

JORGE ALFONSO BARRETO CUENCA

**PROJETO DE CONTROLADORES PID PARA UMA
UNIDADE DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO
MAR POR OSMOSE INVERSA**



UNIVERSIDADE DO ALGARVE

Instituto Superior de Engenharia

2020

JORGE ALFONSO BARRETO CUENCA



**PROJETO DE CONTROLADORES PID PARA UMA
UNIDADE DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO
MAR POR OSMOSE INVERSA**

Mestrado em Engenharia Elétrica e Eletrónica

Especialidade de Sistemas de Energia e Controlo

Trabalho de Mestrado efetuado sob a orientação de:

Professor Doutor Ivo Martins

UNIVERSIDADE DO ALGARVE

Instituto Superior de Engenharia

2020

**PROJETO DE CONTROLADORES PID PARA UMA UNIDADE DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA
DO MAR POR OSMOSE INVERSA**

Declaração de autoria de trabalho

Declaro ser o autor deste trabalho, que é original e inédito. Autores e trabalhos consultados estão devidamente citados no texto e constam da listagem de referências incluída.

(Jorge Alfonso Barreto Cuenca)

Copyright ©2020, Jorge Alfonso Barreto Cuenca

A Universidade do Algarve reserva para si o direito, em conformidade com o disposto no Código do Direito de Autor e dos Direitos Conexos, de arquivar, reproduzir e publicar a obra, independentemente do meio utilizado, bem como de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição para fins meramente educacionais ou de investigação e não comerciais, conquanto seja dado o devido crédito ao autor e editor respetivos.

Agradecimentos

Agradeço ao Professor Ivo Martins pela paciência e ajuda para cumprir os objetivos desta tese.

Um agradecimento ao professor Cristiano Cabrita pela disponibilidade e ajuda para concluir esta tese.

Quero agradecer aos meus pais pela paciência e ajuda incondicional; eles foram, são e sempre serão o apoio mais importante na minha formação acadêmica.

Quero agradecer à minha filha Lindsay por ter sido minha grande motivação nesses longos anos de estudo.

Quero agradecer aos meus irmãos e toda a minha família, porque, apesar da distância, eles sempre me motivaram a concluir meus estudos.

Quero agradecer aos meus amigos e às pessoas que ofereceram sua ajuda incondicional para concluir este trabalho de tese.

Resumo

A escassez de água em diferentes partes do mundo resulta na busca de alternativas novas e diferentes para a obtenção de água potável, o que promove a criação e o uso de novos métodos. Entre um deles e o mais utilizado atualmente, a Osmose Inversa, consiste em injetar água do mar de alta pressão através de uma membrana, o que permitirá a separação de partículas sólidas da água do mar, que posteriormente serão convertidas em água potável. O método de Osmose Inversa, será objeto de estudo deste trabalho que se concentrará principalmente na análise de suas variáveis críticas.

O presente trabalho desenvolverá um algoritmo de controlo com o objetivo de controlar as variáveis críticas de um sistema de dessalinização da água do mar por Osmose Inversa, com o objetivo de obter água potável e de boa qualidade. Posteriormente, este algoritmo de controlo será submetido a várias situações de simulação que permitirão determinar se é realmente eficaz para que possa ser implementado. No final deste trabalho, será realizada uma proposta de implementação de um Sistema de Controlo e SCADA, que será implementada juntamente com o algoritmo de controlo obtido.

Palavras-chave: Osmose Inversa; dessalinização da água do mar; controlador PID.

Abstract

The shortage of water in different parts of the world results in the search for different and new alternatives for obtaining potable water, which promotes the creation and use of new methods. Between one of them and the most used today is Reverse Osmosis, which consists of injecting high-pressure seawater through a membrane, which will allow the separation of solid particles from seawater, which will later be converted into drinking water. The Reverse Osmosis method, which will be the object of study of this research that will mainly focus on the analysis of its critical variables.

The present research work will develop a control algorithm with the objective of controlling the critical variables of a seawater desalination system by Reverse Osmosis, with the purpose of obtaining potable water at production you counted and of good quality. Subsequently, this control algorithm will be subjected to several simulation situations that will allow to determine if it is really effective so that it can be implemented. At the end of this research work a proposal of the Control System and SCADA will be carried out, which will be implemented together with the control algorithm obtained.

Key-words: Reverse osmosis; desalination of seawater; PID controller.

Índice

Capítulo 1 - Estado da Arte	1
1.1. Introdução	1
1.2. Estado da arte dos controladores PID	4
1.3. Evolução histórica dos controladores PID	6
1.4. Tecnologias para dessalinização de água	8
1.4.1. Destilação Flash de múltiplos estágios (MSF)	9
1.4.2. Destilação múltiplo efeito (MED)	11
1.4.3. Destilação por compressão do vapor (VC)	12
1.4.4. Osmose Inversa (RO)	13
1.5. Estado da arte dos sistemas de controlo de centrais dessalinizadoras de água de mar que utilizam osmose inversa	16
1.6. Objetivos	31
1.7. Estrutura da dissertação	31
Capítulo 2 - Identificação das variáveis críticas da unidade de Osmose Inversa	33
2.1. Introdução	33
2.2. Etapas do processo operacional de uma unidade de osmose inversa	33
2.2.1. Etapa de coleta	33
2.2.1.1. Coletas de tipo aberto	34
2.2.1.2. Estações de bombagem	34
2.2.2. Estágio de pré-tratamento	35
2.2.3. Etapa de separação por Osmose Inversa	41
2.2.4. Etapa de Pós-tratamento	49
2.3. Estação de tratamento de Osmose Inversa	50
2.3.1. Funcionamento de uma estação de osmose inversa	50
2.3.2. Controlo de uma central de osmose inversa	51
2.4. Identificação das variáveis críticas	52
2.4.1. Procedimento experimental e identificação	53
2.4.2. Estimativa de parâmetros	55
2.5. Conclusões parciais	56
Capítulo 3 - Projeto de um controlador PID para o sistema multivariável da unidade de osmose inversa	57
3.1. Introdução	57
3.2. Estratégia de controlo utilizada	57
3.3. Conceitos teóricos de controladores PID avançados	58
3.3.1. Fundamentos de realimentação (feedback)	58
3.3.2. Estabilidade	59

3.3.3.	Funções de sensibilidade.....	62
3.3.4.	Robustez contra variações de processo.....	64
3.3.5.	Deformação robusta da malha.....	69
3.3.5.1.	Região de robustez.....	70
3.3.5.2.	Interpretação geométrica.....	71
3.3.5.3.	Envelope regular.....	72
3.3.5.4.	Envelope com pontos angulares.....	73
3.3.5.5.	Penhasco da derivada.....	74
3.3.5.6.	Evitando o penhasco da derivada.....	74
3.3.5.7.	Método MIGO.....	74
3.3.6.	Desacoplamento de sinais.....	76
3.3.6.1.	Interação entre malhas.....	76
3.3.6.2.	Emparelhamento de variáveis.....	78
3.3.6.3.	Desacoplamento do sistema.....	79
3.4.	Projeto de controladores PID avançados para o controlo de variáveis críticas.....	85
3.4.1.	Cálculo do desacoplador.....	85
3.4.2.	Cálculo da primeira malha de controlo Gp11.....	90
3.4.3.	Cálculo da segunda malha de controlo Gp22.....	93
3.5.	Conclusões parciais.....	96
Capítulo 4 -	Análise e simulação da robustez do controlador.....	97
4.1.	Introdução.....	97
4.2.	Cenários de teste.....	97
4.3.	Medidas de robustez.....	97
4.4.	Análise de robustez do controlador projetado.....	98
4.4.1.	Avaliação da malha de controlo Gp11.....	98
4.4.2.	Avaliação da malha de controlo Gp22.....	100
4.4.3.	Avaliação da malha de controlo Gp11 para diferentes situações.....	101
4.4.3.1	Avaliação da malha de controlo Gp11 para diferentes sequências de setpoints	101
4.4.3.2	Avaliação da malha de controlo Gp11 para oscilação de setpoints com determinada frequência.....	103
4.4.3.3	Avaliação da malha de controlo Gp11 para perturbações.....	104
4.4.3.4	Avaliação da malha de controlo Gp11 com presença de ruído aditivo.....	106
4.4.3.5	Avaliação da malha de controlo Gp11 com alteração dos parâmetros de processo	107
4.4.4.	Avaliação da malha de controlo Gp22 para diferentes situações.....	109

4.4.4.1.	Avaliação da malha de controlo Gp22 para diferentes sequências de setpoints	109
4.4.4.2.	Avaliação da malha de controlo Gp22 para oscilação de setpoints com uma determinada frequência	110
4.4.4.3.	Avaliação da malha de controlo Gp22 para perturbações	112
4.4.4.4.	Avaliação da malha de controlo Gp22 com presença de ruído aditivo	113
4.4.4.5.	Avaliação da malha de controlo Gp22 com alteração de parâmetros de processo	114
4.4.5.	Análise comparativa dos controladores PID-MIGO vs. controladores PID e PI convencionais	116
4.4.5.1.	Malha de controlo Gp11	116
4.4.5.2.	Malha de controlo Gp22	118
4.5.	Conclusões parciais	121
Capítulo 5 -	Experiências e proposta de implementação prática do sistema de controlo	122
5.1.	Análise da discretização dos controladores obtidos	122
5.1.1.	Introdução	122
5.1.2.	Sistemas de Controlo Digital	123
5.1.3.	Transformada Z	125
5.1.4.	Transformada Z do sistema de osmose inversa, desacoplador e controlador	126
5.2.	Experiências e proposta de implementação	128
5.2.1.	Introdução	128
5.2.2.	Software de simulação	128
5.2.3.	Hardware e software dos PLC	130
5.2.4.	Resultados das experiências	132
5.2.5.	Experiências em várias situações do sistema	134
Capítulo 6 -	Conclusões finais	142
Referências		145

Índice de figuras

Figura 1.1 - Falta de água física e económica no mundo [57].	3
Figura 1.2 - Diagrama de blocos de um processo com um controlador de feedback [18].	4
Figura 1.3 - Um controlador PID calcula sua ação de controlo com base em erros do controlo passados, presentes e futuros [18].	5
Figura 1.4 - Esquema de um sistema de destilação de MSF [6].	10
Figura 1.5 - Esquema de um sistema MED [6].	12
Figura 1.6 - Diagrama esquemático de um sistema de VC [6].	13
Figura 1.7 - Remoção de contaminantes por membranas RO [6].	15
Figura 1.8 - Esquema do processo da unidade de Osmose Inversa [29].	19
Figura 1.9 - Diagrama esquemático da instalação piloto [30].	21
Figura 1.10 - Esquema do sistema de controlo neuro-fitzzy [31].	22
Figura 1.11 - Diagrama esquemático de uma instalação de Osmose Inversa [33].	24
Figura 1.12 - Processo de dessalinização de alta recuperação por osmose inversa com uma membrana única. As duas válvulas atuadas como entradas manipuladas [34].	25
Figura 1.13 - Uma visão ampliada da configuração de inversão de fluxo em torno da unidade enrolada em espiral [36].	26
Figura 1.14 - Diagrama esquemático de um modelo de rede neural artificial (RNA) [38].	29
Figura 2.1 - Estrutura de admissão com cremalheira da barra seguida da tela banda [6].	36
Figura 2.2 - Sistema de coleta de resíduos de peneiras de tambor [6].	37
Figura 2.3 - Filtros de cartucho instalados em um recipiente horizontal [6].	38
Figura 2.4 - Clarificador DAF combinado e filtro de mídia granular [6].	40
Figura 2.5 - Sistema de pré-tratamento Norit (Pentair X-Flow) UF Seaguard [6].	41
Figura 2.6 - Polarização da concentração.	45
Figura 2.7 - Válvulas de controlo do sistema de osmose inversa principal [6].	46
Figura 2.8 - Elemento de membrana enrolado em espiral [6].	47
Figura 2.9 - Seção transversal de um elemento de membrana de Osmose Inversa instalado em um vaso de pressão [6].	49
Figura 2.10 - Elementos de membrana instalados em um vaso de pressão [6].	49
Figura 2.11 - Variáveis controladas e manipuladas da instalação de O.I. (F: fluxo do permeado, C: condutividade do fluxo do permeado, P: pressão da água de alimentação, pH: potencial de hidrogênio da água de alimentação).	51
Figura 2.12 - Resposta temporária do fluxo de água filtrada através da variação da pressão.	54
Figura 2.13 - Resposta temporária da condutividade através da variação da pressão.	55
Figura 2.14 - Resposta temporária da condutividade através de uma variação de pH.	55
Figura 3.1 - Diagrama de blocos de um loop de feedback básico que possui dois graus de liberdade [18].	58
Figura 3.2 - Ilustração de diferentes comportamentos do sistema para definir estabilidade [18].	59

Figura 3.3 - Diagrama de Nyquist da função de transferência do loop GI com margem de ganho g_m , margem de fase ϕ_m e margem de estabilidade S_m [18].	60
Figura 3.4 - Configuração de pólo zero da função de transferência do ponto de ajuste na saída para um sistema de feedback simples [18].	62
Figura 3.5 - Diagramas de blocos de sistemas de malha aberta e fechada sujeitos às mesmas perturbações [18].	63
Figura 3.6 - O círculo sombreado mostra valores admissíveis de $P(i\omega) + \Delta P(i\omega)$ dados pela desigualdade (4,32). O círculo é desenhado para $M_t = 2$ [18].	65
Figura 3.7 - Especificações sobre o rastreamento do ponto de ajuste com base na resposta temporária a uma etapa da unidade no ponto de ajuste. A curva superior mostra a resposta da saída e a curva inferior mostra o sinal de controle correspondente [18].	69
Figura 3.8 - Ilustração gráfica da restrição de sensibilidade [18].	71
Figura 3.9 - Modelo de estrutura P-canônica.	77
Figura 3.10 - Sistema de controle [32].	79
Figura 3.11 - Rede de desacoplamento reverso na configuração 2-1 para um processo 2×2 [56].	81
Figura 3.12 - Desacoplamento convencional simplificado [22].	83
Figura 3.13- Desacoplamento invertido [22].	84
Figura 3.14 - Sistema de osmose inversa desacoplado implementado no simulink	88
Figura 3.15 - Resposta do fluxo de permeado através do desacoplador.	89
Figura 3.16 - Resposta da condutividade através do desacoplador.	89
Figura 3.17 - Diagrama Nyquist do loop de controle $G1p11$.	91
Figura 3.18 - Resposta do fluxo de permeado para atingir o objetivo.	92
Figura 3.19 - Reação da pressão para que o sistema possa atingir o objetivo.	92
Figura 3.20 - diagrama Nyquist do circuito de controle $G2p22$.	94
Figura 3.21 - Resposta da condutividade para atingir o objetivo.	95
Figura 3.22 - Reação do pH para que o sistema possa atingir o objetivo.	95
Figura 4.1 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint de 1,05 gpm.	99
Figura 4.2 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado.	99
Figura 4.3 - Resposta da condutividade para um setpoint de 400 uS/cm.	100
Figura 4.4 - Resposta pH para o Setpoint de condutividade.	101
Figura 4.5 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint de diferentes sequências.	102
Figura 4.6 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado de diferentes sequências.	102
Figura 4.7 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com determinada frequência.	103
Figura 4.8 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com determinada frequência.	104
Figura 4.9 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com uma perturbação.	105

Figura 4.10 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com uma perturbação.	105
Figura 4.11 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com presença de ruído aditivo.	106
Figura 4.12 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com presença de ruído aditivo.	107
Figura 4.13 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com alteração dos parâmetros de processo.	108
Figura 4.14 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com alteração dos parâmetros de processo.	108
Figura 4.15 - Resposta da condutividade para um setpoint de diferentes sequências.	109
Figura 4.16 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade de diferentes sequências. ..	110
Figura 4.17 - Resposta da condutividade para um setpoint para oscilação com uma determinada frequência.	111
Figura 4.18 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade para oscilação com uma determinada frequência.	111
Figura 4.19 - Resposta da condutividade para um setpoint com perturbações.	112
Figura 4.20 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade para perturbações.	112
Figura 4.21 - Resposta da condutividade para um setpoint com presença de ruído aditivo. .	113
Figura 4.22 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com presença de ruído aditivo.	114
Figura 4.23 - Resposta da condutividade para um setpoint com alteração de parâmetros de processo.	115
Figura 4.24 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com alteração de parâmetros de processo.	115
Figura 4.25 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp11.	116
Figura 4.26 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp11 perante uma mudança no sinal de referência e uma perturbação.	117
Figura 4.27 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp11 perante alterações nos parâmetros do processo.	118
Figura 4.28 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp22 contra uma mudança no sinal de referência.	119
Figura 4.29 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp22 perante uma mudança no sinal de referência e uma perturbação.	120
Figura 4.30 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp22 perante alterações nos parâmetros do processo.	121
Figura 5.1 - a) sinal analógico em tempo contínuo; b) sinal quantificado em tempo contínuo; c) sinal de dados amostrados; d) sinal digital [58].	123
Figura 5.2 - Diagrama de blocos de um sistema de controlo digital [58].	123
Figura 5.3 - Diagrama de blocos de um sistema de controlo digital que mostra os sinais em formato binário ou gráfico [58].	124

Figura 5.4 - a) Diagrama de blocos de um quantificador e suas características de entrada e saída; b) entrada analógica $x(t)$ e saída discreta $y(t)$; c) distribuição de probabilidade $P(e)$ do erro de quantização $e(t)$	125
Figura 5.5 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint de 1,25 gpm e a resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado em tempo discreto.	127
Figura 5.6 - Resposta da condutividade para um setpoint de 400 uS/cm e a resposta pH para o Setpoint de condutividade em tempo discreto.....	127
Figura 5.7 - Matlab, software de simulação de sistemas.....	130
Figura 5.8 - Arquitetura de comunicação com OPCUA.	130
Figura 5.9 - controlador programável AXC-F2152 da Phoenix Contact.	131
Figura 5.10 - Arquitetura de Controlo do PLC e o Matlab.	132
Figura 5.11 - Resposta do fluxo de permeado para atingir o objetivo com o PLC.....	133
Figura 5.12 - Reação da pressão para que o sistema possa atingir o objetivo com o PLC. ...	133
Figura 5.13 - Resposta da condutividade para atingir o objetivo com o PLC.....	134
Figura 5.14 - Reação do pH para que o sistema possa atingir o objetivo com o PLC.	134
Figura 5.15 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com uma perturbação.	135
Figura 5.16 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com uma perturbação.	135
Figura 5.17 - Resposta da condutividade para um setpoint com perturbações.	136
Figura 5.18 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade para perturbações.....	136
Figura 5.19 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com presença de ruído aditivo.	137
Figura 5.20 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com presença de ruído aditivo.....	137
Figura 5.21 - Resposta da condutividade para um setpoint com presença de ruído aditivo. .	138
Figura 5.22 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com presença de ruído aditivo.	138
Figura 5.23 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com alteração dos parâmetros de processo.	139
Figura 5.24 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com alteração dos parâmetros de processo.	140
Figura 5.25 - Resposta da condutividade para um setpoint com alteração de parâmetros de processo.....	140
Figura 5.26 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com alteração de parâmetros de processo.....	141

Índice de tabelas

Tabela 1.1 - Custos de produção de energia e água para tecnologias alternativas de dessalinização.....	15
Tabela 1.2 - Funções de transferência para o modelo encontrado por Alatiqi 1989.....	17
Tabela 1.3 - Intervalo de operação da instalação no modelo proposto por Robertson.	18
Tabela 1.4 - Modelo da unidade de osmose inversa proposta por Assef 1997.	19
Tabela 1.5 - Modelo da unidade de osmose inversa proposta por Riverol 2004.	22
Tabela 1.6 - Intervalo de operação da instalação no modelo proposto por Riverol.....	23
Tabela 1.7 - Falhas estudadas na instalação real de osmose inversa.....	27
Tabela 2.1 - Propriedades dos produtos químicos condicionantes comumente usados.	39
Tabela 2.2 - Características típicas da média de filtro.	40
Tabela 2.3 - Principais parâmetros de desempenho dos elementos de membrana NF, BWRO e SWRO.	47
Tabela 2.4 - Intervalo de operação linear das variáveis da instalação OI.	53
Tabela 3.1 – Configurações para a estrutura do desacoplador.	82
Tabela 3.2 - Configuração simplificada.	83
Tabela 4.1 - Índice de desempenho do loop Gp11.	99
Tabela 4.2 - Índice de desempenho do loop Gp22.	101
Tabela 4.3 - Índice de desempenho para diferentes Setpoint do loop Gp11.	103
Tabela 4.4 - Índice de desempenho para uma determinada frequência do loop Gp11.....	104
Tabela 4.5 - Índice de desempenho para perturbações do loop Gp11.....	105
Tabela 4.6 - Índice de desempenho para ruído do loop Gp11.....	107
Tabela 4.7 - Índice de desempenho para alteração dos parâmetros do loop Gp11.	108
Tabela 4.8 - Índice de desempenho para diferentes Setpoint do loop Gp22.	110
Tabela 4.9 - Índice de desempenho para uma determinada frequência do loop Gp22.....	111
Tabela 4.10 - - Índice de desempenho para perturbações do loop Gp22.	113
Tabela 4.11 - Índice de desempenho para ruído do loop Gp22.....	114
Tabela 4.12 - Índice de desempenho para alteração dos parâmetros do loop Gp22.	115
Tabela 4.13 - Valores do controlador PID do loop Gp11 do Matlab.	116
Tabela 4.14 - Índice de desempenho com respostas temporais do loop Gp11.....	117
Tabela 4.15 - Índice de desempenho com perturbações do loop Gp11.....	117
Tabela 4.16 - Índice de desempenho com alteração dos parâmetros do loop Gp11.	118
Tabela 4.17 - Valores do controlador PID do loop Gp22 do Matlab.	118
Tabela 4.18 - Índice de desempenho com respostas temporais do loop Gp22.....	119
Tabela 4.19 - Índice de desempenho com perturbações do loop Gp11.....	120
Tabela 4.20 - Índice de desempenho com alteração dos parâmetros do loop Gp22.	121

Lista de Símbolos

u – Variável manipulada;

y – Variável de saída;

k – Ganho proporcional;

k_i – Ganho integral;

k_d – Ganho derivativo;

T_i – Tempo integral;

T_d – Tempo derivativo

O_p – Pressão osmótica da água salina;

P_r – Recuperação de permeado;

Q_p – Vazão de água do permeado

Q_f – Percentagem de alimentação da água do mar;

yS_p – Taxa de sal recebido;

TDS_p – Total de sólidos dissolvidos na água do permeado;

TDS_f – Total de sólidos dissolvidos da água do mar de alimentação;

S_r – Taxa de sal rejeitado;

F_p – Pressão de alimentação;

P_p – Pressão do Permeado;

P_d – Queda de pressão entre a alimentação e o fluxo de salmoura;

SMP – Permeabilidade específica da membrana;

TMP – Pressão transmembrana;

ξ – Concentração;

C_f – Concentração inicial da alimentação;

C_b – Concentração bulk da alimentação;

C_w – Concentração da parede da membrana;

$F(s)$ – Fluxo de água filtrada;

$C(s)$ – Condutividade da água filtrada;

$P(s)$ – Pressão de alimentação;

$pH(s)$ – Alimentação potencial de hidrogénio;

G_m – Margem de ganho;

ω_{gc} – Frequência de cruzamento de ganho;

ϕ_m – Margem de fase;

S_m – Margem de estabilidade;

M_s – Função de sensibilidade;

M_T – Função de sensibilidade complementar;

ϕ_m – Margem de ganho de fase frequência de cruzamento;

Y_{cl} – Saída do sistema em malha fechada;

Y_{ol} – Saída do sistema em malha aberta;

$P(i\omega)$ – Sistema em malha fechada;

$\Delta P(i\omega)$ – Variação no sistema em malha fechada;

G_{xd} – Perturbações de carga;

G_{un} – Função de transferência do ruído de medição;

M_{un} – Ganho da função de transferência G_{un} ;

ω_{sc} – Frequência de Travessia de Sensibilidade;

T_r – Tempo de crescimento;

T_s – Tempo de estabelecimento;

e_{ss} – Erro de estado estacionário;

$f(k, k_i, k_d, \omega)$ – Função de restrição de robustez;

λ – Matriz de ganho relativo;

D_{21} – Função de transferência do desacoplador;

G_{21-22} – Modelo do desacoplador em tempo discreto;

G_{cz} – Modelo do controlador do primeiro loop em tempo discreto;

G_{cz2} – Modelo do controlador do segundo loop em tempo discreto.

Abreviaturas

OI – Osmose inversa;
RO – Osmose inversa;
PID – Proporcional integral derivativo;
MV – Variável manipulada;
CV – Variável de controle;
PV – Variável de processo;
SP – Set Point;
DCS – Sistemas de controle distribuído;
MEMS – Sistemas elétricos micro-eletromecânicos;
FPGA – Matrizes de portas programáveis em campo;
MSF – Destilação Flash de múltiplos estágios;
MED – Destilação múltiplo efeito;
CV – Destilação por compressão a vapor;
SDT – Sólidos dissolvidos totais;
DMC – Controle dinâmico de matrizes;
ISE – Erro ao quadrado integral;
CMPC – Controlador preditivo de tempo contínuo;
PLC – Controlador Lógico Programável;
MIMO – Entradas múltiplas saídas múltiplas;
SISO – Entrada simples saídas simples;
MPC – Modelo de Controlo Preditivo;
MOO – Otimização Multi-objetivo;
IGA – Algoritmo genético imunológico;
FTC – Controlo tolerante a falhas;
RNA – Rede Neuronal Artificial;
NF – Nanofiltração;
BWEO – Dessalinização da água salobra;
SWRO – Osmose Inversa da Água do Mar;
TDS – Total de sólidos dissolvidos;

TMP – Pressão pós-membrana;
MF – Microfiltração;
UF – Ultrafiltração;
VFD – Variador de frequência;
MIGO – Otimização Integral de Ganho restrita M;
RGA – Matriz de ganho de Bristol;
IAE – Integral do erro absoluto;
ITAE – Integral do tempo pelo erro absoluto;
ISE – Integral do erro quadrático;
ITSE – Integral do tempo pelo erro quadrático;
ST – Texto estruturado;
LD – Diagrama Ladder;
FBD – Diagrama de blocos funcionais;
SFC – gráficos de funções sequenciais;

Capítulo 1 - Estado da Arte

1.1. Introdução

Em muitas partes do mundo, a preocupação com a escassez de água tem vindo a aumentar. Tal deve-se ao grande aumento da população em muitas cidades do mundo, bem como ao desenvolvimento e crescimento da indústria que tem como uma das suas matérias-primas a utilização da água para muitos de seus processos. Também podemos mencionar o setor agrícola, que precisa do consumo diário de água para suas lavouras. Todos esses fatores, e outros em menor escala, causam a redução de fontes de água, como lagos, lagoas, rios, etc. [3]-[4]-[5], o que produz um grande problema de impacto ambiental para o nosso planeta, no qual aproximadamente 97,5% da água do nosso planeta está localizada nos oceanos, enquanto que, dos 2,5% que representam água doce, aproximadamente 70% estão na forma de glaciares e neve, e 30% são lençóis freáticos, água de rios e lagos e humidade do ar [6]. Pode-se deduzir que a água é um recurso renovável com quantidades muito limitadas e com grandes variações em relação ao espaço e ao tempo.

Entre os dois setores mencionados, como Indústria e Agricultura, que têm em comum o uso da água em grandes escalas, podemos descrever o que realmente causa o meio ambiente.

Em relação à parte industrial, existem muitas empresas que realizam trabalhos em áreas como: mineração, indústria alimentar, farmacêutica, etc., que utilizam água para obter produtos que posteriormente serão vendidos. O problema desses processos é que grande parte deles necessita de água para realizar reações químicas e, como resultado, a água utilizada é frequentemente contaminada, o que impossibilita sua reutilização. Isso produz uma escassez de água para esse setor, por isso essas grandes empresas investem em pesquisa para uma gestão eficiente e racional desse recurso [7].

Na área da Agricultura, a utilização deste recurso natural é muito importante para o cultivo. Na região do Algarve, existem muitos agricultores, pelo que se conclui que a necessidade de água nesta parte de Portugal é intensa.

Foi mencionado em muitas publicações que as técnicas de irrigação existentes apresentam grandes deficiências. Atualmente, desperdiça-se uma quantidade considerável de água nos principais canais de irrigação como resultado de uma falta de controlo efetivo. Neste caso, o controlo automático pode ser considerado uma ferramenta que pode nos ajudar a melhorar a distribuição de água nos sistemas de irrigação [3]-[8].

Fala-se que brevemente a falta de água no mundo se tornará numa tragédia. Essa situação é muito preocupante a nível mundial e, por isso, países com grande desenvolvimento tecnológico, realizam explorações dispendiosas, com a intenção de descobrir água noutros planetas. O que contribuirá para dissipar as incertezas sobre o futuro deste recurso natural [8].

Os 5 continentes do planeta têm grande escassez de água, pelo que a demanda por água potável é considerável. De acordo com objetivos estabelecidos internacionalmente - Millennium Development Goals (MDGs) - para a utilização de água potável e saneamento, e sob a supervisão da OMS / UNICEF (UNICEF, 2015), 91% da população mundial passou a ter acesso uma fonte melhorada de água potável. Cinco regiões em desenvolvimento alcançaram a meta de beber água, mas o Cáucaso e a Ásia Central, o Norte da África, a Oceânia e a África Subsariana não conseguiram. Uma população de 2,6 biliões de pessoas tiveram acesso a uma fonte melhorada de água potável desde 1990, e 96% da população urbana mundial passou a ter acesso a fontes melhoradas de água potável, em comparação com 84% da população rural. Oito em cada dez pessoas que ainda não têm fontes melhoradas de água potável, vivem em áreas rurais. Os países menos desenvolvidos não atingiram a meta, mas 42% de sua população atual passaram a ter fontes melhoradas de água potável desde 1990, e em 2015, uma população de 663 milhões de pessoas, ainda careciam de boas fontes de água potável. Essa grande demanda afeta diretamente a produção industrial, já que a falta de água potável para seus processos produtivos se refletirá no aumento de preços, o que levará a população, além de ter falta de água, a cortar a possibilidade de comprar alimentos ou produtos para uso diário [10]-[11].

Atualmente, o problema da falta de água potável também afeta a produção de energia elétrica, uma vez que muitas centrais termoeletricas geram eletricidade através do vapor de água [12]-[13]. Deduz-se que a escassez de água é diretamente proporcional à geração de eletricidade, o que afeta diretamente o crescimento económico e social de qualquer país [14].

O uso indiscriminado dos recursos hídricos, juntamente com o crescimento populacional, causa uma grande escassez de água. O aumento da população significa que todos os recursos, incluindo recursos não-hídricos, são usados exponencialmente, levando a grandes perdas desses recursos [15].

A falta de água não se dá à mesma proporção em todas as partes do mundo. Pode-se ver na Figura 1.1 um mapa onde são identificados os principais tipos de falta de água que afetam diferentes partes do planeta. O Médio Oriente é uma das áreas mais afetadas pela escassez física

de água. A África do Sul é a área mais afetada pela escassez de água de natureza económica. Na América do Sul, em geral, existe menos queixa por falta de água.

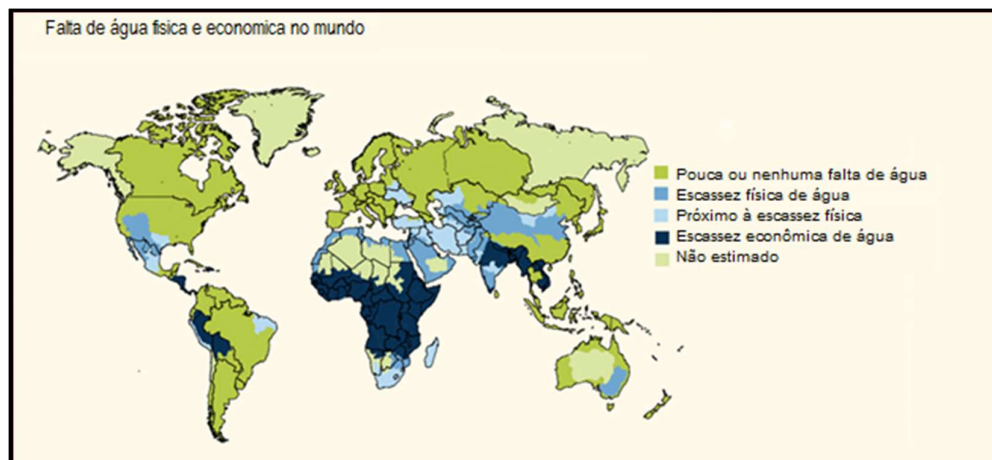


Figura 1.1 - Falta de água física e económica no mundo [57].

Devido ao crescente défice de água potável em todo o mundo, pesquisas estão sendo realizadas para encontrar novas alternativas, o que implica que, para obter o máximo aproveitamento, é necessário submeter a água a muitos processos de tratamento que permitam purificar, torná-la potável e até modificar algumas de suas características. Entre os processos mais conhecidos de purificação de água do mar, temos: filtração de areia, filtração de carvão ativado, amolecimento, micro-filtração e osmose inversa. Nos últimos tempos, a osmose inversa tem sido usada com maior frequência nos diferentes tipos de indústria, onde é necessária a utilização de água. Isso deve-se ao facto de ser um processo de baixo custo e eficiência energética [7].

É por isso que nos últimos anos existem muitas centrais de dessalinização de água do mar por meio de osmose inversa, o que permite uma solução alternativa para o problema relacionado à falta de água potável. Este processo também oferece grandes vantagens em comparação com outras tecnologias.

A osmose inversa (OI) consiste em conduzir a água bruta (alimentada) em alta pressão através de uma membrana semi-permeável, que permite a separação de partículas indesejadas contidas na água, a fim de obter água pura e ultrapura, conforme necessário. Deste modo, obtém-se, por um lado, um fluxo de água pura (filtrada) sem pressão e, por outro lado, um fluxo de água com partículas indesejadas (rejeição) a alta pressão [16]. Este processo é aplicado em muitas áreas industriais, entre as mais comuns: a dessalinização da água do mar; a purificação da água bruta; a redução de sólidos dissolvidos para a alimentação de água para caldeiras; a separação e/ou eliminação de vírus para as indústrias farmacêutica e de biotecnologia, etc.

A dessalinização da água do mar por meio de osmose inversa, consiste em elevar a pressão da água do mar, através de uma membrana semipermeável, o que permite a separação dos sais [17].

À medida que o uso de osmose inversa na dessalinização da água do mar aumenta, vai dando origem a necessidades e objetivos que permitam a obtenção de uma água de boa qualidade. Entre essas necessidades podemos citar o uso de uma estratégia de controle apropriada, que nos permita ter um melhor controle sobre as variáveis críticas. Entre os objetivos mais representativos está a produção de água de boa qualidade com baixo consumo de energia e baixo custo de produção.

O objetivo desta tese é projetar uma estratégia robusta para o controle das variáveis críticas de uma unidade de osmose inversa para dessalinização da água do mar, com base em pesquisas e referências anteriores de vários autores com relação direta e indireta a este tópico. O objetivo é analisar o problema e demonstrar uma possível solução através de cálculos, experiências e resultados.

1.2. Estado da arte dos controladores PID

A origem dos controladores PID é baseada no feedback do sinal, como pode ser visto na Figura 1.2, o que pode reduzir os efeitos de perturbações, o que pode permitir que um sistema seja menos instável às variações do processo. Isso ajuda a acompanhar o seu sinal de entrada. Esse conceito de feedback teve grande influência nos avanços tecnológicos em muitas áreas de eletricidade e eletrônica, tais como: controle automático, telecomunicações, transmissão elétrica e instrumentação [17].

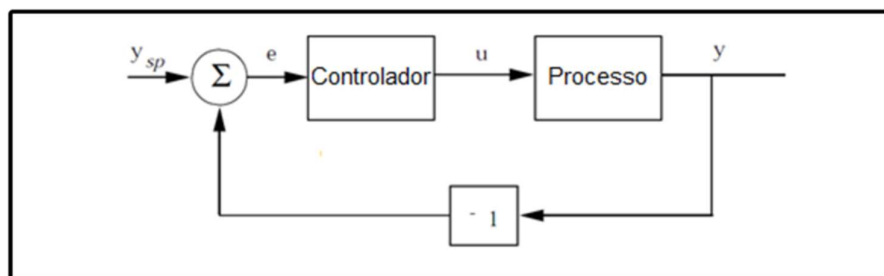


Figura 1.2 - Diagrama de blocos de um processo com um controlador de feedback [18].

Na Figura 1.2 podemos ver um sistema de feedback simples, que contém dois blocos importantes, que são o processo e o controlador. O processo tem uma entrada que é chamada de variável manipulada (MV), ou também chamada de variável de controle (CV), na figura que é denotada pela letra “ u “. A variável de controle influencia diretamente o processo, através de

uma variável de saída que é chamada de variável de processo (PV) denotada pela letra “ y ”. O valor esperado da variável de processo é chamado de setpoint (SP) ou valor de referência, que é denotado por “ y_{sp} ”. O erro de controle é a diferença entre o set point e a variável de processo, ou seja, $e = y_{sp} - y$.

