UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

NATALIA CRISTINA BORGES BENATTO

Controle de Oxigênio Dissolvido e pH para Aplicação em Sistemas de
Tratamento de Esgoto

SÃO CARLOS

2012

NATALIA CRISTINA BORGES BENATTO

**Controle de Oxigênio Dissolvido e pH para Aplicação em Sistemas de
Tratamento de Esgoto**

Dissertação apresentada a Escola de Engenharia
de São Carlos, da Universidade de São Paulo,
como parte dos requisitos para obtenção do título
de Mestre em Ciências, Programa de Engenharia
Hidráulica e Saneamento

Orientador: Nivaldo Aparecido Corrêa.

VERSÃO CORRIGIDA

São Carlos, SP

2012

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO,
POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS
DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

B456c Benatto, Natália Cristina Borges
Controle de Oxigênio Dissolvido e pH para aplicação
em sistemas de tratamento de esgoto / Natália Cristina
Borges Benatto; orientador Nivaldo Aparecido Corrêa.
São Carlos, 2012.

Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação
em Engenharia Hidráulica e Saneamento -- Escola de
Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo,
2012.

1. Controle de processos. 2. Tanque de aeração. 3.
pH. 4. QDMC. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Bacharel **NATÁLIA CRISTINA BORGES BENATTO**.

Título da dissertação: "Controle de oxigênio dissolvido e PH para aplicação em sistemas de tratamento de esgoto".

Data da defesa: 18/10/2012

Comissão Julgadora:

Resultado:

Prof. Dr. **Nivaldo Aparecido Corrêa - (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Aprovado

Prof. Dr. **Luiz Antonio Daniel**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

APROVADO

Prof. Dr. **Ronaldo Guimarães Corrêa**
(Universidade Federal de São Carlos/UFSCar)

aprovado

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento:

Prof. Titular **Edson Cezar Wendland**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:

Prof. Titular **Denis Vinicius Coury**

Agradecimentos

Agradeço a Deus por me conceder muitas coisas boas em minha vida e por estar sempre comigo.

Aos meus pais, Maurício Fernando Benatto e Isabel Cristina Borges Benatto pelo amor, carinho, dedicação e por sempre me apoiar, estando comigo em todos os momentos.

Ao meu orientador, Nivaldo Aparecido Corrêa, pela orientação, pelo aprendizado, pela compreensão e pela amizade.

Às minhas irmãs, Fernanda e Carolina pela amizade, amor e que mesmo de longe nunca foram ausentes.

Ao meu namorado Leonardo, pelo amor, pela compreensão e ajuda nos momentos difíceis.

Ao meu amigo, Narumi Abe, pela compreensão, pela paciência e pela ajuda concedida quando eu mais precisei, através de seus conhecimentos.

Aos amigos criados em São Carlos, Amanara, Livia, Narumi, Ana Maria, Jaqueline e todos aqueles que de alguma maneira deixaram sua marca, pelos momentos de descontração.

Aos amigos que mesmo de longe estiveram sempre por perto, Jacqueline, Fernanda, Ana Paula, Amanda, Thaís, Larissa Q., Larissa M. e todos os outros.

Aos professores e aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento (SHS), pela colaboração e apoio na realização do trabalho.

À Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) e ao Departamento de Hidráulica e Saneamento pela oportunidade de realização do curso de mestrado e pela sua infra-estrutura.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pela concessão da bolsa de mestrado.

Por fim, a todos que de alguma maneira contribuíram para a realização e finalização deste trabalho.

Resumo

O tratamento de efluentes através de processos de lodos ativados destaca-se dentre os diversos métodos de tratamento de águas residuárias devido a uma série de fatores, tais como a área reduzida e alta eficiência na remoção de poluentes. O tratamento por lodos ativados é composto por um tanque de aeração e um decantador secundário. No tanque são fornecidas condições adequadas, como a injeção de oxigênio por difusores de ar, que aumentam a velocidade da degradação da matéria orgânica, tornando assim o processo mais eficiente. Apesar da eficácia do método, o uso deste tipo de tanque demanda grande consumo de energia, tornando necessária a criação de medidas de supervisão e controle das principais variáveis de processo de modo que torne o tratamento eficiente. O presente trabalho visou contribuir com experimentação de controle de pH e oxigênio dissolvido em um tanque de aeração. O sistema de controle foi implementado com controle preditivo (QDMC) aplicado sobre um processo de aeração e correção de pH no tanque aerado, a fim de garantir um nível adequado de oxigênio dissolvido e pH necessários à remoção de poluentes de forma automática. A principal conclusão alcançada é que o controle QDMC no processo em questão se revelou estável e robusto.

Palavras-chave:

controle de processo, tanque de aeração, pH e QDMC.

Abstract

The wastewater treatment using activated sludge processes stands out among the various methods of wastewater treatment due to a number of factors, such as reduced area and high efficiency in removing pollutants. The activated sludge treatment comprises one aeration tank and a secondary sedimentation tank. Suitable conditions are provided in the tank, such as the injection of oxygen for air diffusers which increase the rate of degradation of organic material, making the process more efficient. Despite the efficacy of the method, using this type of tank demand large power consumption, making it necessary to provide measures for supervision and control of the key process variables so that the processing becomes efficient. This study aims to contribute to experimentation control pH and dissolved oxygen in an aeration tank. The control system was implemented with predictive control (QDMC) applied to a process of aeration and pH correction tank aerated, to ensure an adequate level of dissolved oxygen and pH required to remove pollutants automatically. The main conclusion reached is that the control QDMC the proceedings proved stable and robust.

Keywords:

process control, aeration tank, pH and QDMC.

LISTA DE FIGURAS

1	Lodos ativados convencional: tanque de aeração seguido de decantador secundário	29
2	Variação no tempo da entrada e da saída de processo (a) não-controlado e (b) controlado	37
3	Resposta ao degrau na variável manipulada	46
4	Planta experimental do tanque de aeração com a disposição do sistema para aquisição de dados e controle	56
5	Rotâmetro usado para medir a água afluyente	57
6	“Manifold” de PVC usado na distribuição do ar na água	57
7	“Manifold” de PVC em operação	58
8	Sensor de O.D. e de pH	59
9	Transmissor de OD	59
10	Condicionador de sinais A/D.....	60
11	Válvula de controle de dosagem básica.....	60
12	Circuito de atuação da válvula de controle para dosagem de base.....	61
13	Circuito Integrado de servo motor NJM2611 para posicionar a válvula.....	61
14	Transmissor de pH baseado no amplificador operacional PL062.....	62
15	Dosador de Na_2SO_3	62
16	Circuito para atuação da válvula.....	63
17	Circuito pHmetro	64
18	Curva de calibração do medidor de vazão, tubo de Pitot.....	65
19	Curva de calibração do pH	66
20	Curva de calibração da vazão de alimentação de base	67
21	Comportamento de OD após degrau positivo na rotação do soprado.....	71
22	Comportamento de OD após degrau negativo na rotação do soprador.....	72
23	Comportamento de pH após degrau positivo na alimentação de solução alcalina.....	72
24	Comportamento de pH após degrau negativo na alimentação de solução alcalina	73
25	Teste simulado do modelo ajustado do processo em malha fechada com o controlador QDMC para sintonia de controle. Teste servo de mudança de set-points no OD de 5,5 mg/L para 7,0 mg/L e no pH de 8,7 para 7,9	75
26	Teste de mudança de set-point em pH (400s) e em OD (300s)	76
27	Teste de mudança de set-point em pH (600s) e em OD (400s)	77
28	Teste de mudança de set-point em pH (300s) e em OD (1000s)	77

LISTA DE TABELAS

1	Calibração da Vazão de ar	65
2	Calibração do pHmetro	66
3	Valores de k , τ , θ obtidos no ajuste do modelo de processo	74

LISTA DE SÍMBOLOS

Siglas

<i>ETE</i>	Estação de Tratamento de Esgoto
<i>DQO</i>	Demanda Química de Oxigênio
<i>pH</i>	Potencial Hidrogeniônico
<i>OD</i>	Oxigênio Dissolvido (mg/L)
<i>DBO</i>	Demanda Bioquímica de Oxigênio
<i>CONAMA</i>	Conselho Nacional do Meio Ambiente
<i>QDMC</i>	Quadratic Dynamic Matrix Control
<i>PID</i>	Proporcional, Integrativo, Derivativo
<i>MBC</i>	<i>Model Based Control</i>
<i>PI</i>	Proporcional, Integrativo
<i>MPC</i>	<i>Model Predictive Control</i>
<i>MIMO</i>	<i>Multiple Input – Multiple Output</i>
<i>DMC</i>	<i>Dynamic Matrix Control</i>
<i>QDMC</i>	<i>Quadratic Dynamic Matrix Control</i>
<i>CETESB</i>	Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental
<i>IQA</i>	Índice de Qualidade da Água
<i>AI</i>	Aeração Intermitente
<i>ORP</i>	Potencial de oxi-redução
<i>GPC</i>	Controle Preditivo Generalizado
<i>NARMAX</i>	<i>Non-Linear Auto-Regressive Moving Average with Exogeneous Input</i>
<i>CRHEA</i>	Centro de Recursos Hídricos e Ecologia Aplicada
<i>EESC</i>	Escola de Engenharia de São Carlos
<i>USP</i>	Universidade de São Paulo
<i>PVC</i>	Policloreto de Vinila
<i>A/D</i>	Analógico/Digital
<i>DC</i>	Corrente Direta
<i>PWM</i>	Modulação de Pulso de Voltagem
<i>QP</i>	<i>Quadratic Programming</i>

Variáveis

Na_2SO_3	Sulfito de Sódio
$NaOH$	Hidróxido de Sódio
O	Oxigênio
N	Nitrogênio
H	Hidrogênio
$\frac{dC}{dt}$	Taxa de Transferência de Oxigênio [$mg \cdot L^{-1} \cdot s^{-1}$]
k_{La}	Coeficiente Volumétrico Global de Transferência de Oxigênio [s^{-1}]
C_s	Concentração de Saturação de Oxigênio Dissolvido no Líquido [$mg \cdot L^{-1}$]
C_0	Concentração Inicial de Oxigênio Dissolvido [$mg \cdot L^{-1}$]
C	Concentração de Oxigênio Dissolvido no Líquido [$mg \cdot L^{-1}$]

r_m	Velocidade da Ação Enzimática Microbiana [$mg \cdot L^{-1} \cdot s^{-1}$]
$DBO_{5,20}$	Demanda Bioquímica de Oxigênio de 5 dias a 20°C
$u_{\min}$	Limite Mínimo para a Variável Manipulada
$u_{\max}$	Limite Máximo para a Variável Manipulada
u	Variável Manipulada
$\Delta u_{\min}$	Movimento Mínimo de Controle
$\Delta u_{\max}$	Movimento Máximo de Controle
Δu	Movimento de Controle
y	Variável Controlada
$\hat{y}_{k+1}$	Valor Predito para a Variável Controlada no Tempo $k + 1$
$\hat{y}_k$	Valor Predito para a Variável Controlada no Tempo k
h_i	Coefficiente da Resposta ao Pulso Unitário no i -ésimo Intervalo de Tempo Discreto
Δu_{k+1-i}	Ação Controladora no Tempo $k + 1 - i$
N	Número de Termos da Sequência de Resposta ao Degrau ou Horizonte do Modelo
R	Horizonte de Predição
y_k	Variável Controlada no Instante k
j	$\forall j = [1, R]$
y_k^c	Predição Corrigida da Variável Controlada no Tempo k
y_{k+j-1}	Valor Medido da Variável Controlada no Tempo $k + j - 1$
y_{k+j}^d	Valor Desejado para a Variável Controlada no Próximo Instante de Tempo
α^j	Velocidade de Aproximação ao “set-point”
y_k	Valor Medido para a Variável Controlada no Tempo k
y_k^{sp}	“set-point” da Variável Controlada
E_k	Erro entre o set-point da Variável Controlada e a Variável Controlada
L	Horizonte de Controle
A	Matriz Dinâmica com Dimensão $R \times L$
$\hat{E}'$	Vetor que Representa o Desvio entre o “set-point” e a Predição da Variável Controlada
$J(\Delta u)$	Função Objetivo
A^T	Matriz Transposta
$(A^T \cdot A)^{-1} \cdot A^T$	Matriz Pseudo-Inversa
Q e R	Matrizes de Ponderação Definida e Positiva
G	Matriz Dinâmica
$\bar{y}$	Vetor de Respostas Passadas
x	Variável de Trabalho
N	Matriz $L \times L$ Triangular Inferior Unitária
v	Variável de Folga
μ e v	Vetores de Multiplicadores de Lagrange
Q_{ar}	Vazão de Ar (m^3/min)
qpH	Taxa de Alimentação de Base (L/min)

ΔP	Variação da pressão (mmHg)
Rot	Rotação do sobrador (rpm)
V	Tensão elétrica transmitida para o circuito da válvula (V)
a	Abertura da válvula (%)
τ	Constante do tempo no processo
k	Constante de ajuste
Y	Resposta ao estímulo [ppm]
Y_i	Estado estacionário inicial [ppm]
K	Ganho do processo [$\frac{ppm}{rpm}$]
A	Amplitude do degrau na variável de entrada [rpm]
t	Tempo [s]
θ	Tempo de atraso [s]

