



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA



Estratégia do tipo PID discreto com ação impulsiva para controle de PH em uma estação de tratamento de efluente

Autor: Cláudio Boff

Orientador: Pedro Rafael Bolognese Fernandes

Porto Alegre, janeiro de 18

Sumário

Sumário	ii
Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Símbolos	vii
Lista de Abreviaturas e Siglas	viii
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	2
2.1 Controle discreto	2
2.2 Controle Aplicado à Área Ambiental	4
2.3 Controle de processos em Batelada	5
3 Materiais e Métodos	8
3.1 Modelagem	8
3.2 Modelo em malha aberta	9
3.3 Modelo em malha fechada	11
3.4 Mecanismos de ação impulsiva	17
4 Resultados	22
5 Conclusões e Trabalhos Futuros	30
6 Referências	32

Agradecimentos

Dedico este trabalho aos meus amigos e à minha família.

Devo agradecer àqueles que me ajudaram a continuar, mesmo quando a vida pareceu muito difícil. Sem dúvida sem o apoio de meus amigos, principalmente dos muitos que fiz em 2017 este trabalho não existiria.

Aos professores do DEQUI só tenho a agradecer, não há nenhum professor que não tenha me feito crescer de alguma forma, por isso sou grato. Agradeço especialmente ao meu orientador, Pedro Fernandes, por ter tido a paciência de sempre me receber em sua sala e me ajudado tanto com este trabalho. Pedro, muito obrigado mesmo.

É difícil pensar em todos que puderam ter contribuído com a minha formação, são muitas pessoas. Mas sem dúvidas sou grato a todas elas.

Resumo

A área ambiental está cada vez com maior atenção da academia, porém ainda há muito para se aprimorar. Por muitas vezes, o simples controle de uma ETE pode acarretar em uma grande melhora em sua eficiência. O objetivo deste trabalho é propor uma forma de controle que seja simples e economicamente favorável.

Neste trabalho se estuda a viabilidade de controlar o pH de uma ETE por meio de amostragem discreta e ação de controle impulsiva. É considerado um reator CSTR de 20 m³ com admissão de 50 l/min de efluente básico a ser neutralizado com pulsos de adição de solução ácida. A admissão do ácido é feita concomitante com a análise do pH.

Para isto, foi selecionado na literatura um modelo dinâmico para pH de um CSTR, que foi compilado no Matlab. O sistema de controle foi estruturado em ambiente Simulink.

Conforme estudado, é necessário um período de amostragem muito curto para que este método seja eficiente. Como a amostragem é periódica, o pH da estação acaba por extrapolar o *setpoint*, havendo sempre uma banda de pH que oscila na saída do sistema. Quanto menor o período de amostragem e ação de controle, menor esta banda. Apenas para um período de amostragem de 0,01 min o controle foi visto como satisfatório.

Também foi observada a diferença entre o controle pela leitura do pH e pela leitura da concentração de H⁺ do sistema. O controle via a concentração se mostra mais eficiente por computar a não linearidade apenas depois da ação de controle.

Lista de Figuras

Figura 2.1: Saída de um amostrador de ordem zero. Fonte: OGATA (1995)	2
Figura 2.2: Saída de um amostrador de primeira ordem. Fonte: OGATA (1995).	3
Figura 2.3: Erro de folding na reconstrução de um sinal a partir de sinais discretos. Fonte: OGATA (1995).	4
Figura 2.4: Duas funções senoidais que encaixam em pontos amostrados. Fonte: Wikimedia commons, acessado em 12/2017.	4
Figura 2.5: Diagrama de blocos de um controlador Run-to-Run supervisor. Fonte: CASTILLO E HURWITZ (1997).	6
Figura 3.1: Esquema de um CSTR com entrada de reagentes ácidos e básicos. Fonte: KURLANI e TAMBE (1991).	9
Figura 3.2: Diagrama de blocos em malha aberta do processo.	10
Figura 3.3: Bloco “Modelo PH, conforme apresentado na Figura 3.2.	10
Figura 3.4: Resposta em malha aberta para os parâmetros do artigo de KURLANI E TAMBE.	11
Figura 3.5: Diagrama de blocos para o modelo linearizado em malha aberta.	12
Figura 3.6: Diagrama de blocos para o modelo linearizado em malha fechada na forma de controle PID (forma paralela).	12
Figura 3.7: Resposta para o modelo linearizado em malha aberta.	13
Figura 3.8: Resposta para o modelo linearizado em malha fechada.	13
Figura 3.9: Malha de blocos do processo em malha fechada.	14
Figura 3.10: Diagrama de blocos do controlador PID.	15
Figura 3.11: Resposta para o modelo em malha fechada.	15
Figura 3.12: Resposta do sistema em malha fechada com um step de +10%.	16
Figura 3.13: Resposta do sistema em malha fechada com um step de -10%.	16
Figura 3.14: Malha de blocos do MAI 1.	18
Figura 3.15: Resposta do MAI 1 para um sinal unitário.	18
Figura 3.16: Diagrama de blocos do MAI 2.	19
Figura 3.17: Resposta do MAI 2 para um sinal constante unitário.	19
Figura 3.18: Malha de blocos com ação de controle impulsiva usando modelo linearizado.	20
Figura 3.19: Subsistema “Modelo linearizado”	20
Figura 3.20: Malha de blocos do sistema em malha fechada com controle do pH através de CH.	21
Figura 3.21: Malha de blocos do sistema em malha fechada com o MAI para controle direto do pH.	21
Figura 4.1: Resposta do modelo linearizado controlado através do MAI 1.	22
Figura 4.2: Resposta do modelo linearizado controlado através do MAI 2.	23

Figura 4.3: Resposta do sistema utilizando o MAI 1 com um <i>set-point</i> de pH=7 e período de amostragem de 1 minuto.	24
Figura 4.4: Resposta do sistema utilizando o MAI 2 com um <i>set-point</i> de pH=7 e período de amostragem de 1 minuto.	24
Figura 4.5: Resposta do sistema com MAI 1, amostragem de dois minutos e <i>setpoint</i> de pH=10.....	25
Figura 4.6: Resposta do sistema com MAI 1, amostragem de um minuto e <i>setpoint</i> de pH=10.....	26
Figura 4.7: Resposta do sistema com MAI 2, amostragem de 0,1 minuto e <i>setpoint</i> de pH=10.....	27
Figura 4.3: Resposta do controle com MAI 1 e período de amostragem de 2 minutos.....	28
Figura 4.4: Resposta do controle com MAI 1 e período de amostragem de 0,01 minuto.	28

Lista de Símbolos

- C_{Clout} – Concentração de ácido no tanque;
- C_{Naout} – Concentração de base no tanque;
- C_{Clin} – Concentração de ácido que entra no tanque;
- C_{Nain} – Concentração de base que entra no tanque;
- V – Volume do tanque;
- F_1 – Vazão de ácido que entra no tanque;
- F_2 – Vazão de base que entra no tanque;
- F – Vazão de efluente que sai do tanque;
- CH – Concentração de H^+ que sai do tanque;
- COH – Concentração de OH^- que sai do tanque;
- T_f – Função transferência;
- K_c – Ganho proporcional;
- K – Ganho estacionário;
- T_c – Parâmetro temporal proporcional;
- T_I – Parâmetro temporal integral;
- T_D – Parâmetro temporal derivativo;
- MAI – Mecanismo de Ação Impulsiva.

Lista de Abreviaturas e Siglas

ETE – Estação de Tratamento de Efluentes;

PID – Proporcional Integral Derivativo;

CSTR – Continuously Stirred Tank Reactor;

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio;

R2R – Run-to-Run;

EWMA - Exponentially Weighted Moving Average;

SCI – Sistema de Controle Impulsivo;

MPC – Modelo Preditivo de Controle;

IMC – Internal Model Control;

1 Introdução

As estações de tratamento de efluentes (ETEs) podem operar em processamento contínuo ou em batelada, sendo que o controle de ETEs contínuas normalmente é feito ou por PID *feedback* ou *feedforward*, ambos contínuos. As ETEs em batelada são controladas a partir do tratamento independente de cada batelada.

De acordo com a resolução CONAMA nº 430 (BRASIL, 2011), o valor do pH do efluente de uma estação de tratamento deve atingir um valor entre 6 e 9 para que este parâmetro seja considerado satisfatório para o descarte do efluente. Tendo em vista a legislação, portanto, o valor-alvo (*setpoint*) de controle será $\text{pH}=7$, ou seja, um efluente neutro, para que o impacto ambiental dele seja minimizado.

O objetivo deste trabalho é analisar a viabilidade técnica do controle de parâmetros típicos de ETEs, no caso deste trabalho, o pH, com amostragem do parâmetro de controle e com atuação por ação impulsiva discreta. Neste caso, um efluente básico é admitido em um CSTR, onde será neutralizado por uma solução ácida. Esta solução ácida só será admitida no sistema em pulsos com um período constante, quando for feita a amostragem do parâmetro.

Algumas dificuldades enfrentadas por este sistema é a não linearidade do pH, que segue um comportamento logarítmico; uma ação de controle descontínua, ou seja, haverá períodos em que não estará ocorrendo controle, enquanto o parâmetro controlado continuará variando

Outras dificuldades que estarão presentes é o período de amostragem, que ao mesmo tempo que precisa ser pequeno, para diminuir sua influencia no desempenho do controlador, não poderá ser pequeno a ponto de inviabilizar o método.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Controle discreto

O controle discreto é uma modalidade de controle que não utiliza medição das saídas do processo nem atuação no mesmo em tempo contínuo. Normalmente, este tipo de controle é feito em sistemas digitais, visto que é de sua própria natureza a discretização do tempo, mas corresponde também a um processo contínuo sujeito à amostragem.

Neste caso, de acordo com OGATA (1995), a conexão de um processo contínuo com um controlador discreto normalmente é feita através de operações *sample* (amostragem) para as medições e *hold* para as saídas, conforme a Figura 2.1. Tais elementos podem ser de diferentes tipos, que definem o comportamento entre os instantes de amostragem, sendo os mais comuns a ordem zero e primeira ordem. O de ordem zero realiza a amostragem (*sample*) e define que até a próxima amostragem o valor é invariante (*hold*). O de primeira ordem Figura 2.2 faz uma extrapolação linear entre as amostras de acordo com a variação da entrada do bloco.

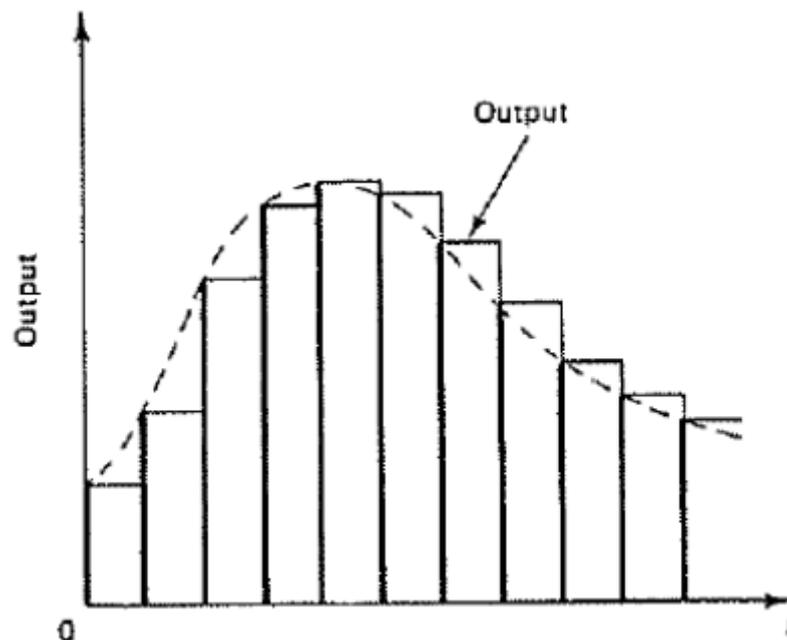


Figura 2.1: Saída de um amostrador de ordem zero. Fonte: OGATA (1995)

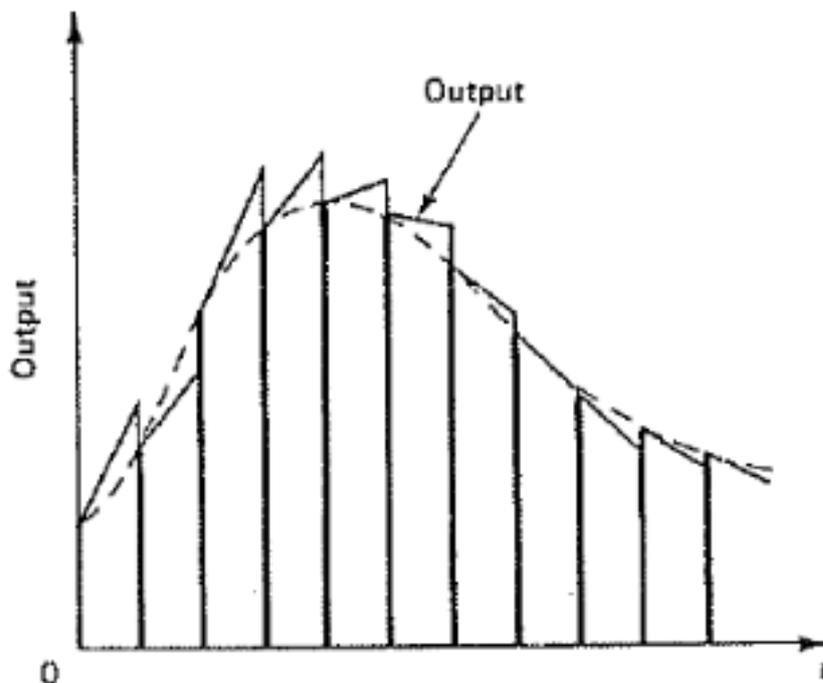


Figura 2.2: Saída de um amostrador de primeira ordem. Fonte: OGATA (1995).