- **Controlador Proporcional**

A principal característica deste controlador é ser proporcional ao erro de controle para pequenos erros, e isto pode ser alcançado fazendo o sinal de controle proporcional por esta equação 1.1:

$$u = K(y_{sp} - y) = Ke \quad (1.1)$$

Onde k é o ganho do controlador.

- **Controlador Integral**

Comparado ao controle proporcional, tem uma desvantagem, frequentemente se desvia do ponto de ajuste, isso pode ser evitado implementando-se um controlador proporcional à integral do erro, como mostrado na equação 1.2:

$$u(t) = k_i \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (1.2)$$

Onde k_i é o ganho integral.

- **Controlador PID**

Este tipo de controlador consiste na integração dos três termos que representam o passado para a ação integral do erro (o termo I), o presente (o termo P) e o futuro para a extrapolação linear do erro (o termo D). Isso pode ser visto na Figura 1.3:

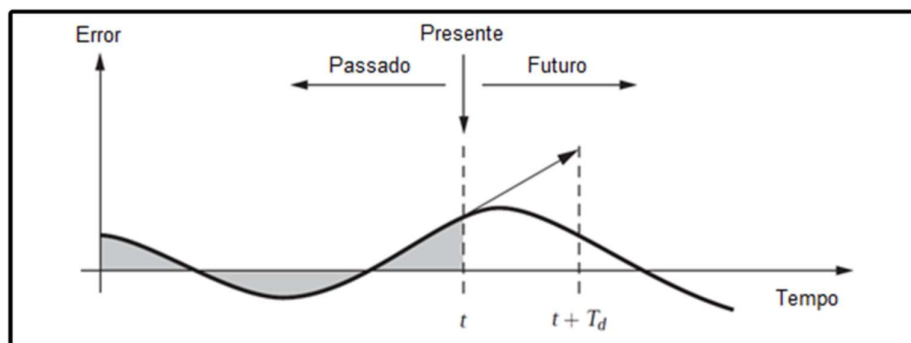


Figura 1.3 - Um controlador PID calcula sua ação de controle com base em erros do controle passados, presentes e futuros [18].

Na equação 1.3, pode-se verificar a soma desses três termos:

$$u(t) = K \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (1.3)$$

Onde o termo $e + T_d \frac{de(t)}{dt}$ é uma predição linear do erro com T_d unidades de tempo no futuro. Os parâmetros do controlador são chamados: ganho proporcional k , tempo integral T_i e tempo derivativo T_d .

É importante mencionar que o controlador PID tem a capacidade de eliminar erros de estado estacionário por meio de ação integral e pode antecipar o futuro com ação derivativa. Até se pode mencionar que os controladores PI são suficientes para resolver muitos problemas de controle, onde a dinâmica do processo é benigna e os requisitos comportamentais são modestos.

O controlador PID geralmente não é implementado de forma independente, geralmente na indústria é acompanhado por uma certa capacidade lógica, funções sequenciais, seletores e blocos de funções simples para construir sistemas de automação complicados. Daí surgiram muitas ideias para a implementação de estratégias de controle mais sofisticadas, como o controle preditivo [18].

1.3. Evolução histórica dos controladores PID

Os primeiros problemas em relação à estabilidade dos sistemas, foi estudado por Nicolas Minorsky, que trabalhou alguns anos para a Marinha dos Estados Unidos, e onde encontrou entre seus primeiros trabalhos, o problema relacionado com o equilíbrio dos navios. Seus estudos foram voltados principalmente para a investigação da estabilização de navios ativos. Ele projetou um sistema de estabilização com tanques que foi estudado pela primeira vez em um modelo de cinco toneladas e, mais tarde, em escala real no navio U.X.S Hamilton [19].

O desenvolvimento de controladores PID se estende por um longo período de pelo menos 250 anos. É importante ter algum conhecimento desta história de desenvolvimento, afim de compreender os avanços que estão sendo feitos atualmente em pesquisa. Com o tempo, as tecnologias usadas para sua implementação mudaram significativamente [20].

O controlador PID leva muitos pesquisadores a realizar um estudo para controle de tecnologia, devido à sua extensa história e às muitas mudanças que sofreu, essa mudança de tecnologia é muitas vezes abrupta e não planeada, e resulta em perda de muita informação importante.

No início, os primeiros controladores eram dispositivos mecânicos (reguladores centrífugos) que eram usados para controlar moinhos de vento e máquinas a vapor. A velocidade angular foi combinada com a atuação das válvulas. Foi necessária uma grande inteligência para implementar a ação integral.

Os primeiros controladores de temperatura eram do tipo on-off, evoluindo depois para o controlo PID contínuo. O desenvolvimento de controladores analógicos PID está bem documentado em material da Eurotherm que está acessível ao público, que foi iniciado por pesquisadores da Universidade de Manchester.

Com base nessas informações, uma mudança importante ocorreu nos processos industriais. Uma vez que as funções de medição, controlo e desempenho foram separadas, foram construídos diferentes dispositivos especiais para possibilitar as ações de controlo representadas em diferentes equações. Uma característica interessante era que a transmissão e o cálculo do sinal eram feitos pneumáticamente. Um avanço notório sucedeu-se quando os tubos são usados para transmitir os níveis de pressão e pressão foram normalizados para 3–15 PSI. Isto permitiu combinar sensores, controladores e atuadores de diferentes fabricantes.

Com o progresso alcançado, foi possível centralizar os controladores em salas de controlo, e apesar de ter os sensores e atuadores instalados a várias distâncias, manteve-se a proteção dos equipamentos. Outra das grandes conquistas, foi poder usar o feedback nos controladores, para que fosse possível obter uma ação linear nas zonas de operação não-linear em componentes que tinham características fortemente não-lineares.

No início dos anos 1950, surgiram controladores PID em versão eletrónica. As ações de controlo representadas pelas equações foram executadas utilizando um computador analógico simples baseado em amplificadores operacionais. A normalização foi realizada para a transmissão do sinal na faixa de 4 a 20 mA. A representação em zero é usada para diagnósticos.

Quando o controlo de processos baseado em computador surgiu no início dos anos 60, o foco de interesse era inicialmente as funções de controlo do nível superior. Controladores PID analógicos eram usados como estrutura base, enquanto o computador fornecia apenas os setpoints aos controladores.

O uso de computadores digitais permitiu outro avanço para implementar os controladores, isto fez com que o controlo por computador fosse utilizado em sistemas fortemente centralizados, já que o cálculo digital é justificado pelo custo económico em grandes sistemas. Nos anos 70, com o surgimento dos microprocessadores, controladores simples foram implementados com o

uso de computadores. As vantagens do uso de um computador digital foram grandes, já que muitas funções como ajuste automático, adaptação e diagnóstico poderiam ser adicionadas. Com a criação dos microprocessadores, o cálculo digital ficou mais barato em sistemas pequenos. Essa nova tecnologia teve um grande impacto no controlador PID, o que deu origem a controladores de loop único, controladores de alguns loops e grandes sistemas distribuídos. Os potenciais recursos do computador digital foram explorados através da incorporação de funcionalidades como auto-ajuste, adaptação e diagnóstico nos sistemas [18].

Com o surgimento dos sistemas de controle distribuído (DCS), os sistemas analógicos foram substituídos por uma arquitetura distribuída, onde os controladores analógicos e os módulos funcionais foram representados como blocos nos programas DCS. Na época em que estes sistemas surgiram, não era possível tirar o máximo proveito dessas novas vantagens. Todos os sinais estavam disponíveis num computador, mas demorava tempo para representar esse tipo de sinal nos sistemas DSC, e gerir a saturação do termo integral [18].

Na atualidade, a tecnologia já se encontra mais avançada. As realizações analógicas estão se tornando equivalentes a sistemas elétricos micro-eletromecânicos (MEMS). E os controladores digitais são implementados usando FPGA (Field Programmable Gate Arrays), que permitem períodos de amostragem muito curtos. O FPGA difere dos computadores digitais, estes são altamente paralelos. Hoje já se podem encontrar controladores PID em muitos formatos. As funções PID já são encontradas nos autómatos programáveis, que originalmente viriam substituir os relés. Existem muitos sistemas que têm controladores PID implementados em computadores. Estes permitem o controlo de processos, desde de apenas algumas dezenas de circuitos, a grandes sistemas distribuídos. Existem controladores especiais como pilotos automáticos e sistemas de controlo para leitores de CD, DVD e memórias óticas que se baseiam no controlador PID [18].

1.4. Tecnologias para dessalinização de água

A dessalinização das águas subterrâneas, e do mar, é uma resposta promissora à escassez global de água. É sabido que 98% da água do planeta está nos oceanos, que são uma verdadeira reserva inesgotável de água. Um exemplo é o uso de energia nuclear na dessalinização de água salgada ou salobra, que permite a produção simultânea de eletricidade e água potável. Esta é uma opção tecnicamente viável, segura e atraente [21].

Atualmente, temos muitas tecnologias usadas na dessalinização de água. Geralmente essas tecnologias são divididas em duas áreas: processos térmicos e processos de membrana.

Os principais processos térmicos utilizados são:

- Destilação Flash de múltiplos estágios (MSF);
- Destilação múltiplo efeito (MED);
- Destilação por compressão a vapor (VC).

Nos processos de membrana, temos a osmose inversa para a dessalinização da água do mar, e a eletrodialise para a dessalinização da água salobra.

No ponto a seguir, será feita uma breve descrição de cada uma das tecnologias, o que ajudará a compreender melhor e permitirá saber qual delas é a mais vantajosa [21].

1.4.1. Destilação Flash de múltiplos estágios (MSF)

O princípio deste método baseia-se na redução abrupta da pressão da água do mar, abaixo da pressão do vapor de equilíbrio, o que causa uma evaporação repentina ou uma ebulição explosiva da mesma. É possível conseguir isso introduzindo água do mar, previamente aquecida à temperatura de ebulição com vapor de uma fonte externa, numa câmara, através de um orifício para que possamos reduzir sua pressão. Devido à natureza violenta e turbulenta da evaporação, a área superficial da água exposta aumenta, beneficiando assim a produção de vapor. O vapor assim produzido passa por "demisters" (desnebulizadores), onde se separa das gotas de salmoura que carrega. Esse vapor é condensado na superfície dos tubos que alimentam a água do mar para a central, sendo obtida uma água do mar pré-aquecida pelo calor libertado pelo vapor durante a condensação da água dessalinizada.

Um desnebulizador é um dispositivo que serve para separar da maneira mais eficiente as gotículas muito finas transportadas por um gás ou vapor, seja em fase de ebulição, evaporação a vácuo ou borbulhar de um líquido.

Neste processo, a água é antecipadamente aquecida a uma temperatura aproximada de 100 °C dentro de uma câmara de vácuo chamada "setor de aquecimento". Este pré-aquecimento é realizado com o vapor de aquecimento que entra na câmara e é condensado nos tubos que conduzem a água do mar à entrada da central. Esta temperatura é conhecida como temperatura "top" que está entre um intervalo de 90 °C a 110 °C. Esse aumento da temperatura da água do mar é realizado com a intenção de otimizar o custo de produção de água em função de um termo chamado "Gain Output Ratio" (GOR) e o número de etapas (estágios). O GOR é a proporção (rácio) entre a produção de água e o consumo de vapor.

A água do mar aquecida (Heating section) passa para outra câmara (Heat recovery section) chamada primeira etapa (1st stage). A pressão nesta câmara é menor que a anterior, correspondendo à da saturação da água de alimentação, que inicia imediatamente o processo de ebulição. Esse vapor (Steam) condensado é então enviado para a etapa seguinte (Cooling water discharge), onde se repete o processo de evaporação-condensação. Esse processo é repetido várias vezes (Nth stage), com uma pressão relativa mais baixa em cada estágio subsequente. Desta forma, obtém-se a água dessalinizada (Distillate) resultado da condensação na última etapa. Isso pode ser visto na Figura 1.4.

As instalações de MSF podem ser projetadas para uma faixa GOR cujo limite prático é de aproximadamente 11: 1. Os custos de capital aumentam com o GOR, porque seu aumento implica a necessidade de uma maior área de transferência de calor e um maior número de estágios. O valor ideal de GOR está normalmente na faixa de 7 a 9, dependendo do custo da energia. Por exemplo, uma central típica com um GOR de 8: 1 teria entre 16 a 28 estágios de recuperação de calor e 3 de extração de calor com descarga a meio.

Podemos fazer uma análise percentual entre a água de recuperação produzida e a quantidade de água do mar inserida, que dependerá da qualidade da água do mar e da temperatura "top" de operação da central. Essa recuperação tem um intervalo máximo entre 12% e 20%.

As centrais de MSF podem ser construídas com uma configuração de classe "one-through", ou seja, numa etapa ou por meio de recirculação de salmoura. Também permitem que a sua tubagem seja disposta de maneira diferente, permitindo um melhor aproveitamento do espaço [21].

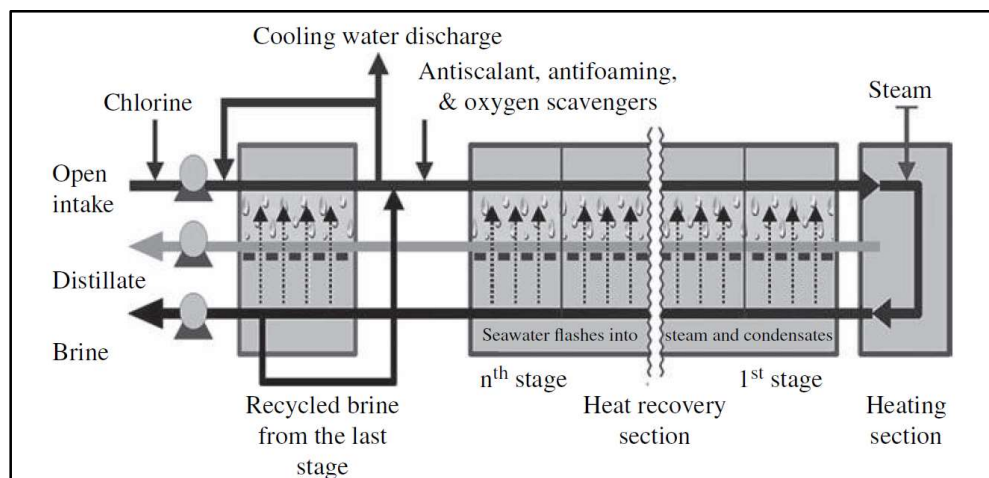


Figura 1.4 - Esquema de um sistema de destilação de MSF [6].

1.4.2. Destilação múltiplo efeito (MED)

O uso da tecnologia MED vem do mesmo princípio que o processo de MSF. A diferença mais importante entre o MED e o MSF está basicamente no processo de evaporação. As centrais MED utilizam diferentes tipos de evaporadores do tipo película fina, com os quais podem ser obtidos melhores coeficientes de transferência de calor em comparação com o obtido nas centrais de MSF, onde produzem diretamente a evaporação repentina. Entre as configurações mais utilizadas estão: tubo vertical com película ascendente, tubo horizontal e vertical com película descendente e do tipo plano, que são baseadas em pratos corrugados.

No processo MED, a água do mar é pré-aquecida no estágio de condensação do vapor gerado no último efeito, entra no primeiro efeito em que sua temperatura sobe ao ponto de ebulição com o vapor de aquecimento. A água do mar é pulverizada na superfície dos tubos do evaporador, onde é formada imediatamente uma película fina que favorece sua rápida ebulição e evaporação. O vapor produzido (Backpressure steam) é coletado nesse efeito e enviado para dentro dos tubos do evaporador (Condensate return), com o seguinte efeito, que opera a uma temperatura e pressões inferiores às do anterior. A salmoura (Recycled brine) do primeiro efeito também é enviada para o próximo efeito, onde é pulverizada, formando uma película fina na superfície dos tubos através da qual o referido vapor (Steam) circula repetindo o processo de evaporação. O vapor de cada um dos efeitos torna-se água dessalinizada quando condensado no evaporador do seguinte efeito. O processo é repetido várias vezes, dependendo do número de efeitos no sistema.

Os fatores que limitam a quantidade de efeitos são a faixa de temperatura total disponível e a diferença mínima de temperatura necessária entre os efeitos. A temperatura de saída do último efeito (temperatura "bottom end") é normalmente limitada pela temperatura do primeiro efeito (temperatura "top") devido às incrustações que formam devido à qualidade da água do mar. A diferença de temperatura entre os efeitos é determinada pela elevação do ponto de ebulição, pelas perdas de pressão entre os efeitos e a necessidade de ter uma diferença mínima de temperatura que permita obter um caudal de água destilada razoável num evaporador de tamanho finito. O processo pode ser visto na Figura 1.5.

As centrais MED, ao usar polímeros para controlar a formação de incrustações, geralmente são projetadas para operação em baixa temperatura no primeiro efeito, da ordem de 65 ° C - 70 ° C, e, portanto, a formação de incrustações é limitada.

O GOR da central MED é aproximadamente igual ao número de efeitos menos 1 (N-1). Para um GOR de 8: 1, o número de efeitos necessários em uma central MED seria 9. Este número é muito menor que o correspondente a uma central equivalente de MSF. O número de efeitos das centrais MED contribui para uma redução de custo significativa em comparação com as equivalências de MSF.

A porcentagem de água dessalinizada produzida nas centrais MED também depende da qualidade da água de alimentação. Estas centrais permitem uma recuperação aproximada de 30% a 40% [21].

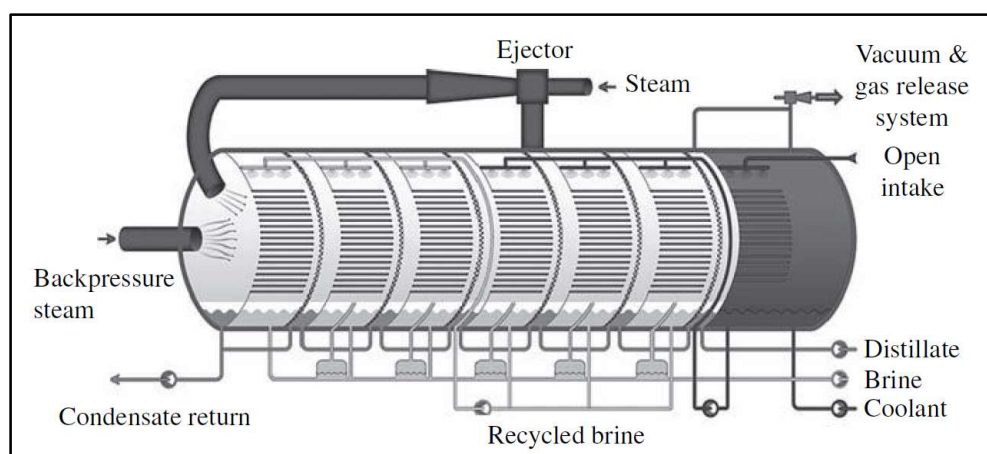


Figura 1.5 - Esquema de um sistema MED [6].

1.4.3. Destilação por compressão do vapor (VC)

Na destilação por compressão do vapor (Steam generated by vapor compression) Figura 1.6, o calor necessário para ferver a água do mar é obtido diretamente do vapor que é removido do evaporador e re-injetado no primeiro estágio após ser comprimido para aumentar sua temperatura de saturação. A compressão de vapor pode ser feita por compressor mecânico ou por um termocompressor (CMW e CTV, respectivamente).

Nas centrais de CMV, a energia fornecida ao sistema, através do compressor, determina a magnitude do aumento de temperatura e a eficiência da central. Em uma central desse tipo, procura-se usar baixo consumo de energia, mas a diferença de temperatura para evaporação é pequena, sendo necessária uma grande área de evaporação e, portanto, isso gera grandes custos. Idealmente, tenta-se equilibrar os custos de capital com os custos operacionais.

Na compressão mecânica do vapor, durante o início da operação, é necessária uma energia adicional para levar a água do mar ao seu ponto de ebulição, que geralmente é obtido com vapor externo a baixa pressão. Quando a temperatura de operação é atingida, a maior entrada de

energia do sistema é através do compressor e é necessário vapor para a substituição de perdas (make-up). O consumo de energia dependerá do fluxo de vapor, da diferença de temperatura no evaporador e da temperatura de evaporação.

Estas centrais são projetadas com tubos verticais, tubos horizontais e do tipo prato, muito semelhantes às centrais MED. A diferença pode ser a evaporação em alta e baixa temperatura. A capacidade desta central é limitada pelo fluxo volumétrico máximo do compressor e a pressão por ele desenvolvida, a temperatura operacional e a capacidade de transferência de calor do evaporador. O processo CTV é semelhante ao processo CMV, a diferença é que melhora a evaporação com o uso de um tipo de película fina ascendente, descendente e pulverizado. As centrais de CTV são construídas muitas vezes com vários efeitos para obter eficiências razoáveis. As variações operacionais são a evaporação a alta temperatura ou baixa temperatura (62-65 ° C determinada pelo nível de vácuo).

A percentagem de água dessalinizada produzida nas centrais de VC também depende da qualidade da água de alimentação e da temperatura. Esse processo pode ter uma recuperação máxima aproximada de 40-50%. Este processo pode ser visto na Figura 1.6 [21].

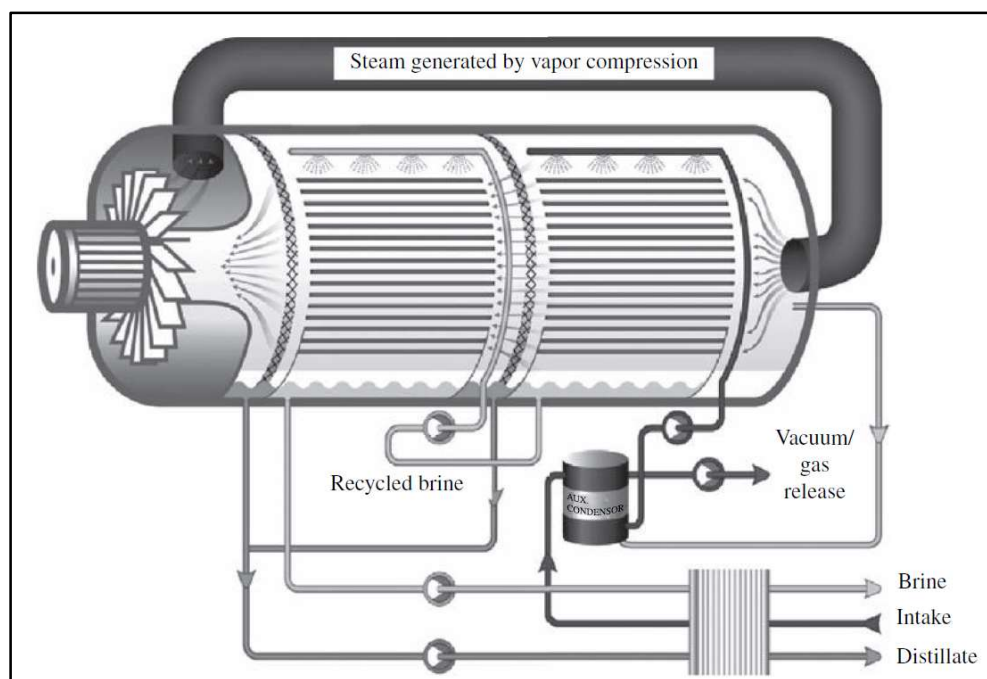


Figura 1.6 - Diagrama esquemático de um sistema de VC [6].

1.4.4. Osmose Inversa (RO)

Osmose inversa é um tipo de técnica que envolve a extração de sólidos dissolvidos em água por meio de uma membrana semi-permeável, que possui uma permeabilidade muito alta em relação

à água e uma permeabilidade muito baixa em relação a sais ou sólidos. Comparado a outros processos, não envolve nenhuma mudança de estágio.

O procedimento consiste em bombear a água através de uma membrana semi-permeável, o que permite que a pressão seja aumentada acima da pressão osmótica natural. É necessário usar uma bomba de alta pressão que permita atingir valores de 5,4 a 8,2 MPa. Em algumas centrais de dessalinização da água do mar, é utilizado um sistema de recuperação de energia a partir da corrente de salmoura, com a aplicação de alguns dispositivos.

Antes da água do mar entrar na central deve ser submetida a um estágio de pré-tratamento físico-químico (Pre-treatment via microfiltration or pressure filtration), como se pode observar na Figura 1.7. Esse pré-tratamento envolve a desinfecção com cloro para impedir o crescimento bacteriológico, a filtração multimídia para reduzir o STS (total de sólidos em suspensão), a filtração com cartuchos para proteger as membranas semi-permeáveis, e a remoção de cloro com bissulfito de sódio.

O material das membranas (Reverse osmosis) usadas para tratar a água do mar é geralmente poliamida. Embora, a poliamida seja mais suscetível à degradação por oxidação devido ao cloro livre, foram feitas melhorias para alterar sua estrutura molecular.

A operação de rejeição das membranas em operação normal é de 99% dos sais da água de alimentação, sendo assim obtida uma água resultante que contém entre 410-500ppm de sólidos dissolvidos totais (SDT). De acordo com a Organização Mundial da Saúde, está dentro da faixa adequada para consumo humano (menor ou igual a 500 ppm), mas não possui pureza suficiente para uso industrial. Para melhorar a qualidade da água, é necessário implementar um segundo módulo de dessalinização, a seguir ao módulo principal de Osmose inversa [21].

O uso da Osmose inversa inclui baixos requisitos de energia, em comparação com outros métodos, além do uso de baixas temperaturas de operação, design modular e baixos custos de produção de água. Assim, de acordo com um estudo realizado para centrais de médio porte para as tecnologias MSF, MED e RO, foi estimado que o custo da produção de água em US \$ / m³ seria de 1.04, 0.95 e 0.75, respetivamente [22]. Observando essa comparação dos custos de produção de água, fica claro que a produção de água por Osmose Inversa é mais rentável.

Com os altos custos atuais de energia e a diferença entre os custos de produção de água dessalinizada (Product water) por diferentes técnicas, o processo por osmose inversa é a mais favorável. Podemos ver na Figura 1.7 o processo de remoção de contaminantes por osmose inversa.

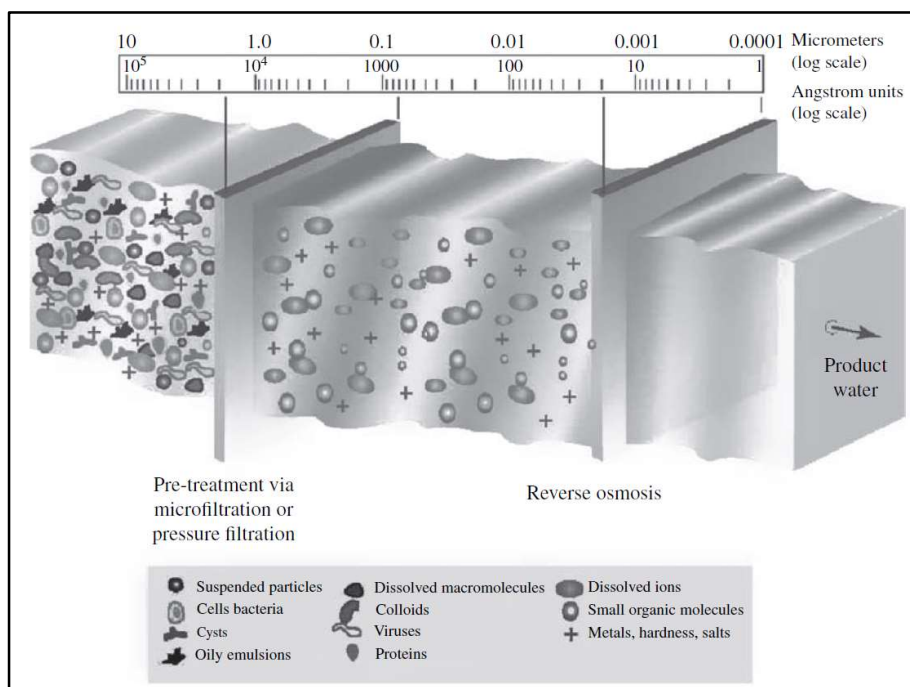


Figura 1.7 - Remoção de contaminantes por membranas RO [6].

Devido à constante melhoria nos tipos de tecnologias de membrana semipermeável para altas fluxos, pressões relativamente altas e com alta robustez para suportar as condições mais agressivas da água do mar, a técnica de osmose inversa evoluiu muito rapidamente, desde o baixo consumo de energia em comparação com as outras técnicas e a alta lucratividade nos custos de produção. Estas diferenças fazem desta técnica a melhor maneira de obter água potável. Na Tabela 1.1, podemos ver uma rápida comparação entre cada técnica [6].

Tabela 1.1 - Custos de produção de energia e água para tecnologias alternativas de dessalinização.

Tipo de energia	MED	MSF	VC	BWRO	SWRO
Pressão da corrente, ata	0,2-0,4	2,5-3,5	não é necessário	não é necessário	não é necessário
Equivalente a energia elétrica, kWh/m ³ (kWh/1000 gal)	4,5-6,0 (17,0-22,7)	9,5-11,0 (35,9-41,6)	NA	NA	NA
Consumo de eletricidade, kWh/m ³ (kWh/1000 gal)	1,2-1,8 (4,5-6,8)	3,2-4,0 (12,1-15,1)	8,0-12,0 (30,3-45,4)	0,3-2,8 (1,1-10,6)	2,5-4,0 (9,5-15,1)
Consumo total de energia, kWh/m ³ (kWh/1000 gal)	5,7-7,8 (21,5-29,5)	12,7-15,0 (48,0-56,7)	8,0-12,0 (30,3-45,4)	0,3-2,8 (1,1-10,6)	2,5-4,0 (9,5-15,1)
Custos de produção de água, US\$ por metro cúbico (US\$ por 1000 gal)	0,7-3,5 (2,6-13,2)	0,9-4,0 (3,4-15,1)	1,0-3,5 (3,8-13,2)	0,2-1,8 (0,8-6,8)	0,5-3,0 (1,9-11,3)

1.5. Estado da arte dos sistemas de controlo de centrais dessalinizadoras de água de mar que utilizam osmose inversa

Existem muitas publicações de diferentes grupos de pesquisa onde é possível observar a grande preocupação com a implementação de novas estratégias robustas de controlo. O conteúdo de muitas dessas publicações, geralmente, segue a mesma estrutura para obter uma estratégia aprimorada de controlo de processos. O controlo de processo é a parte essencial de qualquer central de produção, e é por isso que novos algoritmos de controlo são desenvolvidos e implementados para a otimização da produção [23]-[24].

Em relação às centrais de osmose inversa para dessalinização da água do mar, onde envolve variáveis críticas, é necessário garantir uma produção constante de água e que ela possua um grau de pureza aceitável, que permita sua utilização tanto no consumo humano quanto no consumo industrial. É necessário levar em consideração que uma estação de osmose inversa não é projetada para produzir quantidades variáveis de água, uma vez que essa flutuação na quantidade de água produzida pode alterar a qualidade dessa água [25].

O controlo de processo é uma parte importante das estações de dessalinização da água do mar, pois permite reduzir os custos operacionais e também manter um tempo de vida útil mais longo das membranas [26].

Muitas estratégias de controlo convencional, como controlo manual (ON-OFF), controlo PID, controlo em cascata e controlo feed-forward, são usadas há muito tempo para controlo em diferentes tipos de processos, como por exemplo, controlo de caldeiras e controlo de movimento. É usado até em centrais de dessalinização de água do mar. Devido ao comportamento complexo das unidades de osmose inversa, esses tipos de controlo não permitem um controlo eficaz adequado de variáveis críticas e, portanto, foram desenvolvidas estratégias de controlo mais avançadas [25]-[27]. Com o tempo, foram aplicadas estratégias de controlo mais avançadas, tais como: controlo de dissociação, compensação de atraso de tempo, preditores de Smith, controlo difuso e controlo de rede neural.

Em 1986, Mindler propôs um tipo de controlo manual (ON-OFF) que se adapta às centrais de dessalinização por osmose inversa. Para a aplicação desta proposta, a central deve ter um grande sistema de armazenamento, pois deve atender aos altos níveis de demanda. O sistema consiste em associar uma bomba de alta pressão a vários sistemas de membrana de osmose inversa, assim, a saída das membranas é direcionada para o mesmo reservatório e a operação alternada de cada sistema de membrana [28].

Em 1989, Alitqi e seus colaboradores publicaram uma investigação relacionada ao desenho de uma estratégia de controlo para uma estação piloto de Osmose Inversa, onde é mencionada a importância de controlar parâmetros como Fluxo de Permeado e Condutividade. Essa estratégia foi aplicada com os dados obtidos na central de Osmose Inversa do Kuwait. Para o desenvolvimento desta pesquisa, foram utilizadas algumas técnicas, tais como: identificação do sistema, matriz de ganho relativo e teste de controlabilidade. Além disso, foram desenvolvidos controladores aplicando as configurações de Ziegler-Nichols para o projeto de controladores SISO para malha aberta e para o sistema multivariável foi implementada a técnica de ajuste do módulo de registo, onde as variáveis manipuladas são a pressão de alimentação e o pH, que controlam o fluxo do permeado e a condutividade, respetivamente.

Para obter o modelo matemático desta central, foi utilizado o método experimental em malha aberta no Matlab, onde é definido um objetivo de pressão de entrada e pH, e são obtidos dados sobre o comportamento do fluxo e da condutividade. Com base nesses dados, a matriz de transferência que representa o modelo multivariável da unidade de osmose inversa, pode ser vista na Tabela 1.2.

Tabela 1.2 - Funções de transferência para o modelo encontrado por Alitqi 1989.

	P	pH
F	$\frac{0,002(0,056s + 1)}{0,003s^2 + 0,1s + 1}$	0
C	$\frac{-0,51(0,35s + 1)}{0,213s^2 + 0,7s + 1}$	$\frac{-57(0,32s + 1)}{0,6s^2 + 1,8s + 1}$

O pH não afeta o fluxo da água. O fluxo do permeado deve ser controlado por pressão. A salinidade é indicada pela condutividade, que é controlada pelo pH. Para isso, foram selecionados controladores integrais proporcionais (PI) para as duas malhas; a ação derivativa não foi incluída de modo a evitar a amplificação do ruído nas malhas de fluxo. Para o ajuste deste controlador, foi utilizado o método de Bigges-Log Moduling, que permite obter valores ótimos para o controlo PI, no entanto, embora os resultados obtidos sejam aceites, é necessário um controlador mais sofisticado para esta central [16].

Em 1996, Robertson e seus colaboradores propuseram a introdução de uma nova estratégia de controlo de Dynamic Matrix Control (DMC), que permite a operação de uma central de osmose inversa com vários fluxos de permeado, sem afetar a operação principal e sem alterar qualidade da água. Neste trabalho, aplicou-se a estratégia avançada DMC para realizar um controlo

otimizado de uma central de dessalinização por osmose inversa, baseada no modelo obtido por Alatiqi no Kuwait Institute. Essa técnica foi desenvolvida pela Shel Oil Company e a estratégia foi programada pela Universidade de Louisville. Essa estratégia utiliza parâmetros de modelos desenvolvidos através do esquema de identificação online. A ação de controle é calculada através de um método de otimização como uma fórmula de mínimos quadrados para minimizar a integral da curva de erro no tempo.

Os resultados obtidos na simulação DMC foram comparados com os resultados obtidos pelo controlador proporcional-integral (PI) baseado no critério de desempenho da integral do erro ao quadrado (Integral Squared Error - ISE), onde os resultados mostraram um melhor controle de condutividade pelo DMC. O ISE para condutividade usado pelo controlador PI é 1688.92 enquanto que para o controlador DMC, com os parâmetros de configuração apropriados, o ISE pode ser muito menor que 1.0. Isso demonstra que há muito mais flexibilidade na operação de uma central de osmose inversa por controle DMC [25]. Os parâmetros de operação estão na Tabela 1.3.

Tabela 1.3 - Intervalo de operação da instalação no modelo proposto por Robertson.

Variável	Intervalo linear
Fluxo, gpm (m ³ /h)	0.85-1.25 (0.2-0.3)
Pressão, psi (kPa)	800-1000 (5500-7000)
Conductividade us/cm	400-450
pH	6-7

Em 1997, Assef e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual desenvolveram um controlador preditivo baseado num modelo de tempo contínuo (CMPC), tendo em consideração um modelo multivariável composto por 4 variáveis de saída (fluxo do permeado, condutividade do permeado, indicativo do teor de sal no produto, pressão pós-membrana e pH de entrada) e 2 variáveis de entrada (fluxo de água rejeitada e fluxo de água ácida). O principal objetivo desta proposta é produzir um fluxo de permeado específico, com o nível de sal desejado, baseado nas restrições de pH de entrada e que a pressão pós-membrana esteja dentro dos limites especificados.