Unidades

ppm	Parte por milhão
$^{\circ}C$	Graus Celsius
g	Grama
mg	Miligrama
L	Litro
s	Segundos
rpm	Rotação por minuto
in	Polegadas

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	23
2 OBJETIVOS	27
3 REVISÃO DA LITERATURA	29
3.1 Lodos ativados	29
3.2 Oxigênio Dissolvido	30
3.2.1 Aeração	31
3.2.2 Transferência de Oxigênio	32
3.2.2.1. Fatores que afetam a transferência de oxigênio	35
3.3 Controle do processo de aeração	36
3.3.1. Controle de oxigênio dissolvido em sistema de aeração	38
3.4 pH (Potencial hidrogeniônico)	39
3.5 Aplicações com controladores clássicos e avançados em tratamentos de efluentes	40
3.3.2 Algoritmo de controle	44
3.3.2.1 Descrição do algoritmo de controle (Q)DMC	45
4 MATERIAIS E MÉTODOS	55
4.1 Montagem dos equipamentos	55
4.1.1 Válvula de Controle do pH	63
4.1.2 Sensor-transmissor do pH	63
4.2 Calibrações dos instrumentos	64
4.2.1 Calibração do medidor de vazão de ar	64
4.2.2 Calibração do pHmetro	65
4.2.3 Calibração do medidor da vazão da alimentação de solução alcalina	67
4.2.4 Calibração do medido de OD	68
4.3 Determinação da faixa operacional	68
4.4 Ajuste de modelo do processo	68
4.5 Controlador	69
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	71
6 CONCLUSÕES	79
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	81
ANEXO A – Código para determinação dos coeficientes de controle da válvula	85
ANEXO B – Degrau Positivo na Rotação do Soprador	86
ANEXO C – Degrau Negativo na Rotação do Soprador	87
ANEXO D – Degrau Negativo na Alimentação de Base	88
ANEXO E – Degrau Positivo na Alimentação de Base	89

1 INTRODUÇÃO

O crescimento populacional e o desenvolvimento da sociedade ao longo dos anos vêm intensificando a variedade e a quantidade de resíduos gerados. Esse fato exige a necessidade de aprimorar os processos nas estações de tratamento de esgoto (ETE), para atender ao melhoramento na qualidade do efluente despejado e ao incremento na quantidade desses. Atualmente, muitas ETEs ainda operam manualmente e não possuem planos ótimos operacionais, podendo ocasionar em um tratamento inadequado para o esgoto sanitário. Consequentemente, surgem problemas de adequação às normas ambientais vigentes e de contaminação de corpos d'água.

Uma estação de tratamento de esgoto tem várias fases de tratamento: tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário e tratamento terciário. É no tratamento secundário que ocorre a remoção de sólidos e matéria orgânica não sedimentáveis e em alguns casos, nutrientes como nitrogênio e fósforo. O tratamento de efluente consiste na remoção de poluentes de águas residuárias, através de processos físicos, químicos e biológicos. O processo físico remove material particulado em suspensão. O processo químico e o biológico visam remover os nutrientes, patógenos, substâncias tóxicas, redução de DQO e DBO. No processo biológico, a decomposição da matéria orgânica ocorre pelas bactérias já presentes no próprio efluente, deixando-o estáveis.

O tratamento biológico pode ser anaeróbico e/ou aeróbico. No tratamento anaeróbico a matéria orgânica no afluente é biodegradada por bactérias na ausência de oxigênio, gerando gás sulfídrico, metano, dióxido de carbono, amônia e fosfatos, sendo alguns causadores de odores desagradáveis. No tratamento aeróbico a biodegradação é mais rápida e ocorre na presença de oxigênio, gerando gás carbônico, água, nitratos e sulfatos, substâncias inofensivas e úteis à vida vegetal.

Dentre os tratamentos aeróbicos, o lodo ativado é um dos mais aplicado, pois necessita de pouca área e tem alta eficiência na remoção de poluentes orgânicos e nutrientes. O sistema de lodos ativados é composto por um tanque de aeração e um decantador secundário. No tanque são fornecidas condições ideais, como a injeção de oxigênio por difusores de ar, que aumentam a velocidade da degradação da matéria orgânica, tornando assim o processo mais eficiente. Nesta etapa, é gerada uma biomassa ou lodo, que sedimenta no decantador secundário. Após a sua sedimentação, a biomassa, composta por alta concentração de

bactérias, é recirculada ao tanque de aeração, acelerando o processo de digestão da matéria orgânica. O lodo excedente do decantador secundário é descartado no leito de secagem e a água clarificada pode ser disposta no corpo receptor sem alterar muito a sua qualidade.

Os fatores que influenciam o tratamento biológico por lodos ativados são: pH, oxigênio dissolvido, temperatura e nutrientes. O pH deve ser mantido entre 6,0 e 8,0, pois se este for abaixo de 6,0 haverá formação de fungos e má sedimentação do lodo, já acima de 8,0, o lodo terá uma cor amarelo-marrom e a água terá uma turbidez elevada. O O.D. deve ser mantido entre 1 e 4 mg/L. A temperatura deve ser mantida entre 20 e 30°C. Para cada 100g de DBO é preciso de 5g de Nitrogênio e 1g de Fósforo. Contudo vem-se desenvolvendo tecnologias a fim de monitorar e controlar melhor estes fatores ou variáveis a fim de garantir a eficiência do tratamento, atendendo o Padrão de Lançamento de Efluentes estabelecido pela Resolução CONAMA 430/2011 (Brasil, 2011), e reduzir o custo operacional em sistemas aerados, já que estes sistemas são ávidos consumidores de energia.

Então, seguindo essa idéia para que a decomposição da matéria orgânica seja eficiente em ambientes com condições satisfatórias, o presente trabalho visou contribuir com experimentação de controle de pH e o O.D. em tanques de aeração. Os ensaios foram realizados no laboratório de Hidráulica Ambiental, onde foi adaptado um tanque para esse propósito. Utilizando-se água de abastecimento, o meio líquido foi desestabilizado retirando o oxigênio da água através da adição de sulfito de sódio (Na_2SO_3). Depois foi injetado o oxigênio na água através de uma tubulação localizada no fundo do tanque. A concentração de oxigênio dissolvido foi medida na saída do tanque através de um sensor. O pH, de modo semelhante, também foi medido na saída do tanque. As regulações foram feitas por alimentação de ar por bolhas através de turbo-compressor (soprador) e por alimentação de hidróxido de sódio (NaOH), através de válvula de controle. Os sensores, tanto do oxigênio quanto do pH, são conectados a um computador, no qual está instalado um programa que fez a aquisição do valor da concentração de oxigênio e o valor do pH na água. Na saída do computador foram implementados os sinais de regulação adequados, segundo os cálculos da rotina de controle. Um controlador do tipo preditivo, mais especificamente o QDMC (*Quadratic Dynamic Matrix Control*) foi utilizado. O estudo visa controlar e melhorar a operação de sistemas de tratamento de efluentes, garantindo a eficiência do tratamento e

reduzindo os custos de operação, e projetar e acoplar sensores e atuadores em um esquema apropriado.

2 OBJETIVOS

O objetivo do projeto foi desenvolver um sistema experimental com controle preditivo (QDMC) aplicado sobre um processo de aeração e correção de pH em um tanque com borbulhadores, a fim de garantir, de forma automática, as correções no suprimento de oxigênio e o pH do meio mantendo-os em nível adequado ou desejado.

Objetivos associados:

- Construção e implementação de sensores e de atuadores em um esquema apropriado para buscar a melhor qualidade da água em tratamento de esgoto.
- Determinação dos parâmetros do modelo de primeira ordem que caracteriza a dinâmica do processo de aeração e de correção do pH em um tanque com difusores de ar e válvula de alimentação de solução alcalina.
- Implementação do controlador avançado do tipo QDMC para sistemas de aeração por ar difuso e alimentação de solução alcalina com regulações por meio de atuadores, em tanques de aeração, mostrando a viabilidade de sua aplicação em sistemas de tratamento de efluentes.

3 REVISÃO DA LITERATURA

Este capítulo traz uma revisão sobre os trabalhos recentes pertinentes sobre o problema estudado e a fundamentação teórica necessária para a realização das atividades.

3.1 Lodos ativados

Um modelo clássico de lodos ativados é composto por um tanque de aeração seguido de decantador secundário com recirculação de lodo, mostrado na Figura 1.

Figura 1 - Lodos ativados convencional: tanque de aeração seguido de decantador secundário. (Fonte: SOARES, 2010.)

Para tentar controlar a vazão afluyente no esgoto industrial, um tanque de equalização antes do tanque de aeração é construído. Já no tratamento de esgoto sanitário, a construção de várias estações elevatórias na rede coletora de esgoto, permite manter a vazão constante, pois ela varia muito ao longo do dia.

A remoção da matéria orgânica em lodos ativados ocorre pelas bactérias que crescem no tanque de aeração, formando uma biomassa que será sedimentada no decantador secundário. Para aumentar a eficiência do sistema, parte do lodo do decantador secundário é recirculada para o tanque de aeração e parte vai para disposição final. No tanque de aeração, pode ocorrer a reação de nitrificação, onde o oxigênio é consumido, oxidando o nitrogênio amoniacal em nitritos e nitratos. Esse oxigênio é fornecido por uma tubulação no fundo do tanque (aeração por ar difuso) ou por turbilhonamento do meio líquido facilitando a entrada do ar atmosférico no meio (aeradores mecânicos superficiais). Uma das vantagens, além da eficiência na remoção de matéria orgânica em curto tempo e a pequena área utilizada, é a quase não geração de maus odores.

A nitrificação é um processo biológico que ocorre naturalmente em condições aeróbias onde converte amônia em nitrito e nitrito em nitrato, porém caso falte oxigênio, o pH esteja baixo, tenha pouca biomassa ou alguma substância tóxica, terá que ser feito o controle destes fatores. Portanto, é muito importante que esse processo seja operado corretamente, pois requer alta quantidade de oxigênio (4,6 mg O₂/mg N amoniacal), o qual tem influência direta sobre a velocidade e a taxa de nitrificação (7,14mg de alcalinidade/mg de N-NH₄ oxidado), do contrário, o pH do meio pode chegar a níveis tóxicos e inibir a nitrificação. Portanto, o pH é também um fator decisivo na eficácia do processo. Por exemplo: o ácido nitroso não dissociado ocorre em pH abaixo de 7 inibindo a Nitrobacter, e em pH acima de 8,5, a amônia livre causa inibição das Nitrossomas, que são bactérias responsáveis pela transformação de nitrogênio (FERREIRA, 2000). Segue abaixo as reações de nitrificação:

Já a desnitrificação, que é um processo que converte o nitrato e nitrito em nitrogênio gasoso, através da oxidação da matéria orgânica presente no efluente, necessita de um ambiente anóxico, ausência de oxigênio e presença de nitrato. Porém em lodos ativados, há microrganismos desnitrificadores, que devido ao seu caráter facultativo, podem usar o oxigênio ou nitrato como receptor de elétrons. Segue abaixo a reação de desnitrificação:

3.2 Oxigênio Dissolvido

O oxigênio dissolvido (OD) é importante para os seres aeróbios, que vivem na presença dele. O oxigênio dissolvido é consumido por bactérias durante a estabilização da matéria orgânica (oxidação da matéria orgânica). Elas consomem-no pelo processo de respiração, podendo causar a redução da concentração do OD ao meio. Outras formas de consumo de OD ocorrem através da nitrificação (oxidação da amônia a nitrato) e da demanda bentônica (lodo de fundo). Se o seu consumo for exorbitante, ocorrerá a morte de seres

aquáticos, inclusive os peixes. E ainda se o consumo do OD for total, o meio passa a ser anaeróbico e pode causar odores. Portanto, o OD é um dos parâmetros de caracterização de poluição das águas por despejos orgânicos (VON SPERLING, 2005).

A geração de oxigênio dissolvido ocorrerá pela dissolução do oxigênio atmosférico, por aeração artificial e por organismos fotossintéticos.

A sua medição é utilizada para caracterização dos corpos d'água e em controle operacional de estações de tratamento de esgotos. Nas estações de tratamento de esgoto, deve-se controlar a quantidade de oxigênio dissolvido nos reatores dos sistemas aeróbios. Já nos corpos d'água, a quantidade de OD vai variar de acordo com a altitude, a temperatura e quantidade de matéria orgânica. Se a quantidade de OD for maior que a concentração de saturação, indica presença de algas no corpo d'água. No entanto, se a concentração de OD for muito menor que a concentração de saturação, indica presença de matéria orgânica, provavelmente vinda de esgoto (VON SPERLING, 2005).