O controle discreto, conforme OGATA (1995), pode ser estudado através da transformada z , análoga à transformada de Laplace para sistemas contínuos. Esta transformada é definida de acordo com a Equação 2.1, sendo k uma constante e T o período de amostragem. A principal utilidade desta transformada é tornar as equações diferenciais de modelos dinâmicos em funções algébricas, tornando implícita a variável tempo e explicitando a frequência de amostragem.

$$X(z) = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT)z^{-k} \quad \text{Equação (2.1)}$$

O estudo dos sistemas através da transformada z , permite analisar a estabilidade de sistemas e reconstruir sinais originais através de sinais amostrados. Conforme OGATA (1995), existe uma frequência mínima de amostragem para que o sinal possa ser completamente reconstruído. Esta frequência deve ser maior que o dobro da maior frequência dentre os componentes do sinal contínuo original. Quando não há uma frequência de amostragem adequada, ocorrem erros no sinal reconstruído na forma de folding (Figura 2.3), que consiste na interferência entre sinais no espectro das frequências. Também é possível a ocorrência do efeito de aliasing, quando há um sinal de frequência mais baixa em relação ao sinal real que reproduz exatamente as mesmas amostras obtidas, conforme mostrado na Figura 2.4. Por fim, pode

ocorrer ainda a oscilação oculta, quando a frequência de amostragem não é suficiente para capturar todas as oscilações do sinal.

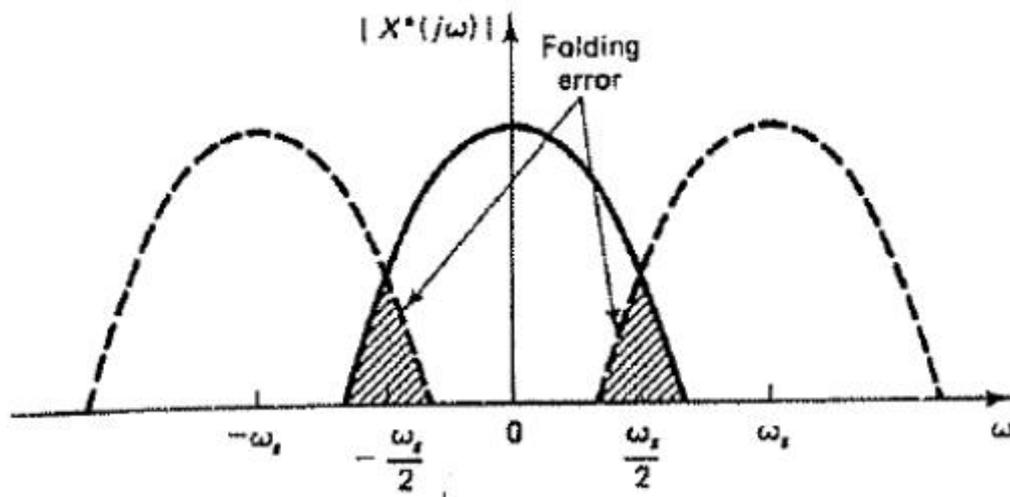


Figura 2.3: Erro de folding na reconstrução de um sinal a partir de sinais discretos. Fonte: OGATA (1995).

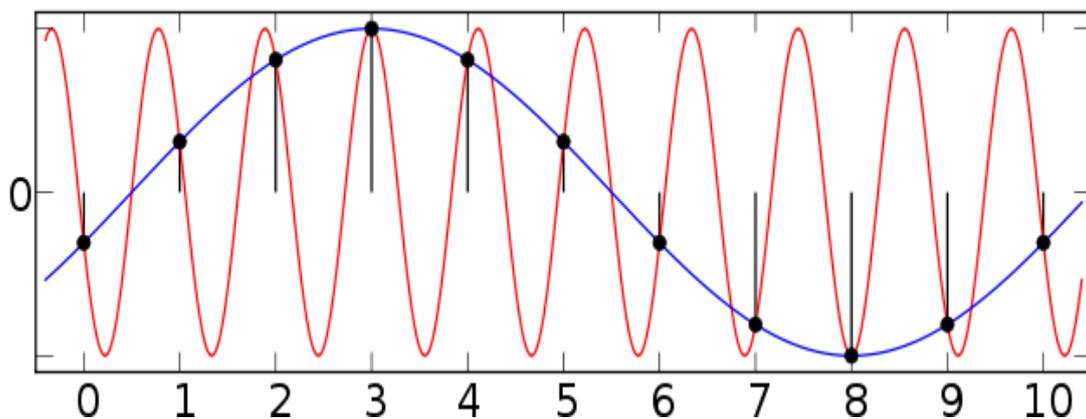


Figura 2.4: Duas funções senoidais que encaixam em pontos amostrados. Fonte: Wikimedia commons, acessado em 12/2017.

2.2 Controle Aplicado à Área Ambiental

Na literatura há diversas ocorrências de modelos para o controle de estações de tratamento de efluente. ANDREWS (1973), descreve estratégias de controle dinâmico para lodo ativado e para digestor anaeróbico. Estes controles são feitos, respectivamente pela mudança do local de alimentação de efluente e manipulação da taxa de recirculação do efluente.

SAH e ROUSSEAU (2012) fazem uma revisão de diversos modelos dinâmicos tanto de regime hidráulico de lagoas de estabilização quanto outros

fatores como interferência de correntes aéreas superficiais e de tipos de algas para tratamento de efluentes.

São apresentados por OLIVEIRA-ESQUERRE et al. (2004) na literatura modelos preditivos para DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio) para lagoas de aeração de usinas de papel e polpa de celulose. Este tipo de modelo é interessante para o controle *feedforward* de parâmetros operacionais de ETE's.

TONG et al. (1980) descrevem o comportamento de um controlador *fuzzy* experimental de um tratamento de efluentes via lodo ativado. Os autores comprovaram que é possível um controle satisfatório através desta técnica.

HOLENDA et al. (2007) descreve um controle preditivo para oxigênio dissolvido em um tratamento por lodo ativado.

Não foram encontrados trabalhos na literatura especificamente de controle discreto para ETE's. Embora a maioria dos controladores, por serem digitais, sejam intrinsicamente do tipo discreto, não se encontrou estudos associando amostragem e atuação discretas nesse tipo de sistema. Conforme descreve GOODWIN et al., um sistema de controle discreto de um sistema contínuo acaba sendo descartado quando há um período muito grande de amostragem, em alguns casos, como ocorre quando há uma amostragem on-line de parâmetros ambientais, seja por medidores de pH, cromatografia, entre outros métodos analíticos usuais.

2.3 Controle de processos em Batelada

Uma forma de controle muito utilizada com processos em batelada é o Run-to-Run, ou R2R. Tem como princípio de funcionamento a análise estatística de parâmetros de batelada para batelada e a atuação sobre o processo. Castillo e Hurwitz (1997) fazem uma revisão sobre esta técnica. De acordo com os autores, este tipo de controle é usado concomitantemente com o controle PID tradicional, para as variáveis contínuas entre bateladas, tendo como função efetuar as correções necessárias entre as bateladas.

O controle R2R, é baseado em duas etapas, uma *off-line* e outra *on-line*. Na primeira etapa, um modelo é obtido através de experimentos com a planta,

relacionando a entrada com a saída, podendo ser aplicado tanto para sistemas SISO quanto para sistemas MIMO. Após a obtenção deste modelo, e com base em uma receita para o processo, é feita a otimização do mesmo.

O segundo passo consiste na estimação de parâmetros *on-line* e controle do processo. O modelo desenvolvido na etapa anterior é constantemente atualizado ou ajustado conforme novos dados do processo são obtidos e usados no controle do processo. Na Figura 2.5, observa-se um diagrama de blocos de um controlador Run-to-Run. Existem dois loops, sendo o externo o controlador R2R servindo de supervisor ao loop interno (PID). O loop interno faz as medições *on-line* durante a batelada, enquanto o externo faz medições apenas entre bateladas. O bloco EWMA (Exponentially Weighted Moving Average) mostrado na Figura 2.5 trata-se apenas de um filtro para erros de predição.

Conforme CASTILLO E HURWITZ (1997), o R2R pode ser considerado como um “supervisor” ao PID, ou seja, para verificar a necessidade de alteração do seu set-point. Isso é necessário quando, por exemplo, há desgaste dos equipamentos do processo, variação da qualidade da matéria prima, etc.

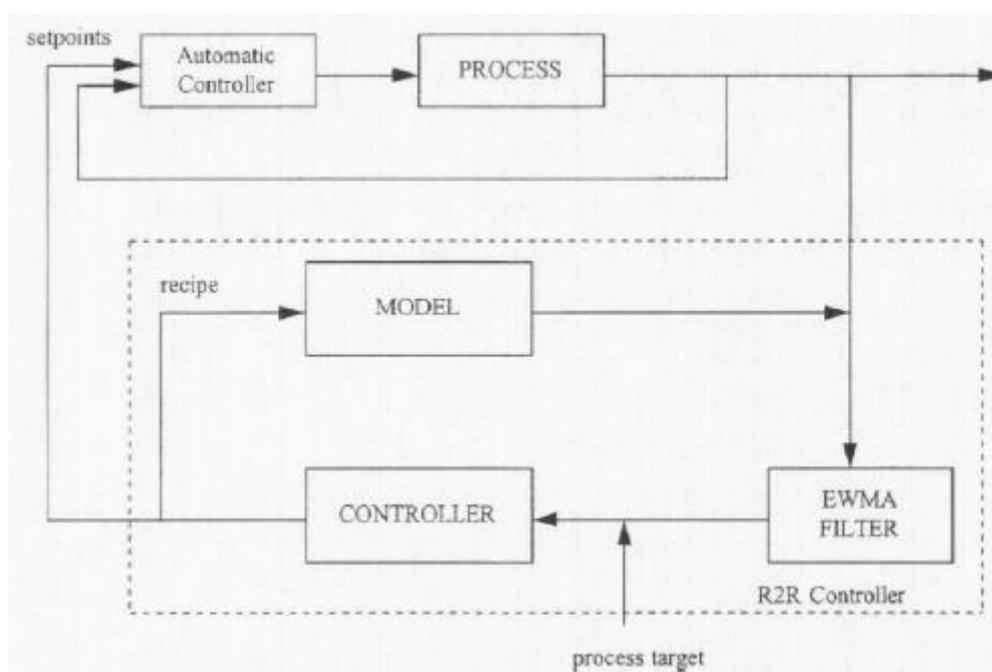


Figura 2.5: Diagrama de blocos de um controlador Run-to-Run supervisor. Fonte: CASTILLO E HURWITZ (1997).

Conforme GOODWIN et al. (1986), existem sistemas específicos que quando há uma amostragem rápida o suficiente, acaba por ocorrer um sistema discreto invertível não estável. Foi exemplificado por ele um sistema de tempo contínuo com grau relativo maior que um que tem essa particularidade. Porém, o autor

destaca que fazendo uma modificação no modelo tradicional de controle discreto, é possível fazer uso deste método para sistemas onde o controle contínuo seria o mais usual. Este artigo enfatiza que para realizar o controle discreto, alguns autores acabam por abrir mão de usar uma amostragem mais rápida, ao custo de eficiência na rejeição de distúrbios. Com esse artigo, se prova um paralelo entre sistemas contínuos e sistemas discretos de controle, sendo possível o uso deste mesmo quando o primeiro é o mais natural.

Na última década, sistemas de controle impulsivos receberam uma maior atenção pela comunidade acadêmica. Sistemas onde a variável manipulada tem a forma de um impulso são comuns na área da biomedicina, por exemplo. RIVANDENEIRA et al. (2017) descrevem um sistema de controle impulsivo para administração de medicamentos, Este trabalho estuda um SCI (sistema de controle impulsivo), considerando-se um set-point não nulo. Embora sistemas com set-point não nulos sejam o mais comum de se encontrar na literatura, conforme o autor deste trabalho, no contexto de sistemas de controle impulsivo, eles foram pouco estudados. RIVANDENEIRA (2017) propôs uma estratégia para este controle, sendo uma forma de MPC (modelo preditivo de controle), que conforme o autor, embora seja de mais fácil aplicação, requer mais dados para formular um modelo para gerir o controle e para encontrar os limites de operação sistema.

MENG e CHEN (2012), estudam o período de amostragem ótimo e comparam a performance entre um sistema de controle impulsivo periódico e um sistema de controle impulsivo eventual. O primeiro é um método que utiliza uma ação de controle impulsiva com um período fixo; o segundo realiza a ação de controle quando a variável controlada excede um limite definido. O estudo conclui que sistemas impulsivos eventuais de controle dão menores variâncias que o outro sistema em questão. Este artigo estudou como utilizar o controle impulsivo para retornar o sistema imediatamente às condições iniciais, após o parâmetro controlado passar de certo limite estabelecido. Para o controle eventual, os autores descrevem uma técnica de modulação de pulso, onde este controle pode ser visto como uma combinação de largura de pulso e modulação de frequência, ou seja, o impulso seria caracterizado por uma função de pulso, tendo sua frequência e largura imposta pelos eventos de controle, quando ocorrer a fuga dos limites definidos.

3 Materiais e Métodos

3.1 Modelagem

O objetivo deste trabalho é o controle discreto de uma estação de tratamento de efluentes. Ou seja, a ação de controle para o pH é feita de forma não contínua, com a admissão de pulsos de solução ácida em um efluente básico.

Para este trabalho, que é computacional, foi necessária a escolha de um modelo dinâmico para uma estação de tratamento de efluentes. Para simplificar a simulação, além de manter o artigo dentro do escopo desejado, decidiu-se trabalhar com um modelo de um reator CSTR para efluentes inorgânicos.