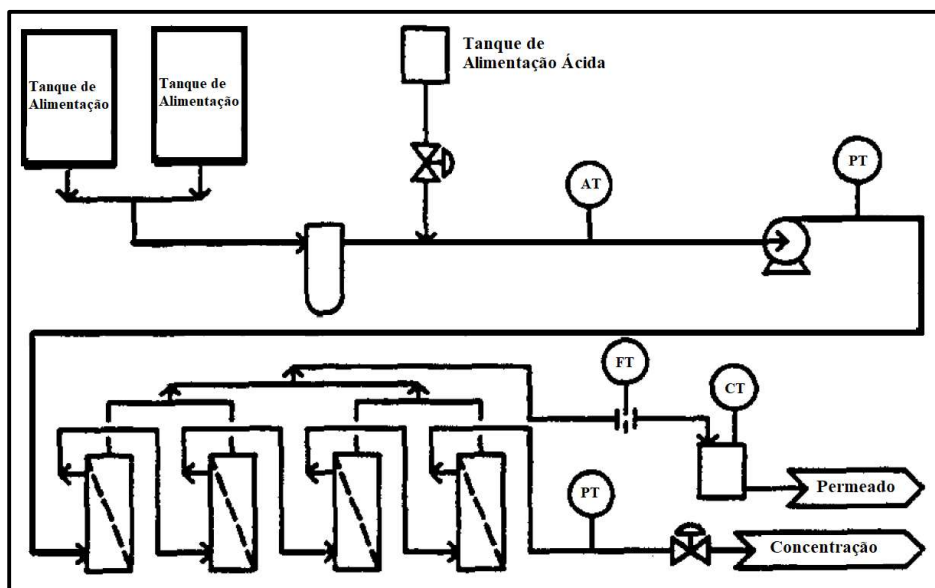


Figura 1.8 - Esquema do processo da unidade de Osmose Inversa [29].

O procedimento consistiu em realizar provas de passo, com a intenção de levar o sistema a um estado estacionário, para isso se introduziu uma mudança de estado numa válvula de entrada de ácido e registaram os valores de resposta das quatro saídas. Este mesmo procedimento se aplicou com a válvula de controlo de pressão. Este procedimento permitiu calcular a função de transferência de sistema como se mostra na Tabela 1.4 [29]:

Tabela 1.4 - Modelo da unidade de osmose inversa proposta por Assef 1997.

	Fluxo de rejeição salobra	Fluxo de entrada de ácido
F	$\frac{-0.155(0.375s + 1)}{(0.22s + 1)(2.51s + 1)}$	0
C	$\frac{2.48e^{-120s}}{(114s + 1)(113s + 1)}$	$\frac{0.45e^{-120s}}{(104s + 1)(100s + 1)}$
P	$\frac{-4.74}{(1.45s + 1)}$	0
pH	0	$\frac{-0.077}{(21.2s + 1)}$

O desempenho do controle PI foi verificado através de uma mudança de ciclo no ponto de ajuste do fluxo do permeado em uma execução e uma mudança de ciclo no ponto de ajuste de condutividade do permeado na segunda execução. Concluiu-se que a condutividade do permeado se desvia do ponto estabelecido durante o transitório, uma vez que a estratégia não fornece nenhuma forma de compensação de interação, além de que o pH de entrada e a pressão pós-membrana, não podem ser regulados.

A aplicação do controlo CMPC através do software usado por Robertson permite que o sistema tenha uma melhor taxa de fluxo de permeado (3,5%), obedecendo as restrições nas outras três variáveis de saída. Os recursos oferecidos pelo CMPC são únicos e podem gerar operações muito melhores no sistema, prolongando a vida útil da membrana e reduzindo o tempo de inatividade.

Em 2001, Burden e seus colaboradores publicaram uma investigação em que propuseram uma estratégia de controlo preditivo restrito (CMPC), com a diferença de incorporarem um módulo de fibra oca, especificamente com um permeador B-9 Permasep de DuPont que pode trabalhar para uma pressão muito menor. Nesta publicação, eles mencionam que a pressão do sistema afeta diretamente o fluxo de água do produto, bem como a qualidade da água.

Nas conclusões desta publicação, foi demonstrado que o controlador PI não podia controlar adequadamente a condutividade do permeado, ajustando o pH da alimentação, quando ocorriam grandes desvios na condutividade do permeado devido a alterações no fluxo do permeado. O circuito de controlo PI tornou-se instável. Comparado com a aplicação da estratégia de controlo do CMPC implementada usando o software ONLINE, desenvolvido pela Simulation and Advanced Controls Incorporated, foi alcançado um controlo adequado do sistema, onde o pH da alimentação foi mantido dentro dos limites no ponto de máxima rejeição dos íons cloretos, bem como o fluxo e a condutividade do permeado, além da pressão pós-membrana que também permaneceu dentro dos limites. Finalmente o software ONLINE permitiu maximizar o desempenho do sistema com um aumento de 13,6% de Vazão do permeado com uma redução de 1,1% na condutividade do permeado, o que melhorou a qualidade da água [30].

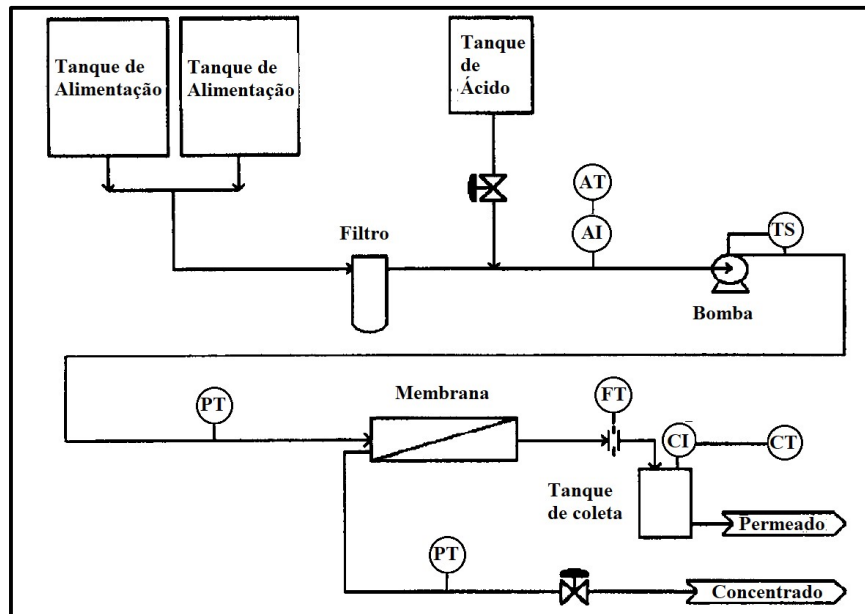


Figura 1.9 - Diagrama esquemático da instalação piloto [30].

Em 2001, Zilouchian e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual propõem a aplicação da Lógica Difusa e das Redes Neurais, que são incorporadas em sistemas inteligentes com soft computing, onde envolvem a integração da computação, raciocínio e tomada de decisão, a fim de fornecer uma compensação entre precisão e incerteza. O sistema Fuzzy foi implementado com o uso da arquitetura Mandani, onde a configuração do hardware consistia em um controlador fuzzy e uma interface PLC (Programmable Logic Controller) e vários sensores. O controlador difuso recebe e processa as informações de campo fornecidas pelo PLC. O controlador difuso forneceu uma entrada analógica externa para a bomba doseadora de ácido com base na saída do controlador Fuzzy. O controlo da pressão aplicada depende dos fluxos de água e sal, do total de sólidos dissolvidos, da descarga de salmoura, do fluxo de permeado, da condutividade do permeado e da temperatura de alimentação. A principal tarefa do controlador difuso envolve vigiar e adaptar essas variáveis. O controlo do fluxo efetivo depende do fluxo do permeado, pressão pós-membrana, índice de escala e recuperação. A tarefa do controlador difuso consiste em adaptar-se às mudanças nessas variáveis e controlar a vazão necessária para a alimentação da membrana de Osmose Inversa [31]. Podemos observar o seguinte esquema na Figura 1.10.

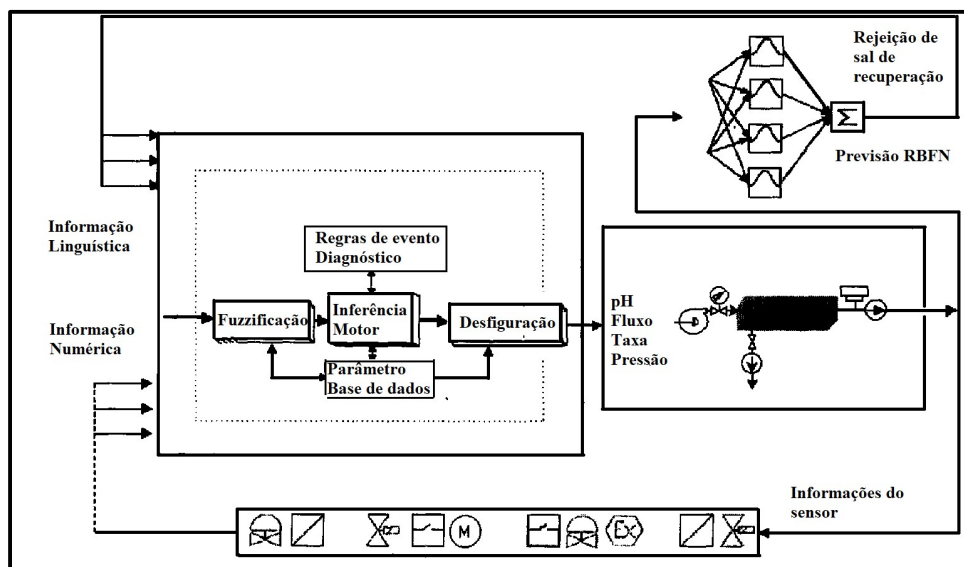


Figura 1.10 - Esquema do sistema de controlo neuro-fuzzy [31].

Em 2005, Riverol e seus colaboradores publicaram uma investigação em que mencionavam algumas características dos diferentes tipos de dessalinização da água. Daquilo que é descrito, eles mencionam que, diferentemente dos processos térmicos, as membranas de osmose inversa não fornecem água de alta pureza. Em média, a salinidade do permeado varia entre 30 e 150 ppm. Portanto, pode ser necessária uma segunda fase desse processo, para reduzir a salinidade para um nível aceitável.

Eles propuseram realizar um controlo usando o método de desacoplamento de sinal para uma unidade de Osmose Inversa, onde a condutividade (C) e o fluxo de água na entrada (F) eram as variáveis controladas, pelas variáveis manipuladas pH e pressão de alimentação (P).

O modelo matemático do sistema é mostrado na Tabela 1.5, cujos parâmetros foram estimados empiricamente. Os parâmetros de operação estão na tabela 1.6.

Tabela 1.5 - Modelo da unidade de osmose inversa proposta por Riverol 2004.

	P	pH
F	$\frac{0.0045(0.104s + 1)}{(0.012s^2 + s + 1)}$	0
C	$\frac{(-0.12s + 0.22)}{(0.1s^2 + 0.3s + 1)}$	$\frac{-10(0.3s + 1)}{(s^2 + 5s + 1)}$

Tabela 1.6 - Intervalo de operação da instalação no modelo proposto por Riverol

Variável	Intervalo linear
Fluxo, m ³ /d	33000-54000
Pressão, (kPa)	800-1000
pH	6-7.2
Conductividade us/cm	400-450

O controlador desacoplado tem a vantagem de não precisar de ajuste como o PID clássico. O controlador apenas de ser modificado se o modelo for alterado. Ele também oferece uma solução fácil para a nova demanda do mercado e sua rápida implementação. O sistema clássico é muito sensível à mudança nas variáveis manipuladas. Outra vantagem das variáveis dissociadas é que elas reduzem a sensibilidade, pois permitem converter um sistema MIMO em vários sistemas SISO. Riverol concluiu que seus testes mostraram que o sistema de controle poderia ser razoavelmente usado para avaliar o desempenho dessa unidade de Osmose Inversa [32].

Em 2006, Abbas e seus colaboradores publicaram uma investigação em que propõem a implementação de um controlador DMC, com e sem restrições, com o objetivo de controlar uma unidade de dessalinização de água por osmose inversa simulada. Dois casos foram considerados nesta publicação: o primeiro é um sistema SISO em que a vazão do permeado é controlada pelo ajuste da pressão de alimentação. No segundo caso, a quantidade e a qualidade do produto são controladas através da manipulação da pressão de alimentação e do pH. O desempenho do DMC foi comparado aos controladores PI convencionais. O modelo dinâmico do sistema utilizado foi o desenvolvido pela Alatiqi para uma unidade de dessalinização de água do mar por Osmose Inversa.

A estratégia de controle do MPC possui um modelo de sistema dinâmico integrado no controlador. A operação do modelo consiste em prever a resposta futura do sistema com base nas ações passadas do controlador, e no estado atual da estação.

Um dos algoritmos MPC (Model Predictive Control) mais comuns usados na indústria de processos é o algoritmo DMC (Dynamic Matrix Control). O principal motivo é que ele é minimizado a um horizonte de previsão para produzir movimentos ideais de saída do controlador. Foi escrito um programa MATLAB para simular o sistema de Osmose Inversa controlada por controladores PI convencionais ou um DMC com e sem restrições. Os resultados mostram que o DMC oferece melhor desempenho em comparação com os controladores PI clássicos. Além disso, oferece boa robustez. Mesmo com grandes mudanças, os sistemas

mantêm um bom controle, $\pm 30\%$, no ganho relacionado à vazão do produto na pressão de alimentação. [2].

Em 2006, Gambier e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual propõem um sistema de controle chamado Otimização Multi-objetivo (MOO - Multi-Objective Optimization) para a dessalinização da água do mar. Nesta publicação, eles descrevem 4 componentes básicos de uma unidade de Osmose Inversa Figura 1.11, que são: pré-tratamento (Pretreatment chemical additives, LP Pump and Filter), bomba de alta pressão (HP Pump), membrana permeada (RO Unit), e pós-tratamento (Posttreatment chemical additives and minerals). Um dos principais objetivos de um sistema de osmose inversa consiste em manter uma taxa de produção constante com pureza aceitável.

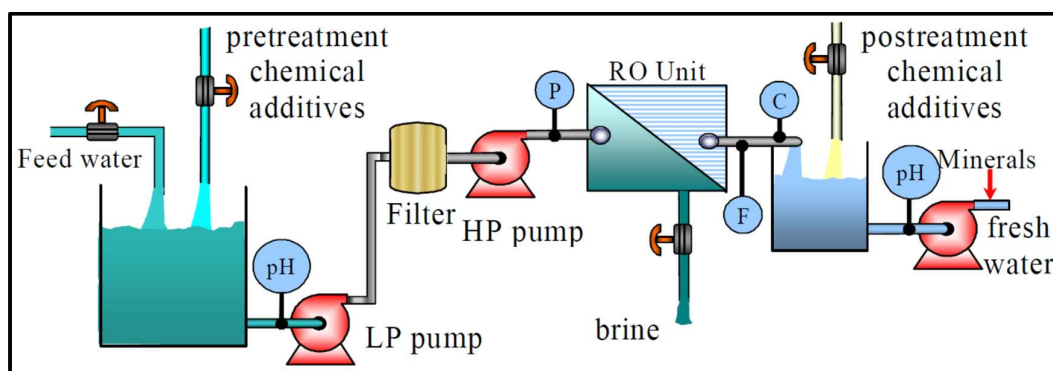


Figura 1.11 - Diagrama esquemático de uma instalação de Osmose Inversa [33].

Para o desenvolvimento desse ótimo controlador multiloop, foi utilizado o modelo matemático usado por Robertson em 1996. Esse controle multiloop é baseado na interação de vários controladores, que são ajustados simultaneamente. Para o desenvolvimento desse controle, foi aplicado um algoritmo genético para determinar um "Pareto", de modo que um conjunto ideal de parâmetros do controlador seja obtido. Nesse sentido, os "Paretos" são capazes de cuidar de todos os objetivos conflitantes individualmente, mas ao mesmo tempo se entendem. Para a implementação do software, foi utilizada a caixa de ferramentas Matlab GEATbx e a simulação foi realizada usando Matlab / Simulink.

O sistema de controle projetado usando a nova abordagem mostra uma resposta mais rápida. Os resultados da simulação mostram que o sistema de controle obtido com este método, é superior aos controladores PI, que são ajustados individualmente. Um segundo resultado importante é que os sistemas de controle otimizados permitem a união de vários loops que permitem ser equivalentes ou melhores que os algoritmos de controle mais sofisticados e de implementação difícil [33].

Em 2008, McFall e seus colaboradores publicaram uma investigação em relação à dessalinização por Osmose Inversa, Figura 1.12, onde um dos principais objetivos de um controlador em alta recuperação é rejeitar os distúrbios causados pela variação da água de alimentação. O sistema de Osmose Inversa consiste em uma bomba de alta pressão (High Pressure Pump), duas válvulas automatizadas (Bypass Valve and Retente Valve), uma unidade de membrana enrolada em espiral (RO Membrane), instalações hidráulicas e tanques necessários.

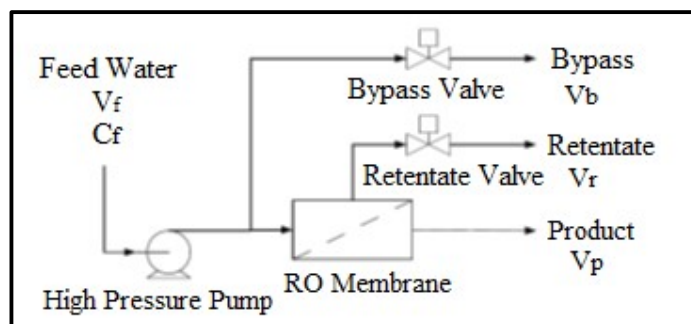


Figura 1.12 - Processo de dessalinização de alta recuperação por osmose inversa com uma membrana única. As duas válvulas atuadas como entradas manipuladas [34].

O objetivo deste trabalho foi desenvolver estruturas de controle de alimentação / realimentação não lineares baseadas no modelo de recuperação de dessalinização por Osmose Inversa das equações de Lyapunov, enquanto considerava questões práticas, como medições de amostragem e de grandes flutuações da alimentação variam no tempo. Para atingir esse objetivo, foi realizado um modelo matemático detalhado de um sistema de Osmose Inversa de alta recuperação [34].

Em 2009, Kim e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual propõem um controle para Osmose Inversa, com base num algoritmo chamado IGA (Immune-Genetic Algorithm), cujo principal objetivo é manter um pH constante, além de reduzir as impurezas através do controle de condutividade. Nesta publicação, é mencionado que o algoritmo genético (Genetic Algorithm) tem um problema que é de convergência local precoce e propõe o uso do algoritmo IGA para compensar esses problemas do algoritmo genético.

O sistema imunológico Bio é um sistema que protege contra a invasão de substâncias estranhas e preserva um bio-sistema ao rejeitá-lo ou eliminá-lo.

A primeira parte possui uma capacidade de aprendizagem de memória que pode ser lembrada pelo antígeno, uma vez rejeitada pelo processo de reconhecimento de padrões e recriando rapidamente anticorpos relevantes. Na segunda parte, é possível realizar a auto-regulação do

sistema imunológico, calculando a expectativa de cada antígeno. Finalmente, é possível ter um processamento paralelo idealmente distribuído para o uso simultâneo de várias soluções viáveis.

Neste estudo, o método do algoritmo genético imunológico (IGA) foi proposto para encontrar os ganhos ótimos do controlador PID e, assim, melhorar o desempenho de um sistema de osmose inversa. O IGA proposto melhora introduzindo o conceito de cruzamento e mutação no algoritmo genético convencional.

Para observar o desempenho do conceito proposto, a simulação foi realizada num computador. A comparação foi feita entre o método baseado em Ziegler-Nichols convencional e o IGA proposto, e foi observado um melhor desempenho usando o IGA. No entanto, ele não foi implementado em um sistema real, portanto, as características reais de um sistema de osmose inversa não foram consideradas [35].

Em 2009, Bartman e seus colaboradores publicaram uma investigação de controlo tolerante a falhas, na qual é proposto um sistema de controlo preditivo que visa evitar os danos causados à membrana, controlando a inversão do fluxo de alimentação da unidade de osmose inversa (Spiral-wound RO Unit), com o uso de válvulas adicionais, como mostra a Figura 1.13.

O objetivo do trabalho foi usar o modelo de controlo preditivo (MPC) para determinar o momento de comutação ideal em condições operacionais normais, para uma condição em que o fluxo de entrada da membrana seja menor. Com isso, pretende-se evitar golpes de aríete durante o fechamento da válvula solenóide, evitando flutuações de pressão e diminuindo o desempenho do sistema.

Quando o sistema é comutado no modo de fluxo inverso, é desejável trazer a taxa de alimentação nas membranas, abaixo do limite de velocidade, onde o fluxo não causará um golpe de aríete significativo [36].

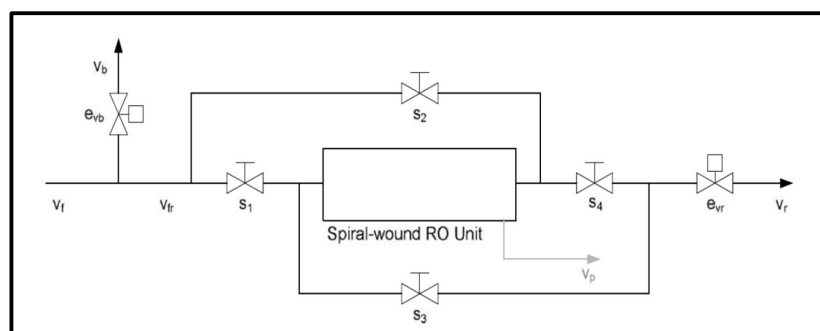


Figura 1.13 - Uma visão ampliada da configuração de inversão de fluxo em torno da unidade enrolada em espiral [36].

Em 2009, Gambier e seus colaboradores publicaram uma investigação sobre a tolerância a falhas de uma unidade de Osmose Inversa, que descreve que a FTC (Fault Tolerant Control) se concentrou no design de controladores que toleram possíveis falhas, mantendo o comportamento estável e o desempenho aceitável.

Na publicação, é mencionado que é possível obter uma tolerância limitada a falhas projetando um controle robusto, chamado passivo. Para sistemas ativos, o controle tolerante a falhas (AFTCS) requer um novo controlador que é obtido usando qualquer controle adaptativo ou de comutação.

As estações de osmose inversa podem sofrer um número variado de falhas. No entanto, nem todas as falhas podem ser simuladas no sistema real sem causar danos permanentes. Portanto, nesta publicação, foi feita uma seleção das possíveis falhas na realização de experiências. Essas falhas são descritas na Tabela 1.7:

Tabela 1.7 - Falhas estudadas na instalação real de osmose inversa.

Componente do sistema	Falhas
Unidade de OI	Vazamento
	Bloco de tubulação
	Ar no sistema
	Escala / incrustação
Bomba	Redução da potência de bombeamento
	Avaria transitória da bomba
Atuadores	Perturbação no sinal de controle
	Redução do alcance da válvula
	Redução da velocidade da válvula
	Quebra da válvula
Sensores	Medição perturbada
	Avaria do sensor

Para esta investigação, foi utilizada um sistema piloto experimental construído com base num pequeno tamanho de sistema industrial de osmose inversa. O objetivo do sistema do laboratório é avaliar novos algoritmos, onde podem ser encontrados problemas reais de controlo industrial. O sistema permite a investigação de vários problemas típicos na área de controlo, como criação de modelos, controlo avançado, deteção de falhas, controlo de supervisão e reconfiguração do sistema [37].

Em 2009, Lee e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual desenvolvem uma Rede Neuronal Artificial (RNA) para prever o desempenho de uma fábrica de dessalinização

de água do mar por osmose inversa (Sea Water Reverse Osmosis - SWRO), e foi aplicada para simular a temperatura da água de alimentação.

Este modelo possui cinco parâmetros de entrada (temperatura de alimentação, alimentação total de sólidos dissolvidos (TDS), pressão pós-membrana (TMP), taxa de fluxo de alimentação e tempo) e dois parâmetros de saída (permeado de TDS e taxa de fluxo). Os dados foram recolhidos num ano de operação ($n = 200$) da fábrica SWRO Fujairah, localizada nos Emirados Árabes Unidos (EAU), divididos em três conjuntos de dados (treinamento, validação e conjunto de dados de teste) para desenvolver o modelo de RNA.

Os resultados deste estudo mostram que a variação na temperatura da água de alimentação e na TMP afetam significativamente o TDS do permeado e a taxa de fluxo.

A partir de simulações subsequentes com vários controlos de temperatura, sugere-se ainda que o TDS do permeado possa ser reduzido usando um controlo linear ($27,5 - 29,5$ ° C) para a temperatura de alimentação de um sistema híbrido SWRO com vários estágios de (MSF), como a fábrica de Fujairah.

A Figura 1.14 representa o diagrama esquemático de uma rede neuronal artificial (RNA) com três camadas: uma camada de entrada (Input Layer) com cinco neurónios: tempo (Time), temperatura de alimentação (Feed temperatur), concentração de alimentação (Feed TDS), diferença de pressão (TMP) e taxa de fluxo de alimentação (Feed flow rate); uma camada de saída (Output Layer) com dois neurónios: permear TDS (Permeate TDS) e permear vazão(Permeate Flow rate); uma camada oculta (Hidden Layer) com 15 neurónios. A estrutura da rede é avançada, na qual um neurónio numa camada anterior é vinculado a todos os neurónios nas próximas camadas.

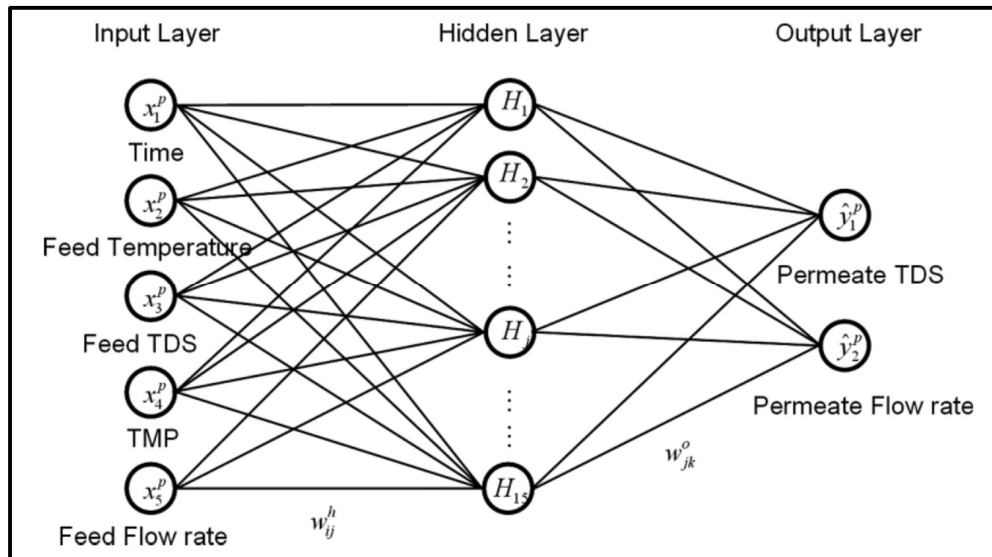


Figura 1.14 - Diagrama esquemático de um modelo de rede neural artificial (RNA) [38].

RNA é uma função de ativação de combinação linear. Foi usada uma função de transferência sigmoide para a ativação da abordagem universal de outras funções.

Entre seus resultados, observa-se que a impregnação de TDS pode ser reduzida através de operação otimizada, usando um controle de aumento linear (de 27,5 a 29,5 ° C) para a temperatura de alimentação. Além disso, este estudo sugeriu a incorporação de um sistema híbrido contendo um permutador de calor, para que a temperatura de alimentação possa ser ajustada para uma temperatura mais otimizada e, assim, alcançar uma taxa de recuperação de água mais alta com base no TDS máximo permitido (< 500 ppm). Por fim, foi sugerido o desenvolvimento de um modelo de RNA para prever o desempenho e otimizar a operação dos sistemas de dessalinização SWRO. Assim, também permite combinar modelos determinísticos que incluem leis físicas como um modelo híbrido para a análise e/ou previsão de processos complexos de dessalinização de SWRO, tais como: modelos de incrustação/predição de escala, modelos de otimização de processos, etc. [38].

Em 2010, Al-haj e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual propõem um algoritmo de controle MPC, para o controle de fábrica de dessalinização de água do mar por Osmose Inversa, na qual foram consideradas duas variáveis de saída: taxa de fluxo (vazão) do permeado e concentração. E como variáveis de entrada, foram consideradas: pressão de alimentação e vazão de salmoura. O desempenho do MPC foi comparado ao obtido usando um controlador PI clássico. O MPC oferece melhor desempenho que o controlador PI, além de fornecer boas características de robustez.

As malhas de controlo estudadas nesta investigação foram o controlo da vazão do permeado através da pressão de alimentação e a qualidade do permeado através da vazão de salmoura. Os controladores PI foram otimizados e testados numericamente, mas nos testes de alterações do ponto de ajuste, tanto na quantidade quanto na qualidade do permeado, mostraram resposta lenta com movimentos excessivos nas variáveis manipuladas. Em outras simulações numéricas, demonstraram a superioridade do controle por MPC, onde a resposta foi bastante rápida, com movimentos suaves nas variáveis manipuladas [39].

Em 2011, Gambier e seus colaboradores publicaram uma investigação na qual desenvolveram um controlador PID robusto baseado no método de Otimização Multi-Objetiva, para um loop de controlo de vazão de permeado, o que permitiu que ele seja menos sensível a mudanças nos parâmetros do sistema.

É mencionado um problema muito importante dos sistemas de osmose inversa, que se refere ao fato de os parâmetros do sistema não serem constantes, devido à incrustação e limpeza da membrana. E, portanto, o desempenho do controlo se deteriora rapidamente com o tempo. Também descreve a intenção de não usar hardware e software muito sofisticado, embora seja verdade que ajudaria a melhorar o controlo, causando também complexidade e dificuldade em adquiri-los. Essas dificuldades para o controlo de um sistema de dessalinização por osmose inversa, cujos parâmetros são incertos, são resolvidas usando o algoritmo de otimização multiobjetiva NBI (MOO), que escolhe um conjunto exclusivo de parâmetros de regulação e mostra um desempenho aceitável e robusto para uma grande variedade de modelos de sistemas de osmose inversa.

O sistema do laboratório consiste basicamente numa bomba vertical centrífuga de alta pressão, um filtro de carvão ativado, um filtro de cartucho de segurança e três conjuntos de membranas. Na simulação deste algoritmo, verifica-se um bom comportamento do controlador para vários sistemas, escolhidos aleatoriamente na região definida pelos intervalos. O método descrito nesta publicação não foi implementado em tempo real [40].

De acordo com os estudos realizados, observa-se uma grande preocupação quanto à busca de uma estratégia de controlo robusta e ideal para as fábricas de dessalinização da água do mar por Osmose Inversa. No entanto, à medida que alguns problemas de controlo são resolvidos, também aparecem novos problema.

Em muitas investigações, são mencionados objetivos fundamentais como uma taxa constante de produção de água, com boa qualidade para consumo humano ou industrial, assim como um

baixo consumo de energia. Para atingir todos esses objetivos, é necessário projetar e implementar uma estratégia de controlo adequada que permita, além do bom funcionamento, a vida prolongada de todos os equipamentos e instrumentos envolvidos nas instalações de dessalinização por osmose inversa.

1.6. Objetivos

De acordo com o estudo da arte desenvolvida em torno dos sistemas de dessalinização da água do mar, o objetivo deste trabalho é o desenvolvimento de um controlador PID, para o controlo das variáveis críticas de um sistema de dessalinização da água do mar por Osmose Inversa. Este controlador permitirá boa robustez e eficácia, além de ser possível a sua implementação em controladores lógicos programáveis (CLP) de gama baixa ou média.

Com base na descrição do objetivo principal, será necessário atender aos seguintes objetivos específicos:

- Realizar um estudo dos modelos matemáticos que mostram o comportamento dinâmico das variáveis críticas de uma usina de dessalinização da água do mar por osmose inversa;
- Desenvolver um controlador PID avançado que permita controlo robusto das variáveis críticas de uma fábrica de dessalinização de água do mar por osmose inversa;
- Análise da robustez do controlador PID, em diferentes cenários operacionais;
- Propor uma implementação prática do controlador projetado.

1.7. Estrutura da dissertação

Após esta introdução, segue-se o capítulo 2 onde se descreve o estado da arte e são apresentados os principais avanços tecnológicos nesta área.

O capítulo 3 descreve os princípios teóricos dos métodos para o cálculo dos desacopladores e controladores PID-MIGO.

No capítulo 4, efetua-se uma análise detalhada do funcionamento dos desacopladores e controladores calculados no capítulo 3, em regime nominal e em condições de presença de ruído, perturbações e alterações nas condições iniciais do sistema. Neste capítulo foram feitos cálculos para obter os parâmetros do sistema discreto para depois realizar a implementação num autómato programável.

No capítulo 5, apresentam-se a proposta de implementação dos controladores calculados no capítulo 3, baseado em um controlador lógico programável (PLC), além dos testes e

experimentos realizados de cada controlador para a verificação em várias situações como as perturbações, ruído e alterações nos parâmetros do processo.

Finalmente, no capítulo 6, apresentam-se as conclusões e algumas sugestões de trabalho futuro nesta área.

Capítulo 2 - Identificação das variáveis críticas da unidade de Osmose Inversa

2.1. Introdução

No capítulo anterior, foi feita uma descrição e comparação dos métodos atualmente existentes para a dessalinização da água do mar, em que a osmose inversa tem certas vantagens, o que motivou muitos cientistas a realizar pesquisas em relação a esse método. Esse processo funciona a altas pressões, a fim de superar a pressão osmótica, o que permitirá que a água seja separada de qualquer tipo de sólido ou partícula, usando uma membrana semipermeável. Esse método é amplamente utilizado na indústria, pois permite o reaproveitamento de água e também é muito rentável em relação à energia consumida.

Osmose inversa envolve várias etapas em que a água do mar deve ser tratada, entre elas:

- Coleta de água, o que implica o uso de bombas, tanques, tubos e equipamentos elétricos;
- Pré-tratamento, onde podem ser mencionadas algumas técnicas utilizadas, como filtração, coagulação, floculação, sedimentação, flutuação por ar dissolvido, filtração granular e / ou por filtro de cartucho, dosagem de inibidor de incrustações e dosagem de biocida;
- Depois que a água é tratada, ela vai para o estágio em que a água do mar é transportada em alta pressão em direção às membranas semipermeáveis;
- No pós-tratamento, a água que sai da membrana é novamente tratada para que possa ser usada pela indústria ou pelo consumo humano.

Será feita uma descrição do princípio de operação de uma unidade de Osmose Inversa, que nos permitirá definir as variáveis que serão controladas como o fluxo do permeado e a condutividade, bem como as variáveis manipuladas, como a pressão e o pH do fluxo de água da entrada. Com essas informações, será realizado o projeto de um controlador PID que permita o controle ideal dessas variáveis críticas, para o qual será necessário definir o modelo matemático do processo que nos ajuda a definir o controlador.

2.2. Etapas do processo operacional de uma unidade de osmose inversa

2.2.1. Etapa de coleta

Uma fábrica de dessalinização de água do mar é dividida em várias etapas, onde a primeira etapa é a coleta de água do mar, que tem como um de seus principais objetivos capturar a água

do mar contendo a menor quantidade de partículas sólidas que podem danificar a membrana [41].

Para iniciar um processo de dessalinização, é importante considerar o tipo de coleta de água do mar que será implementada, pois disso dependerá da qualidade da água e do tipo de pré-tratamento que executaremos. O método de coleta é dividido em duas categorias:

- Coletas de tipo aberto
- Coletas de tipo submersível.

2.2.1.1. Coletas de tipo aberto

De acordo com a localização das tomadas de água, elas são divididas em dois tipos: onshore e offshore. Os do tipo onshore são aqueles que são construídos perto da costa, embora sejam mais econômicos, têm a desvantagem de sofrer com os efeitos ambientais causados pelas ondas e pelas correntes que transportam as partículas do fundo do mar em direção à bacia hidrográfica. O que faz com que a água de entrada tenha baixa qualidade.

Os do tipo offshore são construídos a vários metros da costa, o que lhes dá a vantagem de serem menos afetados pelos ventos do mar, e terem menor absorção de microorganismos que estão na costa. Os poços de praia podem alcançar uma melhor qualidade da água do mar, mas a quantidade de água que pode ser extraída de cada poço é limitada pela formação da terra e, portanto, a quantidade de água disponível está abaixo da demanda. Uma extração de água do mar profundo tem a vantagem de ter menos água contaminada e a desvantagem de ter um alto custo de investimento que normalmente limita esse tipo de extração de água do mar. As tomadas de água em alto mar exigem um dispositivo de pré-seleção submerso que minimize a quantidade de areia sugada no tubo e garanta que eles não possam danificar ou bloquear a bomba [42]. Existem quatro tipos de cavidades submersas ou cavidades: cavidades verticais, horizontais, horizontais de Ranney, e galerias de filtração.

2.2.1.2. Estações de bombagem

A principal função das estações de bombeamento é fornecer de forma confiável a água coletada pela estação para as instalações de pré-tratamento a jusante, com metas de vazão e pressão apropriadas.