3.2.1 Aeração

O processo de dissolver oxigênio de maneira forçada (aeração ou reaeração) é então usado em tratamentos de efluentes líquidos, com a finalidade de reduzir custos operacionais e de buscar maior eficiência operacional. A aeração artificial pode ser feita através da aeração por ar difuso, que ocorre através da introdução de ar ou oxigênio no meio líquido ou através da aeração superficial ou mecânica onde se causa um turbilhonamento, expondo o líquido ao ar, fazendo com que o ar entre no meio líquido. Na aeração mecânica, segundo MALINA apud VON SPERLING (1997), os principais mecanismos de transferência de oxigênio são a transferência do oxigênio atmosférico às gotas e finas películas de líquidos aspergidos no ar, transferência do oxigênio na interface ar-líquido e transferência de oxigênio por bolhas de ar transportadas da superfície ao seio da massa líquida. Na aeração por ar difuso, o sistema é composto por difusores submersos no líquido, tubulações distribuidoras e de transporte de ar e sopradores. O ar é introduzido ao fundo do tanque e o oxigênio é transferido ao meio líquido conforme a bolha sobe à superfície. Os sistemas de aeração se classificam pelos diferentes difusores, onde estes podem ter porosidade diferente e gerar tamanho de bolhas diferentes. Eles são classificados por: difusor poroso com bolhas finas e médias, difusor não poroso que

gera bolha grossa e ainda há outros sistemas como aeração por jatos, aeração por aspiração e tubo em U. (VON SPERLING, 2005)

Para melhor ocorrer a transferência do oxigênio para o meio líquido, são usadas bolhas de menor diâmetro, pois quanto menor a bolha de ar maior a área superficial disponível para a transferência de gases, com boa capacidade de mistura e elevada flexibilidade operacional através da variação da vazão do ar. Porém, os difusores podem colmatar pela precipitação de carbonatos, usados para equilibrar o pH, diminuindo a sua vida útil, a não ser que seja colocado um filtro de ar. As bolhas médias, geradas através de membranas ou tubos perfurados, assim como as bolhas finas tem boa capacidade de mistura, além de ter reduzidos custos de manutenção e poderem ou não precisar de filtros de ar. As bolhas grossas, geradas através de orifício, bocais ou injetores, não colmatam, portanto não necessitam de filtro de ar, têm baixos custos de manutenção e custos de implantação competitivos, mas apresentam baixa transferência de oxigênio e elevados requisitos de energia. Os aeradores por aspiração geram bolhas através de uma hélice que roda em alta velocidade na extremidade de um tubo vazado, a qual succiona o ar atmosférico de um orifício na extremidade superior do tubo. Este tipo de aerador não colmata, portanto não precisa de filtro de ar, tem manutenção relativamente simples, mas não possui tanta eficiência de oxigenação quanto a aeração mecânica ou de bolhas finas. (VON SPERLING, 2005).

3.2.2 Transferência de Oxigênio

A reoxigenação da água ocorre através da injeção de ar no meio líquido ou pela transferência de ar atmosférico à superfície do meio líquido. Através do balanço de massa é visto a variação de concentração de OD no meio líquido, quando misturado completamente.

Balanço de massa de OD:

$$\frac{dC}{dt} = k_{La} \cdot (C_s - C_L) \quad (5)$$

Sendo a condição inicial $t = 0 \rightarrow C_L = C_0$

Soluciona-se a equação diferencial (5):

$$C_L = C_s + (C_0 - C_s) \cdot e^{-k_{La} \cdot t} \quad (6)$$

Em que:

$$\frac{dC}{dt} = \text{taxa de transferência de oxigênio [mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}\text{]};$$

$$k_{La} = \text{coeficiente volumétrico global de transferência de oxigênio [s}^{-1}\text{]};$$

$$C_s = \text{concentração de saturação de oxigênio dissolvido no líquido [mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{]};$$

$$C_0 = \text{concentração inicial de oxigênio dissolvido [mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{]};$$

$$C_L = \text{concentração de oxigênio dissolvido no líquido [mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{]}.$$

Em tratamento aeróbio de águas residuárias, onde há substâncias orgânicas e inorgânicas, o processo de reoxigenação de oxigênio dissolvido ocorre de forma diferente, pois o OD é consumido por microrganismos decompositores na estabilização da matéria orgânica.

O coeficiente de transferência de oxigênio é determinado, normalmente, em relação à água livre de impurezas e em condições estáveis de temperatura e pressão. Porém em relação às águas residuárias, o parâmetro deve ser corrigido para as condições de operação do equipamento e que supra a demanda de oxigênio dissolvido.

Devido à presença de substâncias orgânicas e microrganismos decompositores destas, em sistemas aeróbios de tratamento de efluentes, VIESSMAN e HAMMER (1998) apresentam o seguinte balanço de massa para o oxigênio dissolvido no meio líquido:

$$\frac{dC}{dt} = k_{La} \cdot (C_s - C) - r_m \quad (7)$$

em que:

$$\frac{dC}{dt} = \text{velocidade de transferência do oxigênio [mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}\text{]};$$

$$k_{La} = \text{coeficiente volumétrico global de transferência de oxigênio [s}^{-1}\text{]};$$

$$r_m = \text{velocidade da ação enzimática microbiana [mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}\text{]}.$$

Este balanço de massa considera o consumo de oxigênio dissolvido através da estabilização da matéria orgânica presente no esgoto, pelos microrganismos decompositores.

O oxigênio é um fator limitante em processos aeróbios, pois os microrganismos dependem dele para digerir matéria orgânica, sendo que este, no meio, depende da solubilidade na água, da velocidade de transferência de massa gás-líquido e da velocidade de consumo.

Diversos fatores como temperatura, concentração de saturação de oxigênio na água, concentração instantânea do oxigênio na água, turbulência, dimensões e geometria do tanque e do sistema de aeração, influenciam a solubilidade do oxigênio na água, a passagem através da interface ar/água e a difusão do oxigênio na água. (GASSEN, 1977 apud CORRÊA, 2006).

O coeficiente global de transferência de oxigênio (k_La) é um parâmetro usado para dimensionar o tanque de aeração, sendo que este parâmetro significa a velocidade que o sistema de aeração transfere oxigênio para a água. Modelos teóricos ou semi-empíricos explicam o mecanismo de transferência da fase líquida para a gasosa.

Há três teorias que descrevem a transferência de massa entre a fase líquida e gasosa, discutida em SCHROEDER (1977), BARBOSA (1989), SHIAU (1995), que são:

- Teoria dos dois filmes: Essa teoria foi proposta por LEWIS e WHITMAN (1924), onde a interface gás-líquido possui dois filmes, um na fase líquida e outro na fase gasosa, que causam a resistência da transferência do gás para a fase líquida. Considera que não há escoamento nos filmes, ocorrendo transferência por difusão molecular. Considerando que não há acúmulo de massa no filme líquido e no gasoso, já que é muito pequeno, o fluxo de massa no filme líquido será igual ao fluxo de massa do filme gasoso. A teoria dos dois filmes é simples e utilizada como base para modelos avançados.
- Teoria da penetração: HIGBIE (1935) propôs a teoria da penetração, quando considerou o sistema de dois filmes na interface para um estado transiente, sendo a passagem pelo filme líquido a etapa controladora do processo de transferência de oxigênio. Quanto menor o tempo de contato, maior será a taxa de transferência de oxigênio.
- Teoria da renovação superficial: SHIAU (1995) ampliou a teoria da penetração, considerando que as porções do líquido estariam na interface por tempo finito e devido

à turbulência, o tempo de contato dos elementos líquidos estaria aleatoriamente distribuídos.

3.2.2.1.Fatores que afetam a transferência de oxigênio

Os fatores que afetam a transferência de oxigênio em sistemas de aeração por ar difuso são a temperatura, a presença de componentes orgânicos, turbulência, área de transferência, entre outros parâmetros como concentração de saturação e o coeficiente global de transferência massa.

Em estações de tratamento de águas residuárias, a variação do afluente afeta a operação. Em seu dimensionamento considera que os parâmetros físicos-químicos do efluente são constantes ao longo do tempo, mas isso não se torna efetivo durante a operação, pois quando é alterada a vazão da entrada, são alterados também os parâmetros de qualidade, de temperatura, de carga orgânica etc. Há também problemas dentro do processo de tratamento, como a má operação do sistema e os erros no dimensionamento hidráulico.

Segundo COSTA et al. (2003) apud SOARES (2010), o monitoramento realizado em uma indústria química do município de Belford Roxo, RJ, o efluente apresentava grande intervalo de valores para os parâmetros de qualidade, sendo que a DQO (Demanda Química de Oxigênio) variava entre 900 a 2100 mg/L e a DBO_{5,20} (Demanda Bioquímica de Oxigênio de 5 dias a 20°C) ficou entre 90 e 370 mg/L.

Um grande problema gerado nas ETEs é a variação de carga, que apresenta picos de vazão durante o dia e afeta os reatores, precisando que aumente a aeração em sistemas de aeração, o que implica em enormes gastos de energia e perda na eficiência do tratamento. Portanto, é necessário compensar o efeito dessa variação com um sistema de controle.

Em sistemas de lodos ativados, quando a concentração do oxigênio dissolvido estiver com o valor abaixo do desejado, ocorre a baixa remoção de poluentes, piora a sedimentabilidade do lodo, a turbidez se eleva devido ao floco mal formado e excesso de microrganismos filamentosos, e quando este valor estiver acima do desejado, ocorrerá aumento nos custos operacionais e quebra do floco devido à grande turbulência (VON SPERLING, 1997).

3.3 Controle do processo de aeração

Controlar um processo significa atuar sobre ele para atingir um objetivo. O controle pode ser feito em processos industriais, tratamento de água, tratamento de esgoto até em recursos hídricos, visando à qualidade da água e do produto final. É necessário controlar o processo para a segurança dos operadores, diminuindo riscos à vida ou à saúde. Um exemplo são os reatores que produzem gases inflamáveis, que requerem controle da temperatura e da pressão. O controle também é necessário para adaptar o processo a perturbações externas, para a estabilidade operacional, para a redução de impacto ambiental, para adaptação às restrições inerentes, para a otimização do processo alcançar o mínimo custo operacional e máximo lucro. O controle deve ser feito, pois existem leis e normas que exigem que os produtos tenham determinada qualidade para consumo final, tal que não prejudique a saúde do consumidor nem a fauna, flora e mananciais, visto que no tratamento de efluentes é necessário ter o controle de turbidez, cor, pH, oxigênio dissolvido, patógenos, entre outros.

Em uma estrutura de controle, podem existir vários elementos: um deles é o sensor, no caso, o de OD e pH, os que serão utilizados nesse trabalho. Sensor é um elemento de medida direta que produz um sinal capaz de ser convertido em sinal elétrico. Outro elemento de controle é o transdutor, que converte o sinal medido em elétrico em termos de voltagem, corrente ou ainda pneumático. Ainda pode haver o transmissor, que converte o sinal elétrico do transdutor para sinal padrão que possa ser enviado a longas distâncias. O controlador é a inteligência, representada por uma central do processamento matemático para converter o erro, entre a variável de saída e o seu valor desejado, em variável de entrada sob a lei do controle usada. O elemento final de controle recebe o sinal elétrico, relativo à variável manipulada, resultante do processamento no controlador, converte esse sinal no devido movimento mecânico (válvula, rotação do motor, energização para aquecimento, etc) (SEBORG, 1989).

Para controlar um processo deve-se definir quais as variáveis a serem controladas. No caso desse trabalho, propõe-se controlar duas variáveis importantes para a qualidade do tratamento de efluente: o oxigênio dissolvido (O.D.) e o potencial hidrogeniônico (pH).

Para levar à melhoria substancial no desempenho de estações de tratamento de águas residuárias, deve-se considerar o comportamento dinâmico e incorporar sistemas de controle modernos. Isto traz benefício como melhor confiabilidade, redução de custos operacionais e operação estável (ANDREW, 1974).

A fim de reduzir a variação na variável de processo a ser controlada, o controle de processo deve ser aplicado ao sistema. A Figura 2 representa o comportamento de um processo com variação na entrada sem controle e com controle, mostrando que espera-se uma redução na amplitude de oscilação do valor da variável controlada na saída do processo.

Figura 2 - Variação no tempo da entrada e da saída de processo (a) não-controlado e (b) controlado. Fonte: adaptado de ANDREWS, 1974.

Um grande desafio em controle de processos é determinar a alteração necessária na variável manipulada para que a variável controlada seja mantida próxima ao “set-point” estabelecido. Existem vários métodos de controle, como liga-desliga e métodos com algoritmos mais sofisticados com predição e adaptação. Em sistemas manuais de controle, o ser humano é quem faz a leitura da variável controlada na saída do processo, compara o valor desejado e atua sobre a variável manipulada. Este controle é chamado “feedback”, pois o controle é feito na entrada do sistema, após a leitura na saída do processo. Já em sistema automático de controle, ao invés de um ser humano, existe um controlador, que fará a comparação da leitura na saída do processo com o “set-point” e se houver alguma diferença, o controlador calcula a ação sobre a variável manipulada por meio de um algoritmo de controle, para que a variável controlada alcance o valor desejado. O controlador emite um sinal para o elemento final de controle atuar sobre o processo.

Para o desenvolvimento de uma estratégia de controle é importante que sejam analisadas algumas questões, segundo ANDREWS (1974):

- Quais variáveis devem ser medidas para iniciação de uma estratégia de controle? Deve-se considerar se a medição será realizada no afluente ou no efluente ao processo, no ambiente ou dentro do processo; as metodologias utilizadas, a frequência e a precisão devem ser consideradas, além da disponibilidade de instrumentação; a dinâmica do sistema também é importante e deve ser levada em consideração.
- Quais as ações de controle poderão ser realizadas? É importante considerar as limitações dos sistemas a serem controlados, principalmente em plantas já em operação, pois normalmente os sistemas são projetados sem considerações adequadas do comportamento dinâmico e das características operacionais; além disso, condições físicas do sistema podem limitar as ações de controle.
- Como a informação será transmitida do sensor para o controlador e do controlador para o elemento final de controle? Deveria ser uma questão simples de ser resolvida, mas muitas vezes a informação coletada nas plantas de tratamento de águas residuárias são apenas para registro o que impede o fechamento da malha de controle.
- Como a informação será processada de modo a determinar o tipo e amplitude da ação de controle necessária? São vários os algoritmos de controle e deve-se estudar qual deles irá atuar melhor sobre cada processo.