KULKARNI e TAMBE (1991), descreveram um controlador para um sistema semelhante a uma ETE para tratamento de efluente inorgânico. Conforme a Figura 3.1, considerou-se um sistema do tipo CSTR, com entrada de um ácido e uma base, neste caso HCl e NaOH, respectivamente. Para este trabalho de conclusão, empregou-se o modelo dinâmico de pH descrito no trabalho destes autores, descritos pelas equações 3.1 até 3.4, sendo a equação 3.1 um balanço molar de cloro no sistema; a equação 3.2 um balanço de sódio, a equação 3.3 a relação de auto hidrólise da água e a equação 3.4 um balanço de hidroxila no sistema:

$$\frac{dC_{Clout}}{dt} = \frac{1}{V} [F_1 * C_{Clin} - F * C_{Clout}] \quad (3.1)$$

$$\frac{dC_{Naout}}{dt} = \frac{1}{V} [F_2 * C_{Nain} - F * C_{Naout}] \quad (3.2)$$

$$CH = \frac{K_w}{COH} \quad (3.3)$$

$$COH = C_{Naout} + CH - C_{Clout} \quad (3.4)$$

Onde C_{Clout} e C_{Naout} são as concentrações de cloro e de sódio no CSTR, respectivamente; F_1 e F_2 são as vazões de entrada no CSTR de solução ácida e básica, respectivamente, no sistema; C_{Nain} e C_{Clin} são as concentrações de sódio e cloro nas soluções de entrada do sistema; CH e COH são as concentrações de H^+ e OH^- , respectivamente, no CSTR e K_w é a constante de auto hidrólise da água, que é igual a 10^{-14} .

As equações do trabalho de KURLANI e TAMBE (1991) foram desenvolvidas a partir do trabalho de MCAVOY et al. (1971). Neste trabalho, foi considerado um reator do tipo CSTR onde há alimentação de ácido acético, que neutraliza

hidróxido de sódio, que também é alimentado ao sistema. O tanque é considerado de volume constante, assim como sua mistura é instantânea e o sistema, isotérmico. Algumas alterações foram feitas para o trabalho de KULKARNI e TAMBE (1991), como a alteração de ácido acético para ácido clorídrico.

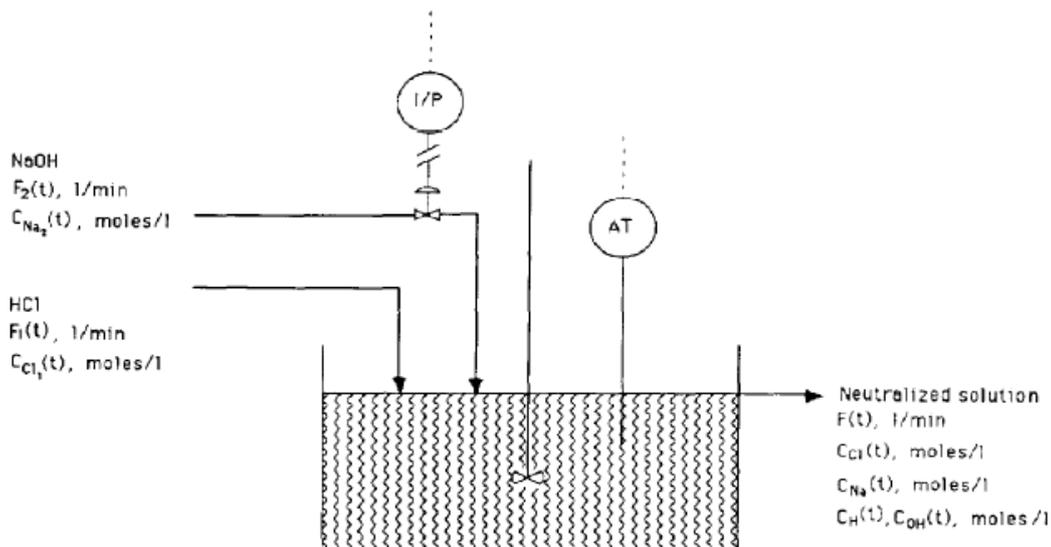


Figura 3.1: Esquema de um CSTR com entrada de reagentes ácidos e básicos. Fonte: KURLANI e TAMBE (1991).

Inicialmente, se testou a convergência do modelo a partir do ambiente Simulink do Matlab. Para esta simulação, além das Equações 3.1 a 3.4, foram utilizadas as equações 3.5 e 3.6, um balanço volumétrico do sistema e a definição do pH, respectivamente:

$$F = F_1 + F_2 \quad (3.5)$$

$$pH = -\log(CH) \quad (3.6)$$

3.2 Modelo em malha aberta

Em primeiro momento, foi estudada a resposta do modelo de KURLANI e TAMBE (1991) em malha aberta, utilizando os parâmetros apresentados pelos autores, ou seja, para o volume do reator V , se utilizou o valor de 20000 L, enquanto para os valores de F_1 e F_2 se utilizaram os valores de 500 L/min e 50 L/min, respectivamente. O diagrama do sistema em malha aberta foi construído conforme a figura 3.2. Implicitamente no modelo estão os parâmetros de concentração de entrada dos reagentes, 1 mol/L de solução básica e 0,01 mol/L de solução ácida. O bloco “Modelo PH”, conforme a figura 3.3, representa o

modelo baseado no trabalho de KURLANI E TAMBE (1991), tendo como entrada dos inputs F_1 e F_2 como saída CH.

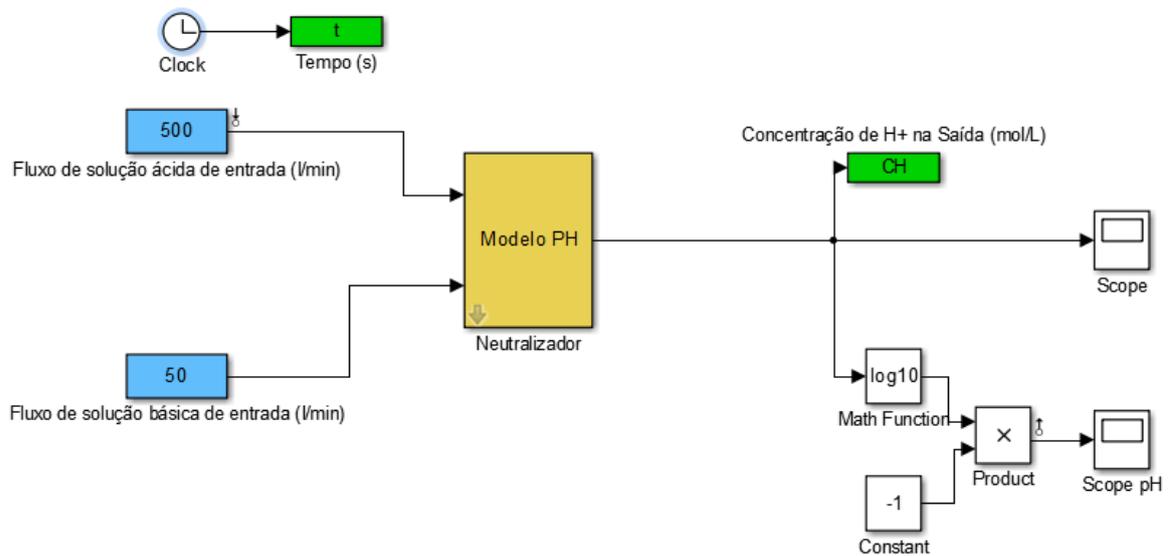


Figura 3.2: Diagrama de blocos em malha aberta do processo.

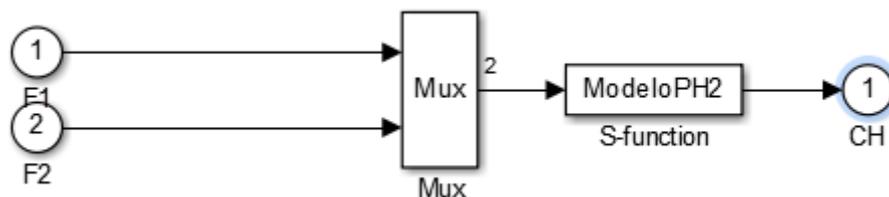


Figura 3.3: Bloco “Modelo PH, conforme apresentado na Figura 3.2.

Com estes parâmetros, obtém-se a resposta conforme a figura 3.4. Com esta análise, percebe-se que com os parâmetros utilizados, atinge-se um ponto de operação para linearização do sistema, no qual o teste com um controlador PID contínuo para posterior comparação com o controle com ação impulsiva pode ser realizado.

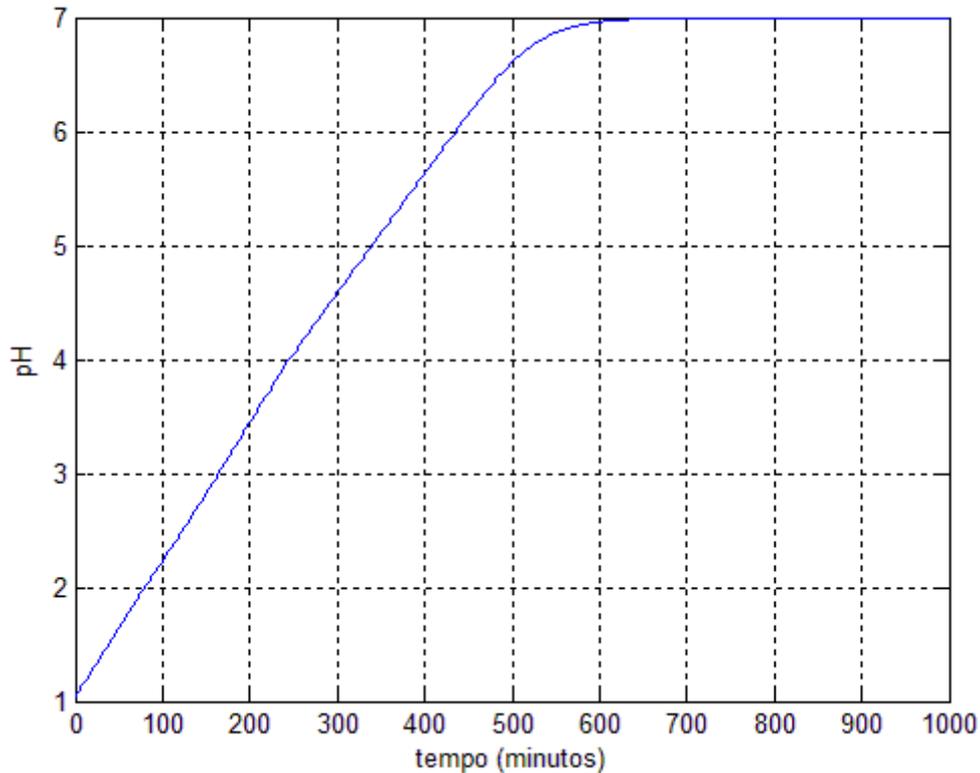


Figura 3.4: Resposta em malha aberta para os parâmetros do artigo de KURLANI E TAMBE.

3.3 Modelo em malha fechada

A figura 3.2 mostra os pontos de input e output para a linearização como F_1 e pH, respectivamente. A função transferência obtida através da ferramenta de análise linear do Matlab foi:

$$Tf = \frac{1,93 \cdot 10^{-5} + 5,308 \cdot 10^{-7}}{s^2 + 0,055s + 7,562 \cdot 10^{-4}} \quad (3.7)$$

Com esta função, pode-se testar um controlador PID, cujos parâmetros foram obtidos através do método de sintonia heurística IMC para uma função de transferência da forma:

$$\tilde{G}(s) = \frac{K(-\beta s + 1)}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1} \quad (3.8)$$

Os parâmetros do controlador neste caso são dados por:

$$K = \frac{1}{K_c} \frac{2\xi\tau}{\tau_c + \beta} \quad (3.9)$$

$$\tau_i = 2\xi\tau \quad (3.10)$$

$$\tau_d = \frac{\tau}{2\xi} \quad (3.11)$$

As figuras 3.5 e 3.6 demonstram os diagramas de blocos para a malha aberta e malha fechada, respectivamente. As figuras 3.7 e 3.8 ilustram as respostas obtidas para estas malhas, para um *step* de valor constante unitário.

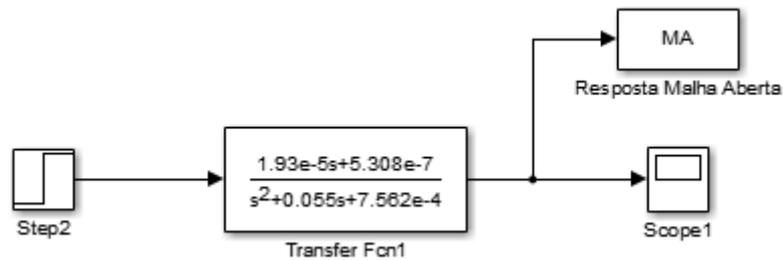


Figura 3.5: Diagrama de blocos para o modelo linearizado em malha aberta.

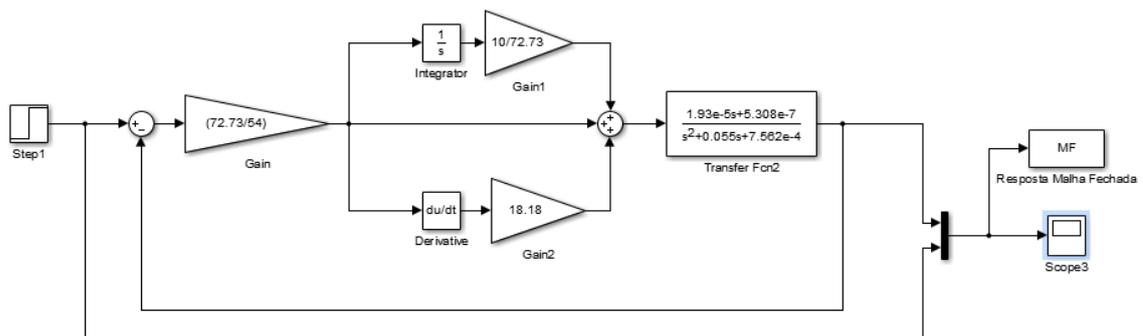


Figura 3.6: Diagrama de blocos para o modelo linearizado em malha fechada na forma de controle PID (forma paralela).