As bombas de água para captações de superfície (ou seja, poços verticais e horizontais) são bombas de turbina verticais ou bombas centrífugas submersas localizadas diretamente no poço de admissão. As bombas de turbina vertical são de dois tipos: eixo linear e submerso. As

bombas de turbina linear de eixo vertical são mais adequadas para poços com uma profundidade de 90 m. As bombas de turbina vertical submersas são mais adequadas para profundidades de 210 m (700 pés) ou mais. Nas instalações de dessalinização com entradas abertas, as bombas de água podem ser colocadas num poço húmido, num poço seco ou num envelope de metal projetado para servir como poço húmido. Bombas com carcaça de metal são bombas de poço húmido, mas devido à sua configuração diferente, são frequentemente consideradas uma categoria separada.

As estações de bombeamento de poços úmidos caracterizam-se por as bombas estarem localizadas em um poço úmido e suportadas em uma laje de concreto no topo do poço, normalmente, bombas de turbina verticais são usadas nessas aplicações. Essa configuração é simples e de menor custo, sua construção não requer uma estrutura separada para as bombas e o poço, no entanto, uma desvantagem da configuração do poço úmido é que as bombas são continuamente submersas e expostas à corrosão. Os efeitos da corrosão são geralmente agravados por mudanças frequentes no nível da água.

Em uma configuração de poço seco, as bombas de admissão estão localizadas em uma estrutura separada e, ao contrário da cabeça de sucção, elas são mais acessíveis para inspeção e manutenção. Por terem menos exposição à corrosão, geralmente requerem menos manutenção. Entre as desvantagens dessa configuração estão os altos custos de construção e o risco de interrupção devido a inundações

As estações de bombeamento embaladas são equipadas com um vaso de sucção de metal que circunda a unidade de bombeamento e são especialmente projetadas e otimizadas hidraulicamente para criar condições de fluxo quase uniformes. Devido à sua eficiência e baixo custo, são os mais utilizados para esse tipo de processo.

2.2.2. Estágio de pré-tratamento

Um pré-tratamento de boa qualidade é essencial para a operação bem-sucedida de uma estação de osmose inversa da água do mar (SWRO). A aplicação de processos de pré-tratamento com baixa pressão e membranas convencionais à dessalinização SWRO sofreu um desenvolvimento acelerado nos últimos tempos. São necessárias técnicas confiáveis de pré-tratamento para garantir a operação bem-sucedida dos processos SWRO, pois um grande problema é a incrustação da membrana associada a partículas e colóides, compostos orgânicos e inorgânicos e crescimento biológico. Embora processos convencionais de pré-tratamento, como coagulação e filtração de meios granulares, tenham sido amplamente utilizados para o SWRO, houve uma

tendência maior ao uso de ultrafiltração e microfiltração (UF / MF) em vez de técnicas de tratamento convencionais [43]. Todas estas técnicas destinam-se a prolongar a vida útil das membranas.

O pré-tratamento pode ser dividido em três etapas, que são as seguintes:

- Uma primeira etapa em que o objetivo principal é a filtração de resíduos sólidos (areia ou pedras) e orgânicos (algas ou pequenos moluscos) que chegam pela entrada principal de água do mar, são utilizadas diferentes configurações de filtro, como:

Filtros macro (Figura 2.1) - Consiste em barras que geralmente têm uma distância de 50 a 300 mm (2 a 12 polegadas) entre as barras. Seu objetivo é impedir que grandes resíduos e vida aquática entrem no sistema. Outra opção é a fina faixa rotativa de autolimpeza e as telas do tambor que geralmente têm aberturas de 3 a 10 mm. Eles são instalados verticalmente nos canais de entrada a jusante das telas espessas e são equipados com equipamentos de limpeza rotativos, geralmente combinados com bicos de pulverização de água para remover detritos da superfície da tela.

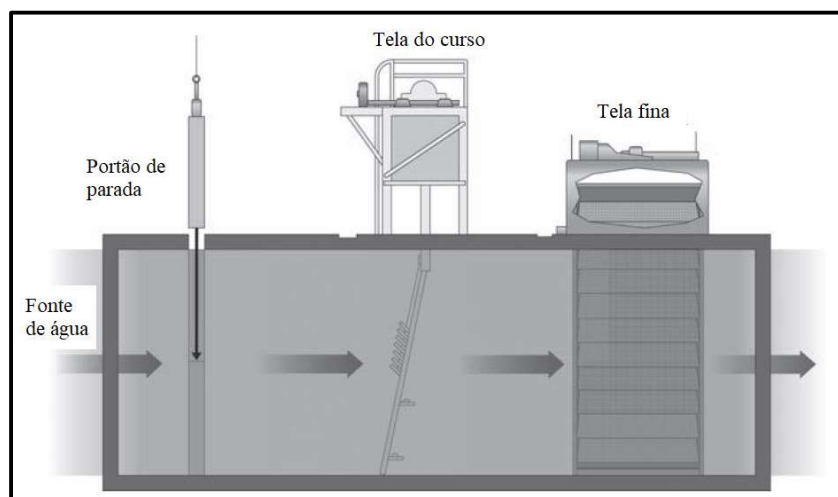


Figura 2.1 - Estrutura de admissão com cremalheira da barra seguida da tela banda [6].

Microfiltros: As telas finas descritas nas seções anteriores não fornecem remoção suficiente de partículas finas de água para proteger a integridade da membrana. Normalmente, telas microscópicas ou filtros de disco (Figura 2.2) podem ser usados para este aplicativo. A maioria dos microfiltros consiste em telas com pequenas aberturas (80 a 400 microns) localizadas dentro de uma câmara de filtração.

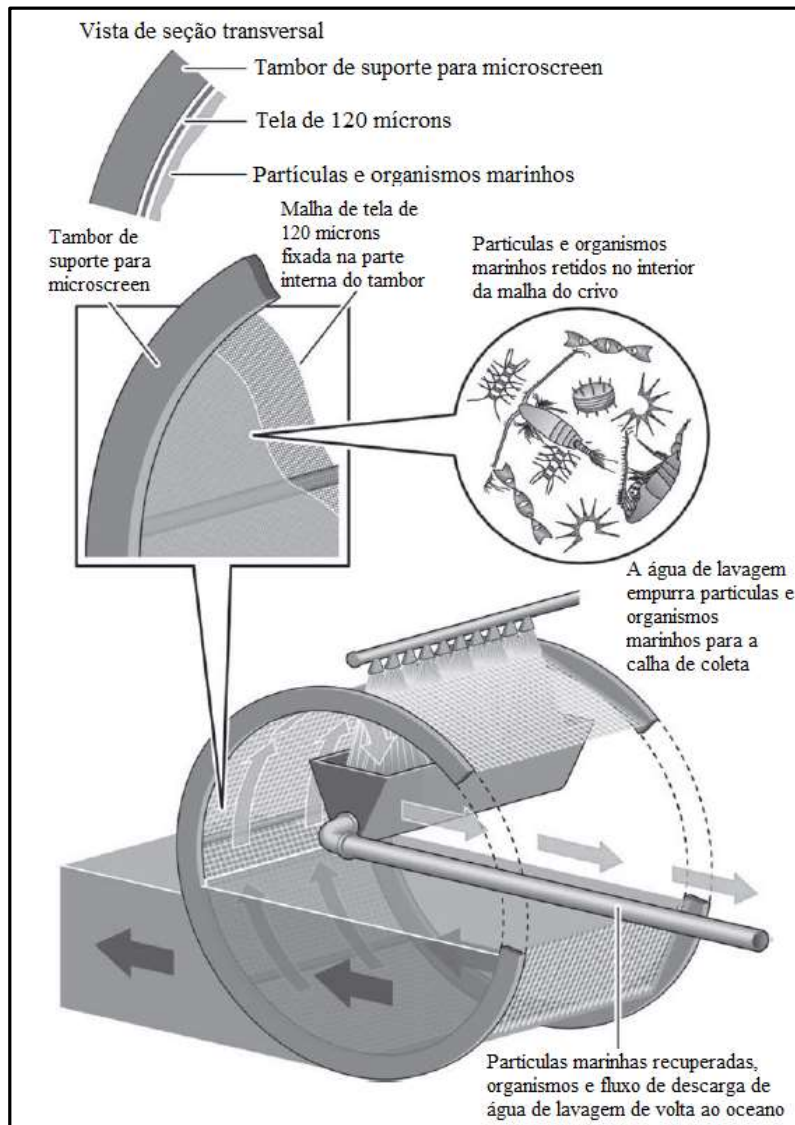


Figura 2.2 - Sistema de coleta de resíduos de peneiras de tambor [6].

Filtros de cartucho (Figura 2.3): são microfiltros finos de tamanho nominal de 1 a 25 μm feitos de fibras plásticas finas que são instaladas em torno de um tubo central para formar cartuchos de tamanho padrão. Geralmente, eles são o único dispositivo de detecção entre os poços de entrada e o sistema de Osmose Inversa nas instalações de dessalinização de água do mar e água salobra, com entradas de poço que produzem água de alta qualidade. Os filtros de cartucho são instalações de proteção de membrana de osmose inversa em vez de dispositivos de detecção; O principal objetivo que eles servem é capturar partículas na água da fonte pré-tratada que pode ter passado pelos sistemas de pré-tratamento a montante para evitar danos ou incrustação prematura das membranas de RO.

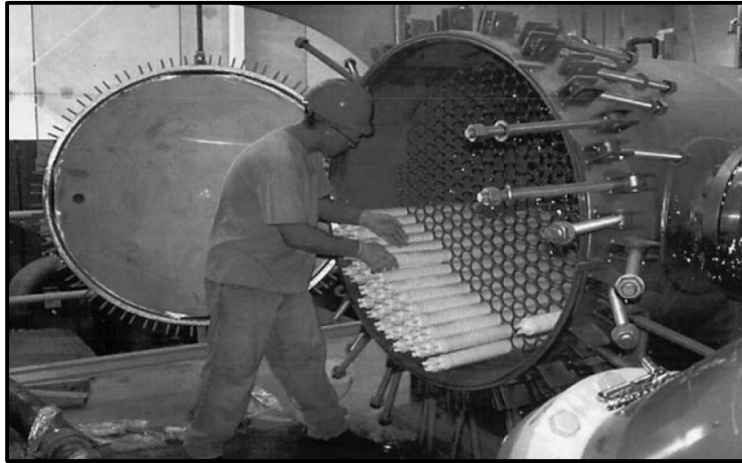


Figura 2.3 - Filtros de cartucho instalados em um recipiente horizontal [6].

- No segundo estágio do pré-tratamento, pretende-se reduzir ou minimizar a sujeira da membrana do RO.

Para reduzir a incrustação, a água salina é condicionada antes da separação por osmose inversa (RO) usando vários produtos químicos: coagulantes, floculantes, inibidores de incrustação, oxidantes (como cloro, dióxido de cloro etc.) e compostos de redução de oxidantes (Como, bissulfito de sódio e ácido sulfúrico). Estes productos estão na Tabela 2.1.

Coagulantes e floculantes são adicionados para melhorar a eliminação de partículas e colóides no pré-tratamento da água salina. Inibidores de incrustação são introduzidos para suprimir a cristalização de floculantes e minerais na superfície das membranas de osmose inversa. Oxidantes (normalmente hipoclorito de sódio ou dióxido de cloro) são adicionados à fonte de água para minimizar o pré-tratamento e a incorporação biológica da membrana de osmose inversa, além de impedir o crescimento excessivo de organismos aquáticos (por exemplo, mariscos) na superfície interna do tubo e estruturas de admissão. Bissulfito de sódio ou outros produtos químicos redutores são adicionados à fonte de água pré-tratada para remover o cloro residual e / ou outros oxidantes antes da introdução da água nas membranas de RO.

Tabela 2.1 - Propriedades dos produtos químicos condicionantes comumente usados.

Químico	Aplicação típica	Concentração típica do produto, %	Densidade aparente, Kg/L	Concentração de aplicação, %
Cloreto férrico líquido	Coagulação	40	1.42	5
Sulfato férrico líquido	Coagulação	40	1.55	5
Ácido sulfúrico	ajuste de pH	98	1.83	20
Hipoclorito de sódio	Controle de crescimento biológico	13	1.23	5
Bissulfito de sódio	Descloração	99	1.48	20
Antiscalant	Controle de escala	99	1	20
Hidróxido de sódio	ajuste de pH	50	1.525	20

- A terceira etapa do pré-tratamento possui sistemas de pré-tratamento para remoção, sedimentação e flutuação de areia por ar dissolvido, que visam minimizar o conteúdo de materiais grosseiros, como areia, detritos e sólidos em suspensão coletados pela ingestão da estação e, por sua vez, protege as instalações de filtração a jusante por sobrecarga de sólidos. Neste estudo, apresentaremos dois tipos de filtração: filtração por meios granulares e filtração por membrana.

Filtração por meios granulares (Figura 2.4) - É o processo de tratamento de água mais comumente usado pelas estações de dessalinização por osmose inversa (RO) atualmente. Esse processo inclui a filtração da água através de uma ou mais camadas de meios granulares (por exemplo, carbono antracito, areia de sílica, granada). Os filtros convencionais usados para o pré-tratamento da água salina são geralmente unidades rápidas de duplo estágio (antracite e areia). No entanto, em alguns casos em que a água contém altos níveis de compostos orgânicos (a concentração total de carbono orgânico é superior a 6 mg / L) e sólidos em suspensão (a turbidez média excede 20 NTU), dois sistemas de filtração são aplicados estágios; A primeira etapa de filtração é projetada principalmente para remover sólidos espessos e compostos orgânicos em forma de suspensão; O segundo estágio é projetado para reter sólidos finos e eliminar compostos orgânicos solúveis contidos na água salina por biofiltração [6]. As características dos filtros podem ser vistas na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Características típicas da média de filtro.

Médio	Tamanho de grão efetivo típico, mm	Densidade específica, toneladas/m ³ (lb/ft ³)	Coefficiente de uniformidade
Pedra-pomes	0.8-2.0	1.2 (75)	1.3-1.8
Antracite	0.8-2.0	1.4-1.7 (87-104)	1.3-1.8
Areia de sílica	0.4-0.8	2.60-2.65 (162-165)	1.2-1.6
Granada	0.2-0.6	3.5-4.3 (218-268)	1.5-1.8

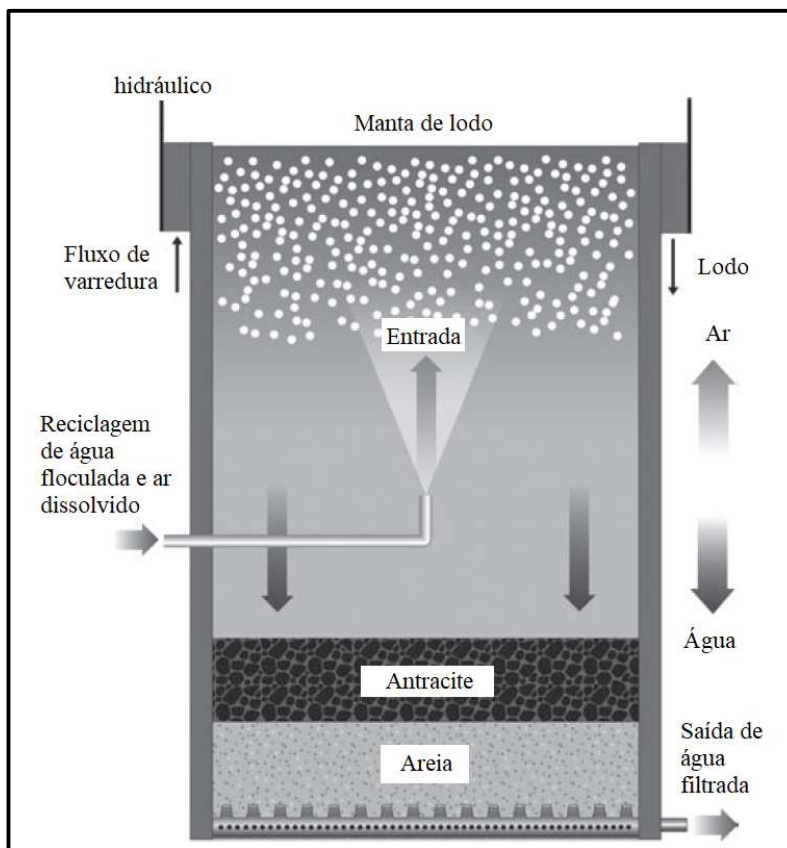


Figura 2.4 - Clarificador DAF combinado e filtro de mídia granular [6].

Filtragem por membrana (Figura 2.5): Partículas, colóides e alguns floculantes orgânicos encontrados na água podem ser removidos por tratamento prévio com microfiltração (MF) ou ultrafiltração (UF). O pré-tratamento da água salina inclui várias configurações: (1) telas grossas e finas semelhantes às usadas para estações com pré-tratamento convencional; (2) micro telas para remover partículas finas e objetos pontiagudos contidos na água que possam danificar as membranas; e (3) um sistema de membrana UF ou MF. Dependendo da força (pressão ou vácuo) no processo de filtração, os sistemas de pré-tratamento por membrana são classificados como: pressurizados (acionados por pressão) ou submersos (acionados a vácuo). De acordo

com o tamanho dos poros da membrana, os sistemas de membrana são classificados como microfiltração (poros de $0,04 \mu\text{m}$) ou ultrafiltração (poros de $0,02 \mu\text{m}$) [6].

Estão sendo feitos mais impulsos para adotar a tecnologia de UF, e mais ênfase é colocada em aspectos ambientais, como a capacidade de reduzir o consumo de produtos químicos e as quantidades de lodo [44].

Em geral, os sistemas de tratamento podem operar a uma pressão transmembranar entre 0,2 e 1,0 bar. Os sistemas de pressão pressurizada podem operar a pressões superiores a 1 bar, enquanto os sistemas acionados a vácuo (sistemas submersos) são limitados pelo vácuo máximo de 1 bar. Devido ao potencial de vácuo, a pressão transmembranar máxima dos sistemas de pré-tratamento por membrana submersa é geralmente limitada a 0,7 bar. Existem muitos sistemas que podem operar a uma pressão transmembranar de até 2,5 bar.

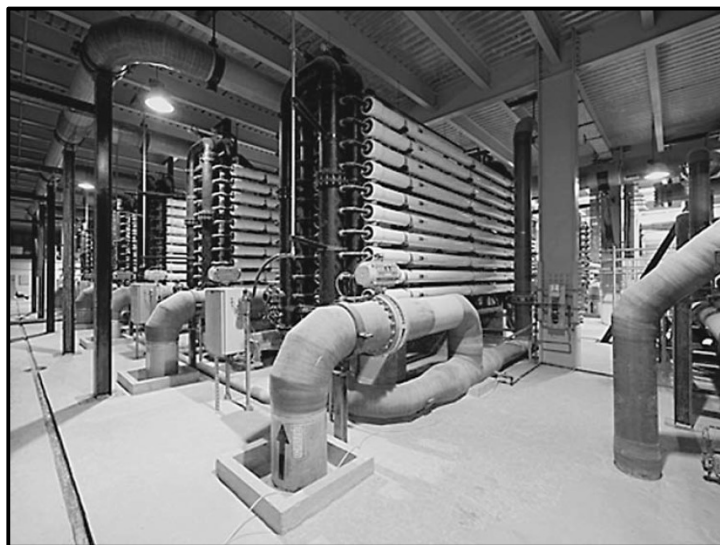


Figura 2.5 - Sistema de pré-tratamento Norit (Pentair X-Flow) UF Seaguard [6].

2.2.3. Etapa de separação por Osmose Inversa

O processo de osmose inversa consiste em filtrar a água das diferentes substâncias que contém sais minerais, sólidos em suspensão, microrganismos, materiais solúveis e insolúveis e gases dissolvidos, para obter água de alta qualidade. O sistema precisa transportar a água por meio de bombas de transferência, desde um tanque de armazenamento de água filtrada, através de filtros de cartucho, para o tubo de sucção das bombas de alimentação de alta pressão, que, por sua vez, enviam essa água em alta pressão para as membranas de osmose inversa onde ocorre o processo de dessalinização real.

O principal objetivo dessa dessalinização é remover grande parte dos sais minerais dissolvidos na água do mar (aproximadamente 99,5%). A unidade de medida da salinidade da água é a concentração de sólidos dissolvidos totais (em inglês, Total Dissolved Solids - TDS). A salinidade referencial da água do mar é de 35.000 ppm.

Os parâmetros mais importantes que definem esse processo são:

- Pressão osmótica: é a pressão mínima que o fluxo da parte mais concentrada dos sais deve ter para que o solvente com a menor concentração não flua para aquele com a maior concentração. A pressão osmótica da solução salina pode ser calculada através da concentração molar de todos os sais dissolvidos e podemos calculá-la usando a equação 2.1:

$$O_p = R * (T + 273) * \sum m_i \quad (2.1)$$

Onde:

O_p = pressão osmótica da água salina (bares)

R = Constante universal de gás (0,0809 L.bar/mol. K)

T = Temperatura da água (°C)

- Recuperação de permeado: É a proporção em percentagem entre água do mar e água processada ou água permeada, o valor obtido depende das incrustações na superfície da membrana, da concentração e das restrições do equipamento e instalações. Para membranas em espiral, a recuperação típica é de 10% e, para membranas ocas de fibra, esse valor chega a 60% [45]. Podemos defini-lo usando a equação 2.2:

$$P_r = \left(\frac{Q_p}{Q_f} \right) * 100\% \quad (2.2)$$

Onde:

Q_p = vazão de água do permeado

Q_f = percentagem de alimentação da água do mar

- Taxa de sal recebido: é a quantidade relativa de sais que existe na água do permeado, relativamente à quantidade de sais da água de alimentação, e é representada pela equação 2.3:

$$yS_p = \left(\frac{TDS_p}{TDS_f} \right) * 100\% \quad (2.3)$$

Onde:

TDS_p = Total de sólidos dissolvidos na água do permeado;

TDS_f = Total de sólidos dissolvidos da água do mar de alimentação.

- Taxa de sal rejeitado: é a quantidade relativa (à inicialmente presente na água de alimentação) do sal rejeitado pela membrana. Seu valor depende do processo de fabricação da membrana e dos materiais de construção utilizados. Podemos expressá-la com a equação 2.4:

$$S_r = 100\% - S_p = \left[1 - \left(\frac{TDS_p}{TDS_f} \right) \right] * 100\% \quad (2.4)$$

- Pressão transmembranar: é a pressão real que permite o transporte de solvente do lado da alimentação para o outro lado da membrana do permeado. Esse parâmetro assume valores diferentes na direção axial dos elementos da membrana e, para cálculos aproximados, geralmente é usado o NDP médio. O NDP médio define-se como a diferença entre a pressão de alimentação, e a soma das forças que se opõem à passagem de água através da membrana. Essas forças são constituídas por: pressão osmótica média, pressão média do permeado e queda de pressão média da corrente de alimentação, de acordo a equação 2.5.

$$TMP = F_p - (O_p + P_p + 0.5P_d) \quad (2.5)$$

Onde:

F_p = Pressão de alimentação

O_p = Pressão osmótica

P_p = Pressão do Permeado

P_d = Queda de pressão entre a alimentação e o fluxo de salmoura

- Fluxo de permeado por membrana: é definido como o fluxo de permeado por unidade de área da membrana, expresso em galões por dia por metros quadrados. E é determinado pela equação 2.6.

$$J = \frac{Q_p}{S} \quad (2.6)$$

Onde:

Q_p = Fluxo de permeado

S = área da membrana

- Permeabilidade específica da membrana: Permeabilidade específica é um parâmetro que caracteriza a resistência da membrana ao fluxo de água. É expresso pela equação 2.7:

$$SMP = \frac{J}{TMP} \quad (2.7)$$

- Permeabilidade ao soluto (**kA**): é a capacidade com a qual os solutos podem atravessar uma membrana. Em geral, seu valor é pequeno devido ao design da membrana para dessalinização por O.I. Esta é projetada para impedir a passagem de sais. Possui unidades de duração / tempo.
- Permeabilidade ao solvente (**kB**): é a capacidade com a qual a membrana permite que o solvente passe por ela. Depende do material com o qual a membrana foi fabricada e pode ser entendida como a capacidade da membrana de transportar mais solvente para outra membrana através da mesma área de superfície e sob a mesma pressão aplicada. Possui unidades de vazão / (área * pressão).
- Polarização da concentração (Figura 2.6): é o acúmulo de solutos rejeitados na superfície da membrana. Este fenômeno tem os seguintes efeitos negativos: (1) diminuição do fluxo de solvente devido ao aumento da pressão osmótica na camada limite formada na superfície da membrana em contato com a corrente de alimentação, (2) aumento do fluxo de soluto através da membrana devido ao aumento no gradiente de concentração entre os dois lados, (3) precipitação na superfície da membrana dos solutos que excedem seu limite de solubilidade, resultando na formação de incrustações, (4) aumento das incrustações na membrana devido ao material coloidal e partículas que adere à sua superfície.

A polarização da concentração dificulta a modelação do processo de dessalinização porque é difícil quantificá-la. No caso particular do fluxo através de membranas de folhas planas, a equação 2.8 de difusão-convecção de Navier-Stokes pode ser usada para calcular o perfil de concentração (C) de solutos na camada limite no lado de alimentação [46], onde U e V são velocidades.

$$U \frac{\partial c}{\partial z} + V \frac{\partial c}{\partial y} - D_{sw} \left(\frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} \right) = 0 \quad (2.8)$$

Se também for assumido que a camada limite está estagnada $\xi(z) = \xi$ e que a concentração não muda de direção z (Figura 2.6), a equação (2.8) é reduzida para a equação 2.9:

$$V \frac{\partial c}{\partial y} = D_{sw} \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} \quad (2.9)$$

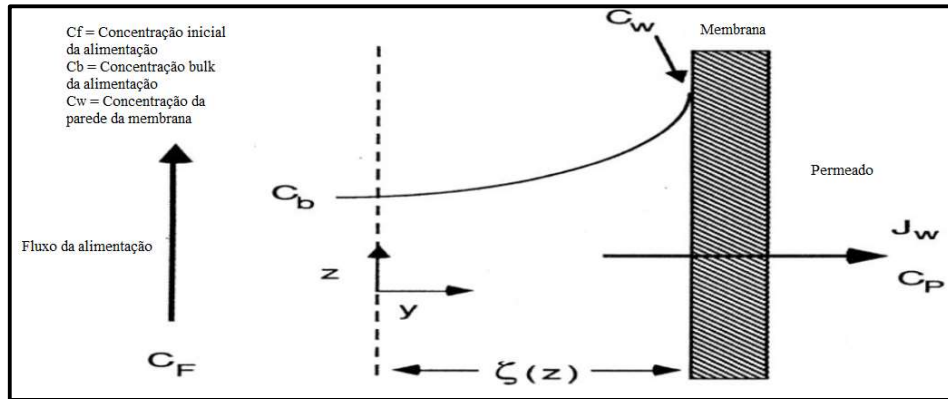


Figura 2.6 - Polarização da concentração

A equação (2.9) pode ser facilmente integrada para fornecer a teoria bem conhecida e amplamente usada do filme de Brian [47] expressada na equação 2.10:

$$\frac{C_w - C_p}{C_f - C_p} = \exp\left(\frac{V_w \xi}{D_{sw}}\right) \quad (2.10)$$

Bombas de alta pressão

As bombas de alimentação de alta pressão são projetadas para fornecer água de origem às membranas de O.I. na pressão necessária para separar a membrana de água doce dos sais, que geralmente é de 5 a 25 bar (73 a 363 lb / in²) para dessalinização de BWRO e 55 a 70 bar (798 a 1015 lb / in²) para dessalinização de água do mar. A pressão de alimentação real necessária é específica para o projeto e a qualidade da água, e é determinada principalmente pela salinidade da água de origem, pela temperatura, pela qualidade da água do produto de destino e pela configuração do sistema de O.I. As bombas são dimensionadas de acordo com a vazão e pressões de operação necessárias, usando curvas de desempenho padrão fornecidas pelos fabricantes das bombas. Todos os materiais da bomba devem ser de aço inoxidável de qualidade adequada. Normalmente, aplicações BWRO de nanofiltração e baixa salinidade exigem o uso

de aço inoxidável 316 L ou qualidade superior. O aço inoxidável duplex e super duplex é recomendado para aplicações BWRO e SWRO de alta salinidade, respetivamente.

Ocasionalmente, instalam-se unidades de frequência variável (Variable Frequency Drives - VFD) nos motores das bombas de alta pressão (High-pressure pump) para ajustar a velocidade do motor, de maneira a manter a eficiência ideal da bomba, com os requisitos de pressão de alimentação, impulsionados por flutuações naturais de salinidade e temperatura da fonte de água. Além disso, os VFDs permitem que as bombas mantenham próximo do seu rendimento ideal, mesmo quando as membranas ficam sujas, ou incrustadas, e perdem a permeabilidade ao longo do tempo. Na Figura 2.7 podemos ver a distribuição das válvulas de controlo de pressão (Pressure control valve), válvula de contrapressão de permeado (Permeate backpressure valve), e válvula de controle de fluxo concentrado (Concentrate flow control valve).

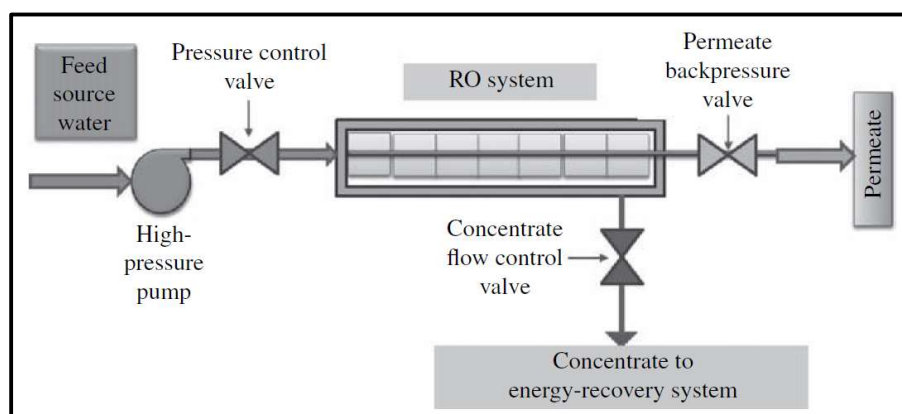


Figura 2.7 - Válvulas de controlo do sistema de osmose inversa principal [6].

Membrana de Osmose Inversa

Os tipos de membrana para osmose inversa em espiral podem ser classificados em três categorias principais, na Figura 2.8 podemos observar as características de membrana enrolado em espiral, de acordo com o tipo de água em que a configuração e o design são feitos para dessalinizar:

- Elementos de nanofiltração (NF);
- Elementos de dessalinização da água salobra (BWRO);
- Elementos de dessalinização da água do mar (SWRO).

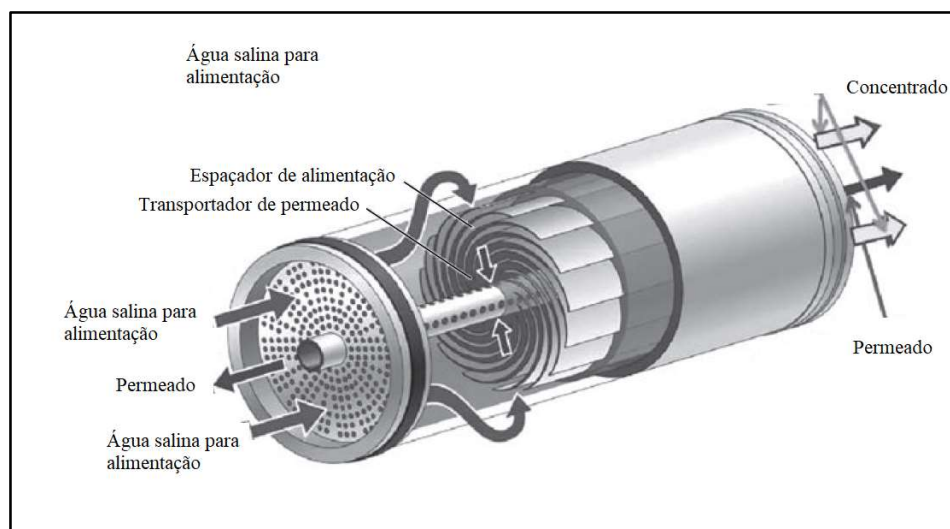


Figura 2.8 - Elemento de membrana enrolado em espiral [6].

Os três tipos de membrana têm uma configuração semelhante, porém diferem de acordo com o tipo de material da membrana, rejeição de sal, permeabilidade e faixa de pressão de operação. Os tipos de membrana NF, BWRO e SWRO são adaptados especificamente para processar fontes de água de diferentes faixas de salinidade, custos de produção de membranas, uso de energia e produtividade máxima [6]. Os parâmetros de desempenho estão na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 - Principais parâmetros de desempenho dos elementos de membrana NF, BWRO e SWRO.

Parâmetro de desempenho	Tipo de elemento de membrana		
	NF	BWRO	SWRO
Faixa típica de salinidade da água na fonte, mg/L	400-1000	800-10000	15000-47000
Pressão de alimentação de operação (lb/in ²)	5-8 (70-120)	10-15 (150-220)	55-70 (800-1000)
Taxa média de fluxo, Lmh (gfd)	20-40 (12-24)	20-40 (12-24)	14-16 (8-9.4)
Taxa de fluxo específica, Lmh/bar (gfd/lb/in ²)	3.5-7.0 (0.17-0.34)	2.0-4.0 (0.08-0.16)	1.01.5 (0.04-0.06)
Rejeição nominal de sal, %	70.0-95.0	99.0-99.7	99.5-99.8
Caudal médio da água do produto por elemento, m ³ /day (gpd)	20-25 (5000-6600)	20-25 (5000-6600)	12-15 (3200-4000)

Elementos de nanofiltração (NF)

Eles são projetados para processar águas com salinidades muito baixas (geralmente com uma concentração de TDS <1000 mg / L) e para eliminar principalmente íons divalentes, que causam dureza da água (ou seja, cálcio e magnésio). Portanto, eles também são conhecidos como

membranas suavizantes. Normalmente, esse tipo de membrana NF tem maior permeabilidade do que as membranas de água salobra e marinha, além de uma rejeição comparável a íons bivalentes (Ca, Mg, Mn, Fe, SO₄), grandes moléculas orgânicas (precursores de trihalometano (THM)), pigmentos naturais (NOM) e patógenos (bactérias, protozoários e vírus).

No entanto, as membranas de NF apresentam rejeição significativamente menor de íons monovalentes, como sódio, cloreto e boro, em comparação com as do tipo BWRO e SWRO. Embora sua estrutura de membrana "mais flexível" limite a capacidade de rejeitar a maioria dos sais monovalentes, ela apresenta maior permeabilidade, permitindo que os elementos NF trabalhem com um fluxo específico relativamente mais alto e uma pressão de alimentação significativamente menor, comparação com as do tipo BWRO e SWRO.

Elementos de dessalinização da água salobra (BWRO)

As membranas do tipo BWRO são projetadas para tratar fontes de água com salinidade acima de 500 mg / L e de 10.000 a 15.000 mg / L. Sua faixa operacional ideal é geralmente de até 10.000 mg / L, mas também são capazes de tratar salinidades mais altas em configurações de membrana de vários estágios. Para faixas de salinidades da água superiores a 15.000 mg / L, elas geralmente são tratadas usando membranas SWRO.

No momento, não há um conjunto padrão de condições de teste para todos os tipos de membrana BWRO disponíveis. Os tipos de membrana BWRO padrão com dimensões de 8 polegadas (200 mm) de diâmetro e 40 polegadas (1,0 m) de comprimento são testados a uma salinidade da água entre 500 e 1500 mg / L, com uma taxa de recuperação 15 por cento; com vazões entre 43,5 e 51,4 Lmh e pressões de alimentação entre 6,7 e 10,3 bar (100 a 150 lb / in²). De acordo com seu rendimento, os tipos de membrana para osmose inversa em água salobra são subdivididos em: (1) membranas de alta rejeição, (2) membranas de baixa energia, (3) membranas de baixa incrustação e (4) membranas de alta produtividade.

Elementos de dessalinização da água do mar (SWRO)

Na Figura 2.9 podemos observar a seção transversal de um elemento de membrana. Da mesma forma que as membranas do tipo BWRO, as membranas SWRO podem ser classificadas em quatro grupos diferentes, de acordo com seu desempenho: (1) alta rejeição, (2) baixo consumo de energia, (3) baixa incrustação e (4) alto rendimento. Os tipos de membrana de rejeição padrão são projetados para remover até 99,6% dos sais encontrados na água do mar. Esses tipos de membranas são os mais utilizados atualmente e foram encontrados em várias aplicações com

diferentes configurações para sistemas de osmose inversa. Comparadas às do tipo NF e BWRO, que variam significativamente em relação às condições de teste padrão, a maioria dos fabricantes de membranas adotou as mesmas condições de salinidade padrão e pressão de alimentação de teste para os elementos SWRO: 32.000 mg / L de NaCl e 55,2 bar (800 lb / in2), respetivamente. No entanto, esses fabricantes apresentam pequenas diferenças no teste de recuperação de membrana SWRO aplicado (8 a 10%) e na taxa de fluxo de teste (27,6 a 38,3 Lmh / 16,3 a 22,5 gfd). Na Figura 2.10 podemos observar uma distribuição de membranas dentro de um vaso de pressão (Pressure vessel), o Suporte anti-telescópico (Anti-telescoping support), o selo de salmoura (Brine seal) e os elementos de membrana (Membrane element).