Outras questões relativas aos aspectos do projeto de um sistema de controle podem ser consultadas em obras como STEPHANOPOULOS (1983), SEBORG et al. (1989) e METCALF & EDDY (2003). Neste trabalho, controle do processo significa abordagem de controle automático do processo.

3.3.1. Controle de oxigênio dissolvido em sistema de aeração

O sistema de controle suprime a influência de distúrbios externos, assegura a estabilidade do processo e otimiza o rendimento do processo. Um sistema de controle automático de processos visa manter uma ou mais variáveis do processo próximos dos “set-points” e para isso é preciso atenuar ou anular o efeito dos distúrbios sobre as variáveis de interesse.

As variáveis manipuladas podem ser ajustadas pelas mãos de um operador ou por um mecanismo de controle automático, de modo que as variáveis controladoras alcancem os “set-

points” e anulem os efeitos dos distúrbios. As variáveis controladas são variáveis de saída, tendo seus valores mantidos próximos aos “set-points”.

No controle de sistemas de aeração, a principal variável controlada é a concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração, enquanto a variável manipulada correspondente estará relacionada com o fornecimento de ar/oxigênio. No caso de aeradores por ar difuso, a variável manipulada será a vazão de ar, que pode ser determinada pela abertura de uma válvula ou com a rotação de um soprador. Para aeradores mecânicos superficiais, uma possível variável controlada seria a frequência de rotação das pás.

A estrutura física básica para um sistema de controle de processos de aeração está apresentada na Figura 3. É um sistema em malha fechada com controlador por retroalimentação ou “*feedback*” (METCALF & EDDY, 2003).

3.4 pH (Potencial Hidrogeniônico)

O pH pode causar efeitos negativos em ecossistemas aquáticos se não controlado. Ainda determinadas condições de pH contribuem para precipitação de elementos químicos tóxicos, como metais pesados e podem também exercer efeitos sobre a solubilidade de nutrientes. Portanto, há uma faixa de pH que deve ser mantida, estabelecida pelo Resolução CONAMA 357/2005 (Brasil, 2005), a qual permite pequena variação próxima ao pH = 7,0. A CETESB calcula o IQA (Índice de Qualidade da Água), sendo um dos parâmetros o pH, que pode ser de 6 a 9 para controle da vida aquática. Em sistemas de tratamento de esgoto, o pH é uma variável muito importante, que deve ser controlado em sua neutralidade. A variação do pH neste sistema ocorre devido as bactérias degradadoras da matéria orgânica. No tratamento de efluentes industriais, as reações dependentes do pH são: a precipitação química de metais pesados e a oxidação química de cianeto que ocorrem em pH elevado; a redução do cromo hexavalente à forma trivalente e a oxidação química de fenóis, que ocorrem em pH baixo; a quebra de emulsões oleosas mediante acidificação; o arraste de amônia convertida à forma gasosa se dá mediante elevação de pH. Além disso, o pH é padrão de emissão de esgotos e de efluentes líquidos industriais na legislação federal e estadual. (PIVELLI e KATO, 2006).

Nos reatores aeróbios ocorre a nitrificação do esgoto. Esse processo é desejável, porém causa a redução do pH no meio, pois consome os alcalinos da água residuária. Em alguns casos é necessário o uso da alcalinização artificial (PIVELLI e KATO, 2006).

Para elevar o pH das águas os compostos mais utilizados são o hidróxido de sódio ou soda cáustica, pois tem elevada solubilidade que facilita a operação do sistema de dosagem; hidróxido de cálcio ou cal hidratada, pois é mais barato mas devido a sua baixa solubilidade e a presença de impurezas provoca corrosão; e o carbonato e bicarbonato de sódio ou barrilha, é a mais cara mas tem a vantagem de produzir o efeito tampão. A cal é mais vantajosa que a soda pois apresenta um íon cálcio, bivalente, podendo ser importante quando se deseja ocorrer a floculação ou alteração do pH. A barrilha é utilizada em reatores anaeróbios (PIVELLI e KATO, 2006).

Para abaixar o pH das águas normalmente são usados ácidos minerais (clorídrico e sulfúrico). O ácido clorídrico comercial é mais barato e mais recomendado em tratamento de esgoto, porém quando o efluente tratado tem presença de sulfato, ele pode ser reduzido a sulfeto em meio anaeróbio e causar odor, toxicidade e corrosividade. A concentração de sulfato é um padrão de emissão dos esgotos. Já o ácido clorídrico não é recomendado quando se tem problemas com o residual excessivo de cloreto nas águas (PIVELLI e KATO, 2006).

Em tratamento de água residuárias, o pH influencia nas cargas das mistelas, no processo de coagulação-floculação e também na precipitação química, na corrosão de tubulações e equipamentos, no crescimento de microrganismos nos sistemas biológicos de tratamento, na velocidade das reações e na toxidez de alguns compostos, como a amônia, sulfeto e cianeto. O pH deve estar estabilizado em valores constantes nos sistemas biológicos aeróbios e anaeróbios, pois tornam inativas as enzimas que catalisam os processos bioquímicos (NUNES, 1996).

Quando o esgoto industrial é tratado junto com o esgoto sanitário e o pH é muito alto, recomenda-se a aplicação do esgoto sanitário na entrada do reator biológico após a correção do pH do esgoto industrial.

3.5 Aplicações com controladores clássicos e avançados em tratamento de efluentes

LEE et al. (1998) usaram controlador proporcional-integral (PI) em sistema de controle automático de oxigênio dissolvido e pH em lodos ativados de indústrias de coque. Inicialmente foi testado em planta piloto e teve redução de 70% no consumo de energia dos aeradores superficiais que mantinham 2 mg/L de oxigênio dissolvido no tanque. Em escala real, o

controlador mostrou bom desempenho, mantendo valores próximos a 2mg/L no aerador e redução de 40 % no consumo de energia elétrica e melhoria na qualidade do efluente tratado.

CHEN et al (2001) investigaram o desempenho de um reator para a remoção simultânea de carbono e nitrogênio de água residuária sintética com um processo de aeração intermitente (AI) em tempo real e controle de oxigênio. Monitoraram o potencial de oxirredução (ORP) durante a operação. O perfil de tempo de ORP mostrou distintos pontos de viragem, que são diretamente relacionados com as mudanças no sistema químico e atividade biológica. O biorreator foi operado em duas estratégias de controle, controle determinado e controle em tempo real, para investigar as características do biosistema e a eficiência na remoção de carbono e nitrogênio. O processo de tratamento pode eficazmente evitar a fermentação em estado de anóxia sob o controle em tempo real. O tempo de ciclo foi reduzido em torno de 30%. Uma operação estável foi demonstrada, mesmo quando ocorreu uma perturbação muito grande da carga afluente. Concluiu-se que a tecnologia de controle de ORP para o fornecimento de oxigênio é viável em sistemas de tratamento de águas residuais.

RODRIGUES et al (2002) fizeram uma abordagem inovadora do Controle Preditivo Generalizado (GPC), com configurações tanto adaptativas e não adaptativas aplicadas a um processo em batelada alimentada de penicilina utilizando o método de planejamento fatorial completo. O controlador estabiliza o teor de oxigênio dissolvido através da manipulação da agitação. As variáveis de processo foram calculadas por um modelo matemático resolvido numericamente. Esta nova abordagem fornece o melhor conjunto de parâmetros, estimando o processo de ajuste, indicando qual parâmetro é mais importante e como seus valores são relacionadas com o índice de desempenho, bem como sua interação. Os parâmetros analisados foram: horizonte de previsão e controle, fator de supressão de movimento, a trajetória de referência e um fator integrante. Além disso, o desempenho robusto foi avaliado através da presença de ruído branco na medida, as diferentes ordens de polinômios do modelo interno, o tempo de atraso e os vários períodos de amostragem da variável controlada, e presença do polinômio interno. O desempenho alcançado com o controlador GPC em ambas as configurações adaptativa e não adaptativa foi melhor do que o controlador convencional PID e controlador preditivo DMC, sendo o controlador GPC muito mais estável e robusto, principalmente quando foram utilizados diferentes tempos mortos e períodos de amostragem, devido, provavelmente, à lentidão da resposta biológica e do tipo de erro causado pela estratégia de batelada alimentada que altera o valor da taxa de fluxo a cada 6 horas. Além

disso, a intrínseca do algoritmo GPC avançado leva em conta um modelo “input-output” interno, que, em ambas as configurações apresentaram bom ajuste e uma trajetória de referência para calcular a variável de controle.

CORRÊA et al. (2004), em leitos de secagem em escala real, mostraram que o controlador QDMC é bastante robusto para manter os valores estáveis das variáveis controladas e eficiente em limitar a operação do sistema dentro dos limites dos equipamentos.

CHACHUAT et al. (2005) aplicaram controle de aeração otimizado em uma estação de lodos ativados com aeração intermitente e mostraram que mesmo com controle em malha aberta, a eficiência de remoção de amônia e economia de energia são bastante significativos. Concluíram que houve redução de 37% da descarga de nitrogênio do ambiente e 27% do gasto de energia da estação e afirmaram ainda que um sistema em malha fechada pode alcançar resultados ainda melhores.

TRAORÉ et al. (2005) apresentaram e discutiram os resultados de controle de oxigênio dissolvido (OD) em uma estação piloto com diversos reatores em batelada com base em um ciclo de 8 horas de alimentação predefinido. Foram aplicados métodos clássicos on/off e PID. Devido ao caráter não-linear do processo, o ajuste de parâmetros PID foi muito difícil e os resultados obtidos mostraram um fenômeno de “dead-beat” em torno do set-point. Este fenômeno foi mais ou menos ampliado de acordo com a etapa do ciclo e o nível de poluição da água. Para conseguir o controle mais estável de OD foi feita uma estratégia lógica fuzzy, tendo em conta a etapa e a diferença entre a medida OD e do ponto de ajuste, melhorando as performances da ação de controle. Mostrou-se que utilizando o controlador fuzzy para o perfil de pH, é possível detectar claramente o pico de amônia durante a fase aeróbia. Concluíram que a lógica fuzzy mostrou ser uma sólida e eficaz ferramenta de controle de OD, fáceis de integrar em um sistema de monitoramento global para a gestão de custos.

CHOTKOWSKI et al. (2005) simularam testes de dois controladores em um sistema de lodos ativados com remoção de nitrogênio e fósforo, sendo um controlador preditivo por modelo não-linear e um controlador adaptativo por referência direta. O controlador adaptativo se mostrou mais simples para desenvolvimento, porém o controlador preditivo com modelo não-linear mostrou melhor desempenho e robustez.

EKMAN et al. (2006) sugeriram uma nova estratégia de controle da vazão volumétrica de aeração em um processo de lodos ativados e avaliaram um ponto de referência na estação

piloto. A estratégia de controle é tipo cascata que exige medições “on-line” da concentração de OD nos compartimentos aerados, através de sensores. As mudanças dos set-points de OD são indiretamente determinadas através do valor da corrente de carga na estação, pois a taxa de respiração é afetada pelo teor de substrato e nitrogênio nos compartimentos. Observou-se, então, que a essa estratégia de controle poderia reduzir o nitrato e amônia do efluente sem aumentar a energia gasta na aeração.

CARAMAN et al. (2007) aplicaram controle preditivo utilizando uma rede neural como modelo interno para controlar a concentração de substrato orgânico em um sistema de lodos ativados convencionais e mostraram que este é robusto para controle de oxigênio dissolvido, mesmo em diversas condições de operação, pois a concentração final do substrato no efluente estava enquadrada nos limites estabelecidos pela legislação.

Em uma pesquisa feita por Ndegwa et al. (2007), em que foram estudados as relações entre pH, oxigênio dissolvido e potencial de oxidação-redução (ORP), durante a baixa intensidade de aeração de águas residuárias de laticínios, observou-se através do monitoramento destes, que em geral com taxa de degradação é rápida. Os três parâmetros analisados, ORP, OD e pH, podem ser usados para definir a estabilização de águas residuárias de laticínios no processo de tratamento. Mostrou que o ORP e o OD diminuíram gradualmente durante a estabilização da matéria orgânica facilmente degradável. Os três parâmetros podem ser usados isoladamente ou em conjunto para o controle da estabilização da água residuária de laticínios.

Em um sistema de controle de pH com processo de neutralização com ácido sulfúrico e carbonato de cálcio, ÖSKAN et al. (2008) aplicaram controladores por matriz dinâmica. Um controlador usado foi com modelo linear, de resposta ao degrau, e outro controlador com modelo não-linear tipo NARMAX (sigla para “*Non-Linear Auto-Regressive Moving Average with Exogeneous Input*”). Conclui-se que o controlador com modelo não-linear apresentou melhores resultados que o controlador com modelo linear. No entanto, é importante que o modelo não-linear seja determinado corretamente. Do contrário, o controlador linear mais simples de implementar.