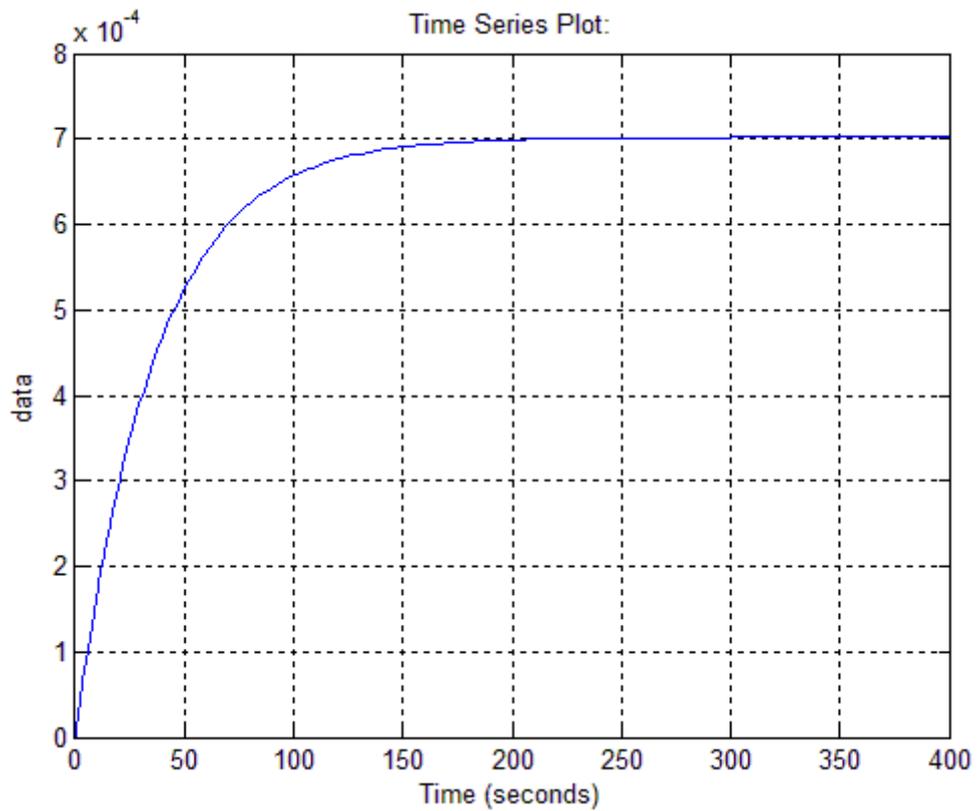


Figura 3.7: Resposta para o modelo linearizado em malha aberta.

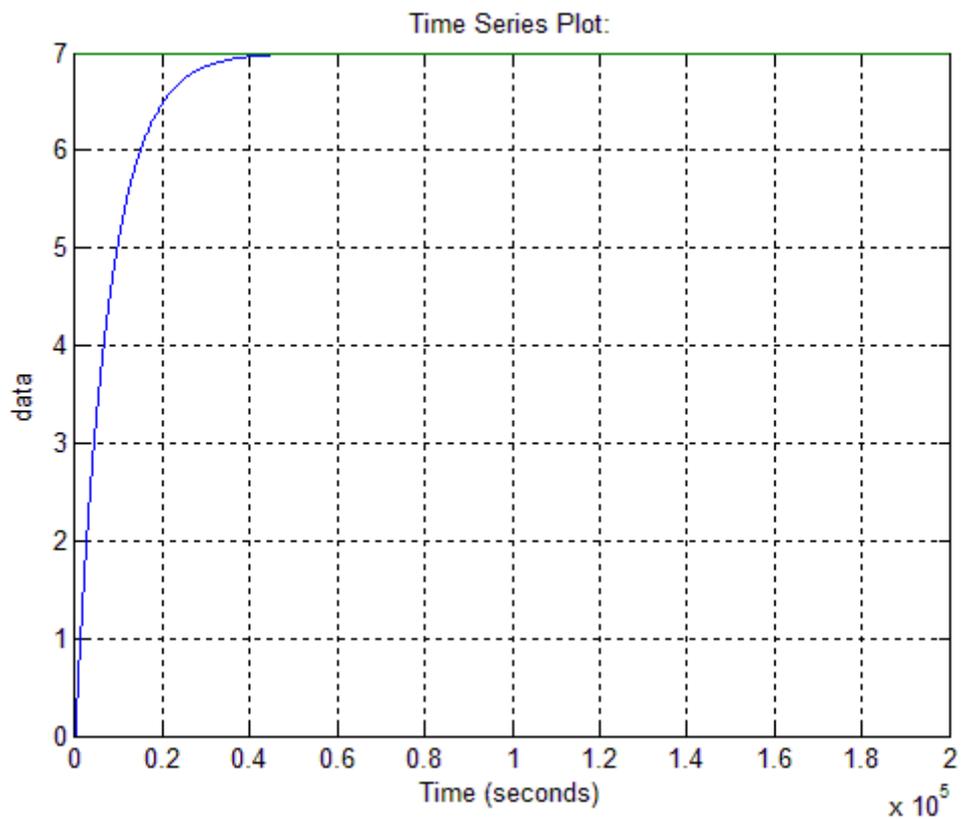


Figura 3.8: Resposta para o modelo linearizado em malha fechada.

A figura 3.7 demonstra que o sistema em malha aberta possui um ganho relativamente pequeno, variando apenas $7 \cdot 10^{-4}$ de pH para 200 segundos, enquanto em malha fechada, conforme figura 3.8, é possível alcançar o valor do *set-point* após $0,6 \cdot 10^5$ segundos.

Após a análise do sistema linearizado, foi aplicado um sistema de controle PID contínuo diretamente com o sistema não linear, conforme a figura 3.9. O controle do pH foi feito a partir da vazão de solução ácida, com um bias de 500 l/min, valor utilizado na linearização do modelo. Foi utilizado um bloco de saturação para impedir a aplicação de vazões negativas ao sistema.

O bloco do controlador está explícito na figura 3.10, evidenciando os parâmetros calculados pelo IMC. Nota-se o fator de correção de 0,05 para o K_c e de 10 para o τ_i . Isso se deve ao fato que o IMC é um bom método para estimar inicialmente os parâmetros do controlador, mas estes devem ser corrigidos para melhor desempenho.

A resposta obtida para o sistema em malha fechada descrito na figura 3.9 está na figura 3.11. Também foi testada a capacidade do controlador de retornar o sistema ao *set-point* após um *step* de +10% e de -10% da carga de solução básica em $t=1000$ min, após a estabilização do sistema. As respostas obtidas estão nas figuras 3.12 e 3.13, respectivamente.

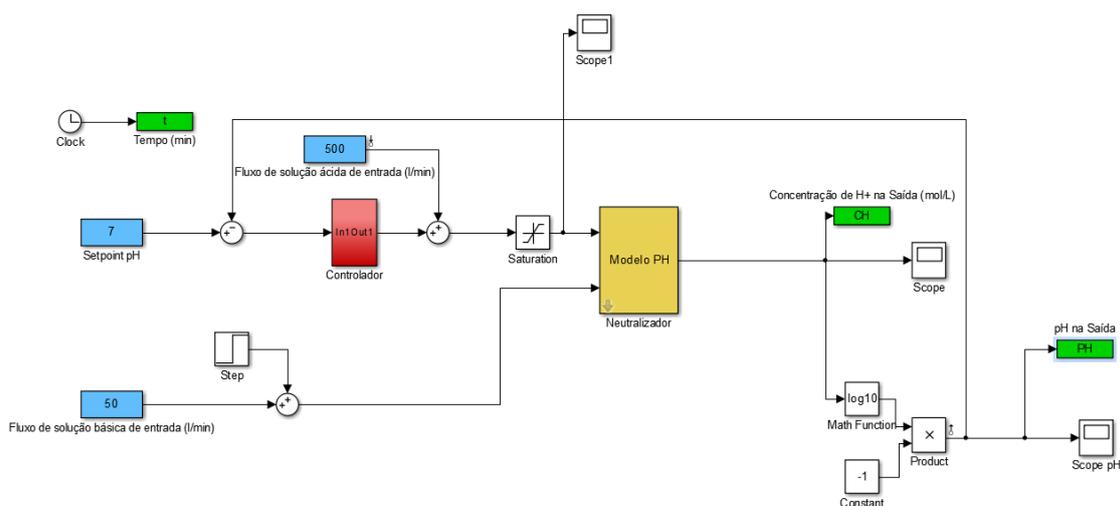


Figura 3.9: Malha de blocos do processo em malha fechada.

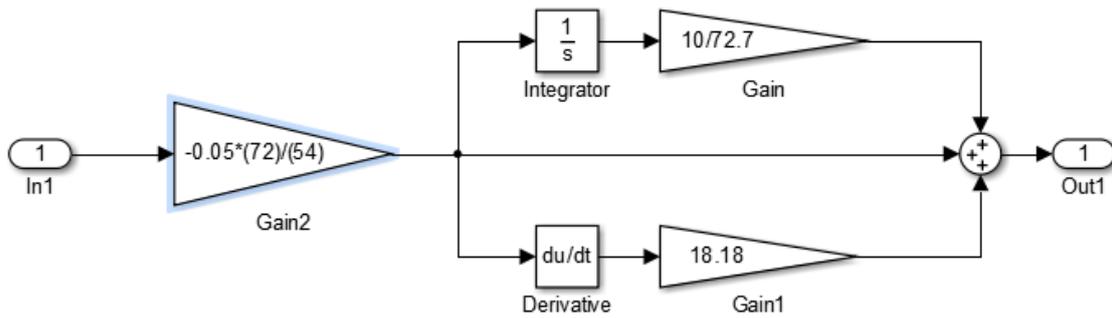


Figura 3.10: Diagrama de blocos do controlador PID.

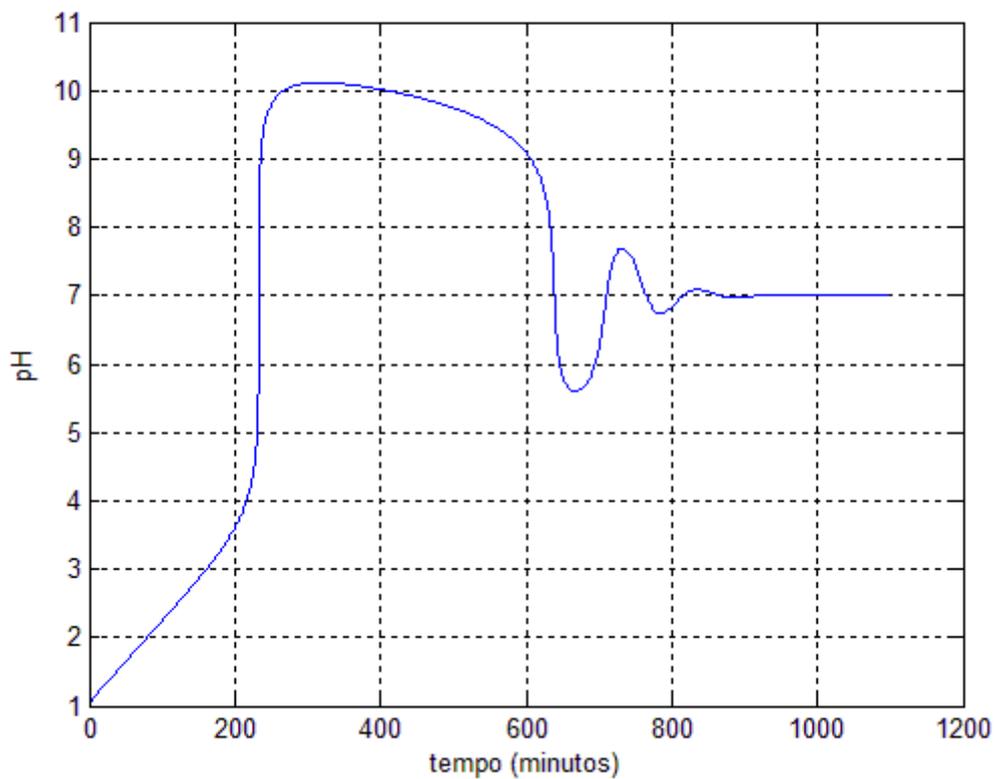


Figura 3.11: Resposta para o modelo em malha fechada.

