal e paralelo com um acréscimo de tempo, além de provocar *overshoot* no sistema. Conforme pode ser visto nas Fig. 10(a) e Fig. 10(b), o acréscimo dos parâmetros proporcional e integral ( $k_c=50$  e  $k_i=1$ ), provocam no controlador ideal uma resposta inicial oscilatória com resposta lenta. No PI paralelo a resposta do sistema tende a reduzir o *overshoot* e aumentar o tempo de estabilização para 200 segundos.

Utilizando o auto-ajuste de parâmetros proporcional, integral e derivativo do Simulink, observa-se que nos gráficos das Fig. 11(a) e Fig. 11(b), as respostas dos controladores são semelhantes estabilizando o sistema em aproximadamente 1200 segundos.

#### 4. CONCLUSÕES

A simulação demonstrou que os controladores PID ideal e PID paralelo, quando submetidos à sintonia automática apresentam valores iguais para o ganho proporcional ( $k_c= 1,7629$ ) e diferença no ganho integral ( $k_i= 0.0075$  e  $k_{ip}= 0.0132$ ). As curvas de respostas dos controladores possuem característica amortecida com amplitude e tempo de estabilizações idênticas, conforme visto nas figuras 11(a) e 11(b). O tempo, a controlabilidade e dinâmica de resposta do sistema são realizadas modificando os parâmetros de ganho do controle. Atribuindo o valor do ganho do controlador ( $G=100$ ) e utilizando os parâmetros sugeridos pela sintonia dos PID's ideal e paralelo, o tempo de resposta para os sistemas ideal e paralelo foram de aproximadamente 20 segundos.

Através de simulações verificou-se que, comparado com o PID paralelo, o PID ideal quando estabelecido elevados valores no parâmetro integral provocam maiores oscilações nas curvas de respostas, conforme as Fig. 10(a) e Fig. 10(b). Os valores estabelecidos nesse artigo foram estipulados de forma empírica, tendo como principal objetivo entender a resposta do sistema e servir como base para nortear os parâmetros que serão utilizados no controle de pressão e vazão da planta de biogás do LEA- Laboratório de Energias Alternativas da UFC.

#### Agradecimentos

A CAPES, pela concessão de bolsa de estudo à Manuel Rangel Borges Neto e a FUNCAP, pela concessão de bolsa de estudo à Danielle Alves Barbosa, por possibilitar os estudos desse artigo cujos recursos permitiram a dedicação exclusiva.

#### REFERÊNCIAS

- Astrom, K. J.; Hagglund, T. 1994. PID Controllers: Theory, Design and Tuning. 2. ed. Lund Institute of Technology: Isa.
- Campos, M. C. M. M.; Teixeira, H. C. G., 2006. Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais. 3. ed. São Paulo: Edgard Blucher.
- Carioca J. O. B., Arora H. L. 1984. Biomassa: Fundamentos e Aplicações Tecnológicas, UFC, 644 p.
- Carvalho P. C. M., Coelho Junior L. G. 2007, "Sistemas Fotovoltaicos para o Programa "Luz para todos": um Estudo para o Estado do Ceará." presented at the I CBENS – I Congresso Brasileiro de Energia Solar. Fortaleza, CE.

- Cassiolato, C.; Alves, E., 2008. Medição de vazão. Controle e instrumentação, São Paulo, v. 11, n.138, p. 70-78.
- Chau, P.C. 2001. Chemical Process Control: A First Course with MATLAB. San Diego: University Of California.
- Delmée, G.J. 1983. Manual de Medição de Vazão. São Paulo, Edgard Blucher.
- Dunn, W.C. 2006. Introduction to instrumentation, sensors, and process control. London: Artech House, Inc.
- Gad-el-hak, M.; Pollard, A.; Bonnet, J.1998. Flow control fundamentals and practices. Berlin: Springer.
- IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística . 2008. Disponível em: <<http://www.sidra.ibge.gov.br>> Acesso em 15 de novembro de 2008.
- Luyben W. L. 1996. Process modeling, simulation, and control for chemical engineers, Second Edition.
- Machado, Luciano Luiz. 2004, Controle de processos distribuídos na presença de tempo morto. Florianópolis: UFSC.
- Matias J.2002. Teoria de controle PID. São Paulo: revista mecatrônica atual, v. 3.
- Munaro, C. J. 2006. Projeto do controlador PID. Espirito Santo: Departamento de Engenharia Elétrica, Nota de aula.
- Ogata, K. 1996. Engenharia de Controle Moderno. 3. ed. Minnesota: Prentice-hall.
- Yu, C. 2006. Autotuning of PID Controllers - A Relay Feedback Approach. 2. ed. Taiwan: Springer.

### **ESTIMATION, SIMULATION AND CONTROL SYSTEM FOR PRESSURE AND FLOW OF A BIOGAS PLANT**

***Abstract.** This paper presents a simulation of the control of a compressed air plant with the Matlab-Simulink, which is held to review the principal methods of process control, in particular, the PID control in order to determine the parameters that will be used in a biogas plant at the Alternative Energy Lab at the Federal University of Ceará. The characteristic curve of a plant compressed air was determined through the least squares estimators to find the transfer function of the plant. The results show that the optimal PI and PI controllers tuned parallel minor differences in the values of proportional gain and integral.*

**Key words:** Process Control, Control Algorithm, Matlab-Simulink, Biomass