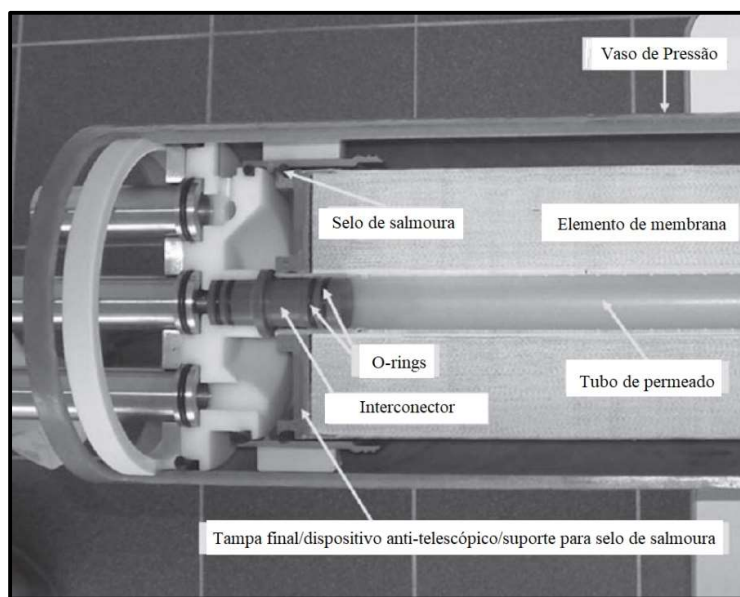


Figura 2.9 - Seção transversal de um elemento de membrana de Osmose Inversa instalado em um vaso de pressão [6].

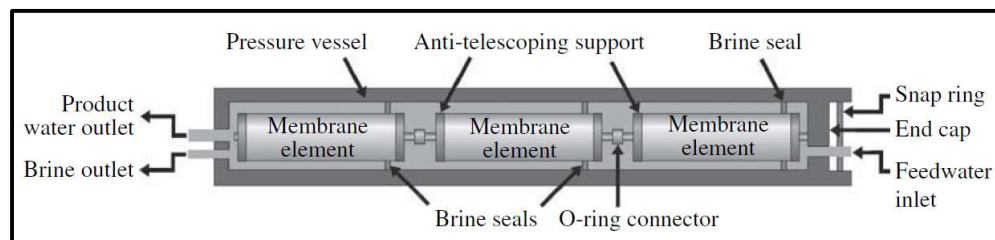


Figura 2.10 - Elementos de membrana instalados em um vaso de pressão [6].

2.2.4. Etapa de Pós-tratamento

A água produzida a partir de sistemas de dessalinização é caracterizada por um baixo conteúdo mineral, dureza, alcalinidade e pH. Portanto, a água dessalinizada deve ser tratada antes da distribuição e uso final. O pós-tratamento da água doce produzida pela dessalinização tem dois

componentes principais: (1) adição de minerais para proteger a saúde pública e salvaguardar a integridade do sistema de distribuição de água e (2) desinfecção. Além disso, a qualidade da água do produto das fábricas de dessalinização é importante para outros usos benéficos, como irrigação agrícola, uso industrial e reutilização de água. Neste caso, o tratamento subsequente, geralmente, envolve a eliminação melhorada de alguns minerais, como boro, sódio e cloretos, e a adição complementar de outros minerais, como cálcio e magnésio.

Em geral, o pós-tratamento da água do produto inclui outros processos, como: remineralização para proteção contra corrosão, desinfecção para estabilidade biológica e proteção da saúde pública e polimento da qualidade da água para melhor remoção de componentes como boro, sílica, gases que causam paladar e cheiros, etc.

2.3. Estação de tratamento de Osmose Inversa

2.3.1. Funcionamento de uma estação de osmose inversa

Para a construção de um sistema básico de osmose inversa, é necessário levar em consideração objetivos como desmineralização e separação de sólidos dissolvidos da água, aplicando uma alta pressão que permite a direção oposta à pressão osmótica. Como qualquer outro sistema de dessalinização, considera-se que possui três tipos de fluxo, que são: água salgada para alimentação, água com permeado de pouco sal e salmoura.

Uma estação de O.I. básica tem quatro processos importantes: pré-tratamento, pressurização, separação por membrana e pós-tratamento. O objetivo do pré-tratamento é a preparação da água para alcançar condições compatíveis com a membrana, o que implica o uso de filtros para eliminar sólidos em suspensão, a presença de bactérias e vírus, colóides e controle de incrustações. Além disso, é realizado um ajuste de pH, cujo objetivo é a precipitação de carbonatos na água de alimentação e também a redução da condutividade da água filtrada.

Para a pressurização, a água pré-tratada é transportada através de bombas de alta pressão para as membranas. A pressão necessária para a água salina está na faixa de 100 a 600 psi, para a água do mar está entre 800 e 1200 psi. Esse valor é determinado pelo tipo de membrana que será instalada e pelo tipo de água tratada.

Os iões são separados dentro das membranas de O.I. Essas membranas não permitem, permitindo que apenas a água passe. O resultado do processo é obter um fluxo de água filtrada e um fluxo de salmoura, porque as membranas não garantem 100% de rejeição de sais dissolvidos. É necessário realizar trabalhos de pós-tratamento (antes da distribuição), que podem incluir incorporação de alguns produtos químicos.

2.3.2. Controlo de uma central de osmose inversa

O processo de dessalinização é iniciado quando a água do mar é retirada dos tanques de alimentação, através de bombas de pressão, para os filtros na fase de pré-tratamento, onde outros elementos químicos são adicionados. A água tratada passa através de uma bomba de alta pressão que permite superar a pressão osmótica através de uma membrana, permitindo que os sais sejam separados da água.

O objetivo deste processo é obter uma alta produção de água filtrada e com boa qualidade (pH adequado) em condições operacionais normais (pressão adequada), evitando danificar a membrana. Com esse objetivo em consideração, podemos assumir que é um tipo de processo que relaciona uma variável de entrada e uma variável de saída, considerada como um sistema SISO, mas há outra variável de saída: a qualidade do produto. A qualidade é considerada como objetivo adicional, que é medido no total de sólidos dissolvidos, com o qual podemos concluir que temos a condutividade do produto como uma segunda variável controlada. Portanto, estamos considerando que o processo possui duas variáveis de entrada e duas variáveis de saída, o que é considerado como um processo do tipo MIMO.

Nesse tipo de processo, temos como variáveis de saída ou variáveis controladas: o fluxo (F) e a condutividade (C) da água filtrada. Com a manipulação dessas variáveis, é possível alcançar os objetivos estabelecidos. As variáveis de entrada do processo são aquelas que, se manipulam para que seja possível alcançar os objetivos definidos para as variáveis de saída. No processo de osmose inversa, são: a pressão (P) e o pH da água de alimentação. A pressão permite que a água salgada entre na membrana pela variação de frequência de funcionamento do motor elétrico das bombas de alta pressão. E o pH da água de alimentação, que é manipulado pela variação da quantidade de ácido doseado na fase de pré-tratamento. Na Figura 2.11 podemos ver a distribuição das variáveis críticas de uma unidade de osmose inversa.

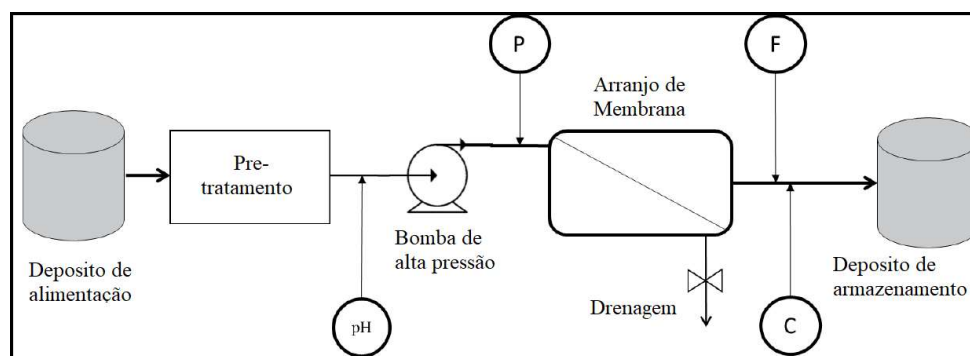


Figura 2.11 - Variáveis controladas e manipuladas da instalação de O.I. (F: fluxo do permeado, C: condutividade do fluxo do permeado, P: pressão da água de alimentação, pH: potencial de hidrogênio da água de alimentação).

2.4. Identificação das variáveis críticas

O processo de osmose inversa (O.I.) consiste em conduzir água bruta (alimentada) a alta pressão através de uma membrana semipermeável, que permite a separação de partículas indesejadas contidas na água, afim de obter água pura e ultra-pura, de acordo com a necessidade. Dessa forma, por um lado é obtido um fluxo de água pura (filtrada), e, por outro, um fluxo de água com partículas indesejadas (rejeição) a alta pressão [48]-[7]. Esse procedimento possui diferentes aplicações industriais, sendo as mais frequentes: dessalinização da água do mar, purificação da água bruta, redução de sólidos dissolvidos para alimentação de água para caldeiras, separação e / ou eliminação de vírus para indústrias farmacêutica e de biotecnologia, etc. [49]. Entre as variáveis críticas das unidades de osmose inversa estão: a pressão, o pH e a temperatura da alimentação, o fluxo de água purificada (filtrada) e sua concentração de sais, o fluxo e a pressão da água com partículas indesejadas (rejeição) etc. Essas variáveis são caracterizadas por apresentar um comportamento dinâmico complexo, exigindo controladores precisos e eficientes que garantam ótimas condições de operação, afim de obter água pura de alta qualidade, com custos mínimos de produção [2]-[36].

Uma das primeiras investigações para a criação de um modelo de uma central de osmose inversa foi realizada por Alatiqi no Kuwait. O procedimento consistiu num método experimental para a identificação do comportamento dinâmico do processo de dessalinização. Esse modelo considerou variáveis: a pressão, controlada por uma válvula de rejeição; e o pH da alimentação, controlado pela adição de soluções ácidas. As variáveis controladas consideradas para esse processo: fluxo de filtração e a qualidade da água, que depende da condutividade elétrica

A dinâmica do sistema é representada através de um modelo matemático da equação 2.11 e com a matriz da equação 2.12:

$$Y(s) = G_p(s)U(s) \quad (2.11)$$

$$\begin{bmatrix} F(s) \\ C(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11}(s) & Gp_{12}(s) \\ Gp_{21}(s) & Gp_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P(s) \\ pH(s) \end{bmatrix} \quad (2.12)$$

Onde $F(s)$ é o fluxo de água filtrada, $C(s)$ é a condutividade da água filtrada, $P(s)$ é a pressão de alimentação e $pH(s)$ é a alimentação potencial de hidrogênio [16]. A estrutura do modelo matemático da instalação de osmose inversa é mostrada nas seguintes equações:

$$M_{11}(s) = \frac{y_1(s)}{u_1(s)} = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{K_{11}(T_{11}s + 1)}{(T_{11}s + 1)(T_{11}s + 1)}; \quad (2.13)$$

$$M_{12}(s) = \frac{y_1(s)}{u_2(s)} = \frac{F(s)}{pH(s)} = zero; \quad (2.14)$$

$$M_{21}(s) = \frac{y_2(s)}{u_1(s)} = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{K_{21}(T_{21}s + 1)}{(T_{21}s + 1)(T_{21}s + 1)}; \quad (2.15)$$

$$M_{22}(s) = \frac{y_2(s)}{u_2(s)} = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{K_{22}(T_{11}s + 1)}{(T_{22}s + 1)(T_{22}s + 1)}; \quad (2.16)$$

Um modelo obtido através da identificação de sistemas é uma expressão matemática que relaciona as variáveis de processo obtidas experimentalmente; os elementos que compõem um experimento de identificação são:

- Determinação da estrutura do modelo: é a seleção do modelo que melhor reflete o comportamento do processo;
- Estimação de parâmetros: são os parâmetros estimados que melhor se ajustam à resposta do modelo em relação aos dados experimentais. Esses parâmetros podem ser representados offline e online;
- Validação do modelo: consiste na verificação do modelo obtido, ou seja, se ele cumpre com todas as condições necessárias para ser uma representação matemática do processo.

2.4.1. Procedimento experimental e identificação

Para o procedimento experimental, foi necessário o uso dos parâmetros operacionais da central usada por Rivas-Perez, mostrados na Tabela 2.4:

Tabela 2.4 - Intervalo de operação linear das variáveis da instalação OI.

Variável	Intervalo linear
Fluxo, gpm	0.85-1.25
Pressao, psig	800-1000
Conductividade us/cm	400-450
pH	6-7

De acordo com a experiência conduzida por Rivas Perez em um estado estável, a unidade de osmose inversa opera com um fluxo de alimentação constante e uma pressão de alimentação de 800 psi. O fluxo da água filtrada é de aproximadamente 0,85 gpm com uma condutividade de 450 us / cm. Para identificar o sistema, foram necessários alguns testes experimentais. Uma delas foi uma alteração gradual da pressão de alimentação, mantendo a taxa de fluxo de alimentação constante, comprimindo o valor da salmoura. A pressão aumentou para 1000 psi. Portanto, o fluxo da água filtrada aumentou de 0,85 gpm para 2,25 gpm, como se observa na

Figura 2.12, enquanto a condutividade da água filtrada reduziu de um valor médio de 450 us / cm para aproximadamente 385 us / cm., como se observa na Figura 2.13.

Noutra experiência sobre o pH, todos os outros parâmetros constantes foram mantidos, para fazer uma mudança gradual no pH que variou em operação normal de 6 a 7, não houve alterações no fluxo da água filtrada. No entanto, a condutividade da água filtrada foi reduzida de 450 us / cm para 440 us / cm. [50], como se pode observar na Figura 2.14.

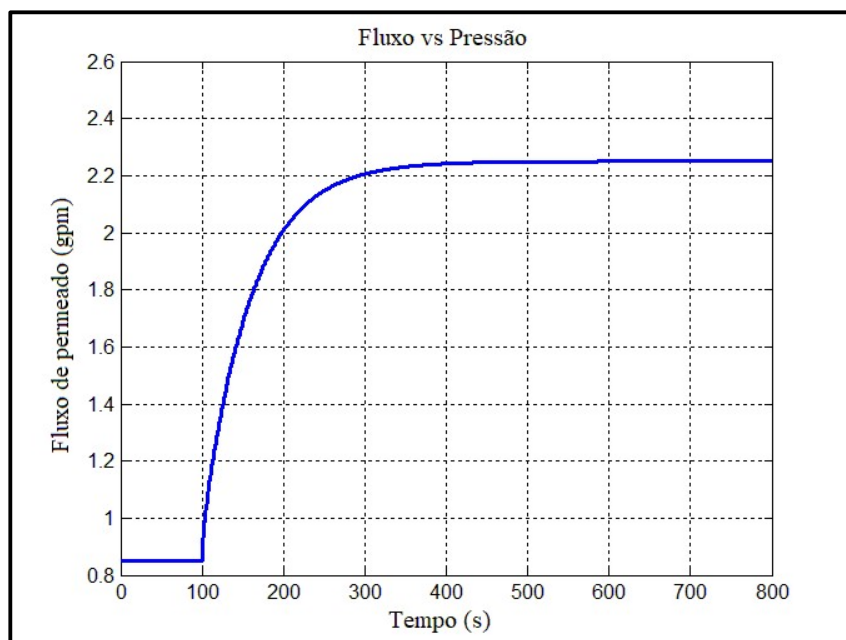


Figura 2.12 - Resposta temporária do fluxo de água filtrada através da variação da pressão.

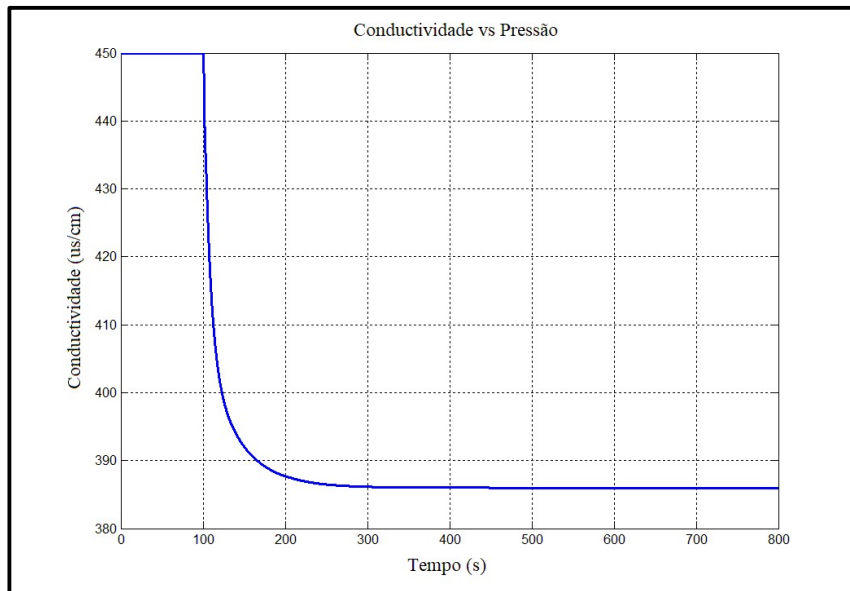


Figura 2.13 - Resposta temporária da condutividade através da variação da pressão.

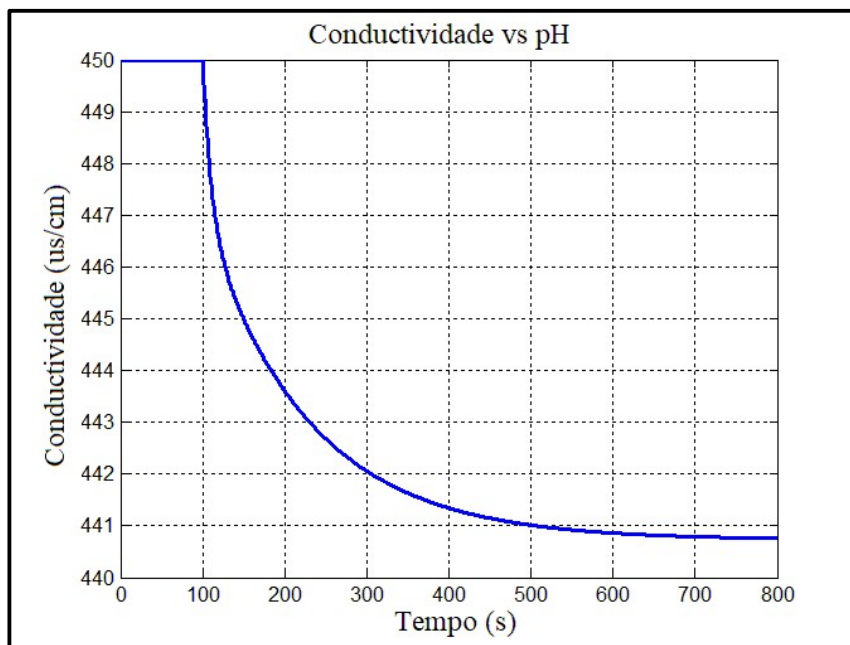


Figura 2.14 - Resposta temporária da condutividade através de uma variação de pH.

2.4.2. Estimativa de parâmetros

Para a elaboração deste trabalho, utilizaremos os dados obtidos nas experiências realizados por Rivas-Perez e Sotomayor-Moriano, a partir da publicação que consistiu no desenho de um controlador preditivo generalizado das variáveis críticas de uma unidade de osmose inversa.

A identificação de sistemas constitui uma área de pesquisa de crescente interesse técnico-científico e cujo objetivo fundamental é obter modelos matemáticos adequados de centrais

industriais complexas com base nas observações (medições) de suas variáveis de saída e entrada obtidas em condições operação real e levando em consideração que essas medidas são afetadas por ruídos, distúrbios e incertezas [50]-[51].

Para obter o modelo matemático da unidade de Osmose inversa em estudo, foram utilizadas as ferramentas para identificação de sistemas de centrais multivariáveis [52].

Como variáveis de saída do modelo matemático, foram considerados o diferencial de vazão e o diferencial de condutividade da água filtrada. E como variáveis de entrada: a pressão e o pH da alimentação. A estrutura do modelo matemático obtido coincide com a proposta de Alatiqi [16].

Como resultado do procedimento de estimativa de parâmetros, realizado por Rivas-Perez, foi possível obter o seguinte modelo matemático que será uma ferramenta para o cálculo dos parâmetros do controlador. Isto se pode observar nas equações 2.17, 2.18, 2.19 e 2.20

$$M_{11}(s) = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{0.007(5.22s + 1)}{(1.606s + 1)(59.39s + 1)}; \quad (2.17)$$

$$M_{12}(s) = \frac{F(s)}{pH(s)} = 0; \quad (2.18)$$

$$M_{21}(s) = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{-0.32(29.22s + 1)}{(7.506s + 1)(39.91s + 1)} \quad (2.19)$$

$$M_{22}(s) = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{-9.27(49.7s + 1)}{(10.506s + 1)(129.91s + 1)} \quad (2.20)$$

2.5. Conclusões parciais

- Foi possível identificar os procedimentos anteriores e subsequentes que a água, como produto, precisa ser distribuída.
- Foram descritos em detalhe os processos de pré-tratamento, tratamento e pós-tratamento e as técnicas usadas de acordo com as condições e o local da instalação.
- Foi possível determinar as variáveis críticas de uma central de osmose inversa.
- Um modelo matemático que representa o comportamento dinâmico da unidade de osmose inversa pode ser determinado e nos permitirá determinar um controlador adequado para o controle de variáveis críticas.
- Foi possível realizar uma avaliação do modelo matemático com os parâmetros operacionais para verificar se o comportamento dos sinais de saída está dentro dos valores apropriados.

Capítulo 3 - Projeto de um controlador PID para o sistema multivariável da unidade de osmose inversa

3.1. Introdução

De acordo com as informações vistas nos capítulos anteriores, podemos deduzir que a preocupação com a obtenção de água potável é cada vez mais significativa e, dentre as técnicas mais utilizadas, encontramos a dessalinização da água do mar por osmose inversa. Essa técnica, pelo que estudámos, observamos que é um sistema multivariável, o que significa que é um tipo de sistema que possui várias variáveis de entrada e saída, justificando a necessidade de um sistema de controlo automático para atender aos objetivos ao menor custo possível. A principal preocupação dessa técnica é o consumo de energia elétrica por bombas de alta pressão, pois quanto mais produção queremos obter, maior o número de membranas a serem utilizadas, portanto, as bombas precisarão de mais energia elétrica. o que se traduz em maior consumo de energia.

Outro fator importante a ser considerado é a qualidade e a quantidade de água produzida, uma vez que a demanda por água potável inclui alta produção com água de alta qualidade, é necessário aplicar uma técnica de controlo que permita um elevado, e constante, fluxo da água filtrada e, ao mesmo tempo, mantenha o nível de condutividade da água em valor apropriado e constante.

Devido a esses objetivos, na busca do melhor ponto operacional para as centrais de dessalinização, várias estratégias de controlo foram propostas, conforme descrito no primeiro capítulo, variando de um simples controlo On / Off, para controladores de desacoplagem de sinais, controladores PID, controladores preditivos, controladores neurais, etc.

A proposta deste trabalho é o design de um controlador baseado em uma estratégia de controlo PID, por ser um dos controladores mais utilizados na indústria, com grande potencial e eficácia no controlo de processos complexos, além de seu custo relativamente baixo e sua robustez perante distúrbios e ruídos.

3.2. Estratégia de controlo utilizada

Os sistemas de controlo das centrais de dessalinização por osmose inversa, além de apresentarem um comportamento dinâmico complexo, devem atender às necessidades de baixo custo relacionadas ao processo. Para isso é importante minimizar os custos de produção, atender a todos padrões de impacto ambiental e oferecer um produto com alta qualidade para consumo. Portanto, o objetivo de qualquer tipo de controlador é otimizar o processo, permitindo atingir

esses objetivos e, ao mesmo tempo, ser robusto o suficiente para suportar as mudanças físicas que o processo pode sofrer durante todo o tempo de operação.

Nesta parte, explicaremos o que seria um controlador PID, que é uma simples implementação da ideia de realimentação (feedback). Esse tipo de controlador tem a capacidade de eliminar erros no estado estacionário por meio de ação integral, e também tem a capacidade de antecipar o futuro com ação derivativa. Controladores PID, ou mesmo controladores PI, são suficientes para muitos problemas de controlo de processo, principalmente quando a dinâmica do processo é benigna e os requisitos de comportamento são modestos. Os controladores PID são encontrados numa grande percentagem em todos os setores e são apresentados de maneiras diferentes [18].

Para o desenvolvimento desta tese, aplicaremos um método avançado de projeto de controlador PID baseado no método MIGO. É um tipo de controlador que apresenta melhores resultados que os controladores PID convencionais, pois seu design possui restrições de robustez que permitem uma melhor resposta a alguns parâmetros dinâmicos do sistema de osmose inversa. Além disso, oferece melhores resultados contra distúrbios e ruídos no sistema.

3.3. Conceitos teóricos de controladores PID avançados

3.3.1. Fundamentos de realimentação (feedback)

Para explicar melhor o conceito de feedback, mostraremos o seguinte diagrama de blocos na Figura 3.1, onde cada parâmetro é representado em circuito fechado. O controlador é representado por C , e o processo a controlar é representado por P .

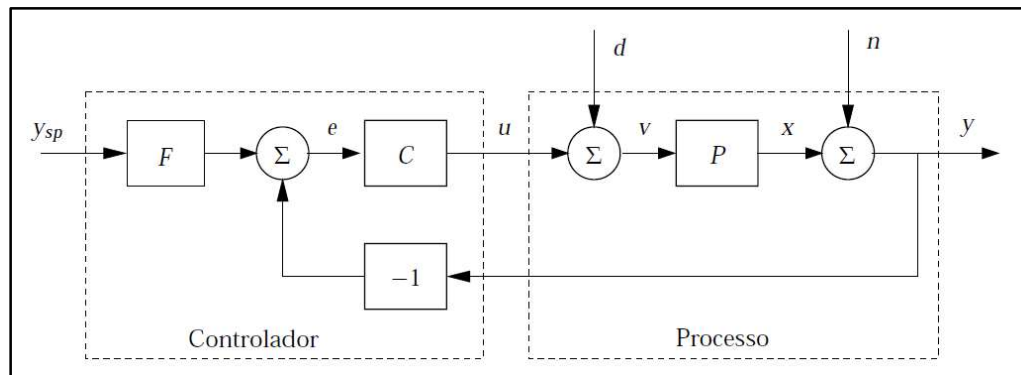


Figura 3.1 - Diagrama de blocos de um loop de feedback básico que possui dois graus de liberdade [18].

O sinal de controlo é representado por U . O sinal real de saída do processo é representado por X . Também podemos ver que o sinal do sensor Y está contaminado por um sinal de ruído N . O

sinal D representa os distúrbios de carga causados por diferentes alterações e variações no processo.

O principal objetivo de um projeto de controle é calcular as funções de transferência de F e C que permitem que a variável de processo X seja a mais próxima do valor alvo de Y_{sp} , apesar das perturbações, ruídos e incertezas do processo. Teoricamente, a realimentação pode reduzir os efeitos da perturbação, mas também faz com que uma parte do ruído seja devolvido ao sistema. Embora o modelo inexato seja importante, o sistema de circuito fechado é insensível às variações do processo [18].

3.3.2. Estabilidade

Uma das principais desvantagens da realimentação é que ela causa instabilidade no sistema. Portanto, é necessário ter um bom entendimento da estabilidade e do mecanismo que causa a instabilidade. Um sistema é estável se não tiver polos no semiplano direito. Um sistema é estável se a equação característica não tiver raízes com partes reais positivas. Na Figura 3.2, podemos observar alguns comportamentos e deduzir que tipo de sinal é estável e instável.

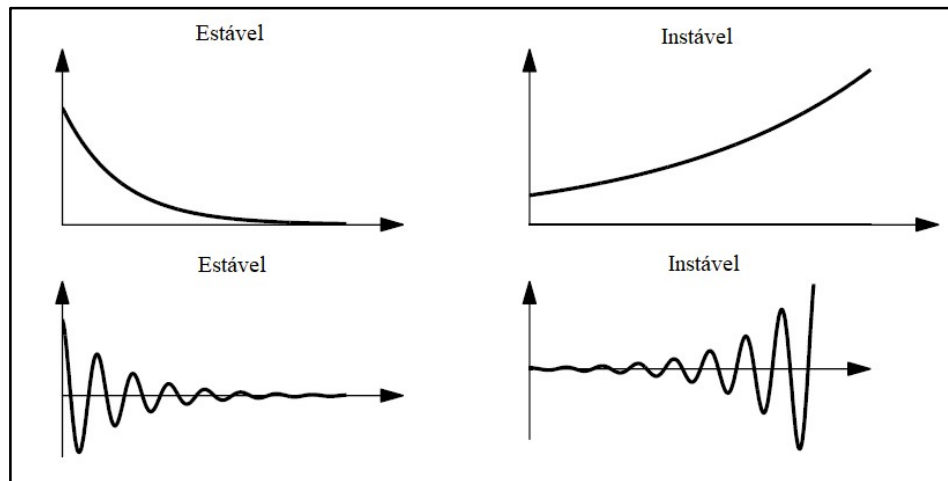


Figura 3.2 - Ilustração de diferentes comportamentos do sistema para definir estabilidade [18].

De acordo com o critério de estabilidade de Nyquist, quando a função de transferência em malha fechada, não possui polos no semiplano direito, a condição de estabilidade é que o ponto crítico -1 esteja à esquerda da curva de Nyquist para W crescente. Uma das propriedades desse critério é indicador de como poderíamos mover a curva de Nyquist para afastá-la do ponto crítico. A ação derivativa, que introduz um avanço de fase, molda a curva fora do ponto crítico; a ação integral, que introduz um atraso de fase, move a curva em direção ao ponto crítico. O objetivo é projetar um controlador que se afaste do ponto crítico.

Margens de estabilidade

Ao elaborar curva de Nyquist, esta não deveria estar próxima do ponto crítico, como mostra na Figura 3.3. Também se podem observar algumas margens de estabilidade.

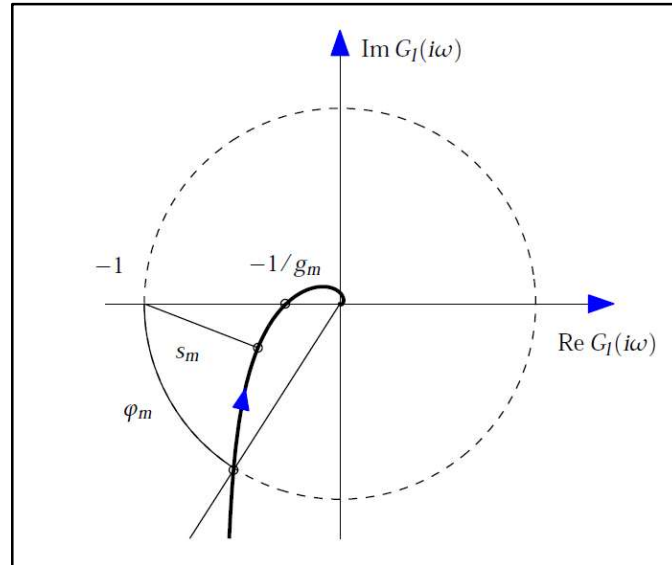


Figura 3.3 - Diagrama de Nyquist da função de transferência do loop GI com margem de ganho g_m , margem de fase ϕ_m e margem de estabilidade S_m [18].

A margem de ganho G_m permite determinar o aumento do ganho do controlador antes deste atingir o limite de estabilidade. Definimos a frequência de cruzamento de fase ω_{180} , como a menor frequência em que o atraso da função de transferência do loop $G_1(s)$ é de 180° . Portanto, podemos definir a margem de ganho com a seguinte equação 3.1:

$$g_m = \frac{1}{|G_1(i\omega_{180})|} \quad (3.1)$$

A interseção entre curva de Nyquist e o círculo unitário, é um ponto interessante, pois determina a margem da fase através do ângulo ϕ_m , que é outro parâmetro que nos permite determinar a que distância estamos do limite de estabilidade. A frequência de cruzamento de ganho ω_{gc} é a frequência mais baixa em que a função de transferência de $G_1(s)$ tem 1 unidade como magnitude. A margem de fase é determinada com a seguinte equação 3.2:

$$\phi_m = \pi + \arg G_1(i\omega_{gc}) \quad (3.2)$$

Tanto a margem de fase, quanto a margem de ganho, são valores que permitem determinar o grau de estabilidade do sistema, e através deles podemos garantir que a curva de Nyquist esteja localizada longe do ponto crítico. Ambos podem ser substituídos por um único número, a menor

distância entre a curva de Nyquist e o ponto crítico -1, chamado de Margem de estabilidade S_m . Existem alguns valores de consideração que podem ser importantes e de grande ajuda ao determinar as margens e o ganho da fase: margem de ganho de fase frequência de cruzamento ϕ_m de 30° a 60° ; margem de ganho g_m de 2 a 5, margem de estabilidade S_m de 0,5 a 0,8.

Regiões de estabilidade

Os parâmetros do controlador PID são determinados de forma a permitir que o sistema de malha fechada seja estável. O controlador PID pode ser representado com a seguinte equação 3.3:

$$C(s) = k + \frac{k_i}{s} + k_d s \quad (3.3)$$

Pode-se observar que ele possui três parâmetros e a região de estabilidade é representada por um volume tridimensional, representado pela seguinte equação 3.4:

$$P(i\omega) = r(\omega)e^{i\phi(\omega)} = r(\omega)(\cos(\omega) + i\sin(\omega)) \quad (3.4)$$

E as condições para as oscilações são expressadas na equação 3.5:

$$P(i\omega)C(i\omega) = r(\omega)(\cos(\omega) + i\sin(\omega)) \left(k + i\frac{k_i}{s} + ik_d s \right) = -1 \quad (3.5)$$

Se separarmos a parte real e a parte imaginária, podemos encontrar os limites da região de estabilidade, representados pelas seguintes equações 3.6 e 3.7:

$$k = -\frac{\cos\phi(\omega)}{r(\omega)} \quad (3.6)$$

$$k_i = \omega^2 k_d - \frac{\omega \sin\phi(\omega)}{r(\omega)} \quad (3.7)$$

Portanto, o cálculo do valor da constante k_d é direto. Repetindo os cálculos para um conjunto de k_d valores, obtemos a região de estabilidade para o controlador PID [18].

Pólos e zeros em malha fechada

Podemos obter muitas propriedades dos sistemas com realimentação dos pólos e zeros em malha fechada. Para o controlo do PID, o comportamento geralmente é caracterizado por alguns pólos dominantes, mais próximos da origem. Na figura 3.4, podemos ver que as principais características da resposta são dadas por um par de pólos complexos P1 e P2, chamados pólos dominantes. A resposta também é influenciada pelo pólo real P3, e zero real Z1, próximos à origem. Pode haver mais pólos e zeros distantes da origem e dos pólos dominantes de menor

influência; também é importante saber que a existência de pólos e zeros próximos aos pólos dominantes modifica ou altera a resposta. Podemos ver um exemplo na Figura 3.4.

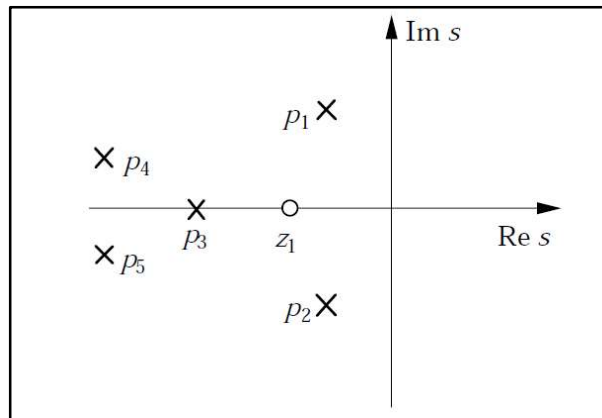


Figura 3.4 - Configuração de pólo zero da função de transferência do ponto de ajuste na saída para um sistema de feedback simples [18].

O design dos controladores PID é baseado em modelos de malha fechada de ordem baixa, com um pequeno número de pólos e zeros [18].