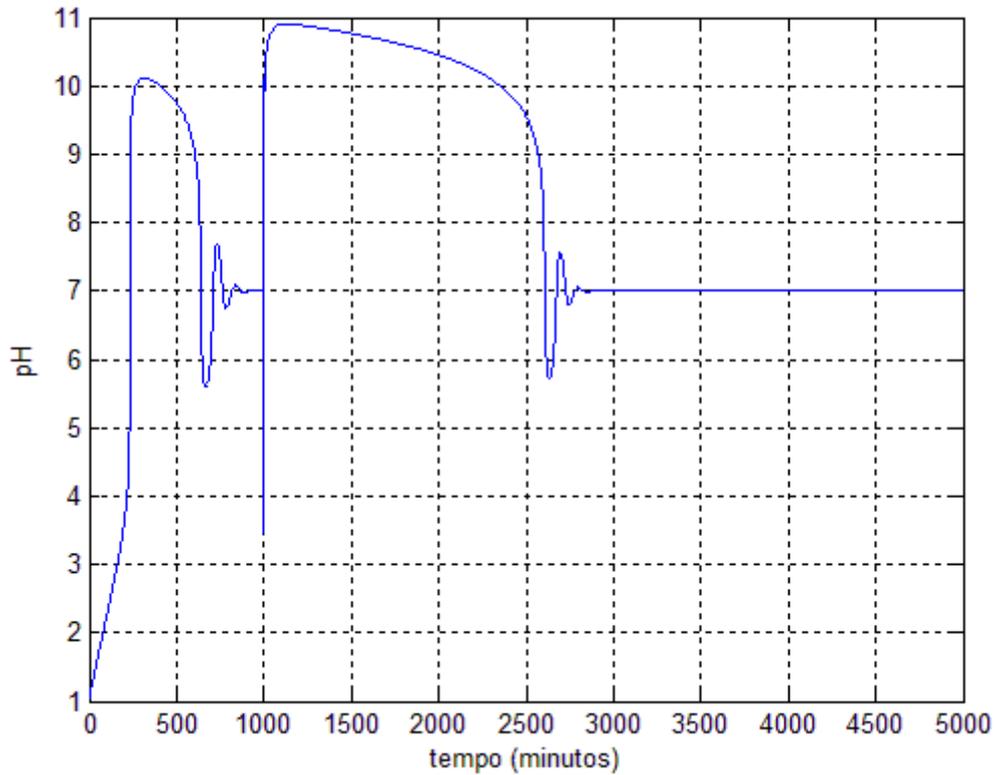


Figura 3.12: Resposta do sistema em malha fechada com um step de +10%.

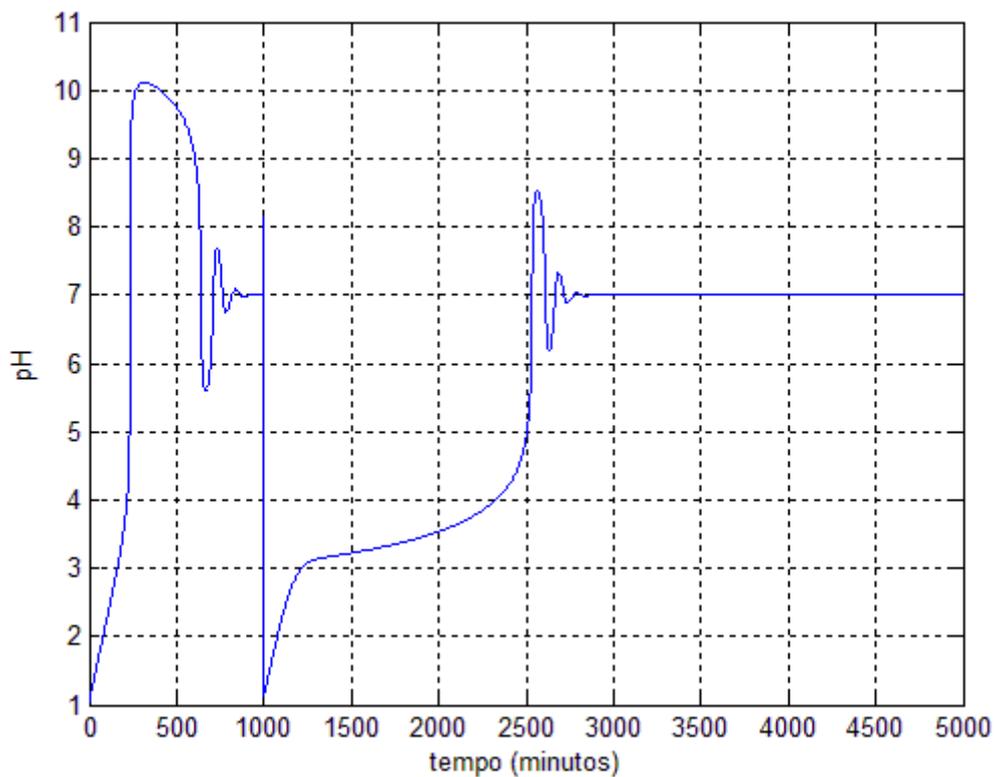


Figura 3.13: Resposta do sistema em malha fechada com um step de -10%.

3.4 Mecanismos de ação impulsiva

Para este trabalho, é proposto um controle discreto impulsivo, por ser uma alternativa que embora seja mais rudimentar, é mais barata que a instalação de um controlador contínuo com um acionador automático de válvula. A ideia é a ação de controle ser independente de uma leitura contínua, e a ação de controle seja o lançamento manual de reagente na ETE, neste caso, HCl.

Ou seja, a ação de controle é feita entre intervalos de amostragem. Foram testados dois sistemas para simular esta condição, que serão referenciados por MAI (Mecanismo de Ação Impulsiva) 1 e 2.

O MAI 1 está descrito na figura 3.14, é baseado na integração discreta do sinal, ocorrendo a saída deste sinal apenas em pulsos. A integração e os pulsos devem estar com a mesma taxa de amostragem, para que o sistema realize efetivamente a proposta de amostragem discreta e controle impulsivo. O sinal integrado deve ser então anulado para que a próxima ação de controle não conte com o sinal que já teve uma ação de controle dirigida. Isto é feito a partir da integração do pulso de controle, tendo um *sample-and-hold* de ordem zero com amostragem igual à metade da amostragem do integrador discreto e dos pulsos para que a subtração seja feita exatamente na metade entre um pulso e outro, garantindo que o sinal seja sempre zerado antes do próximo pulso. A resposta para este sistema com um sinal unitário constante se encontra na figura 3.15. A curva em azul é a saída efetivamente do MAI 1, enquanto a curva em verde é um sinal de referência, para se certificar que o sinal de entrada no MAI 1 está sendo anulado entre cada pulso, representado na Figura 3.14 como a segunda entrada do scope.

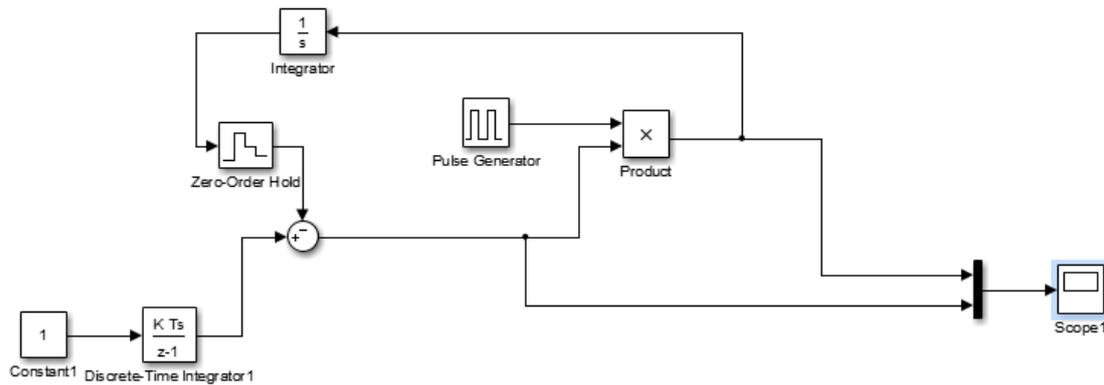


Figura 3.14: Malha de blocos do MAI 1.

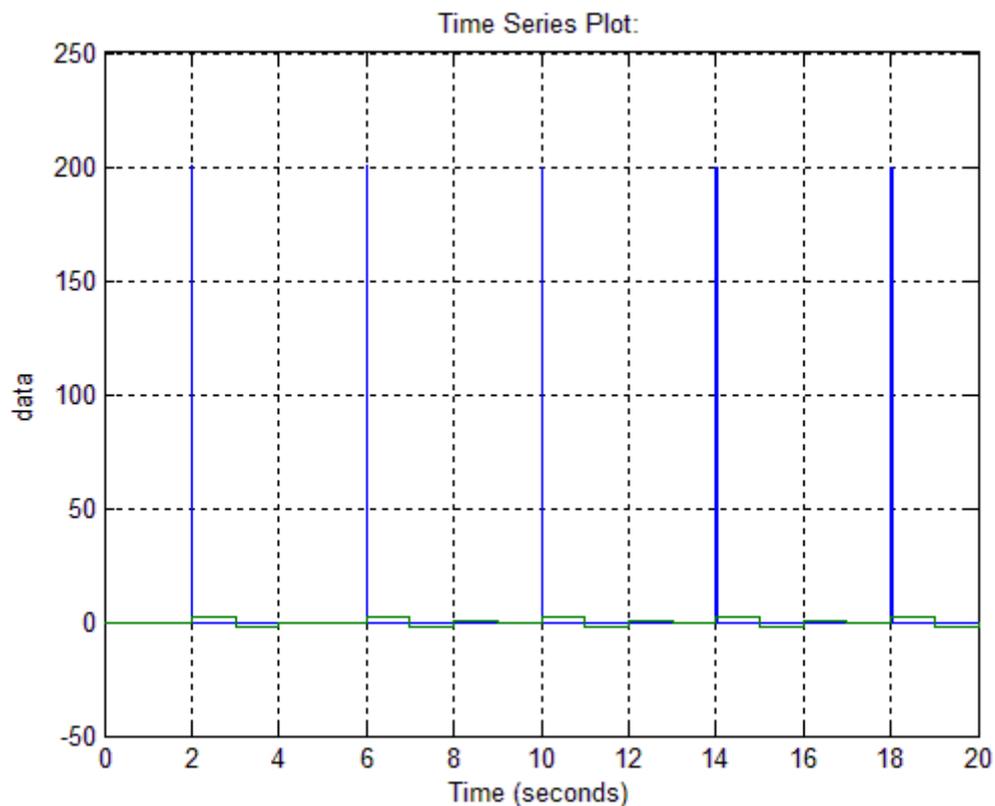


Figura 3.15: Resposta do MAI 1 para um sinal unitário.

O MAI 2 está representado na figura 3.16. Da mesma forma que o MAI 1, o sinal sofre uma integração discreta para simular a amostragem discreta, a ação de controle é feita retardando o sinal com um *delay* que seria igual ao tempo de amostragem para simbolizar a ação de controle impulsiva. O sinal é então multiplicado por um ganho para integrar a magnitude do sinal em um pulso, após o *delay*, o sinal então zera o sinal integrado, fechando o ciclo e iniciando a nova integração na amostragem subsequente. A resposta para este sistema está descrito na figura 3.17. A curva em azul é o primeiro sinal do *scope*, o sinal final

do MAI utilizado posteriormente na malha da ETE, enquanto a curva em verde descreve o segundo sinal do *scope*, anterior ao sistema de subtração com *delay*.

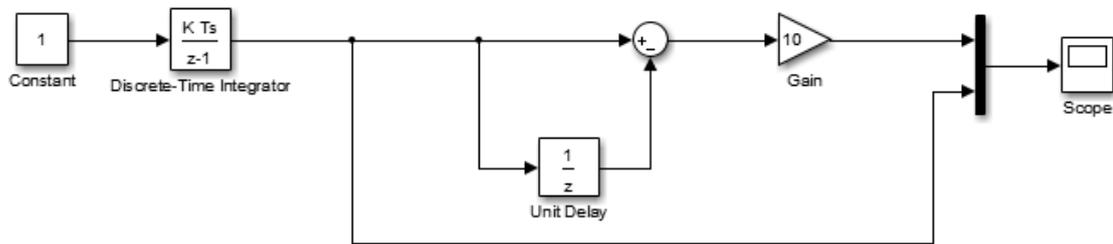


Figura 3.16: Diagrama de blocos do MAI 2.

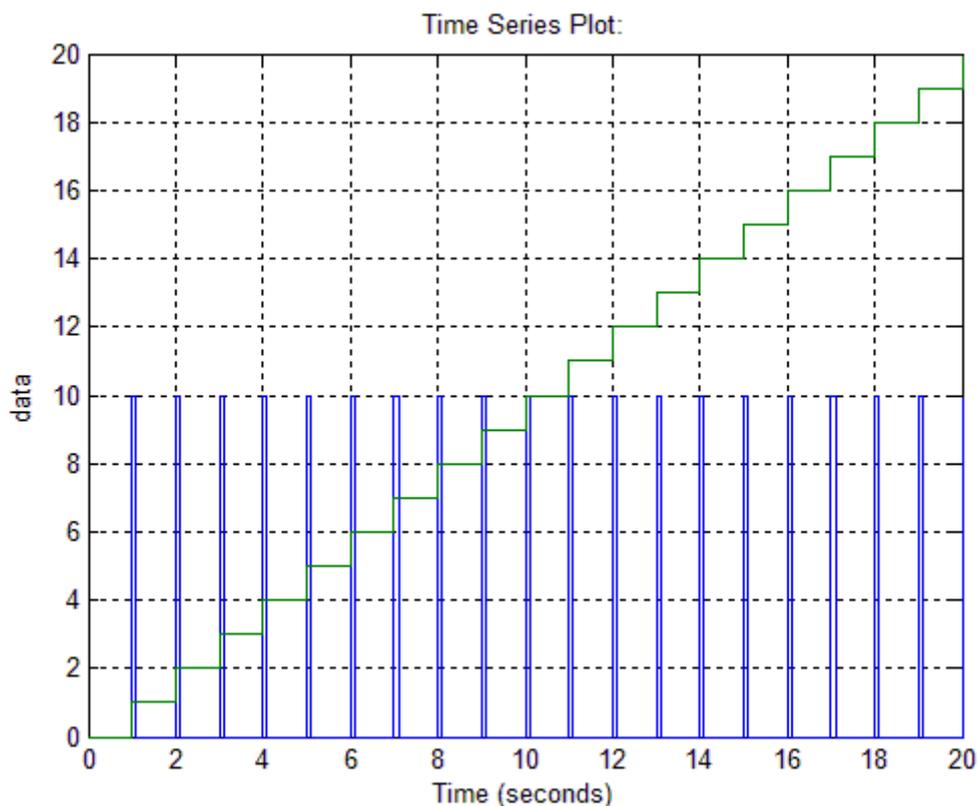


Figura 3.17: Resposta do MAI 2 para um sinal constante unitário.