SOARES (2010) aplicou o controlador avançado do tipo QDMC que mostrou ser bastante robusto para aplicação em sistemas de aeração por ar difuso em canais de água, visto que as variáveis controladas acompanharam bem aos seus “set-points”, ajustando-se bem às diversas condições estabelecidas; existe a possibilidade de incorporação de restrições na

variável manipulada, preservando os equipamentos relacionados; foi possível a atuação diante de perturbações não previstas, ou seja, aquelas não controláveis; a sua robustez foi verificada, mesmo diante de um processo com não-linearidades e de respostas lentas quando da aplicação das perturbações. Concluiu que é viável realizar estudos para sua aplicação em sistema de tratamento de efluentes.

3.6 Algoritmo de controle

Controladores *feedback* podem atuar com algoritmos clássicos PID (Proporcional, Integral, Derivativo), como também com algoritmos que utilizam modelos do processo. O cálculo das ações no controle clássico PID é baseado na diferença entre a medida e o valor desejado da variável controlada. Já o controle MBC (*Model Based Control*) calcula as ações utilizando diretamente um modelo do processo.

CORRÊA (2006) demonstrou que o controle PID é satisfatório quando utilizado para o controle de processo de aeração em corpos d'água. Porém observou a necessidade de utilização de outros algoritmos para melhoria do controle do processo. Além disso, Corrêa et al. (2006) mostraram que o controle PI em processos de secagem (que fazem analogia aos processos de aeração) não é interessante por acarretar grandes diferenças na variável controlada, representadas por grandes sobre-elevações, indicando que estudar o MBC em processos de aeração pode ser uma alternativa interessante.

O controle preditivo com modelo MPC (*Model Predictive Control*) é uma das técnicas mais consagradas na indústria de processo, devido a robustez satisfatória para controle de múltiplas entradas e saídas (MIMO, *Multiple Input – Multiple Output*), aceitando inclusive restrições nas variáveis manipuladas e nas variáveis controladas.

CORRÊA et al. (2006) compararam diversos algoritmos de controle e concluíram que os algoritmos do tipo DMC (*Dynamic Matrix Control*) e QDMC (*Quadratic Dynamic Matrix Control*) possuem características específicas muito interessantes para aplicação em controle de processos de aeração.

O DMC é um algoritmo de controle multivariável sem restrições, desenvolvido por CUTLER e RAMAKER (1980). Segundo QIN e BADGWELL (2003), aspectos importantes desse algoritmo são:

- Utiliza modelo linear de resposta ao degrau;

- O objetivo da performance quadrática é sobrepor um horizonte de predição finito;
- O comportamento futuro da variável controlada é descrito seguindo o valor desejado o mais próximo possível;
- A solução ótima do problema de mínimos quadrados é computada como entrada da planta.

Para dar mais estabilidade para o processo, é interessante restringir os valores da variável manipulada dentro de uma faixa de trabalho aceitável. Essas restrições podem ser definidas como:

$$\mathbf{u}_{\min} \leq \mathbf{u} \leq \mathbf{u}_{\max} \quad (8)$$

$$\Delta \mathbf{u}_{\min} \leq \Delta \mathbf{u} \leq \Delta \mathbf{u}_{\max} \quad (9)$$

em que:

- $\mathbf{u}_{\min}$ = limite mínimo para a variável manipulada;
- $\mathbf{u}_{\max}$ = limite máximo para a variável manipulada;
- $\mathbf{u}$ = variável manipulada;
- $\Delta \mathbf{u}_{\min}$ = movimento mínimo de controle;
- $\Delta \mathbf{u}_{\max}$ = movimento máximo de controle;
- $\Delta \mathbf{u}$ = movimento de controle;

Para incorporar as restrições na variável manipulada é preciso utilizar uma técnica de otimização como a programação quadrática (QP - “*Quadratic Programming*”).

O QDMC foi descrito por GARCÍA e MORSHEDI (1986), que atribuíram uma programação quadrática ao DMC deixando explícitas as restrições em y (variável controlada).

3.6.1 Descrição do algoritmo de controle (Q)DMC

A formulação do algoritmo DMC parte de um modelo de convolução discreta dado por:

$$\hat{y}_{k+1} = \hat{y}_k + \sum_{i=1}^N h_i \cdot \Delta u_{k+1-i} \quad (10)$$

onde:

- $\hat{y}_{k+1}$ = valor predito para a variável controlada no tempo $k+1$;
- $\hat{y}_k$ = valor predito para a variável controlada no tempo k ;

h_i = coeficiente da resposta ao pulso unitário no i -ésimo intervalo de tempo discreto;

Δu_{k+1-i} = ação controladora no tempo $k+1-i$;

N = número de termos da seqüência de resposta ao degrau ou horizonte do modelo.

Os valores dos coeficientes da resposta ao pulso unitário são obtidos dando um degrau unitário na variável manipulada. A Figura 3 mostra como são obtidos esses coeficientes, possibilitando a construção da matriz dinâmica do processo.

Figura 3 - Resposta ao degrau na variável manipulada.

O controlador DMC busca minimizar o erro dentro do horizonte de predição (R), o qual será menor que o horizonte do modelo ($R < N$). Os valores da variável controlada obtido no processo (y_k) realimentam o controlador para que a predição seja corrigida recursivamente, gerando um valor corrigido para a variável controlada. Isso altera o modelo de convolução para:

$$y_{k+j}^c = y_{k+j-1} + \sum_{i=1}^N h_i \cdot \Delta u_{k+j-1} \quad (11)$$

onde:

$$j = 1, 2, \dots, R$$

y_{k+j}^c = predição corrigida da variável controlada no tempo $k + j$;

y_{k+j-1} = valor medido da variável controlada no tempo $k + j - 1$;

R = horizonte de predição.

Fazendo $y_k^c = y_k$ e substituindo cada equação (y_k^c) na equação do instante posterior (y_{k+1}^c), tem-se:

$$\left\{ \begin{array}{l} y_{k+1}^c = a_1 \cdot \Delta u_k + [y_k + P_1] \\ y_{k+2}^c = a_2 \cdot \Delta u_k + a_1 \cdot \Delta u_{k+1} + [y_k + P_2] \\ \vdots \\ y_{k+R}^c = a_R \cdot \Delta u_k + a_{R-1} \cdot \Delta u_{k+1} + a_{R-2} \cdot \Delta u_{k+2} + \dots + a_1 \cdot \Delta u_{k+R-1} + [y_k + P_R] \end{array} \right. \quad (12)$$

sendo:

$$a_i = \sum_{j=1}^i h_j ;$$

$$P_i = \sum_{m=1}^i S_m ;$$

$$S_m = \sum_{i=m+1}^N h_i \cdot \Delta u_{k+m-1} ;$$

Passando a Equação 12 para a forma matricial, tem-se:

$$\begin{bmatrix} y_{k+1}^c \\ y_{k+2}^c \\ \vdots \\ y_{k+R}^c \end{bmatrix}_{R \times 1} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & a_1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_R & a_{R-1} & \cdots & a_1 \end{bmatrix}_{R \times R} \cdot \begin{bmatrix} \Delta u_k \\ \Delta u_{k+1} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+R-1} \end{bmatrix}_{R \times 1} + \begin{bmatrix} y_k + P_1 \\ y_k + P_2 \\ \vdots \\ y_k + P_R \end{bmatrix}_{R \times 1} \quad (13)$$

Para saber qual será a ação de controle a ser implementada, é necessário conhecer o valor desejado para a variável controlada no próximo instante de amostragem, ou seja, saber qual será a trajetória de referência. Isto é implementado selecionando um “*set-point*” baseado em uma trajetória exponencial dado por:

$$y_{k+j}^d = \alpha^j \cdot y_k + (1 - \alpha^j) \cdot y_k^{sp} \text{ com } j = 1, 2, \dots, R \text{ e } 0 \leq \alpha < 1 \quad (14)$$

onde:

y_{k+j}^d = valor desejado para a variável controlada no próximo instante de tempo;

α^j = velocidade de aproximação ao “*set-point*”;

y_k = valor medido para a variável controlada no tempo k ;

y_k^{sp} = “*set-point*” da variável controlada, em k .

Fazendo a diferença entre a Equação 14 e a Equação 13, obtém-se:

$$\begin{bmatrix} y_{k+1}^d - y_{k+1}^c \\ y_{k+2}^d - y_{k+2}^c \\ \vdots \\ y_{k+R}^d - y_{k+R}^c \end{bmatrix}_{R \times 1} = - \begin{bmatrix} a_1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & a_1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_R & a_{R-1} & \cdots & a_1 \end{bmatrix}_{R \times R} \cdot \begin{bmatrix} \Delta u_k \\ \Delta u_{k+1} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+R-1} \end{bmatrix}_{R \times 1} + \begin{bmatrix} (1 - \alpha^1)E_k - P_1 \\ (1 - \alpha^2)E_k - P_2 \\ \vdots \\ (1 - \alpha^R)E_k - P_R \end{bmatrix}_{R \times 1} \quad (15)$$

onde:

$$E_k = (y_k^{sp} - y_k)$$

Como o DMC irá determinar o horizonte de controle (L), ele obterá os L movimentos futuros do controlador (Δu), sendo que o horizonte de controle é menor que o horizonte de predição ($L < R$). Essa estratégia faz com que o vetor Δu mude da dimensão $R \times 1$ para a

dimensão $L \times 1$, ou seja, haverá mais equações do que incógnitas no sistema de equações em (15).

A Equação 15 fica então como segue:

$$\begin{bmatrix} y_{k+1}^d - y_{k+1}^c \\ y_{k+2}^d - y_{k+2}^c \\ \vdots \\ y_{k+R}^d - y_{k+R}^c \end{bmatrix}_{R \times 1} = - \begin{bmatrix} a_1 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & a_1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_R & a_{R-1} & \cdots & a_{R-L+1} \end{bmatrix}_{R \times L} \cdot \begin{bmatrix} \Delta u_k \\ \Delta u_{k+1} \\ \vdots \\ \Delta u_{k+L-1} \end{bmatrix}_{L \times 1} + \begin{bmatrix} (1-\alpha^1)E_k - P_1 \\ (1-\alpha^2)E_k - P_2 \\ \vdots \\ (1-\alpha^R)E_k - P_R \end{bmatrix}_{R \times 1} \quad (16)$$

Pode-se reescrever a Equação 16, tendo:

$$\hat{\mathbf{E}} = -\mathbf{A} \cdot \Delta \mathbf{u} + \hat{\mathbf{E}}' \quad (17)$$

onde:

$\mathbf{A}$ = matriz dinâmica com dimensão $R \times L$;

$\hat{\mathbf{E}}'$ = vetor que representa o desvio entre o “*set-point*” e a predição da variável controlada;

O vetor $\hat{\mathbf{E}}'$ é calculado a partir da ação de controle passada e representa o desvio entre “*set-point*” e a predição da variável controlada. Na Equação 17 são obtidas R equações para encontrar L incógnitas.

A função objetivo $\mathbf{J}(\Delta \mathbf{u})$ do controlador DMC:

$$J(\Delta \mathbf{u}) = \hat{\mathbf{E}}^T \cdot \hat{\mathbf{E}} = (\hat{\mathbf{E}}' - \mathbf{A} \cdot \Delta \mathbf{u})^T \cdot (\hat{\mathbf{E}}' - \mathbf{A} \cdot \Delta \mathbf{u}) \quad (18)$$

A solução para a Equação 18 é dada por:

$$\Delta \mathbf{u} = (\mathbf{A}^T \cdot \mathbf{A})^{-1} \cdot \mathbf{A}^T \cdot \hat{\mathbf{E}}' \quad (19)$$

onde:

$(\mathbf{A}^T \cdot \mathbf{A})^{-1} \cdot \mathbf{A}^T$: matriz pseudo-inversa (PENROSE, 1956; GREVILLE, 1977, apud MARCHETTI et al., 1983).

Quando a matriz pseudo-inversa for mal condicionada, as ações de controle previstas podem resultar em movimentos bruscos da variável manipulada ($\Delta \mathbf{u}$). Uma alternativa é modificar o índice de performance inserindo uma matriz que penalize movimentos da variável manipulada (CUTLER e RAMAKER, 1980, apud MARCHETTI et al., 1983). Tem-se então uma nova função objetivo, dada por:

$$J(\Delta \mathbf{u}) = \hat{\mathbf{E}}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \hat{\mathbf{E}} + \Delta \mathbf{u}^T \cdot \mathbf{R} \cdot \Delta \mathbf{u} \quad (20)$$

onde:

$\mathbf{Q}$ e $\mathbf{R}$: matrizes de ponderação definida e positiva.

Conseqüentemente, tem-se uma nova solução:

$$\Delta \mathbf{u} = (\mathbf{A}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{A} + \mathbf{R})^{-1} \cdot \mathbf{A}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \hat{\mathbf{E}} \quad (21)$$

A Equação 23 fornece as ações controladoras em L instantes futuros para cada instante do presente. Porém o normal é implementar apenas o primeiro movimento da variável manipulada previsto, sendo que as previsões de ações controladoras são recalculadas sempre que ocorre uma amostragem na saída do processo.