3.3.3. Funções de sensibilidade

Existem duas funções que fazem parte da análise de estabilidade e são de interesse muito importante, que são a função de sensibilidade S e a função de sensibilidade complementar T, definidas pelas seguintes equações 3.8:

$$S = \frac{1}{1 + PC} = \frac{1}{1 + G_1}, \quad T = \frac{PC}{1 + PC} = \frac{G_1}{1 + G_1} \quad (3.8)$$

As funções de sensibilidade são dadas pela função de transferência da malha $G_1(s) = P(s)C(s)$ e têm a seguinte propriedade $S + T = 1$. Além disso, podem ser deduzidas propriedades importantes do sistema de malha fechada, como a robustez contra variações do processo. Podemos expressar um sistema em malha aberta e malha fechada na Figura 3.5:

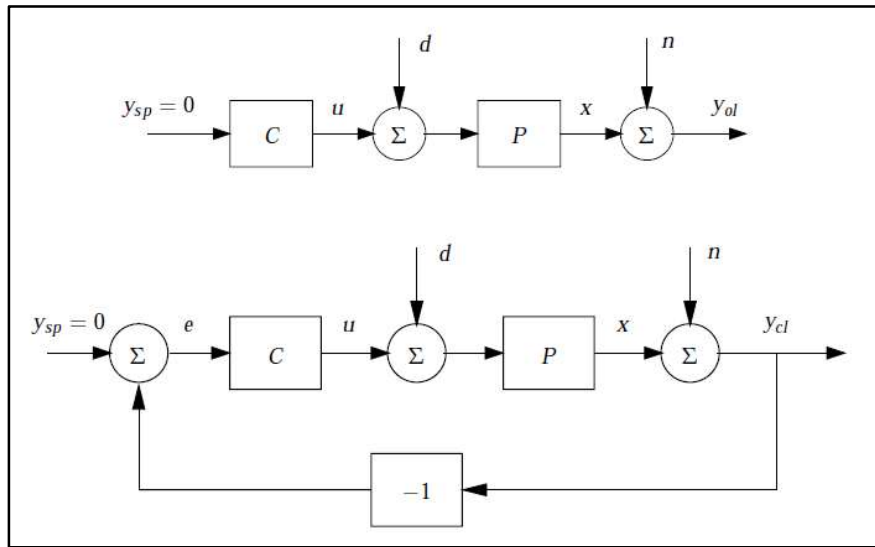


Figura 3.5 - Diagramas de blocos de sistemas de malha aberta e fechada sujeitos às mesmas perturbações [18].

Atenuação da perturbação

É considerado o caso em que a perturbação P atua no processo tanto em malha aberta quanto em malha fechada com o controlador C , e Y_{ol} é a saída do sistema em malha aberta e Y_{cl} é a saída do sistema em malha fechada, obtendo a seguinte equação 3.9:

$$\frac{Y_{cl}(s)}{Y_{ol}(s)} = \frac{1}{1 + P(s)C(s)} = S(s) \quad (3.9)$$

Também podemos deduzir que:

- Perturbações com frequência ω tais que $|S(i\omega)| < 1$ são atenuados pela realimentação;
- Perturbações com $|S(i\omega)| > 1$ são amplificadas pela realimentação.

Um diagrama da magnitude de S mostra o efeito da realimentação e, por sua vez, como a sensibilidade depende apenas da função de transferência da malha. Podemos observar este comportamento no diagrama de Nyquist. O número complexo $1 + G_1(i\omega)$ é representado no diagrama de Nyquist, como o vetor que vai do ponto -1 ao ponto $G_1(i\omega)$. Portanto, a sensibilidade é menor que 1 para todos os pontos fora do círculo de raio 1 com o centro em -1 . A frequência mais baixa em que a função de sensibilidade tem a magnitude de 1 é chamada Frequência de Travessia de Sensibilidade ω_{sc} e é representada pela seguinte equação 3.10:

$$M_s = \max_{\omega} |S(i\omega)| = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1 + P(i\omega)C(i\omega)} \right| = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1 + G_1(i\omega)} \right| \quad (3.10)$$

A sensibilidade máxima fornece informações sobre o pior caso de amplificação da perturbação, e além disso, a sensibilidade não pode ser arbitrariamente pequena. A equação 3.11 é mantida em condições razoavelmente gerais para sistemas estáveis:

$$\int_0^{\infty} \log|S(i\omega)| d\omega = 0 \quad (3.11)$$

Margem de estabilidade e sensibilidade máxima

A menor distância do diagrama Nyquist da função de transferência de malha até ao ponto crítico -1 é expressa por $1/M_s$, é igual à margem de estabilidade S_m , portanto, a sensibilidade máxima também pode servir como margem de estabilidade. De acordo com essa dedução, podemos dizer que M_s fornece as seguintes equações 3.12 e 3.13 para as margens de ganho e de fase:

$$g_m \geq \frac{M_s}{M_s - 1} \quad (3.12)$$

$$\phi_m \geq 2\arcsin\left(\frac{1}{2M_s}\right) \quad (3.13)$$

O requisito $M_s = 2$ implica que $g_m \geq 2$ e $\phi_m \geq 29^\circ$ e $M_s = 1,4$ implica que $g_m \geq 3,5$ e $\phi_m \geq 41^\circ$.

3.3.4. Robustez contra variações de processo

Os parâmetros de um processo podem variar por um universo de razões e isso depende basicamente das condições operacionais, portanto valores como atrasos de tempo e constantes precisam ser ajustados para continuar com a operação normal do processo. Existem razões físicas, por exemplo, que também alteram os parâmetros do processo, como desgaste do equipamento. A razão pela qual se realiza um estudo de realimentação com a malha fechada, deve-se à insensibilidade do sistema às variações do processo.

Em particular, indica que um sistema de malha fechada é insensível a pequenas variações do processo para frequências em que a função de sensibilidade é pequena.

A desigualdade de robustez mostra que um sistema de malha fechada é estável quando o processo de $P(i\omega)$ a $P(i\omega) + \Delta P(i\omega)$ é perturbado, onde $\Delta P(i\omega)$ é uma função de transferência estável, se as perturbações forem delimitadas por a equação 3.14:

$$\left| \frac{\Delta P(i\omega)}{P(i\omega)} \right| < \frac{1}{|T(i\omega)|} \quad (3.14)$$

Esta equação é uma das razões pelas quais os sistemas de realimentação funcionam tão bem na prática. Esta última equação implica que o sistema de malha fechada será estável para variações substanciais na dinâmica do processo. Na Figura 3.6 podemos observar a área onde o sistema mantém a estabilidade.

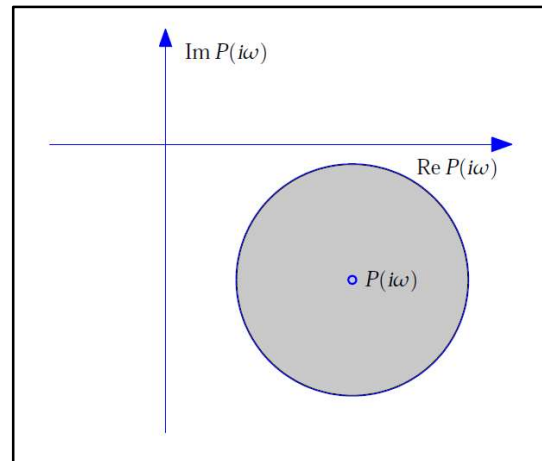


Figura 3.6 - O círculo sombreado mostra valores admissíveis de $P(i\omega) + \Delta P(i\omega)$ dados pela desigualdade (4,32). O círculo é desenhado para $M_T = 2$ [18].

O sistema de malha fechada é estável se, para toda a ω , a função de transferência de processo perturbado $P(i\omega) + \Delta P(i\omega)$ estiver em um círculo com centro em $P(i\omega)$ e raio $1/|T(i\omega)|$, veja a Figura 4.16. Para um sistema projetado com $M_T = 2$, é possível alterar o ganho do processo por fatores na faixa de 0,5 a 1,5 e a fase pode ser alterada em 60° . Para um sistema com $M_T = 1.414$, o ganho pode ser alterado por fatores na faixa de 0,3 a 1,7, e a fase pode ser alterada em 45° .

Após um estudo abrangente sobre os conceitos de feedback, podemos considerar alguns objetivos para o design do sistema de controlo, esses objetivos são os seguintes:

- Atenuação de perturbação de carga.
- Resposta ao ruído de medição.
- Robustez diante das incertezas do processo.
- Resposta ao ponto de ajuste.

Resposta a perturbações de carga

As perturbações de carga são aquelas que levam as variáveis do processo a ultrapassar os valores desejados. Portanto, a atenuação dessas perturbações é de interesse fundamental no controlo do processo. Este estudo aponta para sistemas que operam em estado estacionário com

pontos de ajuste constantes. As perturbações de carga surgem geralmente por baixas frequências; portanto, um sinal de passo é usado como uma perturbação de protótipo. Os sistemas podem ser afetados por diferentes tipos de perturbações, que geralmente são de fontes desconhecidas. Supõe-se que a perturbação acompanha o sinal de entrada. A resposta da variável de processo é dada pela função de transferência da equação 3.15.

$$G_{xd} = \frac{P}{1 + PC} = PS = \frac{T}{C} \quad (3.15)$$

Geralmente, os distúrbios de carga ocorrem em baixas frequências e um filtro de sinal de medição atenua apenas as perturbações de alta frequência. Para um sistema com $P(0)_- = 0$ e um controlador de ação integral, o ganho do controlador tende ao infinito para frequências baixas, e temos a aproximação da equação 3.16 para pequenos valores de s :

$$G_{xd} = \frac{T}{C} \approx \frac{1}{C} \approx \frac{s}{k_i} \quad (3.16)$$

Como as perturbações de carga geralmente são de baixa frequência, essa equação implica que o ganho integral k_i é uma boa medida de rejeição desses distúrbios [18].

Resposta ao ruído de medição

Uma das consequências do uso de realimentação (feedback) é a aparência do ruído de medição, que geralmente é encontrado em altas frequências e gera ações de controlo indesejáveis e variações na variável do processo. As variações rápidas da variável de controlo são muito arriscadas, pois causam a rotura de válvulas e motores e até saturam o atuador. Recomenda-se que as variações do sinal de controlo sejam uma fração da faixa total, além de considerar um filtro e um design de controlo adequado para altas frequências. Os efeitos do ruído de medição são assim capturados pela função de transferência do ruído de medição para o sinal de controlo de acordo a equação 3.17:

$$G_{un} = \frac{C}{1 + PC} = CS = \frac{T}{P} \quad (3.17)$$

Para frequências baixas (pequenos valores de s), a função de transferência se aproxima de $1/P(0)$ e para altas frequências (maiores valores de s), temos aproximadamente a equação 3.18:

$$G_{un} \approx C \quad (3.18)$$

Para um controlador PID ideal, a função de transferência G_{un} , torna-se infinita para grandes valores de s , indicando claramente a necessidade de filtrar a ação derivativa. Para dar uma

opção de solução para o ruído de medição, é necessário medir o ganho máximo da função de transferência G_{un} :

$$M_{un} = \text{máx}_\omega |G_{un}(i\omega)| \quad (3.19)$$

Para o controle PI, o ganho da função de transferência G_{un} tem um pico próximo, ao pico da função de sensibilidade, de acordo com a equação 3.20:

$$M_{un} \approx M_s K \quad (3.20)$$

Para o controle PID, o ganho da função de transferência G_{un} possui, normalmente, dois máximos locais. Um dos máximos é próximo ao máximo da função de sensibilidade. E o outro, ao maior pico que ocorre próximo à frequência $1/T_f$ de acordo a equação 3.21:

$$M_{un} \approx k_d/T_d \quad (3.21)$$

Se o desvio padrão do ruído de medição para σ_n , então uma estimativa bruta das variações no sinal de controle é $M_{un} \sigma_n$. Pode fazer-se uma avaliação mais precisa no caso de se conhecer o espectro potencial ϕ_n do ruído de medição. O desvio padrão do sinal de controle é então dado por pela equação 3.22:

$$\sigma_u^2 = \int_{-\infty}^{\infty} |G_{un}(i\omega)|^2 \phi_n(\omega) d\omega \quad (3.22)$$

Mas é raro que essas informações detalhadas estejam disponíveis para aplicações típicas [18].

Robustez às variações de processo

O inverso da sensibilidade máxima é a menor distância do ponto crítico -1 ao diagrama de Nyquist da função de transferência. A sensibilidade a pequenas variações na dinâmica do processo é deduzida da função de sensibilidade, portanto, temos a seguinte equação 3.23:

$$\frac{dT}{T} = S \frac{dP}{P} \quad (3.23)$$

As variações na dinâmica do processo têm pouca influência no sistema de malha fechada para frequências em que a função de sensibilidade é pequena. Estas variações também podem causar instabilidade.

A condição garante que uma variação $\Delta P(i\omega)$ na função de transferência de processo não torne o sistema instável, de acordo a seguinte equação 3.24.

$$\frac{|\Delta P(i\omega)|}{|P(i\omega)|} < \frac{1}{|T(i\omega)|} \quad (3.24)$$

Portanto, a robustez às variações do processo é obtida através da função de sensibilidade e da sensibilidade complementar. Estas medidas simples são: sensibilidade máxima M_S , sensibilidade complementar máxima M_T ou sensibilidade combinada máxima M . Valores típicos das sensibilidades estão na faixa de 1,2 a 2,0.

Outras medidas são a margem de ganho g_m (geralmente 2 a 8), a margem de fase ϕ_m (normalmente 30° a 60°) ou a margem de estabilidade $S_m = 1 / M_S$ (normalmente 0,5 a 0,8) [18].

Resposta do ponto de ajuste

Ao usar um controlador com dois graus de liberdade, é possível obter qualquer resposta desejada face às alterações do ponto de ajuste. E as limitações são dadas pela magnitude permitida do sinal de controlo, sendo que em alguns casos, apenas se mede o erro de controlo.

As seguintes especificações sobre o ponto de ajuste são geralmente expressas no domínio do tempo. Elas podem incluir requisitos sobre o tempo de crescimento, o tempo de estabelecimento, a razão de amortecimento, a sobrelevação e o erro em estado estacionário em relação às mudanças na etapa no ponto de ajuste, na Figura 3.7 podemos observar esses parâmetros. Esses conceitos são definidos como:

- O tempo de crescimento T_r é definido como o inverso da inclinação máxima da resposta a uma etapa ou como o tempo necessário para que a resposta a uma etapa mude de 10% para 90% de seu valor em estado estacionário.
- O tempo de estabelecimento T_s é o tempo que leva para que a resposta da etapa permaneça dentro de P% do seu valor no estado estacionário. Os valores $P = 1\%$, 2% e 5% do valor no estado estacionário são geralmente usados.
- A razão de amortecimento D é a taxa entre dois máximos consecutivos do erro para uma mudança de etapa no ponto de ajuste ou na carga. O valor $D = 1/4$, que é chamado de razão de amortecimento de um quarto, tem sido tradicionalmente usado. Este valor é, no entanto, geralmente muito alto.
- Sobrelevação é a razão entre a diferença entre o primeiro pico e o valor no estado estacionário da resposta a um degrau. É frequentemente dado como uma percentagem. Nas aplicações de controlo industrial, é comum especificar uma sobrelevação máxima

de 8 a 10%. No entanto, em muitas situações é desejável ter uma resposta sobreamortecida, sem alongamento excessivo.

- O erro de estado estacionário $e_{ss} = y_{sp} - y_0$ é o erro de controle de estado estacionário e. Isso é sempre zero para um controlador com ação integral.

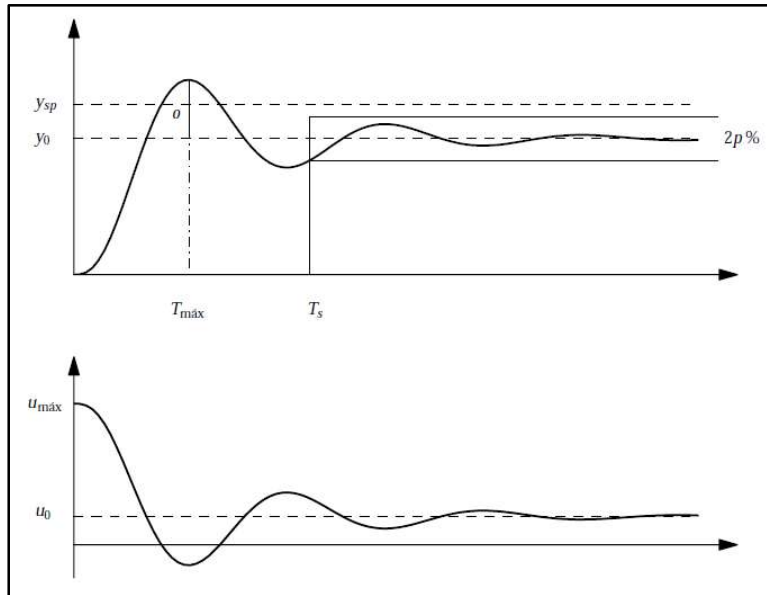


Figura 3.7 - Especificações sobre o rastreamento do ponto de ajuste com base na resposta temporária a uma etapa da unidade no ponto de ajuste. A curva superior mostra a resposta da saída e a curva inferior mostra o sinal de controle correspondente [18].

Os atuadores podem ter limitações de velocidade, o que significa que as alterações numa etapa do sinal de controle não aparecerão instantaneamente [18].

3.3.5. Deformação robusta da malha

Até agora, os métodos de projeto têm propriedades em que a robustez às variações do processo deve ser verificada após os cálculos do projeto, mas um dos grandes avanços da teoria de controle é garantir a robustez nos projetos dos controladores. Os controladores PID serão desenvolvidos sob condições que garantem que os parâmetros estejam dentro da região de robustez. A atenuação de perturbações de carga de baixa frequência é inversamente proporcional ao ganho integral k_i . A injeção de ruído de medição é capturada pelo ganho do controlador k para o controle P e PI ou o ganho derivativo k_d para o controle PD e PID. O método de projeto consiste em maximizar o ganho integral k_i sujeito a restrições de robustez e injeção de ruído [18].

3.3.5.1. Região de robustez

A robustez às variações do processo pode ser expressa pela sensibilidade máxima M_s , pela sensibilidade máxima complementar M_T , ou pela sensibilidade articular M . Nessas condições, é mencionado que o diagrama Nyquist da função de transferência de malha deve evitar círculos que encerram o ponto crítico, para o controlo PID, dada a região de robustez, resulta em restrições nos parâmetros do controlador. Para o cálculo da região de robustez, é considerado um processo com função de transferência $P(s)$ e controlador PID ideal com função de transferência $C(s)$. A função de transferência de malha é $G_1(s)$, e o quadrado da distância de um ponto no diagrama Nyquist da função de transferência de malha até o ponto $-c$ é de acordo a equação 3.25:

$$f(k, k_i, k_d, \omega) = |c + G_1(i\omega)|^2 = |c + (k + i(k_d\omega - k_i/\omega))P(i\omega)|^2 \quad (3.25)$$

E a restrição de robustez é feita de acordo a equação 3.26:

$$f(k, k_i, k_d, \omega) \geq r^2 \quad (3.26)$$

Introduzimos a seguinte equação 3.27:

$$P(i\omega) = \alpha(\omega) + i\beta(\omega) = \rho(\omega)e^{i\varphi(\omega)} \quad (3.27)$$

Onde:

$$\alpha(\omega) = \rho(\omega)\cos\varphi(\omega)$$

$$\beta(\omega) = \rho(\omega)\sin\varphi(\omega)$$

Ao substituir, podemos obter o seguinte cálculo da função f de acordo a equação 3.28:

$$\begin{aligned} f(k, k_i, k_d, \omega) &= |c + (k + i(k_d\omega - k_i/\omega))(\alpha(\omega) + i\beta(\omega))|^2 \\ &= |c + \alpha k + \beta(k_d\omega - k_i/\omega) + i(\beta k + \alpha(k_d\omega - k_i/\omega))|^2 \\ &= c^2 + \rho^2 k^2 + 2c\alpha k + \rho^2(k_d\omega - k_i/\omega)^2 - 2\beta c(k_d\omega - k_i/\omega) \\ &= \rho^2(k + \frac{\alpha c}{\rho^2})^2 + \frac{\rho^2}{\omega^2}(k_i + \frac{\omega\beta c}{\rho^2} - k_d\omega^2)^2 \geq r^2 \end{aligned} \quad (3.28)$$

Onde o argumento ω nas funções α e β foi eliminado para simplificar a escrita. Ao inserir os argumentos, a condição de robustez pode ser escrita de acordo a equação 3.29:

$$\left(\frac{\rho(\omega)}{r}\right)^2\left(k + \frac{\alpha(\omega)c}{\rho(\omega)^2}\right)^2 + \left(\frac{\rho(\omega)}{\omega r}\right)^2\left(k_i + \frac{\omega\beta(\omega)c}{\rho(\omega)^2} - \omega^2 k_d\right)^2 \geq 1 \quad (3.29)$$

A restrição de robustez implica, portanto, que os parâmetros do controlador devam pertencer a uma região chamada região de robustez. O design dos controladores PID pode, assim, ser formulado como o seguinte problema de programação semi-infinito: maximizar k_i sujeito à restrição de robustez e restrições em k e k_d [18].

3.3.5.2. Interpretação geométrica

A restrição de robustez tem a seguinte interpretação: para ω e k_d fixos, representa o exterior de uma elipse no plano $k - k_i$; veja a figura 3.8. A elipse tem seu centro em $k = \alpha c / \rho^2$ e $k_i = \omega \beta c / \rho^2$, e seus eixos são paralelos aos eixos das coordenadas. Metade do eixo horizontal possui comprimento r / ρ e metade do eixo vertical possui comprimento $\omega r / \rho$. O centro da elipse está na fronteira da estabilidade, se pode observar na Figura 3.8.

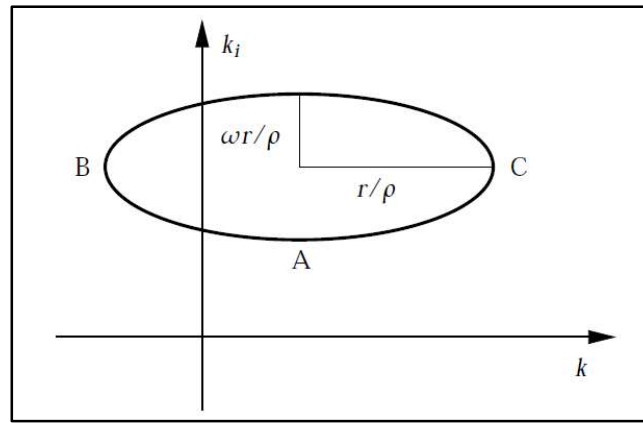


Figura 3.8 - Ilustração gráfica da restrição de sensibilidade [18].

Quando ω passa de 0 a ∞ , as elipses têm um envelope que define um limite da restrição de sensibilidade. Assumindo que o processo tenha um ganho positivo, a outra fronteira é dada pelo plano $k - k_d$. Como a função f é quadrática em k_i , o envelope tem dois ramos. Apenas um dos ramos corresponde a sistemas estáveis de malha fechada, de acordo a equação 3.30 e 3.31.

$$f(k, k_i, k_d, \omega) = r^2 \quad (3.30)$$

$$\frac{\partial f}{\partial \omega}(k, k_i, k_d, \omega) = 0 \quad (3.31)$$

Portanto, de acordo com as restrições, é conceitualmente fácil resolver o problema de otimização encontrando o maior valor de k_i no envelope [18].

3.3.5.3. Envelope regular

É considerado o primeiro caso em que o envelope é regular e não possui pontos angulares próximos ao máximo, para os quais o valor máximo de k_i para k_d fixo ocorre numa tangente com o vértice inferior da elipse. O local do vértice vertical inferior é dado por pelas equações 3.32 e 3.33:

$$k(\omega) = -\frac{\alpha c}{\rho^2} = -\frac{c}{\rho(\omega)} \cos \varphi(\omega) \quad (3.32)$$

$$k_i(\omega) = -\frac{\omega \beta c}{\rho^2} + \omega^2 k_d = -\frac{\omega}{\rho(\omega)} (r + c \sin \varphi(\omega)) + \omega^2 k_d \quad (3.33)$$

O valor máximo de k_i pode ser encontrado, maximizando k_i no local do vértice inferior. Diferenciando a expressão para k_i , obtemos a equação 3.34:

$$\begin{aligned} \frac{dk_i}{d\omega} &= -\frac{d}{d\omega} \left(\frac{\omega(r + c \sin \varphi)}{\rho} \right) + 2\omega k_d \\ &= (r + c \sin \varphi) \left(\frac{\omega \rho'}{\rho^2} - \frac{1}{\rho} \right) - \frac{\omega \varphi' c \cos \varphi}{\rho} + 2\omega k_d = 0 \end{aligned} \quad (3.34)$$

Se dividirmos a equação anterior por ω e multiplicá-la por ρ , a condição para o extremo se torna na equação 3.35:

$$h_{PID}(\omega) = (r + c \sin \varphi) \left(\frac{\rho'}{\rho} - \frac{1}{\omega} \right) - c \varphi' \cos \varphi + 2\rho k_d = 0 \quad (3.35)$$

Para determinar a otimização, temos que encontrar a solução de $\omega * PID$ dessa equação. Portanto, os parâmetros do controlador podem ser determinados com a equação 3.32 e 3.33. A equação 3.35 satisfaz um ponto mínimo, máximo ou crítico. Para garantir que haja um máximo, é necessário que cumprir com a equação 3.36:

$$\frac{d^2 f}{d\omega^2}(\omega^*) > 0 \quad (3.36)$$

Para garantir que satisfaça a restrição, precisamos avaliar para todos os ω . Isso pode ser feito usando o diagrama Nyquist da função de transferência da malha.

Para tipos especiais de sistemas, é possível fornecer boas condições iniciais. Para sistemas em que a função de transferência $P(s)$ possui ganho positivo de baixa frequência e de acordo com as equações 3.37 e 3.38:

$$\frac{d \arg P(i\omega)}{d\omega} < 0 \quad (3.37)$$

$$\frac{d \log_{10} |P(i\omega)|}{d \log_{10} \omega} < 1 \quad (3.38)$$

Estas condições implicam que a quantidade $\rho'/\rho - 1/\omega$ é negativa. Para o controlo PI, quando $k_d = 0$, segue de (3.35), (3.37) e (3.38) que $hPI(\omega_{90}) > 0$ e também que $hPI\omega_{180-\arcsin(r/c)} < 0$. A equação 3.35 tem uma raiz no intervalo de acordo a equação 3.39:

$$\omega_{90} < \omega_{PI}^* \leq \omega_{180-\arcsin(r/c)} \quad (3.39)$$

A condição de monotonicidade (3.37) e (3.38), portanto, só deve ser válida no intervalo (3.39). Se a condição (3.37) e (3.38) for mantida, resulta das Equações 3.32, 3.33 e 3.39 que k e k_i são positivos. Muitos processos satisfazem essa condição [18].

3.3.5.4. Envelope com pontos angulares

O valor máximo de k_i também pode ocorrer num ponto em que o envelope tem uma aresta. Os vértices B e C da elipse na Figura 3.8 são dados pelas equações 3.40 e 3.41:

$$k(\omega) = -\frac{\alpha c}{\rho^2} \pm \frac{r}{\rho} = -\frac{\alpha(\omega)c \cos \phi(\omega)}{\rho(\omega)} \pm \frac{r}{\rho(\omega)} \quad (3.40)$$

$$k_i(\omega) = -\frac{\omega \beta c}{\rho^2} + \omega^2 k_d = -\frac{\omega c \sin \phi(\omega)}{\rho(\omega)} + \omega^2 k_d \quad (3.41)$$

Onde o vértice à esquerda corresponde a um sinal de menos e o vértice à direita corresponde a um sinal de mais.

A condição do envelope (3.30) e (3.31) é satisfeita para ambas as frequências, o que fornece a condição da equação 3.42:

$$\begin{aligned} f(k, k_i, k_d, \omega_1) &= R^2 \\ \frac{\partial f}{\partial \omega}(k, k_i, k_d, \omega_1) &= 0 \\ f(k, k_i, k_d, \omega_2) &= R^2 \\ \frac{\partial f}{\partial \omega}(k, k_i, k_d, \omega_2) &= 0 \end{aligned} \quad (3.42)$$

No diagrama de Nyquist, isso corresponde ao caso em que a função de transferência de malha é tangente ao círculo M em dois pontos. Assim, é possível caracterizar o ponto em que k_i tem seu valor máximo por equações algébricas. Essas equações podem ser resolvidas com o método

Newton-Raphson, onde, com bons valores iniciais, o envelope é determinado pelos locais do local horizontal direito e pelo local do vértice inferior da elipse [18].

3.3.5.5. Penhasco da derivada

Geralmente, são encontrados envelopes regulares para o controle de PI de sistemas com resposta de frequência essencialmente monótona e para controle de PID com valores moderados de k_d . No entanto, a otimização de k_i na região de robustez geralmente fornece aos controladores propriedades indesejáveis e isso pode ser melhor compreendido no diagrama da região de robustez, que permite verificar que o valor máximo de k_i ocorre numa aresta. Esta solução é indesejável porque, para pequenas mudanças nos parâmetros do controlador, elas produzirão mudanças drásticas no k_i . O ganho integral k_i pode ser aumentado gradualmente introduzindo a ação derivativa, mas, com valores maiores de k_d , o máximo de k_i , ocorre numa aresta. O comportamento é muito sensível às variações nos parâmetros do controlador, pois uma alteração marginal nos parâmetros do controlador pode causar instabilidade no sistema [18].

3.3.5.6. Evitando o penhasco da derivada

Podemos encontrar algumas alternativas para modificar o problema de projeto e, assim, evitar as dificuldades associadas ao penhasco da derivada. Uma maneira é a introdução de condições que impedem o diagrama de Nyquist de ter loops. Outra alternativa é exigir que $T_i > \alpha T_d$. Outra tentativa foi definir o ganho derivativo para o valor obtido por um controlador PD, mas isso não elimina os loops do diagrama Nyquist em todos os casos. A maximização de k_i também pode ser substituída maximizando a integral do erro absoluto devido a distúrbios de carga [18].

3.3.5.7. Método MIGO

Após muitas tentativas, verificou-se que uma solução simples é restringir o ganho derivativo, para que o máximo ocorra num ponto onde $\frac{\partial k_i}{\partial k} = 0$. Isso evita que o máximo seja limitado. O algoritmo é direto [18].

O procedimento deste método é descrito abaixo:

1. Definir o ganho derivativo k_d . Encontrar os parâmetros do controlador resolvendo (3.35). E em seguida, calcular os ganhos do controlador de (3.32) e (3.33).
2. Calcular o valor de M para uma faixa de frequência em torno de ω^* e verificar a restrição de robustez $M \geq M_{crit}$.
3. Aumentar k_d até que se obtenha o valor máximo que satisfaça a restrição de robustez.

Esse método de design em particular é chamado MIGO (M constrained Integral Gain Optimization).

Um algoritmo para um controlador em forma de série através do método MIGO fornece parâmetros como $T_i < 4T_d$, mas esse tipo de controlador não pode ser implementado em forma de série, portanto, é necessário ter controladores com parâmetros restritos a $T_i \geq 4 * T_d$. Quando a relação $n = T_i/T_d \geq 4$, o controlador pode ser escrito na equação 3.43:

$$C(s) = k\left(1 + \frac{1}{sT_i} + sT_d\right) = k' \frac{(T_i's + 1)(T_d's + 1)}{T_i's} \quad (3.43)$$

Onde:

$$\begin{aligned} k &= k' \frac{T_i' + T_d'}{T_i'} \\ T_i &= T_i' + T_d' \\ T_d &= \frac{T_i'T_d'}{T_i' + T_d'} \end{aligned} \quad (3.44)$$

É introduzido $n' = T_i'/T_d'$, fica-se com a equação 3.45:

$$n = \frac{(1 + n')^2}{n'} \quad (3.45)$$

Observa-se que $n' = 1$ corresponde a $n = 4$. Partindo da equação 3.44, verifica-se que $T_i = n.T_d$ fornece a seguinte equação 3.46 entre os parâmetros do controlador:

$$k_i = \frac{k^2}{nk_d} \quad (3.46)$$

A seguir, um algoritmo simples será desenvolvido para maximizar o ganho integral de um controlador PID com $T_i = n.T_d$ sujeito a uma restrição de robustez. Primeiro, observamos que o controle PID do processo $P(s)$ fornece a função de transferência de loop na equação 3.47.

$$G_1(s) = P(s)C(s) = k' \frac{(1 + sT_i')(1 + sT_d')}{sT_i'} P(s) = k' \frac{(1 + sT_i')}{sT_i'} ((1 + sT_d')P(s)) \quad (3.47)$$

Isso é idêntico à função de transferência de loop para o controle do processo PI de acordo a equação 3.48.

$$P'(s) = (1 + sT_d')P(s) \quad (3.48)$$

Após verificar as condições necessárias, como atenuação contra distúrbios e ruídos, para o projeto de um controlador robusto às variações do processo, será necessário investigar os métodos de desacoplamento do sinal, porque o processo de Osmose Inversa possui várias entradas e saídas. Este tipo de processo é chamado MIMO (Multi-Input Multi-Output).

3.3.6. Desacoplamento de sinais

Em todos os setores, há situações em que a interação de diferentes circuitos de controle pode ocorrer, um caso típico que pode ser dado como exemplo é quando várias correntes são combinadas para obter uma solução, quando pode haver uma interação considerável. Outros casos em que você também pode ver a interação de loops em sistemas de caldeiras, máquinas de papel, colunas de destilação, reatores químicos, permutadores de calor, redes de distribuição de vapor, sistemas de transmissão e sistemas de ar condicionado. Esses tipos de processos nos quais o sistema possui várias entradas e saídas, são chamados de sistemas MIMO (Multi input multi output), portanto, o controle desses vínculos é muito mais complicado devido à interação entre eles.

3.3.6.1. Interação entre malhas

Conforme descrito no capítulo 2, o processo de osmose inversa mencionado acima é composto por dois sinais de entrada e dois sinais de saída e pode ser representado como o seguinte conjunto de equações 3.49:

$$\begin{aligned} Y_1(s) &= p_{11}(s)U_1(s) + p_{12}(s)U_2(s) \\ Y_2(s) &= p_{21}(s)U_1(s) + p_{22}(s)U_2(s) \end{aligned} \quad (3.49)$$

Onde $p_{ii}(s)$ é a função de transferência da entrada j -ésima para a saída i -ésima. As funções de transferência $p_{11}(s)$, $p_{12}(s)$, $p_{21}(s)$ e $p_{22}(s)$ podem ser combinadas na seguinte matriz na equação 3.50:

$$P(s) = \begin{pmatrix} p_{11}(s) & p_{12}(s) \\ p_{21}(s) & p_{22}(s) \end{pmatrix} \quad (3.50)$$

Atualmente, encontramos dois métodos para minimizar a interação entre variáveis, que são a separação da dinâmica e o desacoplamento. Na separação da dinâmica, é possível ajustar os controladores PID de tal maneira que a constante de tempo de um dos loops de malha fechada difira por um fator até dez vezes a constante de tempo da segunda malha fechada. O desacoplamento é possível se um sinal de avanço da saída de um controlador for adicionado à saída do outro controlador [53].

Uma maneira simples de investigar o efeito da interação é analisar como o ganho estático do processo de uma malha é influenciado pelos ganhos nas outras malhas [18]. Consideraremos um sistema que possui duas entradas e duas saídas como a Figura 3.9, semelhante ao processo que é objeto de investigação deste trabalho.

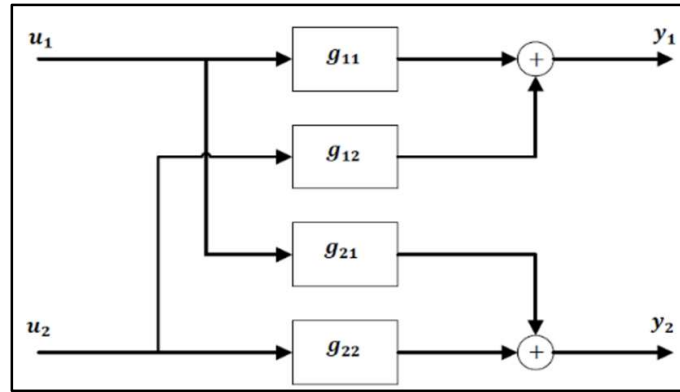


Figura 3.9 - Modelo de estrutura P-canônica.

De acordo com a investigação de como o ganho estático no primeiro loop é influenciado pelo controlador no segundo loop. Para evitar fazer hipóteses específicas sobre o controlador, Bristol assumiu que o segundo loop estava em controlo perfeito, o que significa que a saída do segundo loop é zero. Portanto, temos a seguinte equação 3.51:

$$Y_1(s) = p_{11}(s)U_1(s) + p_{12}(s)U_2(s) \quad (3.51)$$

$$0 = p_{21}(s)U_1(s) + p_{22}(s)U_2(s)$$

Eliminando $U_2(s)$ da primeira equação, podemos obter a equação 3.52:

$$Y_1(s) = \frac{p_{11}(s)p_{22}(s) + p_{12}(s)p_{21}(s)}{p_{22}(s)} U_1(s) \quad (3.52)$$

A razão entre os ganhos estáticos do primeiro loop quando o segundo loop é aberto e quando o segundo loop é fechado é, portanto temos a equação 3.53:

$$\lambda = \frac{p_{11}(0)p_{22}(0)}{p_{11}(0)p_{22}(0) - p_{12}(0)p_{21}(0)} \quad (3.53)$$

O parâmetro λ é chamado índice de interação de Bristol (ou ganho relativo) para sistemas TITO. Na prática, isso também pode ser interpretado como a interação de sinais em baixas frequências. Não há interação se $p_{12}(0)p_{21}(0) = 0$, o que implica que $\lambda = 1$. Valores pequenos ou negativos de λ indicam que existem interações.