Os dois sistemas de MAI foram testados na simulação para testar a viabilidade técnica do controle impulsivo com amostragem discreta de uma ETE. Antes de realizar as simulações no próprio modelo, foi feito isto com o modelo linearizado, para verificar a convergência partindo do estado estacionário. A malha de blocos foi montada conforme a figura 3.18, sendo o subsistema do modelo linearizado descrito pela figura 3.19. Além disso, foi construída uma malha de controle indireta do pH através de CH do sistema, conforme figura 3.20, para tentar minimizar a não linearidade do problema, vista nas figuras 3.11 a 3.13. Os

parâmetros do controlador foram ajustados conforme a nova linearização, ou seja, $K_C=91,65$, $\tau_I=72,73$ e $\tau_D=18,18$. O MAI foi implementado nesta malha analogamente conforme a figura 3.21.

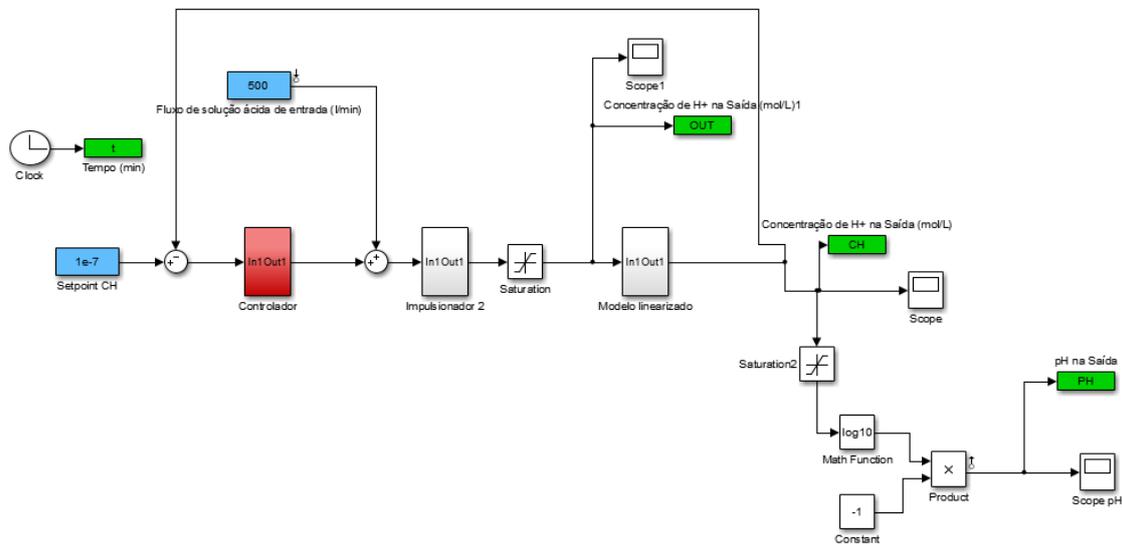


Figura 3.18: Malha de blocos com ação de controle impulsiva usando modelo linearizado.

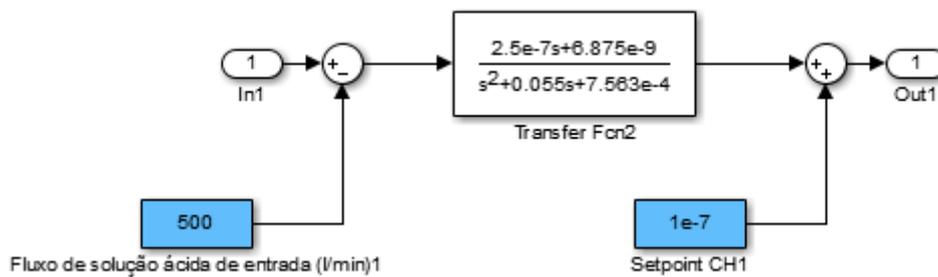


Figura 3.19: Subsistema “Modelo linearizado”.

Os MAIs foram postos em série com o controlador, após o bloco de saturação, conforme a figura 3.18.

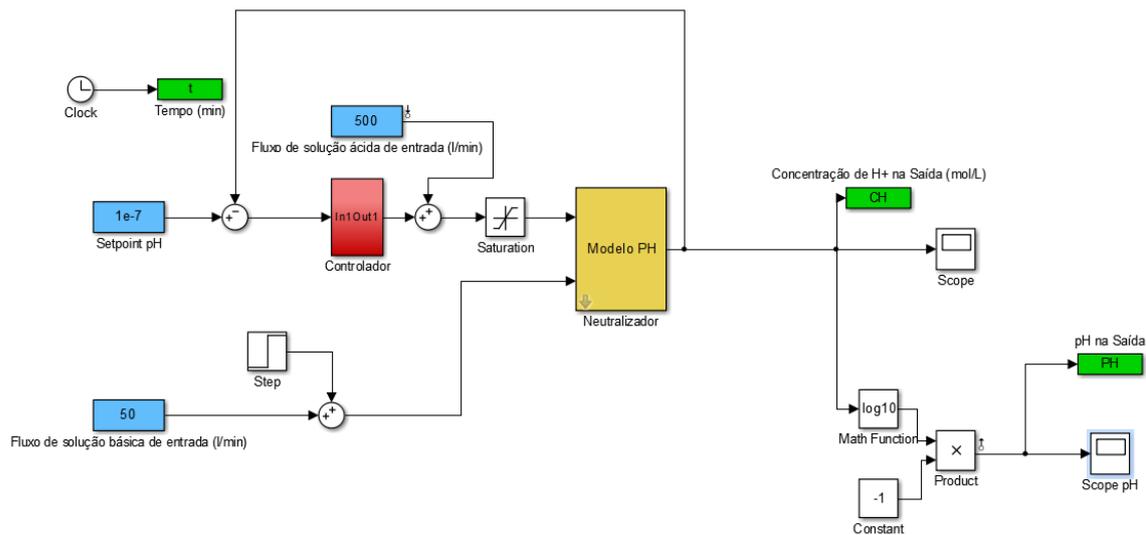


Figura 3.20: Malha de blocos do sistema em malha fechada com controle do pH através de CH.

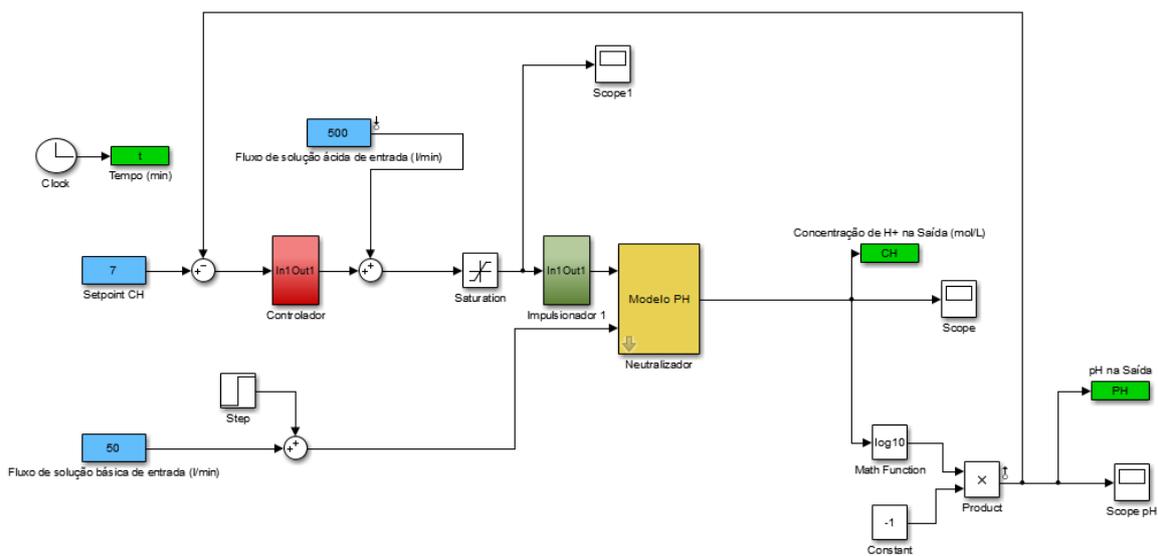


Figura 3.21: Malha de blocos do sistema em malha fechada com o MAI para controle direto do pH.

4 Resultados

As simulações feitas no modelo linearizado, conforme a figura 3.16, apresentaram respostas que apresentam alto grau de oscilação antes de convergir para uma faixa próxima do *set-point*.

O MAI 1, conforme a figura 4.1, apresenta descontinuidades de resposta para algumas faixas de tempo, devido ao fato que numericamente, a concentração de CH pode se tornar negativa até a próxima ação de controle, retornando um valor inexistente para o seu logaritmo. Após a estabilização da simulação, após um tempo de 700 minutos, o sistema apresenta uma convergência próxima ao $\text{pH} = 7$, com uma banda previsível, visto as ações impulsivas de controle.

Por sua vez, o MAI 2, conforme a figura 4.2, atinge mais rapidamente, em torno de 200 minutos a banda próxima ao *set-point* de $\text{pH} = 7$, porém com um *overshoot* periódico, se repetindo a cada 400 minutos, aproximadamente.

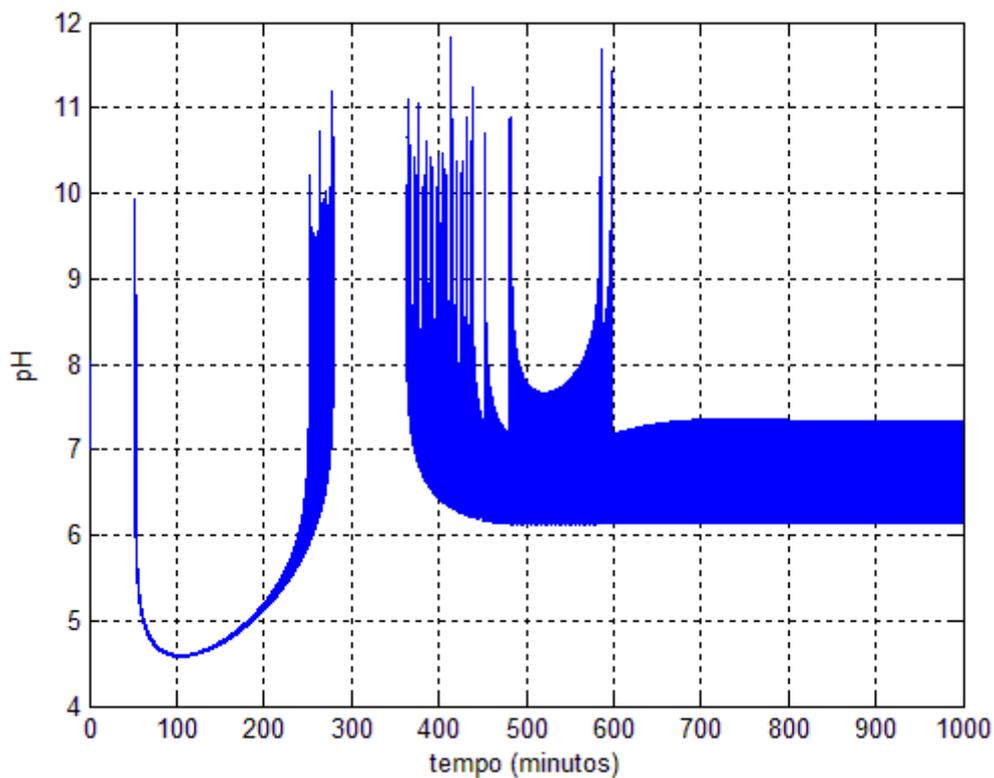


Figura 4.1: Resposta do modelo linearizado controlado através do MAI 1.

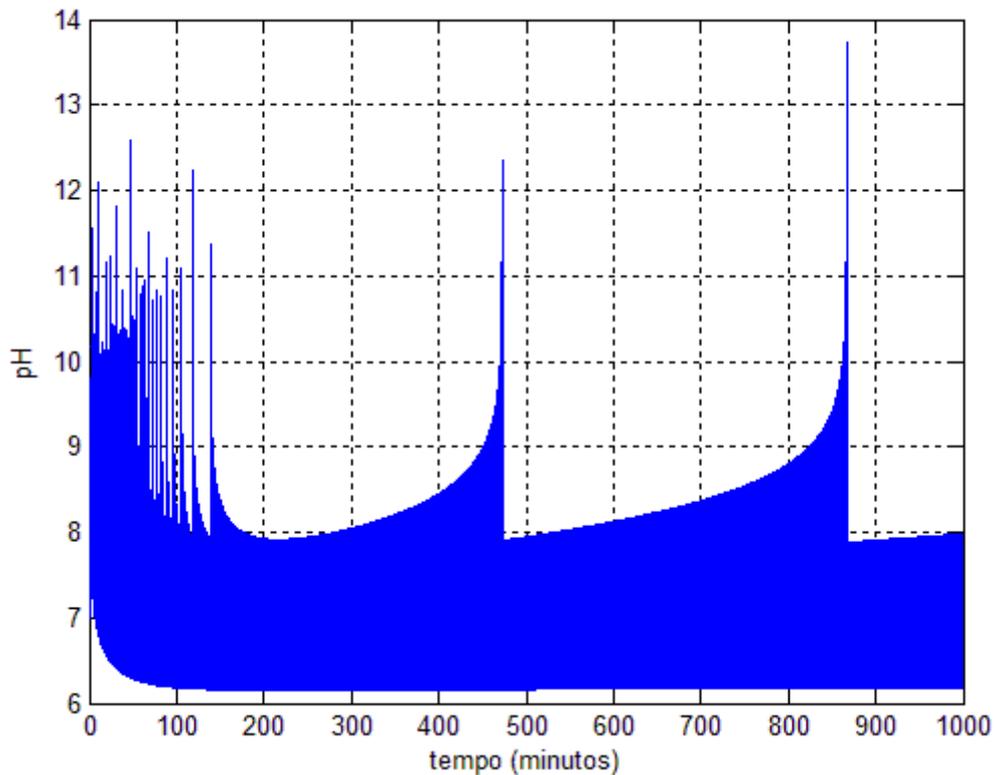


Figura 4.2: Resposta do modelo linearizado controlado através do MAI 2.