Uma opção mais robusta e interessante para restringir os movimentos da variável manipulada é utilizar o QDMC. Ele utiliza as mesmas equações do DMC (Equação 17), porém na função objetivo aplica-se programação quadrática. A função objetivo então muda para o seguinte equacionamento:

$$J(\Delta \mathbf{u}) = \frac{1}{2} \cdot \hat{\mathbf{E}}^T \cdot \mathbf{Q}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \hat{\mathbf{E}} + \frac{1}{2} \Delta \mathbf{u}^T \cdot \mathbf{R} \cdot \Delta \mathbf{u} \quad (22)$$

A Equação 24 pode ser reescrita como:

$$J = \frac{1}{2} \cdot (y_{sp} - y)^T \cdot \mathbf{Q}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot (y_{sp} - y) + \frac{1}{2} \cdot \Delta \mathbf{u}^T \cdot \mathbf{R} \cdot \Delta \mathbf{u} \quad (23)$$

O problema inicial de minimização é representado então por:

$$\min_{\Delta \mathbf{u}} J = (\mathbf{y}_{sp} - \mathbf{y})^T \cdot \mathbf{Q}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot (\mathbf{y}_{sp} - \mathbf{y}) + \Delta \mathbf{u}^T \cdot \mathbf{R} \cdot \Delta \mathbf{u} \quad (24)$$

Sujeito às seguintes restrições nas variáveis manipuladas:

$$\begin{aligned} \Delta \mathbf{u}_{\min} &\leq \Delta \mathbf{u} \leq \Delta \mathbf{u}_{\max} \\ \mathbf{u}_{\min} &\leq \mathbf{u} \leq \mathbf{u}_{\max} \end{aligned} \quad (25)$$

Sendo que a variável controlada $\mathbf{y}$ é dada pelo modelo:

$$\mathbf{y} = \mathbf{G} \cdot \Delta \mathbf{u} + \bar{\mathbf{y}} \quad (26)$$

onde:

$\mathbf{G}$ = matriz dinâmica;

$\bar{\mathbf{y}}$ = vetor de respostas passadas.

Para encaixar o problema em um algoritmo QP, a função objetivo deve ser alterada na estrutura (continuando a mesma na essência) de modo que somente variáveis não negativas sejam introduzidas nos cálculos. Logo, a solução também será somente não-negativa. Introduce-se, então uma variável de trabalho $x \geq 0$ obtida da seguinte transformação:

$$x = \Delta \mathbf{u}_{\max} - \Delta \mathbf{u} \quad (27)$$

ou

$$\Delta \mathbf{u} = \Delta \mathbf{u}_{\max} - x \quad (28)$$

Assim, o modelo pode ser reescrito como:

$$\mathbf{y} = \mathbf{G} \cdot \Delta \mathbf{u}_{\max} - \mathbf{G} \cdot x + \bar{\mathbf{y}} \quad (29)$$

A função objetivo, após a modificação com essas variáveis, fica:

$$J = \left(y_{sp} - \mathbf{G} \cdot \Delta \mathbf{u}_{\max} + \mathbf{G} \cdot x - \bar{y} \right)^T \cdot \mathbf{Q}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \left(y_{sp} - \mathbf{G} \cdot \Delta \mathbf{u}_{\max} + \mathbf{G} \cdot x - \bar{y} \right) + (\Delta \mathbf{u}_{\max} - x)^T \cdot \mathbf{R} \cdot (\Delta \mathbf{u}_{\max} - x) \quad (30)$$

Após rearranjo das variáveis e simplificações, ela assume a seguinte forma:

$$J = \left[\left(y_{sp} - \bar{y} \right)^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{G} + \Delta \mathbf{u}_{\max}^T \cdot \mathbf{R} \cdot x \cdot \left(\mathbf{G}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{G} + \mathbf{R} \right) \right] \cdot x - \frac{1}{2} \cdot x^T \cdot \left(\mathbf{G}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{G} + \mathbf{R} \right) \cdot x \quad (31)$$

Em uma notação mais simplificada:

$$J = \mathbf{a}^T \cdot x - \frac{1}{2} \cdot x^T \cdot \mathbf{b} \cdot x \quad (32)$$

Quanto às restrições, elas também devem ser rearranjadas com a variável x , ou seja substituindo (28) em (25), tem-se:

$$\begin{aligned} x &\geq 0 \\ x &\leq \Delta \mathbf{u}_{\max} - \Delta \mathbf{u}_{\min} = r_1 \\ \mathbf{N} \cdot x &\leq \mathbf{N} \cdot \Delta \mathbf{u}_{\max} - \mathbf{u}_{\min} = r_2 \\ -\mathbf{N} \cdot x &\leq -\mathbf{N} \cdot \Delta \mathbf{u}_{\max} + \mathbf{u}_{\max} = r_3 \end{aligned} \quad (33)$$

onde:

$\mathbf{N}$ = matriz $L \times L$ (L – horizonte de controle) triangular inferior unitária.

Na forma matricial, tem-se:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{I} \\ \mathbf{N} \\ -\mathbf{N} \end{bmatrix} \cdot x \leq \begin{bmatrix} r_1 \\ r_2 \\ r_3 \end{bmatrix} \quad (34)$$

A Equação (34) é equivalente à:

$$\mathbf{A} \cdot x \leq r \quad (35)$$

Logo, o problema de otimização é colocado como:

$$\min_x J = \mathbf{a}^T \cdot x - \frac{1}{2} \cdot x^T \cdot \mathbf{b} \cdot x \quad (36)$$

onde:

$$\mathbf{a}^T = (y_{sp} - \bar{y})^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{G} - \mathbf{u}_{\min}^T \cdot \mathbf{b} \quad (37)$$

$$\mathbf{b} = \mathbf{G}^T \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{G} + \mathbf{R} \quad (38)$$

A Equação (36) está sujeita a Equação (35) tal que $x \geq 0$.

Note que $\mathbf{b}$ deve ser calculado apenas uma vez antes de iniciar o controle. Já $\mathbf{a}$ e r devem ser calculados “*on-line*” a cada intervalo de amostragem.

Faz-se necessário tornar a restrição da Equação (35) em uma restrição de igualdade com a introdução da “variável de folga” (relaxamento ou tolerância) não-negativa v , ou:

$$\mathbf{A} \cdot x + v = r \quad (39)$$

O valor ótimo de x é obtido pela solução de:

$$\begin{bmatrix} -\mathbf{b} & 0 & -\mathbf{I} & \mathbf{A}^T \\ \mathbf{A} & \mathbf{I} & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ v \\ \mu \\ v \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\mathbf{a} \\ r \end{bmatrix} \quad (40)$$

sendo:

μ e v = vetores de multiplicadores de Lagrange.

Dessa forma esta formulação está pronta para ser inserida em algum algoritmo de Programação Quadrática. O método usado nesse trabalho é o descrito por Sposito (1975), o

qual faz uma manipulação algébrica de pivotamento da matriz da Equação 40, transformando o problema de Programação Quadrática em um de Programação Linear. Para solução desse problema, insere-se no algoritmo o método Simplex. A formulação do QDMC, bem como testes, aplicações, estudos de robustez, comparação de performance e controle com restrição podem ser encontrada em RICKER (1985), GARCIA e MORSHEDI (1986), ZAFIRIOU e MARCHAL (1991), ALMEIDA NETO et al. (2000).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo descreve-se os materiais empregados e a metodologia proposta para o cumprimento dos objetivos, e foi dividido em: montagem dos equipamentos, calibração dos instrumentos, determinação da faixa operacional, ajuste do modelo do processo e controlador.

Um aerador por ar difuso de fluxos cruzados sem agitação mecânica e um sistema de dosagem de base foram acoplados num tanque de vidro e acrílico. Foi feita a calibração de todos os instrumentos utilizados no experimento e posteriormente foram realizados ensaios com diferentes variáveis manipuladas (Q e qpH), a partir de um degrau negativo e um degrau positivo aplicados nelas, em malha aberta, e obtendo-se as respostas para cada variável controlada ($O.D$ e pH). Com os dados obtidos em cada degrau em malha aberta, foi então adicionado em malha fechada, um controlador QDMC.

Os detalhes de cada etapa são descritos nas seções seguintes.

4.1 Montagem dos equipamentos

A planta experimental (Figura 4) foi instalada no Laboratório de Hidráulica Ambiental do Centro de Recursos Hídricos e Ecologia Aplicada (CRHEA), Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Um tanque de vidro e acrílico já existente no local foi adaptado para esse trabalho. Um aerador por ar difuso de fluxos cruzados sem agitação mecânica foi acoplado, bem como um sistema de dosagem de base. Para alimentação do tanque durante os ensaios foi usada água da rede de abastecimento. O tanque tem dimensões aproximadas de 1,5m de largura, 0,75m de profundidade e 3,57m de comprimento. Tem paredes de vidro e fundo de acrílico de 2,0cm de espessura apoiados por hastes.

Figura 4 - Planta experimental do tanque de aeração com a disposição do sistema para aquisição de dados e controle.

A vazão de entrada de água no canal é medida por um rotâmetro (Figura 5), mantida fixa em 17L/min e não havendo controle sobre ela. Os aeradores foram fixados em uma grade (“manifold”) de tubos PVC instalado no fundo (Figura 6). A grade contém tubos PVC de 0,5 in espaçados igualmente que cobrem toda a área útil do tanque. Os orifícios nas grades são igualmente espaçados à distância de 10 cm um do outro. A Figura 7 mostra um setor da rede de tubos com o borbulhamento ocorrendo. A água sai do tanque por transbordamento em um bocal apropriado.

Figura 5 – Rotâmetro usado para medir a água afluyente.

Figura 6 – “Manifold” de PVC usado na distribuição do ar na água.

Figura 7 – “Manifold” de PVC em operação.

A planta experimental possui um sensor de oxigênio dissolvido e outro de pH (Figura 8) instalados na saída do tanque de aeração. O sensor de OD está ligado a um transmissor (Figura 9) e a um condicionador de sinais (Figura 10) para adequação do sinal para entrada na interface A/D, acoplada no interior do microcomputador. O sinal é convertido e colocado à disposição para o controlador, que processa essa informação, calcula uma ação de controle e, através do conversor D/A, emite um comando para um inversor de frequência que regula a rotação do soprador de ar para controlar a vazão de ar do sistema de aeração. A vazão dosada da solução alcalina é realizada por uma válvula de controle (Figuras 11, 12 e 13). A válvula de controle e o sensor-transmissor de pH foram confeccionados no laboratório para o propósito deste trabalho. Um eletrodo comum de pH (tipo combinado, Figura 8 (dir.)) foi acoplado a um circuito amplificador de sinal baseado no Amplificador Operacional TL062 (Figura 14), usado para alta impedâncias, gerando um sinal modulado de 0 a 5 volts referente a 0-14 no potencial de hidrogênio. A válvula de controle foi elaborada com uma válvula esfera comum de 0,5 polegada com a manopla acoplada a um atuador elétrico de motor DC de 12 volts com redução, juntamente com um posicionador de resistência elétrica (potenciômetro linear). O posicionador é ajustado segundo o sinal gerado por um Circuito Integrado de servo motor NJM2611 (Figura 13), muito empregado em servos motores de modelismos e câmeras móveis. A comunicação entre o posicionador e o NJM2611 é feita por sinal PWM (modulação

de pulso de voltagem) gerado por um circuito secundário (Figura 12) baseado no temporizador 556. Neste temporizador 556 é realizado o comando de regulagem, segundo um sinal de 1- 5 volts, enviado pelo microcomputador.

Figura 8 – Sensor de O.D. (esq.) e de pH (dir.).

Figura 9 – Transmissor de OD

Figura 10 – Condicionador de sinais A/D.

Figura 11 – Válvula de controle de dosagem básica.

Figura 12 – Circuito de atuação da válvula de controle para dosagem de base.

Figura 13 – Circuito Integrado de servo motor NJM2611 para posicionar a válvula.

Figura 14 – Transmissor de pH baseado no Amplificador Operacional TL062

Para perturbar e diminuir a concentração de oxigênio dissolvido na água foi dosado sulfito de sódio (Na_2SO_3) na entrada do tanque, que pôde reduzir para até, aproximadamente, 1,77 ppm a concentração de oxigênio dissolvido (Figura 15).

Figura 15 – Dosador de Na_2SO_3

Para perturbar o pH foi adicionado NaOH, sendo sua vazão, controlada pela válvula confeccionada, medida por um rotômetro no final da tubulação.

O experimento foi realizado sempre em temperatura ambiente, não havendo controle em relação a esta variável.

4.1.1 Válvula de Controle do pH

A válvula de controle de pH e o circuito (Figura 17) que a ela está ligado, foram elaborados e construídos como propósito deste trabalho. Este circuito é dividido em 4 partes:

1ª Parte: Controle do Timer Duplo 556: Transforma o sinal de voltagem em pulso.

2ª Parte: Controle do Posicionamento NJM 2611.

3ª Parte: Mudança do sinal pelo circuito óptico através dos transistores.

4ª Parte: Ponte H feita com Rele para movimento do motor.

Figura 16 – Circuito para atuação da válvula.

4.1.2 Sensor-transmissor do pH

O eletrodo de pH foi acoplado a um circuito Amplificador Operacional TL062 (Figura 18), que gera um sinal modulado de 0 a 5 volts referente a 0-14 no potencial de hidrogênio.

Figura 17 – Circuito do pHmetro

4.2 Calibrações dos instrumentos

Todos os instrumentos foram calibrados para garantir qualidade e representabilidade das medidas.