O índice de interação pode ser generalizado para sistemas com muitas entradas e saídas. A ideia é comparar os ganhos estáticos de uma saída quando os outros laços estão abertos com os ganhos quando todas as outras saídas são zero. O resultado pode ser resumido na matriz de ganhos relativos de Bristol (RGA) definida pela equação 3.54:

$$R = P(0) \cdot P^{-T}(0) \quad (3.54)$$

Onde:

- $P(0)$ é o ganho estático do sistema;
- $P^{-T}(0)$ é a transposta da matriz inversa de $P(0)$;
- “ \cdot ” denota a multiplicação de matrizes célula a célula.

3.3.6.2. Emparelhamento de variáveis

Para controlar um sistema loop-to-loop, a primeira coisa que devemos decidir é como os controladores devem ser conectados; se a primeira saída deve ser controlada pela primeira entrada ou pela segunda entrada, isso é chamado de problema de emparelhamento.

A matriz de ganho relativo pode ser usada como um guia para o emparelhamento. De acordo com os seguintes critérios:

- Não há interação para $\lambda = 1$.
- Se $\lambda = 0$, não há interação, mas os laços devem ser trocados.
- Os laços devem ser trocados quando $\lambda < 0,5$.
- Se $0 < \lambda < 1$, o ganho do primeiro loop aumenta quando o segundo loop é fechado;
- Se $\lambda > 1$ o ganho do loop fechado é menor que o ganho do loop aberto.

Bristol recomendou que a correspondência fosse feita para que os ganhos relativos correspondentes fossem positivos e o mais próximo possível de 1. Sinais de emparelhamento com ganhos relativos negativos devem ser evitados. Se os ganhos estiverem fora do intervalo $0,67 < \lambda < 1,5$, o desacoplamento poderá melhorar significativamente o controle.

Para o processo estudado, a matriz RGA do processo passa a ser uma matriz de identidade 2x2 e, de acordo com os critérios de emparelhamento das variáveis, seria criado o primeiro loop de controle fornecido pela variável controlada, que seria o fluxo da água filtrada e a variável manipulada, a pressão de alimentação. De acordo com essa primeira análise, podemos obter o segundo circuito de controle com a variável controlada, a condutividade elétrica da água filtrada e a variável manipulada, o pH da alimentação. Com base nessas deduções, poderíamos projetar

controladores PID para os novos circuitos de controle, que nesses casos se tornariam circuitos SISO [18].

3.3.6.3. Desacoplamento do sistema

O desacoplamento é uma maneira simples de lidar com a dificuldade criada pelas interações entre as malhas de controle. A ideia consiste em projetar um controlador que reduz o efeito da interação. Idealmente, as alterações num ponto definido devem afetar apenas a saída do processo correspondente [18].

Nos casos em que o controle de várias malhas não é eficaz para atingir a especificação desejada, uma possível estratégia para abordar o controle MIMO poderia ser transformar a matriz da função de transferência numa diagonal. Esta estratégia chama-se desacoplamento. Se a matriz da função de transferência resultante fosse diagonal (ou aproximadamente diagonal dominante), o controle MIMO seria equivalente a um conjunto de malhas de controle independentes. O desacoplamento pode ser realizado de duas formas [54]:

- Cancelamento antecipado dos termos do acoplamento cruzado.
- Com base em medições de estado, através de uma lei de realimentação. A vantagem dessa segunda abordagem é que o desacoplador pode ser convertido como uma matriz de ganho (sistema estático).

Para esta investigação, será usado o desacoplador simplificado, para o qual se define a matriz da função de transferência de nosso processo na equação 3.55, que pode ser representada com a Figura 3.10 seguinte.

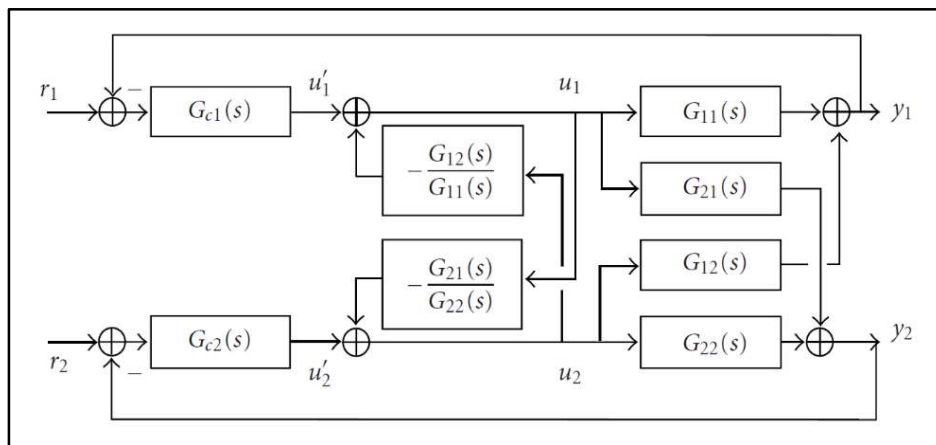


Figura 3.10 - Sistema de controle [32].

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{bmatrix} \\ \Rightarrow \begin{bmatrix} F \\ C \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} P \\ pH \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (3.55)$$

O desacoplador perfeito é construído ao contrário, onde cada ramo do desacoplador é alimentado antes do outro ponto de captação do ramo. Podemos ver na equação 3.56 a função de transferência é:

$$\begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix} = \frac{\begin{bmatrix} G_{11}(s)G_{22}(s) & -G_{12}(s)G_{22}(s) \\ -G_{11}(s)G_{21}(s) & G_{11}(s)G_{22}(s) \end{bmatrix}}{G_{11}(s)G_{22}(s) - G_{12}(s)G_{21}(s)} \cdot \begin{bmatrix} u'_1(s) \\ u'_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.56)$$

Este desacoplador só pode ser realizado se a matriz da função de transferência de desacoplamento for estável em malha aberta. Na equação 3.57 pode ser demonstrado que a matriz da função de transferência de desacoplamento em série com o processo é:

$$\begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 \\ 0 & G_{22}(s) \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} u'_1(s) \\ u'_2(s) \end{bmatrix} \quad (3.57)$$

Para um desacoplamento perfeito no sentido inverso, os controladores de malha única são ajustados para as funções de transferência direta única $G_{11}(s)$ e $G_{22}(s)$. Os controladores são ajustados corretamente, mesmo se houver um circuito de controlo aberto.

Se os pontos de ajuste r_1 e r_2 são variáveis restritas, pode ser usada uma estrutura de controlador, para modificar a estratégia de controlo para cancelar a realimentação y_1 e y_2 e para cancelar o desacoplador quando as restrições não estiverem ativas. A inversão dos controladores nas entradas permite a reconstrução das variáveis manipuladas u_1 e u_2 , que podem ser usadas por outros dois controladores para atingir os objetivos de controlo com menos prioridade que as restrições, respeitando os valores permitidos do ponto de referência r_1 e r_2 [32].

O desacoplamento direto perfeito para o caso 2x2 pode ser formulado na equação 3.58 e o diagrama de blocos na Figura 3.11, onde o processo aparente $Q(s)$ deve ter apenas elementos na diagonal principal:

$$\begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_{11} & d_{12} \\ d_{21} & d_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{11}d_{11} + g_{12}d_{21} & g_{11}d_{12} + g_{12}d_{22} \\ g_{21}d_{11} + g_{22}d_{21} & g_{21}d_{12} + g_{22}d_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_1 & 0 \\ 0 & q_2 \end{bmatrix} \quad (3.58)$$

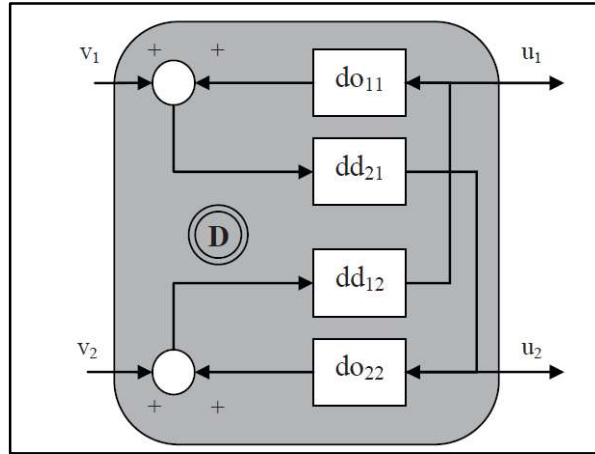


Figura 3.11 - Rede de desacoplamento reverso na configuração 2-1 para um processo 2×2 [56].

Então esse tipo de desacoplamento impõe as seguintes ligações entre os elementos da mesma coluna da matriz de desacoplamento de acordo as equações 3.59 e 3.60:

$$g_{21}d_{11} + g_{22}d_{21} = 0 \Rightarrow \frac{d_{21}}{d_{11}} = \frac{-g_{21}}{g_{22}} \quad (3.59)$$

$$g_{11}d_{12} + g_{12}d_{22} = 0 \Rightarrow \frac{d_{12}}{d_{22}} = \frac{-g_{12}}{g_{11}} \quad (3.60)$$

Para qualquer solução que atenda às expressões acima mencionadas seria válida. Portanto, existem certos graus de liberdade para escolher os elementos de desacoplamento. Na Tabela 3.1, é possível observar quatro desacoplamentos diretos simplificados, resultantes da fixação de dois elementos de $D(s)$ à unidade. Desses quatro desacoplamentos simplificados, o que mais recebeu atenção, tanto na teoria de controle quanto na prática industrial, é o que fixa os elementos diagonais de $D(s)$ à unidade. A Tabela 3.2 também resume as consequências dessas escolhas, os processos aparentes resultantes $Q(s)$. Observa-se que, optando por uma rede de desacoplamento simples, composta por dois blocos unitários estáticos e dois blocos dinâmicos, os processos aparentes apresentam dinâmicas complexas.

Outra maneira de lidar com o desacoplamento direto é fixar o processo aparente $Q(s)$ e calcular $D(s)$. A primeira solução desse tipo, conhecida como desacoplamento direto ideal, consiste em especificar a diagonal do processo original $G(s)$ como o processo aparente desejado. Portanto, chega-se à seguinte equação 3.61 para o caso 2×2 :

$$\begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_{11} & d_{12} \\ d_{21} & d_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{11} & 0 \\ 0 & g_{22} \end{bmatrix} \quad (3.61)$$

Cuja resolução causa a seguinte matriz de desacoplamento na equação 3.62:

$$D_1 = \frac{1}{g_{11}g_{22} - g_{12}g_{21}} \begin{bmatrix} g_{22}g_{11} & -g_{12}g_{22} \\ -g_{21}g_{11} & g_{11}g_{22} \end{bmatrix} \quad (3.62)$$

Tabela 3.1 – Configurações para a estrutura do desacoplador.

Configuração	D(s)	Q(s)
1-1	$\begin{bmatrix} 1 & 1 \\ -g_{21} & -g_{11} \\ g_{22} & g_{12} \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} g_{11} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{22}} & 0 \\ 0 & g_{21} - \frac{g_{11}g_{22}}{g_{12}} \end{bmatrix}$
1-2	$\begin{bmatrix} 1 & -g_{12} \\ -g_{21} & g_{11} \\ g_{22} & 1 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} g_{11} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{22}} & 0 \\ 0 & g_{22} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{11}} \end{bmatrix}$
2-1	$\begin{bmatrix} -g_{22} & 1 \\ g_{21} & -g_{11} \\ 1 & g_{12} \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} g_{12} - \frac{g_{11}g_{22}}{g_{21}} & 0 \\ 0 & g_{21} - \frac{g_{11}g_{22}}{g_{12}} \end{bmatrix}$
2-2	$\begin{bmatrix} -g_{22} & -g_{12} \\ g_{21} & g_{11} \\ 1 & 1 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} g_{12} - \frac{g_{11}g_{22}}{g_{21}} & 0 \\ 0 & g_{22} - \frac{g_{12}g_{21}}{g_{11}} \end{bmatrix}$

Observando as expressões da Tabela 3.1, verifica-se que a possibilidade de desacoplamento dependerá das características do processo, representadas pelas quatro funções de transferência. Portanto, a possibilidade de desacoplamento também intervirá na escolha da configuração. Além disso, observa-se que a simplicidade dos processos aparentes causa simplicidade nos elementos da rede de desacoplamento inverso generalizado. O caso particular mais imediato é a configuração 1-2 na Tabela 3.2, onde os processos aparentes coincidem com os processos elementares $g_{11}(s)$ e $g_{22}(s)$ da diagonal. Em relação à realizabilidade, como no desacoplamento direto, é aconselhável observar as expressões na Tabela 3.2 para verificar que a realizabilidade do desacoplamento dependerá das características do processo, representadas pelas quatro funções de transferência [55].

Tabela 3.2 - Configuração simplificada.

Configuração	Elementos do desacoplo	Q(s)
1-1	$dd_{11} = dd_{22} = 1$ $do_{12} = \frac{-g_{12}}{g_{11}}, do_{21} = \frac{-g_{21}}{g_{22}}$	$\begin{bmatrix} g_{11} & 0 \\ 0 & g_{22} \end{bmatrix}$
2-1	$dd_{12} = dd_{21} = 1$ $do_{11} = \frac{-g_{11}}{g_{12}}, do_{22} = \frac{-g_{22}}{g_{21}}$	$\begin{bmatrix} g_{12} & 0 \\ 0 & g_{21} \end{bmatrix}$

Para este trabalho de pesquisa, o desacoplamento foi desenvolvido usando a abordagem da função de transferência, calculando um desacoplador simplificado através da expressão 1-2 da Tabela 3.2.

Desacoplamento simplificado

Aqui, as malhas de processo são desacopladas com elementos de acoplamento simplificado, bastante simples de implementar. Se o processo for modelado por elementos de atraso de primeira ordem mais tempo morto, cada elemento de desacoplamento será composto, no máximo, de um ganho de estado estável, mais elementos de tempo de espera e tempo morto. Em casos particulares, um ou ambos os termos dinâmicos podem não ser necessários. Na Figura 3.12, se pode observar os desacopladores (Decouplers) e os processos (Process).

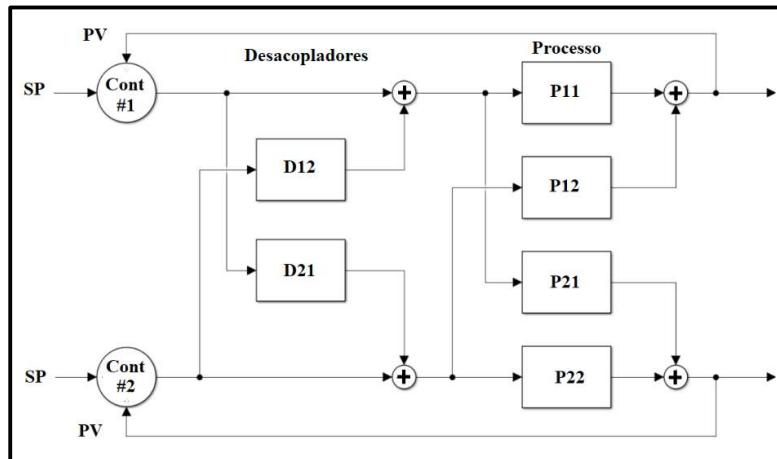


Figura 3.12 - Desacoplamento convencional simplificado [22].

É necessário ter em mente, no entanto, que o processo aparente difere muito do processo real quando não se aplica o desacoplamento, e apenas um dos controladores está no modo automático à vez. Isso implica que o ajuste do controlador exigiria uma alteração para diferentes modos de operação. Além disso, a resposta dos loops, com e sem desacoplamento, seria

diferente, apresentando uma resposta confusa ao operador do processo. Outra desvantagem do desacoplamento convencional é comum à abordagem ideal e à simplificada. O desacoplamento convencional pressupõe que todos os sinais de entrada do processo calculados mantêm sua integridade, ou seja, eles se tornam a entrada do processo real. Por exemplo, se a entrada do processo calculada for o ponto de ajuste para um controlador de fluxo de nível inferior, é assumido que a taxa de fluxo coincidirá com o ponto de ajuste. Se ocorrer uma anormalidade no circuito de fluxo, como quando a válvula atinga um limite ou o controlador de fluxo seja alterado para manual, os dois loops primários serão afetados. Essas desvantagens levam-nos a explorar um método alternativo de desacoplamento [22].

Desacoplamento Invertido

Se cada entrada do processo (Process) for simplesmente vista como uma perturbação da outra saída do processo, a compensação dessa perturbação poderá ser projetada usando uma abordagem avançada, como mostrado na Figura 3.13. Os elementos de compensação necessários são os mesmos que os dados para o desacoplador (Decouplers) convencional simplificado. Observe-se a direção do sinal através dos elementos de desacoplamento e a localização da junção de soma, em comparação com o desacoplamento simplificado [22].

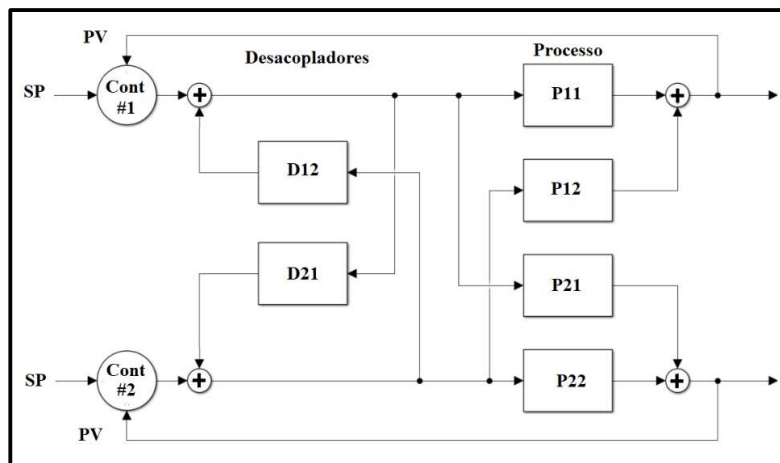


Figura 3.13- Desacoplamento invertido [22].

Portanto, uma das vantagens do desacoplamento invertido é a de que o processo aparente observado por cada controlador, quando o desacoplamento é implementado, é o mesmo que se não houvesse desacoplamento, e o controlador alternativo estivesse em modo manual.

Se as entradas do processo forem implementadas como pontos de referência em cascata para os controladores de fluxo de nível inferior, como geralmente é o caso, os sinais de entrada para os elementos de desacoplamento do tempo poderão ser derivados diretamente das saídas do

transmissor de fluxo, como mostrado na Fig. 4. Com esta implementação, outra vantagem do desacoplamento invertido é a de que, cada circuito de controlo desacoplado, é imune a anomalias no secundário do circuito de controlo oposto (por exemplo, uma válvula num limite, ou um controlador secundário em modo manual).

Em muitos sistemas de controlo distribuído, o bloco de função do PID geralmente possui uma entrada auxiliar, chamada entrada "feedforward". Esta entrada é adicionada à saída da parte PID do bloco nas figuras anteriores. Os controladores de feedback e a união de soma subsequente podem ser incorporados no mesmo bloco funcional. Portanto, o desacoplamento invertido, geralmente, pode ser implementado num DCS usando um bloco de função PID com entrada de "feedforward". Isso fornecerá automaticamente, tais características como a inicialização e transferência, sem problemas entre manual e automático [22].

3.4. Projeto de controladores PID avançados para o controlo de variáveis críticas

3.4.1. Cálculo do desacoplador

De acordo com os conceitos antes mencionados, seria possível reduzir a interação entre as variáveis do processo de dessalinização da água do mar por osmose inversa. Portanto, o próximo passo seria o cálculo do desacoplador e o projeto dos controladores PID avançados para cada malha de controlo. Para isso, utilizaremos o modelo obtido nas pesquisas de Rivas-Perez, expresso pelas seguintes equações 3.63, 3.64, 3.65 e 3.66 [7]:

$$G_{11}(s) = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{0.007(5.22s + 1)}{(1.606s + 1)(59.39s + 1)}; \quad (3.63)$$

$$G_{12}(s) = \frac{F(s)}{pH(s)} = 0; \quad (3.64)$$

$$G_{21}(s) = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{-0.32(29.22s + 1)}{(7.506s + 1)(39.91s + 1)}; \quad (3.65)$$

$$G_{22}(s) = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{-9.27(49.7s + 1)}{(10.506s + 1)(129.91s + 1)}; \quad (3.66)$$

Para o dimensionamento do controlador, o primeiro passo consiste no emparelhamento das variáveis. Para tal, tem que ser definida uma relação entre as variáveis de entrada e as variáveis de saída. Essa relação será determinada através do cálculo de um fator λ e os critérios para interpretar o valor de λ foram mencionados no ponto "2.3.6.2 Emparelhamento de variáveis".

Será necessário, calcular a matriz de ganho de Bristol (RGA), que é expressa pela seguinte equação 3.67:

$$R = P(0) \cdot P^{-T}(0) \quad (3.67)$$

Para o nosso sistema de osmose inversa, temos o seguinte valor de $G(0)$, quando $s = 0$:

$$G(0) = \begin{bmatrix} 0.007 & 0 \\ -0.32 & -9.27 \end{bmatrix} \quad (3.68)$$

$$R = G(0) \cdot G^{-T}(0) = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$$

De acordo com o cálculo de esta expressão, podemos encontrar o valor de λ :

$$\lambda = 1$$

Com esse valor de λ conclui-se que as malhas podem ter interação mínima. Portanto, podemos deduzir que a primeira variável de entrada - pressão - pode estar relacionada à primeira variável de saída - fluxo de filtrado. E a segunda variável de entrada - pH - pode estar relacionada à segunda variável de saída - condutividade.

O próximo passo no dimensionamento do controlador consiste no cálculo da função de transferência de desacoplamento. Para esta investigação, usaremos o cálculo simplificado do desacoplador, obtido através das seguintes expressões:

$$D_{12} = \frac{-g_{12}}{g_{11}} \quad (3.69)$$

$$D_{21} = \frac{-g_{21}}{g_{22}}$$

Para o presente caso, podemos observar que o valor de $D_{12}=0$, porque o valor de $G_{12}=0$. Portanto, a função de transferência do desacoplador será expressa por D_{21} , conforme mostrado no seguinte cálculo com base no sistema de osmose inversa:

$$D_{21} = -\frac{0.32(29.22s + 1)(10.506s + 1)(129.91s + 1)}{9.27(49.7s + 1)(7.506s + 1)(39.91s + 1)} \quad (3.70)$$

Os critérios de realizabilidade para a rede de desacoplamento obrigam a que seus elementos sejam adequados, causais e estáveis. Em certos processos, não é possível obter uma configuração inicialmente realizável. Nesses casos, é necessário adicionar dinâmica extra num bloco adicional $N(s)$ entre o processo e a rede de desacoplamento inverso, de forma que o processo visto pela rede, seja alterado, forçando a realizabilidade. Em seguida, o desacoplamento deveria ser aplicado ao novo processo $GN(s) = G(s) \cdot N(s)$. A matriz $N(s)$

é um bloco com a dinâmica extra necessária: atraso adicional, um polo simples ou um termo com uma fase zero não mínima e seu conjugado como um polo [55].

No nosso caso, inseriremos um pólo simples com a multiplicidade apropriada, de acordo com a seguinte expressão:

$$N(s) = \frac{1}{(\gamma s + 1)^f} \quad (3.71)$$

Para não alterar a dinâmica do desacoplador, fixamos um polo suficientemente distante da origem, para que não influencie a dinâmica de nosso processo, e também suficientemente distante dos pólos dominantes. Para isso, definimos este polo com um valor de -0.75, o que nos dará um valor $\gamma = 1.3$, aproximadamente. Portanto, a função de transferência do desacoplador será expressa pela seguinte fórmula:

$$D_{21} = -\frac{0.32(29.22s + 1)(10.506s + 1)(129.91s + 1)}{9.27(49.7s + 1)(7.506s + 1)(39.91s + 1)(1.3s + 1)} \quad (3.72)$$

Após realizar o cálculo do desacoplador, foi necessário implementar o sistema em Simulink, como podemos observar na Figura 3.14 para verificar o comportamento do novo sistema em malha aberta. Para esta primeira simulação, foi considerada uma variação da pressão de entrada de 800 Psi a 1000 Psi com início em 100 ms, isto para verificar como essa etapa de pressão influencia as variáveis de saída. Na mesma simulação, foi considerada uma variação de pH de 6pH a 7pH para o tempo de 50 ms, para verificar como essa variação afeta as variáveis de saída. Os resultados são mostrados nas Figuras 3.15 e Figura 3.16.

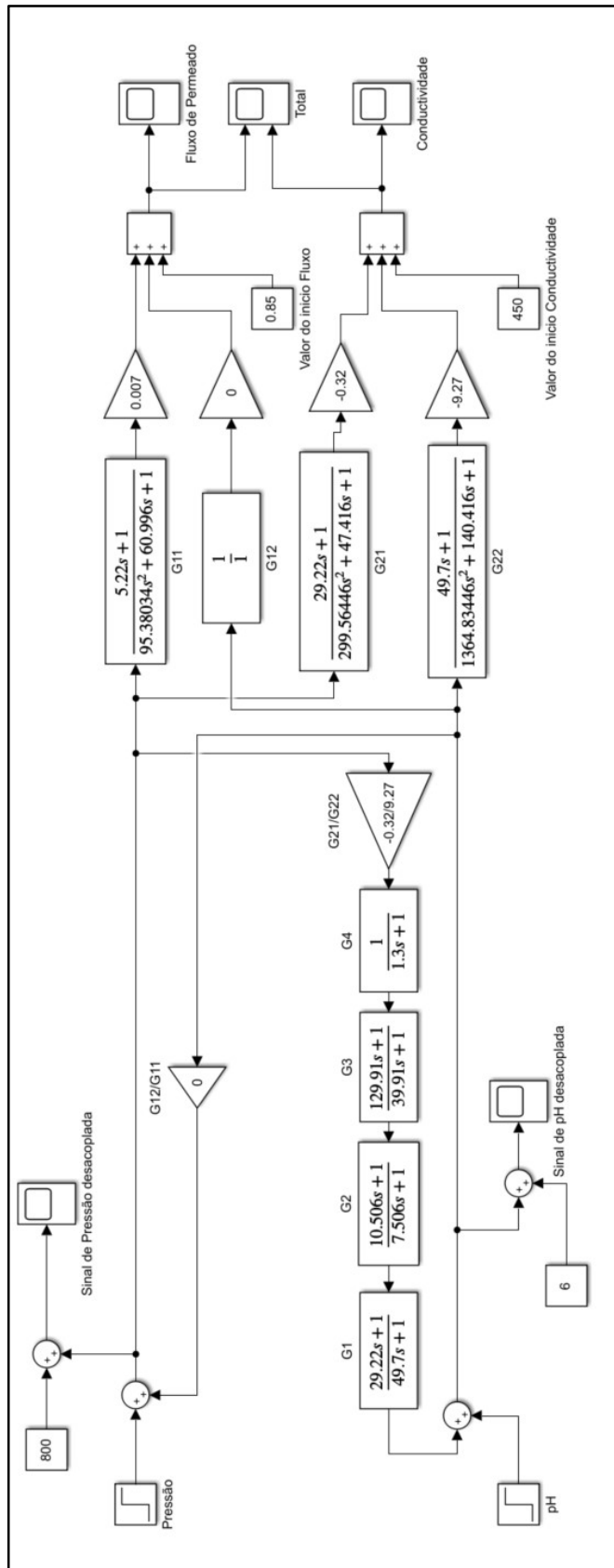


Figura 3.14 - Sistema de osmose inversa desacoplado implementado no simulink

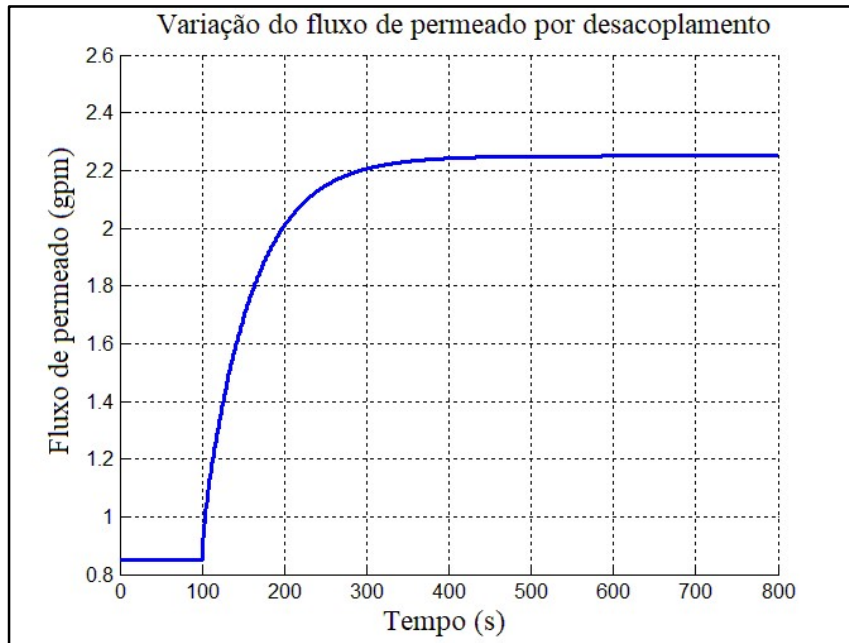


Figura 3.15 - Resposta do fluxo de permeado através do desacoplador.

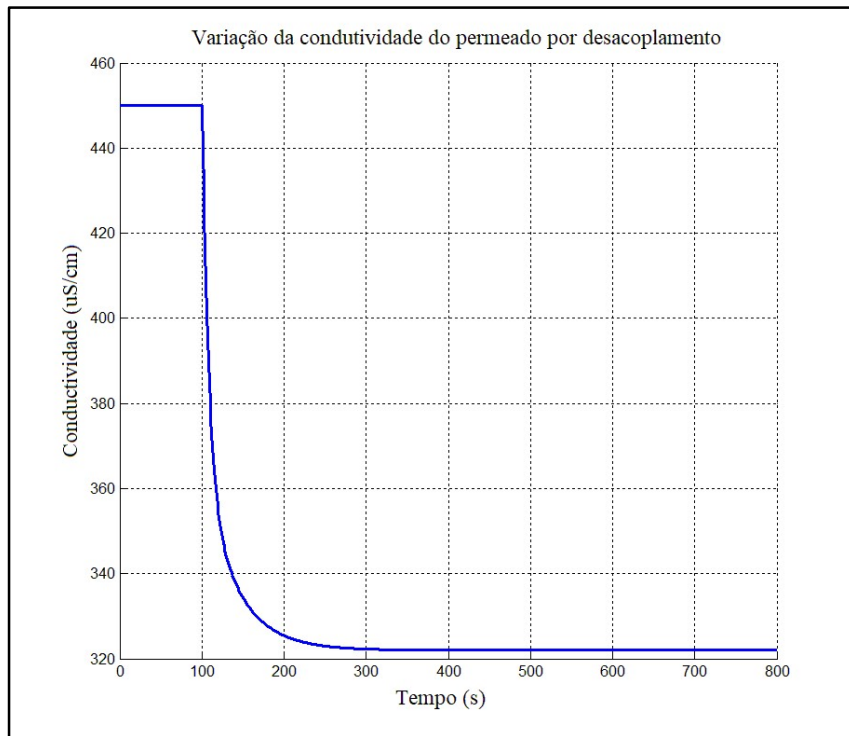


Figura 3.16 - Resposta da condutividade através do desacoplador.

De acordo com o gráfico obtido, podemos observar que a variação do pH não afeta o fluxo da água filtrada. Assim, o primeiro circuito de controlo seria: pressão de entrada e fluxo de água filtrada de saída. Em relação à condutividade, podemos observar que a pressão influencia a

condutividade num determinado nível, mas não de forma crítica, pois foi possível reduzir a interação, e a curva continua sua trajetória até atingir a estabilidade. Portanto, a segunda malha de controlo podia ser: pH de entrada e condutividade de saída.

A instalação de um desacoplador para controlo é atraente, mas há várias dificuldades:

- O desacoplamento pode ser muito sensível a erros e incertezas de modelagem.
- O requisito de desacoplamento e o uso de um controlador podem não ser desejáveis para rejeitar distúrbios.
- Quando um processo contém zeros e polos em sua função de transferência, o sistema desacoplado introduz polos e zeros para que o sistema possa ser avaliado [56].

3.4.2. Cálculo da primeira malha de controlo Gp11

Para o cálculo desse primeiro loop, usaremos os conceitos aprendidos no início deste capítulo, onde usaremos conceitos de restrições de estabilidade e robustez. Em seguida, calcularemos os parâmetros do controlador com base na estratégia de controlo MIGO (M constrained Integral Gain Optimization).

O primeiro loop de controlo que será analisado é o seguinte:

$$G_{p11} = \frac{0.007(5.22s + 1)}{(1.606s + 1)(59.39s + 1)} \quad (3.73)$$

Para o cálculo do controlador, usaremos a restrição de robustez estabelecida na equação (6.39), para isso será necessário calcular Gp11 em sua forma complexa:

$$G_{p11} = \alpha(\omega) + i\beta(\omega) = \rho(\omega)e^{i\varphi(\omega)} \quad (3.74)$$

Antes de aplicar a fórmula a seguir, precisamos garantir que os valores de ω e k_d sejam valores fixos. Portanto, cria-se a elipse mencionada na Figura 3.8. Tomando em consideração essas restrições iniciais, para o cálculo de k e k_i , usaremos as fórmulas apresentadas na equação (3.22 e 3.33).

Para o cálculo do valor de k_i , aplicaremos o conceito mencionado na equação (3.34), a fim de encontrar o valor de $\omega_{PID-Gp11}$ para quando:

$$\omega_{PID-Gp11} = 0.015 \text{ rad/s}$$

A seguir, determinaremos os valores dos parâmetros do controlador com base no critério de sensibilidade máxima e atribuiremos um valor de k_d de início, para posteriormente variar esse valor e nos permitir ajustar a sensibilidade crítica da função de transferência do loop para

valores mais altos ou igual a 1.4 (que é um dos valores recomendados por Astrom para o cálculo de sistemas robustos), para isso usaremos a seguinte expressão como restrição:

$$Ms = \max_{\omega} |Sp_{11}(i\omega)| \geq 1.4 \quad (3.75)$$

Após realizar os cálculos com a ajuda do Matlab, obtemos os seguintes valores para o controlador Cp_{11} :

$$\begin{aligned} Kp_{p11} &= -74.6483 \\ Ki_{p11} &= 0.3208 \\ Ti_{p11} &= -232.694 \\ Kd_{p11} &= 0.95 \\ Td_{p11} &= -0.0127 \\ Ms &= 1.5536 \end{aligned} \quad (3.76)$$

Portanto, a função de transferência de loop é dada pela seguinte expressão:

$$G1_{p11} = \frac{0.03471s^3 - 2.721s^2 - 0.5108s - 0.002246}{95.38s^3 + 61s^2 + s} \quad (3.77)$$

A Figura 3.17 mostra o diagrama Nyquist do loop de controle $G1_{p11}$.