As simulações na malha conforme a figura 3.21 com o MAI 1 foram feitas com um período de amostragem relativamente pequeno, de 1 min, para testar a convergência da resposta. Mesmo com esse período de amostragem, conforme figura 4.3, o sinal não consegue convergir para um *set-point* em $\text{pH} = 7$, devido ao fato que até a amostragem subsequente ocorrer, o pH já ter excedido o *set-point*. Ocorre uma variação entre 4 e 10 para cada ação de controle do MAI.

O mesmo ocorre para o MAI 2 com um período de amostragem de 0,1 minuto. Não há reconstrução de sinal, ou seja, uma efetiva efetivação do sinal original, que não tenha sofrido a discretização, nem estabilização do pH em torno de 7. A figura 4.4 mostra a resposta do MAI 2, que apresenta grande semelhança com a figura 4.3.

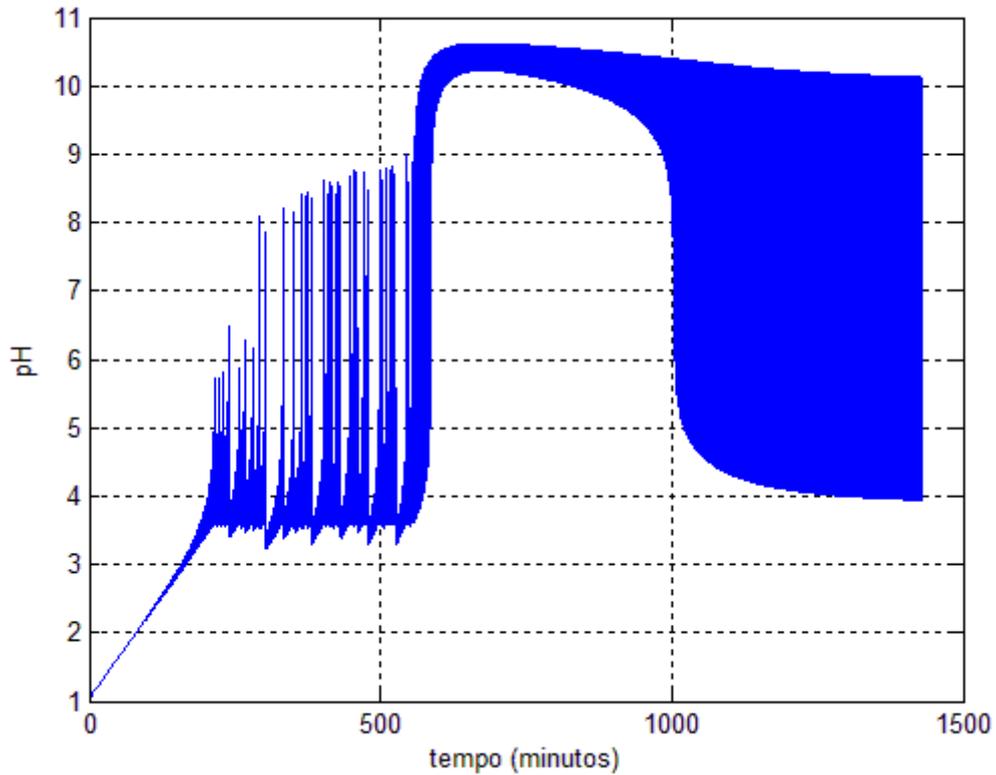


Figura 4.3: Resposta do sistema utilizando o MAI 1 com um *set-point* de pH=7 e período de amostragem de 1 minuto.

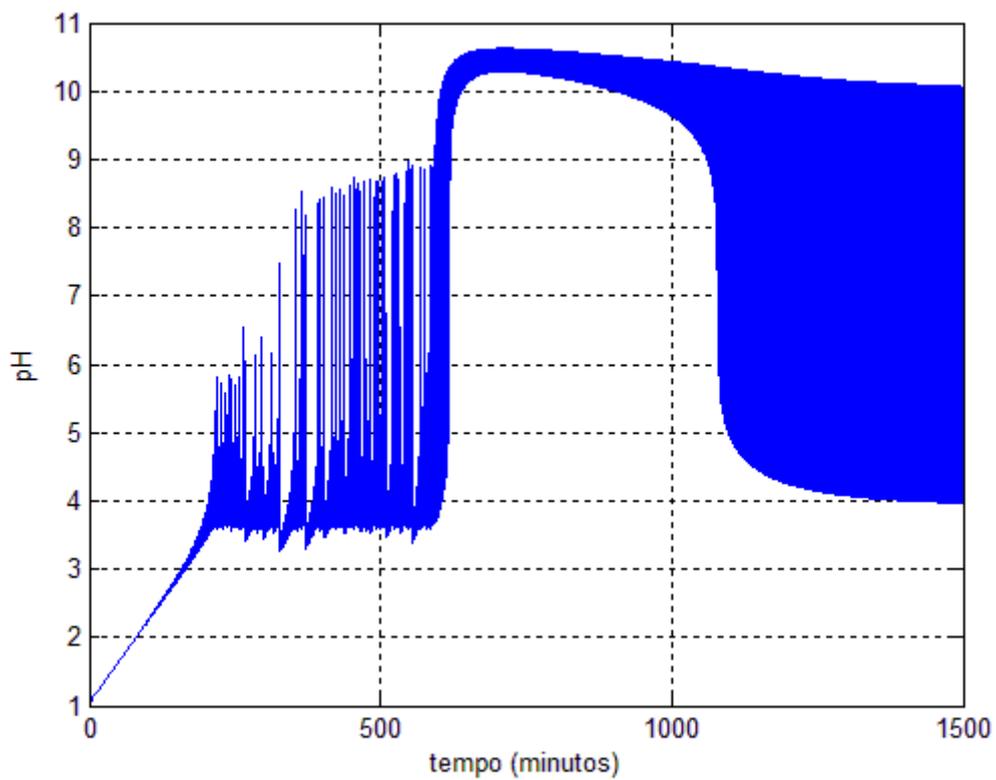


Figura 4.4: Resposta do sistema utilizando o MAI 2 com um *set-point* de pH=7 e período de amostragem de 1 minuto.

Conforme as figuras 4.3 e 4.4, percebe-se que quando o pH está em torno de 10, o sistema não apresenta grande oscilação. Foram testados ambos MAIs para verificar se o sistema pode ser aplicado para controlar o pH em torno de 10 quando isto for necessário em algum sistema específico. Conforme as figuras 4.3 e 4.4, ambos MAIs foram eficientes para este fim, visto que a banda de oscilação em torno do *set-point* é pequena. Porém, isso é válido apenas para um período de amostragem extremamente pequeno, de 1 min.

Conforme a figura 4.5, para o MAI 1, um período de amostragem de dois minutos não foi o suficiente para haver a convergência do sinal com *setpoint* de pH=10. Porém quando o período de amostragem é reduzido para um minuto, conforme a figura 4.6, a oscilação reduz o suficiente para se dizer que o controle do pH foi atingido, porém com um *offset* de aproximadamente 0.5. Isso se deve provavelmente ao sistema não conseguir chegar ao *set-point* antes de haver um novo pulso de ação de controle.

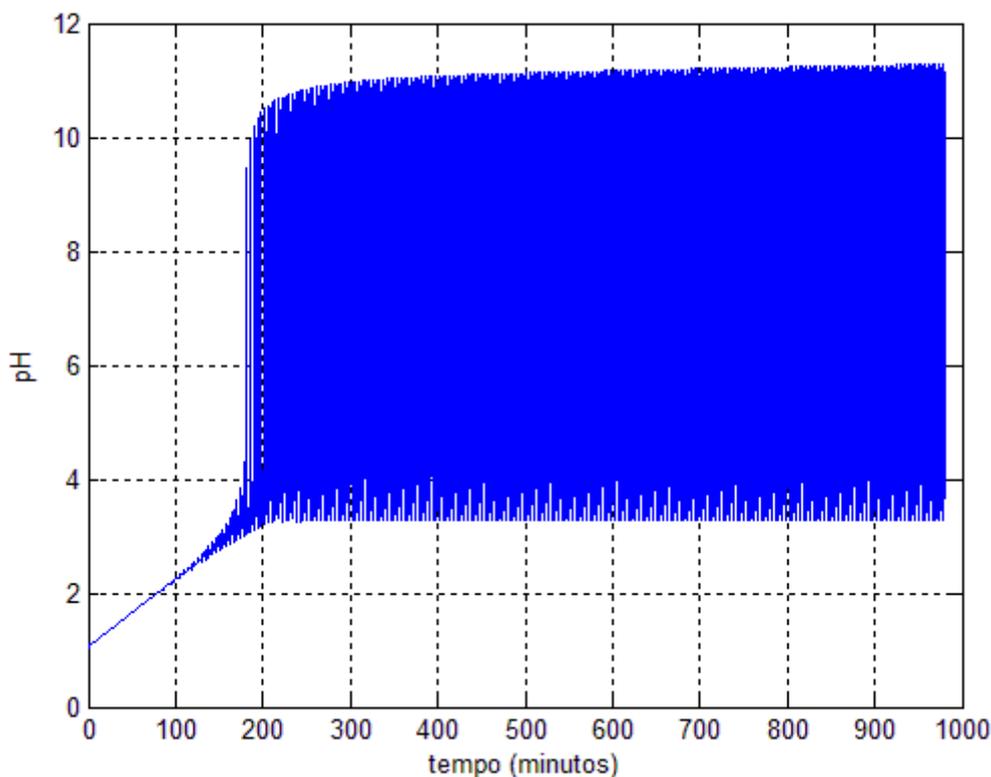


Figura 4.5: Resposta do sistema com MAI 1, amostragem de dois minutos e *setpoint* de pH=10.

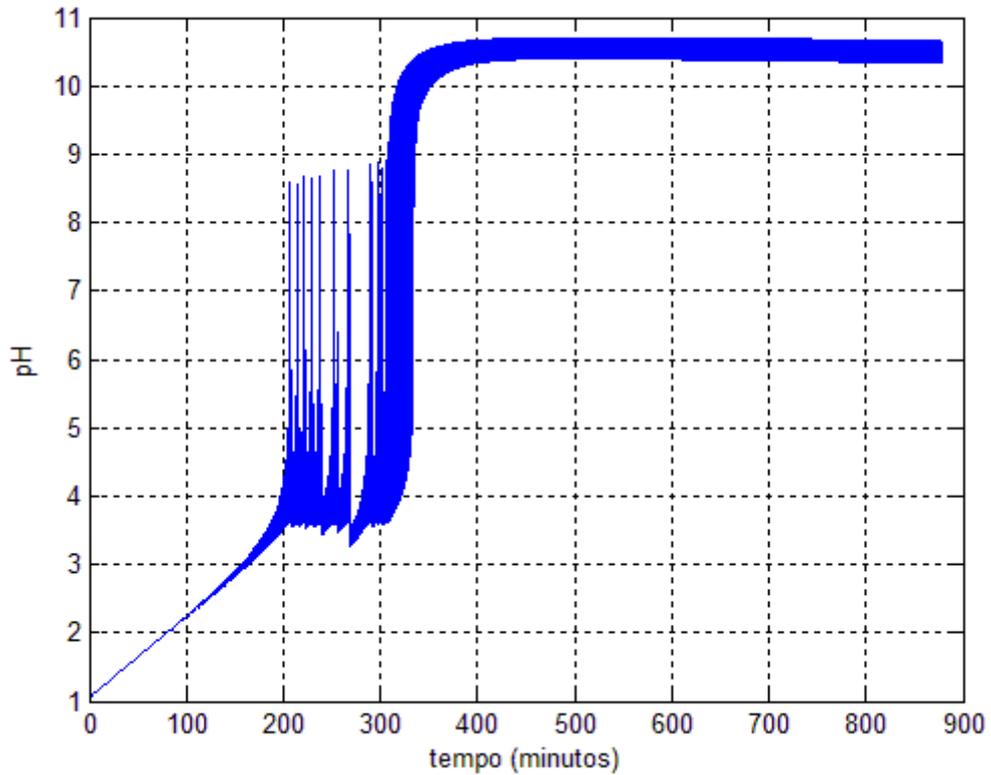


Figura 4.6: Resposta do sistema com MAI 1, amostragem de um minuto e *setpoint* de pH=10.

Para o MAI 2, foi testada este mesmo *setpoint*, com um tempo de amostragem de 0,1min. Da mesma forma que o MAI 1, foi obtida uma convergência próxima do *setpoint*, porém com um *offset* de aproximadamente 0,5, como mostra a figura 4.7.