4.2.1 Calibração do Medidor da Vazão de Ar:

O compressor foi ligado a um inversor de frequência e este ligado ao condicionador de sinais que foi então ligado a um computador. A calibração foi feita através da medição da pressão na corrente de ar por um Pitot centralizado no interior do tubo medidas em mmHg. Após transdução em uma célula capacitiva para 0-5 volts, o valor foi enviado à interface do computador. A comparação com o valor padrão foi feita com medição da velocidade do ar por um anemômetro de hélice. Segue as tabelas com os valores usados:

Tabela 1 – Dados para a calibração da Vazão de ar

ΔP (mm Hg)	Vazão (m ³ /s)	Rot. (rpm)	$\sqrt{\Delta P}$
0,008	0,024	1000	0,089
0,013	0,037	1500	0,114
0,025	0,051	2000	0,158
0,036	0,065	2500	0,190
0,053	0,08	3000	0,230
0,075	0,098	3500	0,274

Figura 18 – Curva de calibração do medidor de vazão, tubo de Pitot.

$$Q = 0,39\sqrt{\Delta P} - 0,0098 \quad (41)$$

$$R^2 = 0,9974 \quad (42)$$

4.2.2 Calibração do pHmetro

Os valores de tensão foram adquiridos através do condicionador de sinais. Após a estabilização foram anotados 15 valores de tensão e, então, feita a média, para assim obter a equação de calibração.

Tabela 2: Dados para a calibração do pHmetro

Medições	Tensões (V)			
	pH: 4,0	pH: 6,86	pH: 7,0	pH: 10
1	0,664	2,363	2,148	3,174
2	0,606	1,948	1,973	3,281
3	1,240	1,821	2,129	3,228
4	0,674	2,373	2,413	3,311
5	1,216	1,968	2,271	3,667
6	0,610	1,880	2,310	3,594
7	0,776	2,231	1,894	3,477
8	1,182	2,129	1,948	3,560
9	1,045	1,953	2,134	3,101
10	0,693	2,378	2,031	3,145
11	1,231	1,812	2,065	3,379
12	0,781	2,344	2,012	3,198
13	1,260	2,012	2,090	3,447
14	1,328	2,063	2,236	3,106
15	0,713	2,202	1,948	3,604
Média	0,935	2,098	2,107	3,351

Figura 19 – Curva de calibração do pH

$$\text{pH} = 1,718 + 2,467V$$

(43)

4.2.3 Calibração do Medidor da Vazão de Alimentação da Solução Alcalina

A calibração do medidor da vazão de alimentação alcalina foi realizada através da vazão da solução alcalina ($\text{NaOH} + \text{H}_2\text{O}$) medida pelo rotâmetro, localizado após a válvula, através da equação obtida no Octave (Anexo A). Alternativamente, foi feita a calibração de medição da tensão que chegava ao sistema eletrônico, em relação à abertura da válvula, onde se obteve a Equação 44. Por questão de sensibilidade, optou-se pela conversão da vazão com o sinal de voltagem dada pela Equação 45, obtida pelos dados apresentados na Figura 21.

$$V = 7,5 - 0,02a \quad (44)$$

Sendo:

V = tensão (Volts)

a = abertura da válvula (%)

Figura 20 – Curva de calibração da vazão de alimentação de NaOH

Onde a curva verde é a curva de ajuste e a curva azul é a curva medida.

$$V = 7,5 + \tau \ln \left(1 - \frac{q_{\text{pH}}}{k} \right) \quad (45)$$

Sendo:

V : tensão elétrica transmitida para o circuito da válvula (Volts)

τ : constante do tempo no processo

k : constante de ajuste

q_{pH} : vazão da solução alcalina (L/min)

4.2.4 Calibração do Medidor de OD

Antes de zerar o sensor de OD, foi feita a troca da solução e da membrana do sensor. A calibração foi feita através da solução com zero de OD. Para fazer a solução zero foi preciso de 5g de sulfito de sódio em 100mL de água, medido por 2 horas até que se estabilizasse em 0 ppm ou 0 mg/L. Nesse ponto, o próprio transmissor fez a operação de calibração automática de fábrica.

4.3 Determinação da Faixa Operacional

Neste trabalho, a faixa operacional foi determinada pensando na mínima rotação do soprador na qual os bicos de aeração não se afogaram e na máxima rotação em que o soprador foi capaz de alcançar. No caso da dosagem de base, trabalhou-se com as vazões mínimas e máximas da solução básica, através da abertura da válvula. Estabelecidos os limites máximo e mínimo dos elementos atuadores de controle, inseriu-se no controlador os dados que limitaram sua atuação, evitando movimentos excessivos do sistema. Após determinada a faixa, estabeleceu uma situação de regime permanente, baseada em aproximadamente 50% das faixas, metade da faixa de rotação do soprador e metade da faixa da alimentação da solução alcalina. A partir dessa situação de regime permanente, foram feitas as perturbações para ajustar um modelo de processo para inserir na estratégia de controle.

4.4 Ajuste de Modelo do Processo

O modelo de processo a ser ajustado é o de primeira ordem com tempo morto. Para a identificação desse modelo, foram realizados ensaios na planta com perturbações degrau positivas e negativas na rotação do soprador e na abertura da válvula de alimentação base. O modelo é dado pela Equação (46):

$$Y = Y_i + K \cdot A \cdot \left[1 - e^{\left(\frac{\theta - t}{\tau} \right)} \right] \quad (46)$$

onde:

Y = resposta ao estímulo;

Y_i = estado estacionário inicial;

K = ganho do processo;

A = amplitude do degrau na variável de entrada;

t = tempo;

θ = tempo de atraso;

τ = constante de tempo.

Para a determinação dos parâmetros do modelo (K , θ e τ) foram realizados testes em malha aberta (sem controlador). A partir da obtenção dos parâmetros, através do Matlab, foi possível identificar o modelo de resposta ao degrau correspondente ao processo de aeração e ao processo de dosagem alcalina. Com os dados dispostos em gráficos, realizou-se uma regressão pelo modelo da Equação 46 para determinar os parâmetros do modelo do processo. Para cada experimento em malha aberta foi realizado uma regressão desse tipo.

4.5 Controlador

A implementação do controle foi realizada em sistema MIMO (“*multiple input, multiple output*”), onde as entradas manipuladas interagem com as saídas controladas. As variáveis controladas são a concentração de oxigênio dissolvido (OD) na saída do canal de aeração e o pH , também na saída. Uma variável manipulada é a rotação do soprador (rot), a fim de regular vazão de ar (Q_{ar}), e a outra variável manipulada é a taxa de alimentação de base, regulada por válvula com sinal de comando (q_{pH}). A vazão de água na entrada do canal foi mantida constante.

A técnica de controle seguiu a estrutura do controle MPC (“*Model Predictive Control*”), pois é um método avançado de controle que permite a consideração de restrições operacionais. No caso do controle preditivo DMC (CUTLER e RAMAKER, 1979), uma matriz dinâmica é construída a partir da resposta das variáveis controladas frente ao estímulo

degrau na variável manipulada. Considerou-se o problema de restrição nas variáveis manipuladas rotação do soprador e alimentação base. Então, para resolver o problema, foi aplicado um método de programação quadrática no algoritmo DMC, tornando-se algoritmo QDMC (*“quadratic dynamic matrix control”*).

Os programas de monitoração e controle “on-line” foram elaborados com rotinas em C com implementação em tempo real. Estas rotinas foram adaptadas dos trabalhos desenvolvidos por Corrêa (2000).

Com os dados obtidos do ajuste a um sistema de 1^a ordem com tempo morto em cada degrau em malha aberta, foi então adicionado em malha fechada, o controlador QDMC.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

O algoritmo de controle foi implementado em linguagem C. Usando-se o programa em malha aberta (sem controlador), houve a aquisição de dados de pH e O.D., executando-se um degrau positivo e um degrau negativo para cada variável manipulada. Dessa forma, foi possível determinar K , θ e τ , constantes de ajuste do modelo de resposta de primeira ordem com tempo morto (Equação 46). Para tanto, usou-se método numérico de ajuste da curva com auxílio de programação em Octave, identificando o modelo de resposta de *OD* e *pH* ao degrau correspondente à rotação do soprador (*rot*) que alimenta o ar e à vazão de alimentação de base (q_{pH}). Para cada experimento em malha aberta foi realizado um ajuste e ao final, tomou-se o valor médio das constantes relativas aos degraus positivo e negativo. As respostas são apresentadas nas Figuras 21, 22, 23 e 24.

Figura 21 – Comportamento de OD após degrau positivo na rotação do soprador.

Figura 22 – Comportamento de OD após degrau negativo na rotação do soprador

Figura 23 – Comportamento do pH após degrau positivo na alimentação de solução alcalina

Figura 24 – Comportamento do pH após degrau negativo na alimentação de solução alcalina

Observou-se que não houve interação entre a resposta de OD e a vazão de alimentação de base q_{pH} , nem tampouco entre pH e rot . Esse fato já era esperado porque os experimentos foram conduzidos usando-se água limpa de abastecimento, o que torna essas variáveis desacopladas, uma vez que o $Na(OH)$ não interferiu na dissolução de oxigênio, ou OD . A Tabela 3 mostra os valores de K , τ , θ obtidos nos ajustes. A dinâmica transiente do OD é muito mais rápida que a do pH , talvez pelo fato do oxigênio se fazer presente em todo o tanque homogeneamente e em tempo muito pequeno, devido ao alto grau de difusão e espalhamento das bolhas. No caso do pH , a alimentação de $Na(OH)$ é feita em um único ponto no início do tanque, demorando mais a resposta a ser percebida no sensor. O que se observou, também, em teste com corante permanganato de potássio, é que a reação do sulfito de sódio ao cair no tanque, descolore a água em questão de segundos. Imagina-se que o mesmo deva ocorrer na reação de consumo do oxigênio dissolvido em termos de velocidade.

Tabela 3. Valores de k , τ , θ obtidos no ajuste do modelo de processo

		OD			pH		
		k	τ	θ	k	τ	θ
Degrau Positivo	rot	17.6471	900	1	0	0	0
	q_{pH}	0	0	0	2.5846	2000	200
Degrau Negativo	rot	46.8000	1400	0	0	0	0
	q_{pH}	0	0	0	2.9867	2700	200
Média		32.2236	1150	0.5	2.7857	2350	200

De posse dessas constantes, foi possível construir a matriz dinâmica dentro da rotina QDMC, verificando o número de elementos necessários na sua composição. Levantou-se inicialmente a viabilidade de sintonia de controle através de simulação do modelo ajustado com o QDMC em malha fechada, usando-se o Octave. A Figura 25 revela os resultados adequados, cujos parâmetros de sintonia foram empregados em testes no experimento em tempo real. Após algumas tentativas, os parâmetros ajustados foram:

Tss=4000s	(tempo total para o modelo assentar no novo estado estacionário);
T=10s	(intervalo de controle);
N=Tss/T=400	(número de termos no horizonte do modelo);
NVC=2	(número de variáveis controladas);
NVM=2	(número de variáveis manipuladas);
R=7	(horizonte de otimização);
L=1	(horizonte de atuação);
f(1)=0.0	(fator de amortecimento para a variação em rot);
f(2)=1	(fator de amortecimento para a variação em q_{pH});
alfa(1)=0.5	(fator de amortecimento para mudança de set-point em OD);
alfa(2)=0.5	(fator de amortecimento para mudança de set-point em pH);
q(1)=0.5	(ponderação dos erros ou desvios do set-point de OD);
q(2)=0.5;	(ponderação dos erros ou desvios do set-point de pH);
Dumax(1)=150	(máxima variação em rot);
Dumin(1)=-150	(mínima variação em rot);
Dumax(2)=0.01	(máxima variação em q_{pH});
Dumin(2)=-0.01	(mínima variação em q_{pH});
umax(1)=2000	(máximo valor para rot , acrescentado em 1500 rpm);
umin(1)=-200	(mínimo valor para rot , acrescentado em 1500 rpm);
umax(2)=1.1	(máximo valor para q_{pH} , acrescentado em 1.5 L/min);
umin(2)=-1.5	(mínimo valor para q_{pH} , acrescentado em 1.5 L/min).

Figura 25: Teste simulado do modelo ajustado do processo em malha fechada com o controlador QDMC para sintonia de controle. Teste servo de mudança de set-points no OD de 5,5 mg/L para 7,0 mg/L e no pH de 8,7 para 7,9.

Três testes servos foram executados, todos com os parâmetros obtidos pela simulação. Os testes foram feitos para diferentes mudanças de set-point no sentido de buscar a situação de saturação de rot e q_{pH} , além de observar se há o acompanhamento estável da resposta. Todos os ensaios mostraram estabilidade, mesmo com saturação em q_{pH} (Figuras 26, 27 e 28) e em rot (Figura 26 e 27). A Figura 26 mostra que a saturação de q_{pH} ocorreu em cerca de 3100s no seu valor máximo de 2.6L/min, mesmo havendo o erro com o set-point de 8,5 que não conseguiu ser atingido no pH . Nesse caso o set-point 7,5 mg/L de OD foi seguido estavelmente. A Figura 27 mostra que o pH não conseguiu atingir o set-point 10,0 por haver limite no suprimento de base, ou seja, novamente saturou no valor superior de q_{pH} em 2,6 L/min. Mas mesmo com esse erro entre set-point e variável medida, o controlador segurou robustamente a atuação controladora. Também houve a saturação de rot no valor mínimo de 1160 rpm, valor limite para cessar o borbulhamento, o que mantém o OD próximo a 4,5 mg/L, justamente o valor pedido para o set-point. Da mesma forma, o controle foi seguro e

estável. Para tentar forçar mais a condição de saturação, diminuiu-se mais ainda o valor do set-point de OD para 1,0 mg/L, observando-se o mesmo fato descrito, conforme Figura 28.