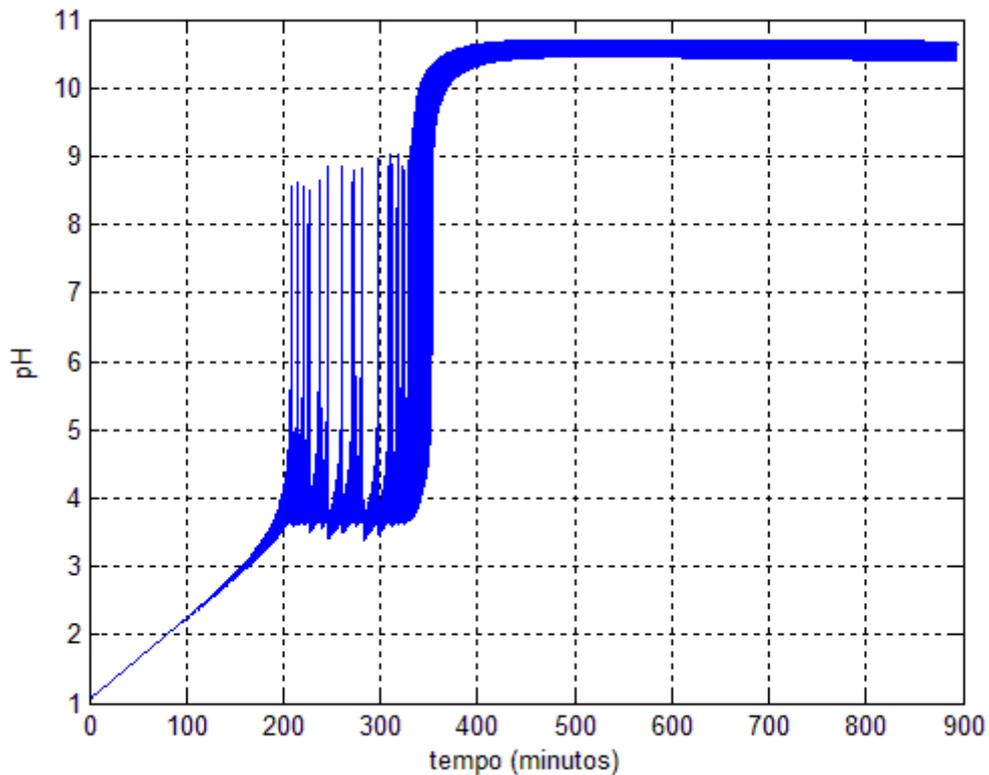


Figura 4.7: Resposta do sistema com MAI 2, amostragem de 0,1 minuto e *setpoint* de pH=10.

Os resultados do controle através do CH, conforme a figura 3.20, foram mais satisfatórios, visto que apresentaram uma resposta mais uniforme, ou seja, sem uma oscilação não estacionária, conforme aparece nas figuras 4.3 e 4.4. Porém, o controle ainda só é possível com um período de aplicação impulsiva muito pequeno, menor que 2 minutos. As figuras 4.8 e 4.9 demonstram como o sistema reage à diminuição do período de amostragem, sendo que os períodos simulados foram de 2 minutos e 0,01 minuto, respectivamente.

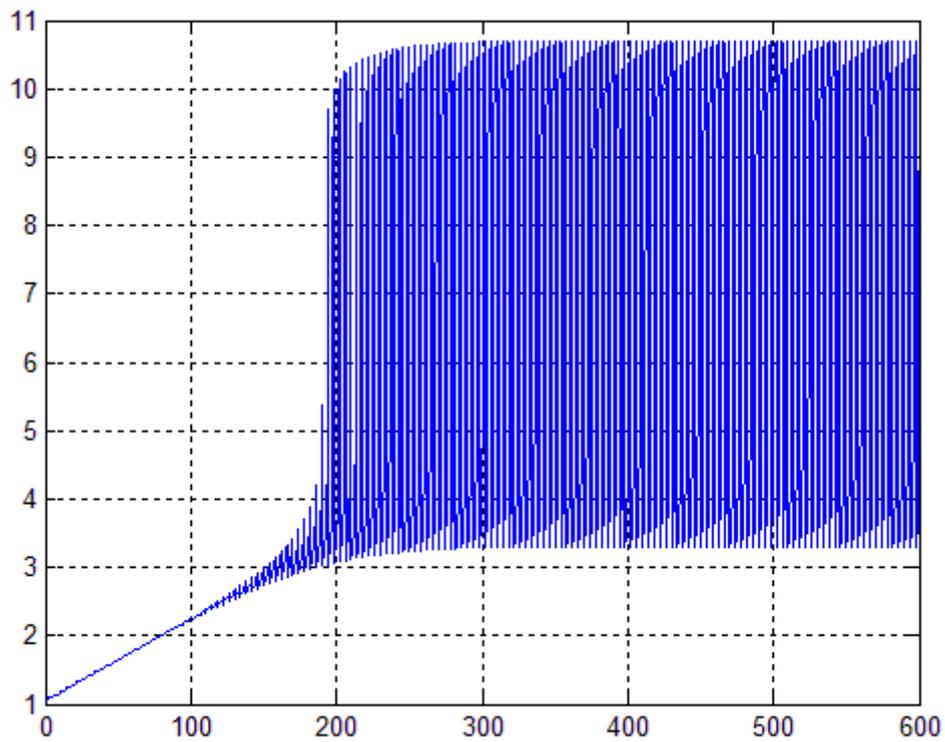


Figura 4.3: Resposta do controle com MAI 1 e período de amostragem de 2 minutos

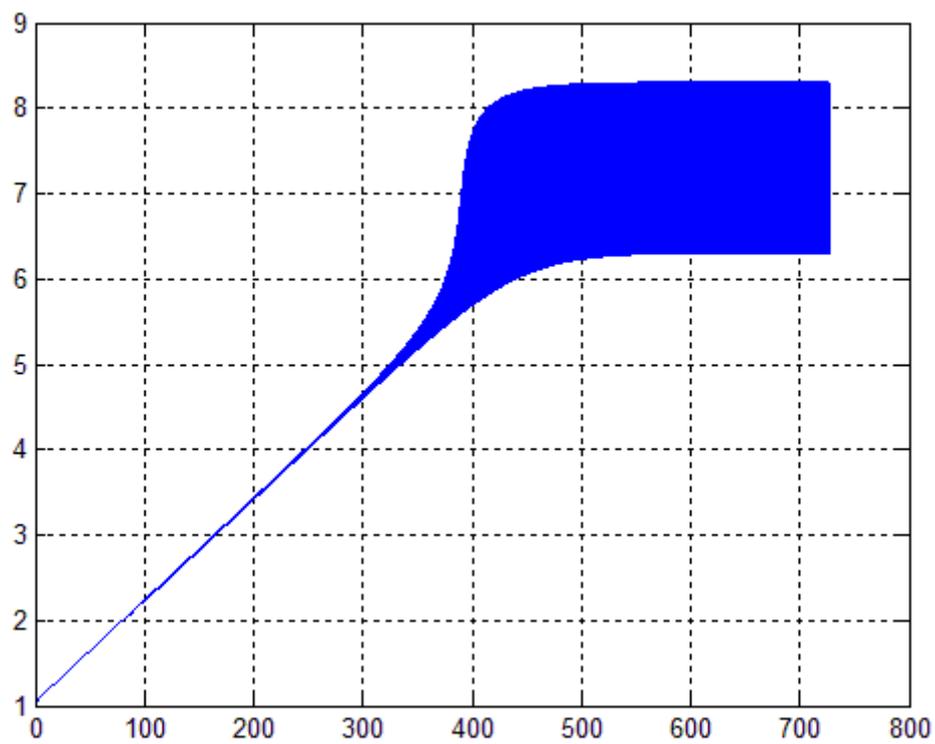


Figura 4.4: Resposta do controle com MAI 1 e período de amostragem de 0,01 minuto.

A partir das imagens 4.8 e 4.9, se demonstra que com um menor período de amostragem, o controle se torna mais eficiente. Isso, contudo, também demonstra que para um sistema com os parâmetros empregados, principalmente o tempo de residência do efluente, o controle é inviável. Um período de amostragem de 0,01 min é impraticável.

5 Conclusões e Trabalhos Futuros

Com este trabalho, se conclui que, embora um controle impulsivo com amostragem discreta em uma ETE seja possível na teoria, na prática ele é inviável. Vê-se que no modelo linearizado, embora com uma resposta inicialmente instável, há uma convergência após certo tempo, pelo menos para o caso do MAI 1.

Observou-se neste trabalho que existem muitas dificuldades no sistema de controle proposto. Conforme os resultados, a ação de controle contínua não enfrenta alguns problemas observados no método desenvolvido, como ação de controle descontínua, e um tempo de amostragem grande. Isso aparece nas respostas do sistema como bandas, como por exemplo, na figura 4.9, em vez de uma simples resposta, como na figura 3.11.

Observou-se pelos resultados que, quanto menor o período de amostragem do MAI, menor é a faixa de pH para a qual o sistema retorna. A impraticabilidade deste método para o modelo estudado neste trabalho se mostra pelo fato que apenas para um período de amostragem menor que 0,01 minuto consegue atingir uma resposta satisfatória. Deve-se observar, no entanto, que os resultados obtidos correspondem a um tempo de residência (V/F) no reator de aproximadamente 40 min, o que pode afetar a viabilidade do método. É possível que o método funcione para vazões menores de efluente, ou seja, com um tempo de residência maior. Na medida que menos efluente entra no reator, a variação de pH entre uma amostragem e ação de controle e outra será menor, podendo assim ser maior o tempo de amostragem.

Observou-se que um controle feito através da concentração de H^+ , em vez de diretamente pelo pH se torna mais eficiente, visto que a não linearidade é computada apenas depois da ação de controle. Observa-se isto entre as respostas do sistema na figura 4.3 e 4.8, onde para um mesmo período de amostragem, ocorrem comportamentos claramente distintos. Isso pode implicar que um controle de pH deve ser feito antes da aplicação do logaritmo na concentração de H^+ , pois isto tornará o controle menos oscilatório e mais rápido.

Para trabalhos futuros, podem-se estudar casos nos quais este método de ação de controle impulsivo com amostragem discreta seja praticável. Pode-se estudar também se para este mesmo modelo é possível um controle mais

eficiente através da concentração de ácido de entrada com pulsos de magnitude constante. Outro trabalho possível é estudar a interação do tempo de residência do efluente no reator com a eficiência de controle.

A continuidade de estudos no controle de parâmetros de ETEs, particularmente do pH é de suma importância. Não apenas a legislação ambiental deve ser cumprida, mas o pH é um fator decisivo para etapas de tratamento de efluente, como a precipitação de metais, eficiência de flotação, entre outros.

6 Referências

- BRASIL, Resolução CONAMA nº430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA.
- Ogata, K. (1987). *Discrete-time control systems*. Englewood Cliffs, N.J.: Prentice-Hall International.
- Del Castillo, E., & Hurwitz, A. M. (1997). Run-to-Run Process Control: Literature Review and Extensions. *Journal of Quality Technology*, 29, 184–196. Retrieved from <http://asq.org/qic/display-item/?item=11491>
- Goodwin, G. C., Leal, R. L., Mayne, D. Q., & Middleton, R. H. (1986). Rapprochement between continuous and discrete model reference adaptive control. *Automatica*, 22(2), 199–207. [http://doi.org/10.1016/0005-1098\(86\)90081-6](http://doi.org/10.1016/0005-1098(86)90081-6)
- Meng, X., & Chen, T. (2012). Optimal sampling and performance comparison of periodic and event based impulse control. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 57(12), 3252–3259. <http://doi.org/10.1109/TAC.2012.2200381>
- Kulkarni, B. D., Tambe, S. S., Shukla, N. V., & Deshpande, P. B. (1991). Nonlinear pH control. *Chemical Engineering Science*, 46(4), 995–1003. [http://doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)85092-C](http://doi.org/10.1016/0009-2509(91)85092-C)
- Rivadeneira, P. S., Ferramosca, A., & Gonzalez, A. H. (2017). Control Strategies for Non-zero Set-point Regulation of Linear Impulsive Systems. *IEEE Transactions on Automatic Control*. <http://doi.org/10.1109/TAC.2017.2776598>
- McAvoy, T. J., Hsu, E., & Lowenthal, S. (1972). Dynamics of pH in Controlled Stirred Tank Reactor. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 11(1), 68–70. <http://doi.org/10.1021/i260041a013>
- Oliveira-Esquerre, K. P., Seborg, D. E., Bruns, R. E., & Mori, M. (2004). Application of steady-state and dynamic modeling for the prediction of the BOD of an aerated lagoon at a pulp and paper mill Part I. Linear approaches. *Chemical Engineering Journal*, 104(1–3), 73–81. <http://doi.org/10.1016/j.cej.2004.05.011>

- Oliveira-Esquerre, K. P., Seborg, D. E., Mori, M., & Bruns, R. E. (2004). Application of steady-state and dynamic modeling for the prediction of the BOD of an aerated lagoon at a pulp and paper mill Part II. Nonlinear approaches. *Chemical Engineering Journal*, 105(1–2), 61–69.
<http://doi.org/10.1016/j.cej.2004.06.012>
- Sah, L., Rousseau, D., & Hooijmans, C. (2012). Numerical Modelling of Waste Stabilization Ponds: Where Do We Stand? *Water, Air, & Soil Pollution*, 223(6), 3155–3171. <http://doi.org/10.1007/s11270-012-1098-4>
- Busby, J. B. and J. F. Andrews (1973). Dynamic modelling and control strategies for the activated sludge process. Department Environmental Systems Engineering, Clemson university, Clemson, South Carolina.
- R.M. Tong, M.B. Beck, A. Latten, Fuzzy control of the activated sludge wastewater treatment process, *Automatica*, Volume 16, Issue 6, 1980, Pages 695-701, ISSN 0005-1098, [https://doi.org/10.1016/0005-1098\(80\)90011-4](https://doi.org/10.1016/0005-1098(80)90011-4).
- B. Holenda, E. Domokos, Á. Rédey, J. Fazakas, Dissolved oxygen control of the activated sludge wastewater treatment process using model predictive control, *Computers & Chemical Engineering*, Volume 32, Issue 6, 2008, Pages 1270-1278, ISSN 0098-1354, <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2007.06.008>.