Figura 26 – Teste de mudança de set-point em pH (400s) e em OD (300s).

Figura 27 - Teste de mudança de set-point em pH (600s) e em OD (400s)

Figura 28 - Teste de mudança de set-point em pH (300s) e em OD (1000s)

6 CONCLUSÕES

Concluiu-se que o controle QDMC aplicado no processo de controle de OD (oxigênio dissolvido) e pH (potencial hidrogeniônico) em tanque de aeração, revelou-se estável e robusto, mesmo tendo alguns problemas, como erros de modelagem e dinâmicas muito diferentes.

O controlador QDMC opera muito bem em situações de saturação da variável manipulada no sentido de não permitir que o valor do desvio do “set-point” cresça e extrapole os limites operacionais.

A instrumentação do controle de OD e atuação em *rot*, de padrão industrial, revelaram-se eficazes dentro da aplicação de controle QDMC.

A instrumentação experimental construída para controlar *pH* e atuar em q_{pH} , ainda precisa ser aprimorada. O sensor de eletrodo, juntamente com o amplificador para o pH, apesar da simplicidade, funcionaram a contento. A válvula dosadora de regulação automática carece de maior aprimoramento.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA NETO, E.; RODRIGUES, M.A.; ODLOAK, D. *Robust Predictive Control of a Gasoline Debutanizer Column*. Brazilian Journal of Chemical Engineering, vol. 17, n. 4-7, p.967-977, 2000

ANDREWS, J.F. *Dynamic models and control strategies for wastewater treatment processes*. Water Research, vol. 8, n. 5, p. 261-289, May 1974.

BARBOSA JÚNIOR, A. R. *Desenvolvimento de metodologia para a determinação do coeficiente de reaeração dos escoamentos naturais da água com o emprego de traçador gasoso*. Dissertação de Mestrado, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, USP, 1989.

CARAMAN, S.; SBARCIOG, M.; BARBU, M. *Predictive Control of a Wastewater Treatment Process*. International Journal of Computers, Communications & Control, vol. II, n. 2, p. 123-142, 2007.

CHACHUAT, B.; ROCHE, N.; LATIFI, M.A. *Optimal aeration control of industrial alternating activated sludge plants*. Biochemical Engineering Journal, vol. 23, p. 277-289, January 2005.

CHEN, K-C., CHEN, C-Y., PENG, J-W., HOUNGB, J-H. *Real-time control of an immobilized-cell reactor for wastewater treatment using ORP*. Water Research, 2001.

CHOTKOWSKI, W.; BRDYS, M.A.; KONARCZARK, K. *Dissolved oxygen control for activated sludge processes*. International Journal of Systems Science, vol. 36, n. 12, p. 727-736, October 2005.

CORRÊA, N. A. *Projeto de Parâmetros e Tratamento de Restrições em Controlador Preditivo DMC*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2000. 103p.

CORRÊA, N. A.; FREIRE, F. B.; CORRÊA, R. G.; FREIRE, J. T. *Industrial Trials of Paste Drying in Spouted Beds Under QDMC*. Drying Technology, vol. 22, n. 5, p. 1087-1105, 2004.

CORRÊA, L. C. *Controle do Processo da Transferência de Oxigênio em Corpos Hídricos*. Dissertação de Mestrado, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2006.

COSTA, F.C.; RODRIGUES, F.A.M.; FONTOURA, G.A.T.; CAMPOS, J.C.; SANT'ANNA JÚNIOR, G.L.; DEZOTTI, M. *Tratamento do efluente de uma indústria química pelo processo de lodos ativados convencional e combinado com carvão ativado*. Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, vol. 8, n. 4, p. 274-284, Outubro/Dezembro de 2003.

CUTLER, C. R.; RAMAKER, B. L. *Dynamic matrix control – a computer control algorithm*. In Proceedings of the joint automatic control conference, 1980.

EKMAN, M. BJORLENIUS, B. ANDERSSON, M. *Control of the aeration volume in an activated sludge process using supervisory control strategies*. Science Direct, Water Research, 2006.

FERREIRA, E. S. *Cinética Química e Fundamentos dos Processos de Nitrificação e Desnitrificação biológica*. XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000.

GARCIA, C.E.; MORSHEDI, A.M. *Quadratic Programming Solution of Dynamic Matrix Control (QDMC)*. Chem. Eng. Commun., vol. 46, n. 73. 1986.

HIGBIE, R. *The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure*. Journal of American Inst. Chem. Engineers Trans, vol. 31, p. 365-390, 1935

LEE, B.K.; SUNG, S.W.; CHUN, H.D.; KOO, J.K. *Automatic Control for DO and pH in the Activated Sludge Process in a Coke Wastewater Treatment Plant*. Water Science Technology, 1998.

LEWIS, W. K.; WHITMAN, W.G. *Principles of gas absorption*. Industrial and Engineering Chemistry. v.16, n.12, 1924, p. 825-833.

MARCHETTI, J.L.; MELLICHAMP, D.A.; SEBORG, D.E. *Predictive Control Based on Discrete Convolution Models*. Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, vol. 22, n. 3, p. 488-495, 1983.

METCALF & EDDY *Wastewater Engineering: treatment and reuse*. Metcalf & Eddy, Inc. 4 ed., 1819 p., 2003.

NDEGWA, P. M., Wang, L., Vaddella, V. K. *Potential strategies for process control and monitoring of stabilization of dairy wastewaters in batch aerobic treatment systems*. Biological Systems Engineering Department, Washington State University, United States, 2007.

NUNES, J. A. *Tratamento Físico-Químico de Águas Residuárias Industriais*. 2^a Ed. Aracajú: Gráfica Editora J. Andrade, 1996.

ÖSKAN, G.; ÜSER, A.; HAPOGLU, H.; ALPHAZ, M. *Experimental application of linear/nonlinear dynamic matrix control to a reactor of limestone slurry titrated with sulfuric acid*. Chemical Engineering Journal, vol. 137, p. 320-327, 2008.

PIVELI, R. P. e KATO, M. T. *Qualidade das águas e poluição: Aspectos físico-químico*. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, 2006.

QIN, S.J.; BADGWELL, T.A. *A survey of industrial model predictive control technology*. Control Engineering Practice, vol. 11, n. 7, p. 733-764, July 2003.

RICKER, N.L. *Use of Quadratic Programming for Constrained Internal Model Control*. Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., vol. 24, n. 4. 1985.

RODRIGUES, J. A. D., TOLEDO, E. C. V., MACIEL FILHO, R. *A tuned approach of the predictive-adaptive GPC controller applied to a fed-batch bioreactor using complete factorial design*. Computers and Chemical Engineering, 2002.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. *Process Dynamic and Control*. Santa Bárbara, USA, 1989, John Wiley e Sons, 716p.

SCHROEDER, E. D. *Water and wastewater treatment*. McGraw-Hill, 1977, p.97.

SHIAU, C.C. (1995) *Oxygen transfer in bubble and bubbleless aeration systems*, Ph D. thesis, University of Wollongong, Department of civil and Mining Engineering.

SOARES, T. M. *Desenvolvimento de controle avançado do processo de aeração por ar difuso para aplicação em sistemas de tratamento de efluentes*. Dissertação de Mestrado, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2010.

SPERLING, M. V. *Lodos Ativados*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 1997.

SPERLING, M. V. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2005.

SPOSITO, V.A. *Linear and nonlinear programming*. Iowa State University Press, 269p., 1975.

STEPHANOPOULOS, G. *Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*. Prentice Hall, October 1983.

TRAORÉ, A. GRIEU, S. PUIG, S. COROMINAS, L. THIERY, F. POLIT, M. COLPRIM, J. *Fuzzy control of dissolved oxygen in a sequencing batch reactor pilot plant*. Chemical Engineering Journal, 2005.

VIESSMAN, JR.W.; HAMMER, M.J. *Water Supply and Pollution Control*, 6th ed. U.S.A., Addison-Wesley, 1998, 827p.

ZAFIRIOU, E.; MARCHAL, A.L. *Stability of SISO Quadratic Dynamic Matrix Control with Hard Output Constraints*. AIChE Journal, vol. 37, n. 10. 1991.

ANEXO A – Código para determinação dos coeficientes de controle da válvula

```

clear;clc;
sin=[7.5 7.4 7.3 7.2 7.1 7 6.9 6.8 6.7 6.6 6.5 6 5.5];
qpH=[0 0.5 1 1.9 2.3 2.4 2.5 2.6 2.6 2.6 2.6 2.6 2.7];
x=7.5-1*sin;
l=length(sin);
plot(x,qpH);
pause;

%K=2.7;
K = qpH(end) - qpH(1);

tal=0.22;
for i=1:l
    qpHa(i)=K*(1-exp(-x(i)/tal));
end
plot(x,qpH,x,qpHa);
K
tal
pause;
for i=1:l-1
    sina(i)=7.5+tal*log(1-qpHa(i)/K);
end
plot(qpH(1:l-1),sin(1:l-1),qpHa(1:l-1),sina);

```

ANEXO B – Degrau Positivo na Rotação do Soprador

```

clear;clc;
som=0;
prod0=datadeg00(som);
l=length(prod0);
plot(prod0);
pause;
ii=1;
for i=ii:l
    t(i-ii+1)=i-ii+1;
    p(i-ii+1)=prod0(i);
end
plot(p);
pause;
pee=5.5;
see=7.0;

teta=1;
for i=1:teta
    p(i)=pee;
end
plot(p);
pause;
M=1564-1360;
M1=(1360-1100)/(3500-1100)
M2=(1564-1100)/(3500-1100);
M=M2-M1;

K=(see-pee)/M;

m=length(p);
in=1;
if in==1
    tal=900;
    for i=1:m
        if i<=teta
            y(i)=pee;
        end
        if i>teta
            y(i)=pee+K*M*(1-exp(-1*(i-teta)/tal));
        end
    end
end
plot(t,p,t,y);

end
K
tal
teta

```

ANEXO C – Degrau Negativo na Rotação do Soprador

```

clear;clc;
som=0;
prod1=datadeg01(som);
l=length(prod1);
plot(prod1);
pause;
ii=1;
for i=ii:l
    t(i-ii+1)=i-ii+1;
    p(i-ii+1)=prod1(i);
end
plot(p);
pause;
pee=5.4;
see=1.5;

teta=0;
for i=1:teta
    p(i)=pee;
end
plot(p);
pause;
M=(1160-1360);
M1=(1360-1100)/(3500-1100)
M2=(1160-1100)/(3500-1100);
M=M2-M1;
K=(see-pee)/M;
m=length(p);
in=1;
if in==1
    tal=1400;
    for i=1:m
        if i<=teta
            y(i)=pee;
        end
        if i>teta
            y(i)=pee+K*M*(1-exp(-1*(i-teta)/tal));
        end
    end
end
plot(t,p,t,y);

end
K
tal
teta

```

ANEXO D – Degrau Negativo na Alimentação de Base

```

clear;clc;
som=0;
prod2=datadeg02(som);
l=length(prod2);
plot(prod2);
pause;
ii=1;
for i=ii:l
    t(i-ii+1)=i-ii+1;
    p(i-ii+1)=prod2(i);
end
plot(p);
pause;
pee=8.8;
see=7.2;

teta=400;
for i=1:teta
    p(i)=pee;
end
plot(p);
pause;
M=(0-1.5); %l/min;
M1=(1.5-0)/(2.8-0);
M2=(0-0)/(2.8-0);
M=M2-M1;

K=(see-pee)/M;

%*****
m=length(p);
%*****
%K=12;
in=1;
if in==1
    tal=2700;
    for i=1:m
        if i<=teta
            y(i)=pee;
        end
        if i>teta
            y(i)=pee+K*M*(1-exp(-1*(i-teta)/tal));
        end
    end
end
plot(t,p,t,y);

end
K
tal
teta

```

ANEXO E – Degrau Positivo na Alimentação de Base

```

clear;clc;
som=0;
prod3=datadeg03(som);
l=length(prod3);
plot(prod3);
pause;
ii=1;
for i=ii:l
    t(i-ii+1)=i-ii+1;
    p(i-ii+1)=prod3(i);
end
plot(p);
pause;
pee=8.6;
see=9.8;

teta=200;
for i=1:teta
    p(i)=pee;
end
plot(p);
pause;
M=(2.8-1.5); %l/min;
M1=(1.5-0)/(2.8-0);
M2=(2.8-0)/(2.8-0);
M=M2-M1;

K=(see-pee)/M;

%*****
m=length(p);
%*****
in=1;
if in==1
    tal=2000;
    for i=1:m
        if i<=teta
            y(i)=pee;
        end
        if i>teta
            y(i)=pee+K*M*(1-exp(-1*(i-teta)/tal));
        end
    end
end
plot(t,p,t,y);

end
K
tal
teta

```