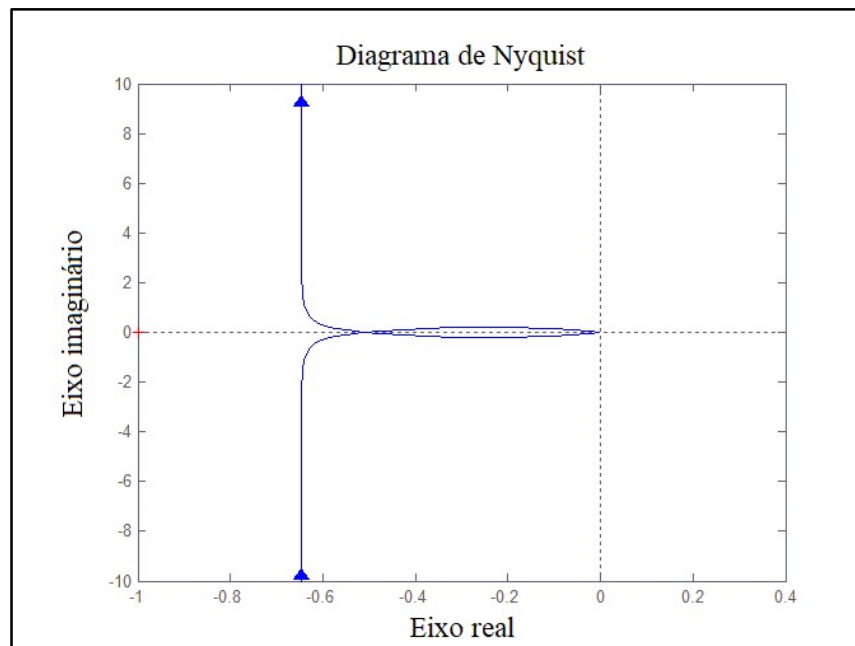


Figura 3.17 - Diagrama Nyquist do loop de controle $G1_{p11}$

Para a primeira simulação, não consideraremos os efeitos de perturbação, ruído ou alterações no sistema. Para poder observar a resposta do primeiro loop, colocaremos um ponto de ajuste de 0.85 gpm a 1.25 gpm, também pode nos ajudar a ver se os tempos de reação e estabilidade são apropriadas. Esta simulação pode ser vista na Figura 3.18:

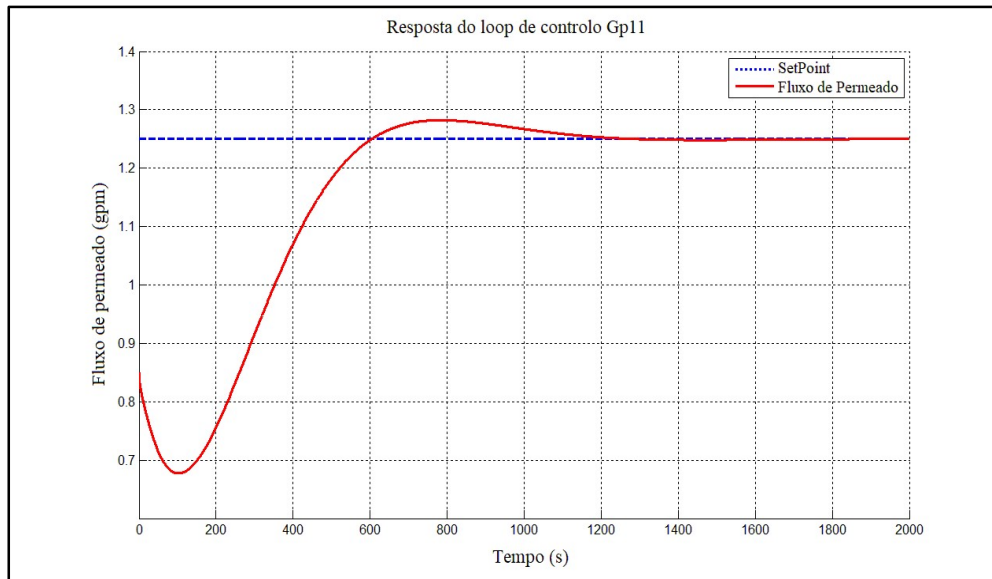


Figura 3.18 - Resposta do fluxo de permeado para atingir o objetivo.

É possível observar no gráfico que a resposta do sistema é regularmente lenta e o tempo em que o sistema se estabiliza é de aproximadamente 2000 segundos. Na Figura 3.19, podemos observar a reação da pressão para que o sistema possa atingir o objetivo do ponto de ajuste:

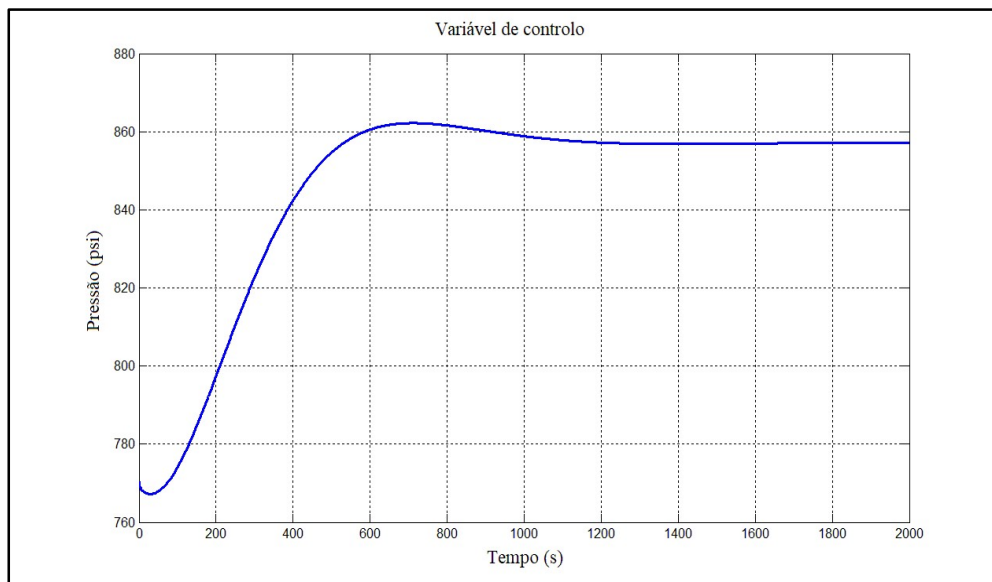


Figura 3.19 - Reação da pressão para que o sistema possa atingir o objetivo.

3.4.3. Cálculo da segunda malha de controlo Gp22

Para o cálculo do segundo loop de controlo, aplicaremos os mesmos conceitos aplicados ao primeiro loop. Os conceitos de restrições de estabilidade e robustez serão re-aplicados para calcular posteriormente os parâmetros do controlador com base na estratégia de controlo MIGO (M constrained Integral Gain Optimization).

O segundo loop de controlo que será analisado é o seguinte:

$$Gp_{22} = -\frac{9.27(49.7s + 1)}{(10.506s + 1)(129.91s + 1)} \quad (3.78)$$

Usaremos novamente a restrição de robustez estabelecida na equação (6.39), e depois calcularemos Gp_{22} em sua forma complexa:

$$Gp_{22} = \alpha(\omega) + i\beta(\omega) = \rho(\omega)e^{i\varphi(\omega)} \quad (3.79)$$

Garantiremos novamente que os valores de ω y kd são valores fixos e retornaremos aos cálculos os valores de k y ki , usando as fórmulas apresentadas na equação (3.32 e 3.33).

Para o cálculo do valor de k_i , aplicaremos o conceito mencionado na equação (3.34), a fim de encontrar o valor de $\omega_{PID-Gp22}$ para quando:

$$h_{PID-Gp22} = 0$$

Determinaremos os valores de r y c , para isso uma análise será feita com base nos valores razoáveis da margem de ganho g_m deve estar entre [2.0 5.0]. Portanto, el valor de $-1/g_m$ deve estar entre [- 0.5 -0.2] e levando em consideração que o diagrama Nyquist da função de transferência de loop não deve ser ajustado para o ponto -1, atribuiremos um valor de $c=0.1$ y $r=0.8$. Portanto, o valor de $\omega_{PID-Gp22}$ é o seguinte:

$$\omega_{PID-Gp22} = 0.09 \text{ rad/s}$$

Novamente, usaremos a seguinte expressão como restrição para o cálculo dos parâmetros do controlador:

$$M_s = \max_{\omega} |Sp_{11}(i\omega)| \geq 1.4 \quad (3.80)$$

Com a ajuda do Matlab, obtemos os seguintes valores para o controlador Cp_{22} :

$$\begin{aligned}
K_{p22} &= -0.0239 \\
K_{i22} &= -0.0248 \\
T_{i22} &= 0.9637 \\
K_{d22} &= -0.0155 \\
T_{d22} &= 0.6485 \\
M_s &= 1.4432
\end{aligned}
\tag{3.81}$$

Portanto, a função de transferência de loop é dada pela seguinte expressão:

$$G_{2p22} = \frac{7.141s^3 + 11.14s^2 - 11.66s - 0.2302}{1365s^3 + 140.4s^2 + s}
\tag{3.82}$$

A Figura 3.20 mostra o diagrama Nyquist do circuito de controle G_{2p22} .

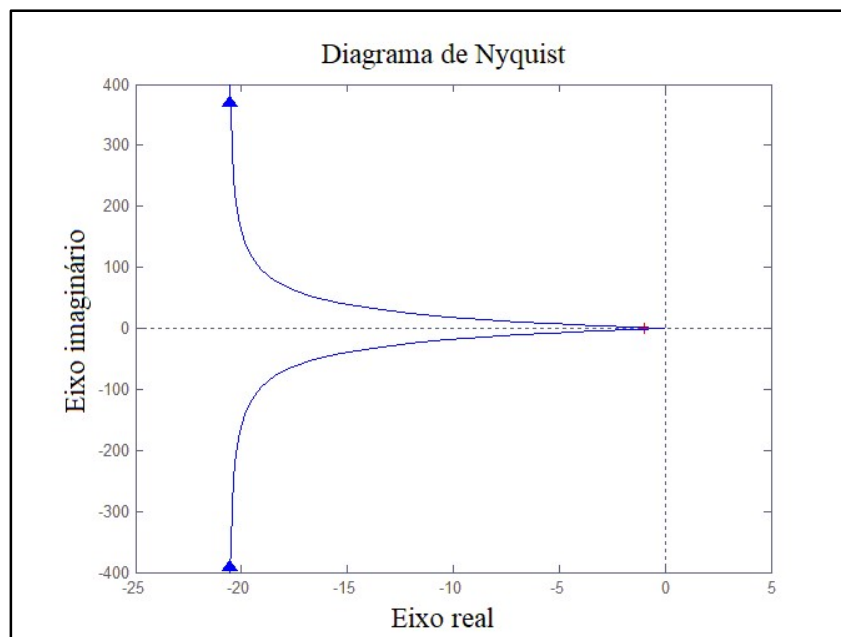


Figura 3.20 - diagrama Nyquist do circuito de controle G_{2p22} .

Como na primeira simulação, os efeitos de perturbação, ruído e alterações no sistema não serão considerados para esta segunda simulação. Vamos observar a reação do loop de controle para um ponto de ajuste que varia de 415 uS/cm a 400 uS/cm, para verificar os tempos e a estabilidade da reação. A simulação é observada na Figura 3.21:

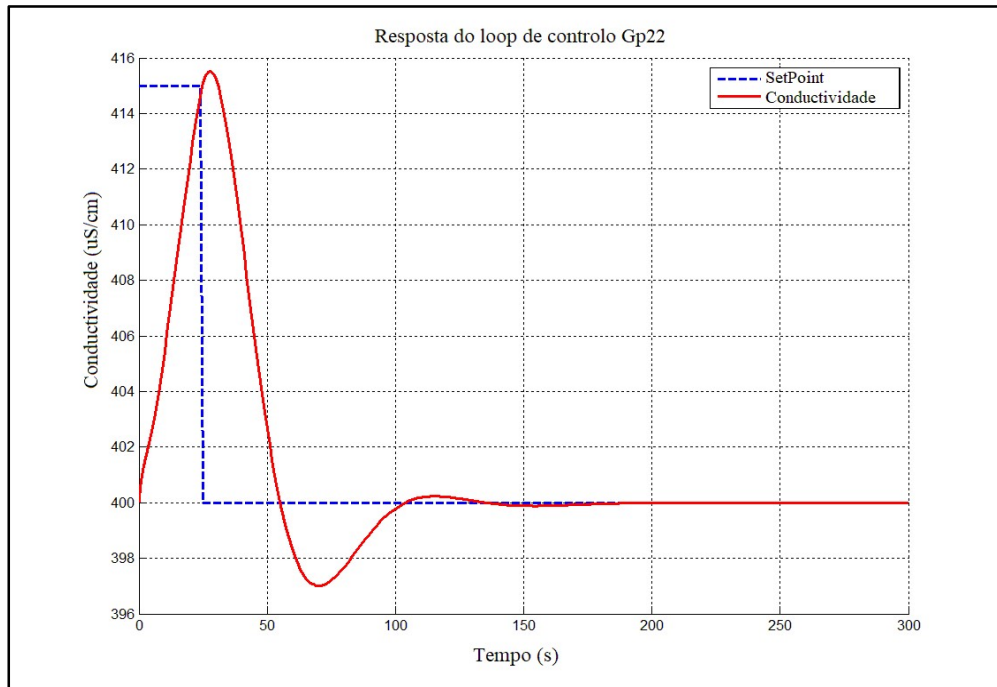


Figura 3.21 - Resposta da condutividade para atingir o objetivo.

Além disso, é possível observar que o tempo de estabelecimento é rápido, pois o sistema se estabiliza em aproximadamente 180 segundos. A Figura 3.22 mostra o comportamento da variável controlada, que nesse caso seria o nível de pH.

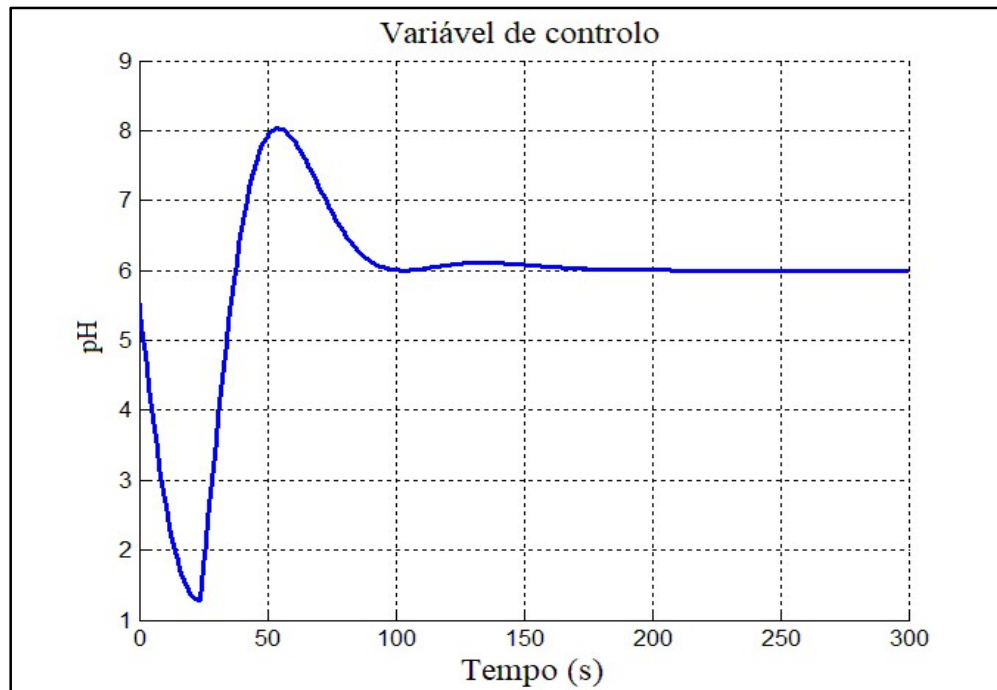


Figura 3.22 - Reação do pH para que o sistema possa atingir o objetivo.

3.5. Conclusões parciais

- Foi possível implementar um desacoplador invertido, apropriado para os sistemas da MIMO, que permite que os circuitos de controlo sejam isolados de tal forma, que haja uma baixa interação entre eles, obtendo um sistema SISO.
- Foi possível projetar dois controladores PID robustos, com base nos conceitos do MIGO PID, para o controlo de fluxo, e condutividade, de água filtrada.
- Foi possível obter os gráficos Nyquist de cada loop de controlo que permitem verificar visualmente que as curvas não envolvem o ponto $-1 + 0j$, o que garante a estabilidade dos loops de controlo.
- O desenvolvimento de controladores PID-MIGO permitiu obter resultados aceitáveis de simulação, onde foi possível verificar se os tempos de reação e os tempos de estabilidade são favoráveis para esse processo.
- Em relação aos pontos alvo, os controladores tiveram um bom comportamento, uma vez que a diferença entre o ponto de ajuste e a variável de processo foi de aproximadamente zero, para os dois loops de controlo.

Capítulo 4 - Análise e simulação da robustez do controlador

4.1. Introdução

Neste capítulo, analisaremos a robustez dos circuitos de controlo baseados nos controladores PID-MIGO, calculados no capítulo anterior. O objetivo deste capítulo é sujeitar os controladores a várias situações críticas que nos permitirão realizar uma análise para determinar o nível de robustez que eles possuem. Além disso, será feita uma proposta prática de implementação, que será composta por um sistema de controlo baseado num controlador lógico programável (PLC).

4.2. Cenários de teste

Para a avaliação dos controladores, será necessário considerar alguns cenários de teste que garantam a confiabilidade dos controladores. Entre os cenários que podemos considerar, temos o seguinte:

- Variações de referência;
- Presença de distúrbios;
- Presença de ruído aditivo nos sensores;
- Variações dos parâmetros do processo.

4.3. Medidas de robustez

Na busca de uma maneira de quantificar o comportamento dos circuitos de controlo, foi possível estabelecer índices de desempenho com base no sinal de erro $e(t)$, calculado pela diferença entre o valor desejado da variável controlada e o valor real. No caso de nossa investigação, serão utilizados os índices chamados critérios integrais, definidos pelas seguintes expressões:

- Integral do erro absoluto

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (4.1)$$

- Integral do tempo pelo erro absoluto

$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (4.2)$$

- Integral do erro quadrático

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (4.3)$$

- Integral do tempo pelo erro quadrático

$$ITSE = \int_0^{\infty} te(t)^2 dt \quad (4.4)$$

Onde o erro é dado pela seguinte expressão:

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (4.5)$$

Portanto, para uma determinada central, o objetivo é poder determinar os parâmetros do controlador que minimize a função de custo escolhida, para que esses parâmetros sejam ideais de acordo com os critérios de desempenho estabelecidos.

4.4. Análise de robustez do controlador projetado

4.4.1. Avaliação da malha de controle Gp11

Uma avaliação do loop de controle será feita para um setpoint aleatório, que neste caso seria um setpoint de 1,05 gpm. Dada essa referência, podemos ver que o tempo de estabelecimento é de aproximadamente 2000 segundos após a alteração da referência e foi obtido uma sobrelevação de 1,6%, o que permite deduzir que o atuador não executaria grandes esforços. Esses resultados podem ser vistos em Figura 4.1. Para a variável controlada, obtemos uma variação de pressão de 785 psi a 828 psi, que é onde o sistema é estável, e esse comportamento pode ser verificado na Figura 4.2. Pode-se observar que o controlador projetado permite ter um melhor controle de pressão, que isso pode ser traduzido num melhor controle do atuador, o que significa que podemos oferecer uma melhor eficiência e desempenho ao atuador.

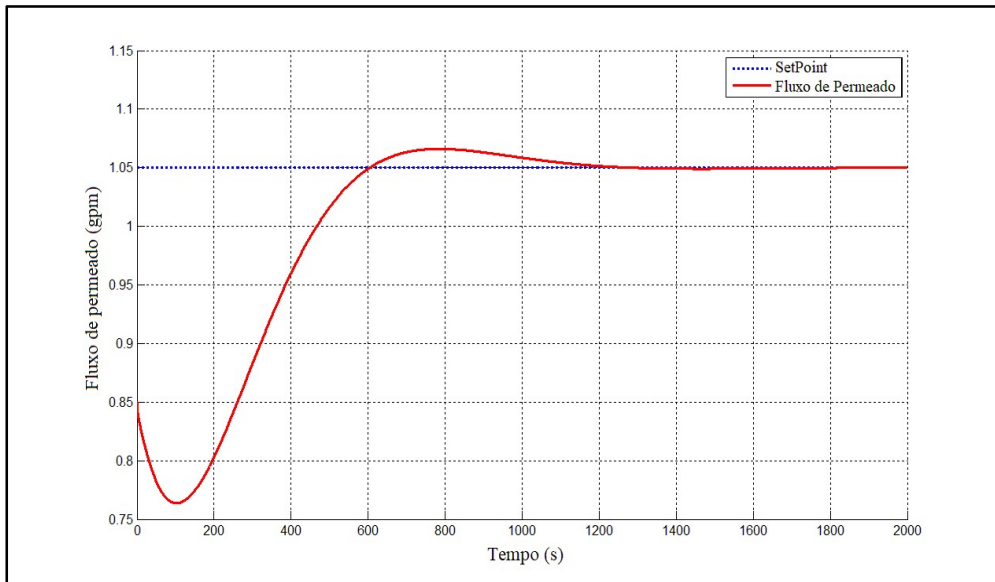


Figura 4.1 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint de 1,05 gpm.

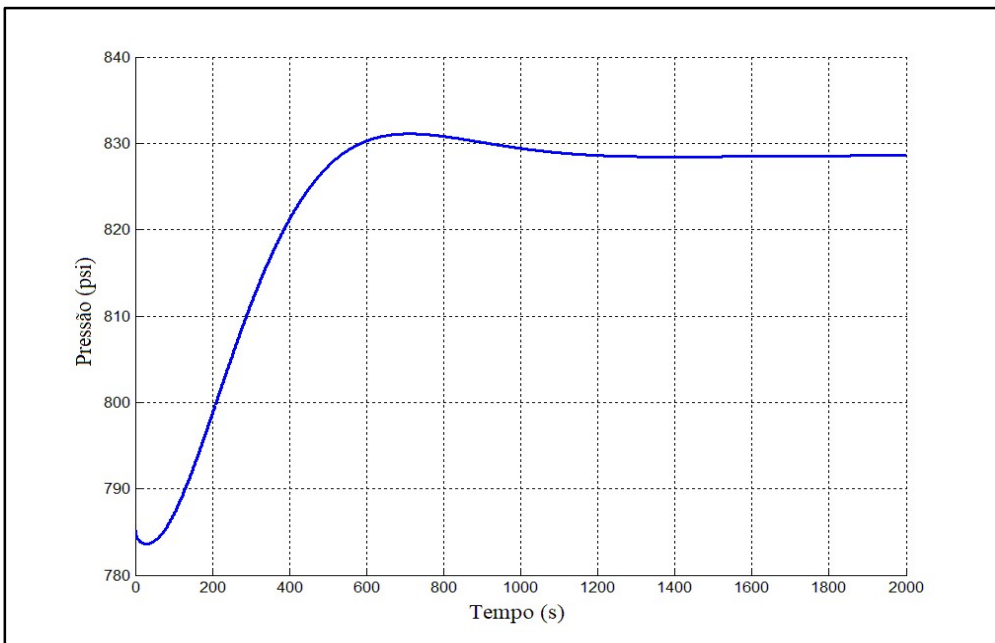


Figura 4.2 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado.

A tabela 4.1 mostra os índices de desempenho para este primeiro teste do controlador PID-MIGO do loop Gp11 projetado.

Tabela 4.1 - Índice de desempenho do loop Gp11.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
100.4272	23550	20.8721	3365.5

4.4.2. Avaliação da malha de controlo Gp22

Tal como fizemos para a malha de controlo Gp11, realizaremos uma avaliação da malha de controlo Gp22 para um ponto de ajuste aleatório, que neste caso seria de um estado inicial de 430 uS/cm a 400 uS/cm. Podemos ver na Figura 4.3 que o tempo de estabelecimento do sinal controlado é de aproximadamente 300 segundos, com uma sobrelevação de aproximadamente 0,1%. O comportamento da variável controlada pode ser verificado na Figura 4.4, onde pode ser visto que a injeção dos níveis de pH tem um pico que atinge 10pH e, em 200 segundos, estabiliza até atingir aproximadamente 6pH.

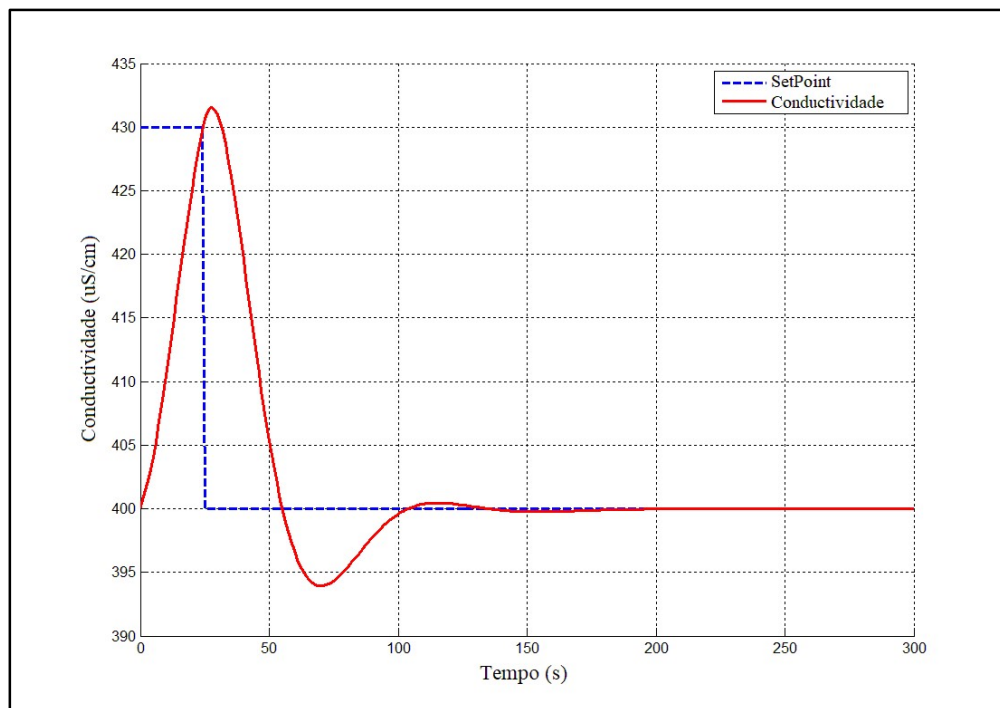


Figura 4.3 - Resposta da condutividade para um setpoint de 400 uS/cm.

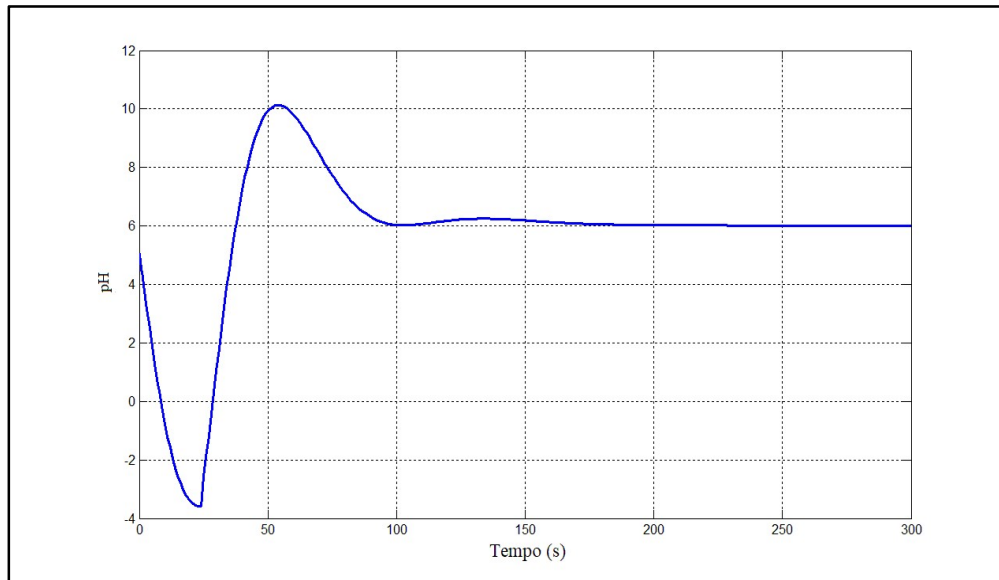


Figura 4.4 - Resposta pH para o Setpoint de condutividade.

A tabela 4.2 mostra os índices de desempenho para este segundo teste do controlador PID-MIGO da malha Gp22 projetada.

Tabela 4.2 - Índice de desempenho do loop Gp22.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
1139.6	38012	23063	565610

4.4.3. Avaliação da malha de controle Gp11 para diferentes situações

4.4.3.1 Avaliação da malha de controle Gp11 para diferentes sequências de setpoints

Neste teste, executaremos uma sequência de setpoints para diferentes tempos, o que permitirá a avaliação da reação do controlador para uma situação em que vários valores de pontos de ajuste são necessários. Este teste iniciará com um setpoint de 1,05 gpm a 0,95 gpm, depois vá de um ponto de ajuste de 0,95 a 1,15 gpm. O resultado dessa simulação pode ser visto na Figura 4.5.

Além disso, na Figura 4.6, observaremos o comportamento da pressão, como reage às variações do setpoint.

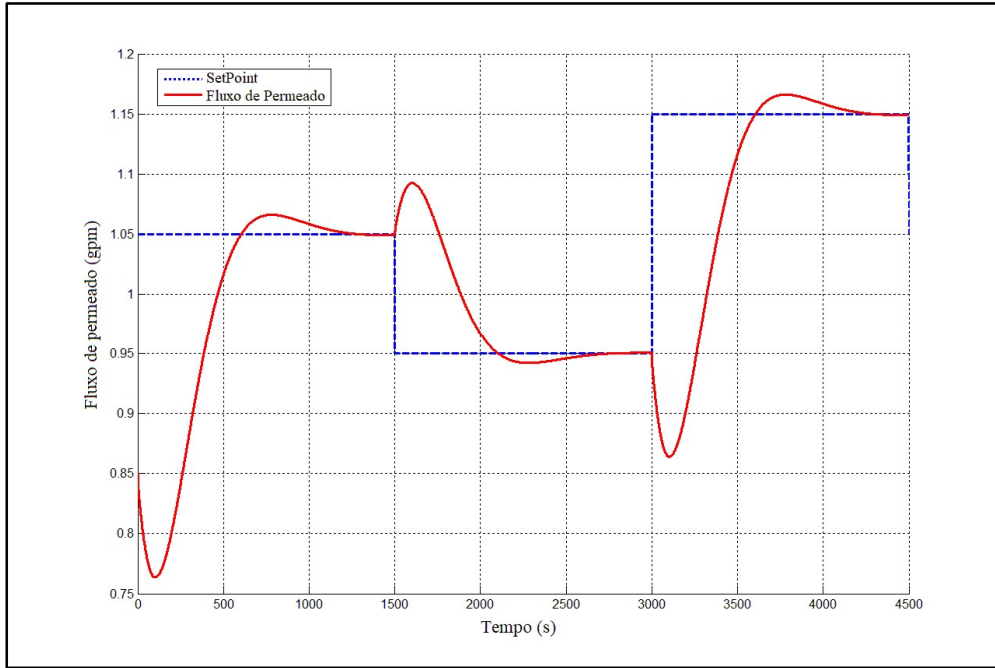


Figura 4.5 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint de diferentes seqüências.

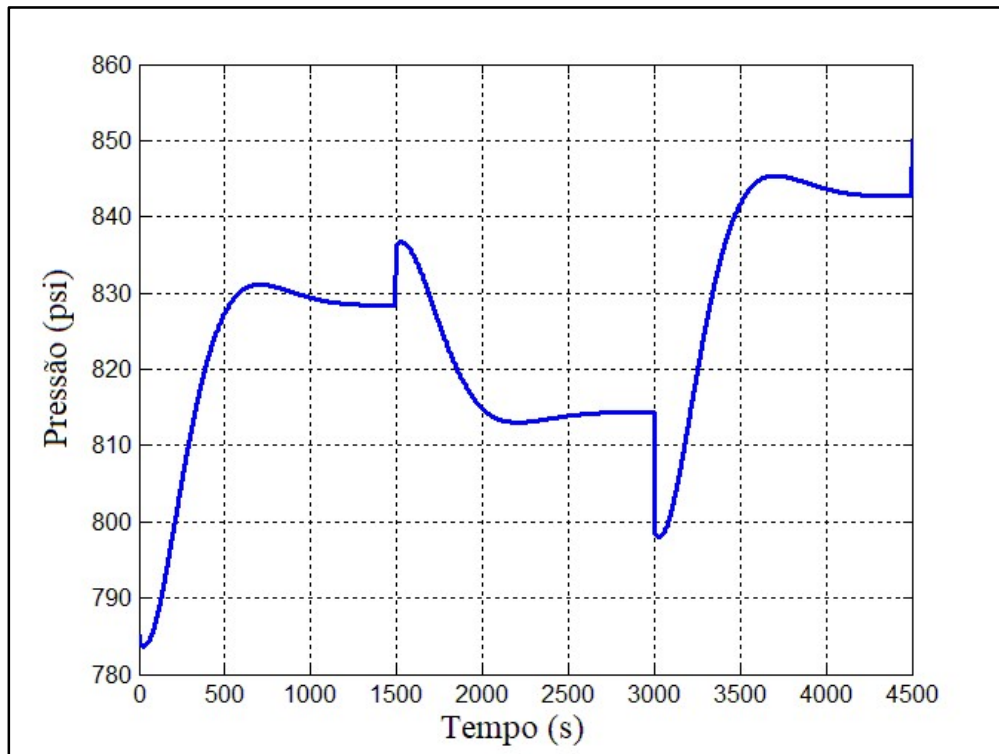


Figura 4.6 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado de diferentes seqüências.

A tabela 4.3 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.3 - Índice de desempenho para diferentes Setpoint do loop Gp11.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
251.1957	436090	46.9023	77892

4.4.3.2 Avaliação da malha de controle Gp11 para oscilação de setpoints com determinada frequência

Neste teste, avaliaremos o controlador para uma amplitude de setpoint e uma frequência fixa de oscilações que será de 1500 segundos por mudança de setpoint. Na Figura 4.7, podemos ver que o controlador tem sobrelevações, mas depois de algum tempo ele consegue alcançar o alvo e permanece estável.

Além disso, na Figura 4.8, podemos observar o comportamento da pressão para esses tipos de situações.

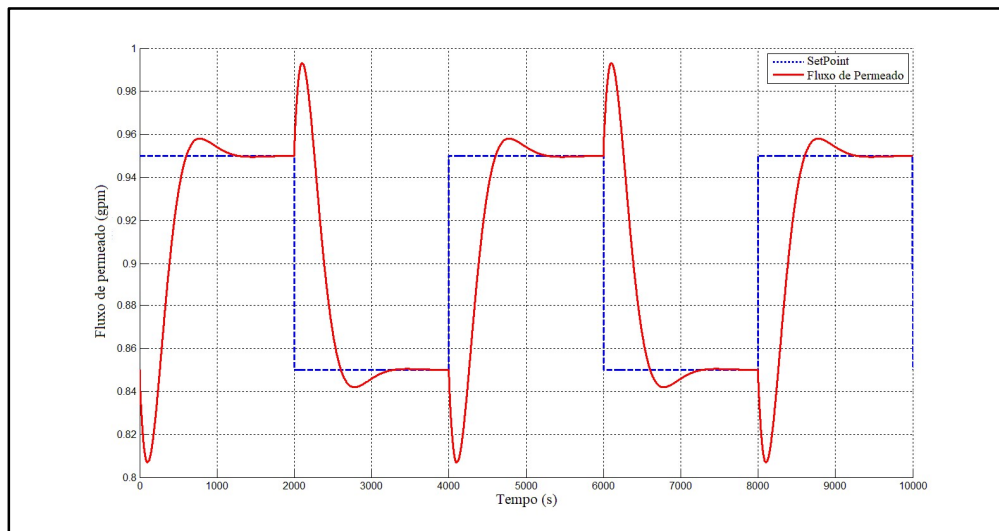


Figura 4.7 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com determinada frequência.

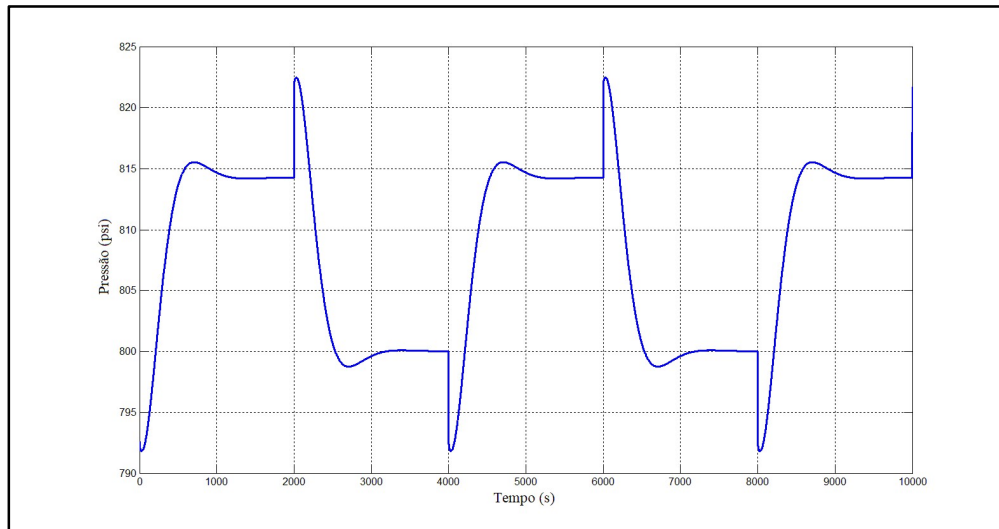


Figura 4.8 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com determinada frequência.

A tabela 4.4 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.4 - Índice de desempenho para uma determinada frequência do loop Gp11.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
252.0352	1068600	26.1228	108760

4.4.3.3 Avaliação da malha de controlo Gp11 para perturbações

Neste teste, verificaremos a resposta da malha de controlo às perturbações na entrada do sistema, para isso injetaremos um sinal na entrada que atuará em 2000 segundos e observaremos o comportamento do controlador. Na Figura 4.9, podemos ver que o circuito de controlo tem uma boa resposta a perturbações, porque, após a perturbação, o sistema consegue alcançar o objetivo e manter-se estável.

Além disso, na Figura 4.10, podemos ver que a pressão não faz um ajuste repentino que possa danificar o atuador.

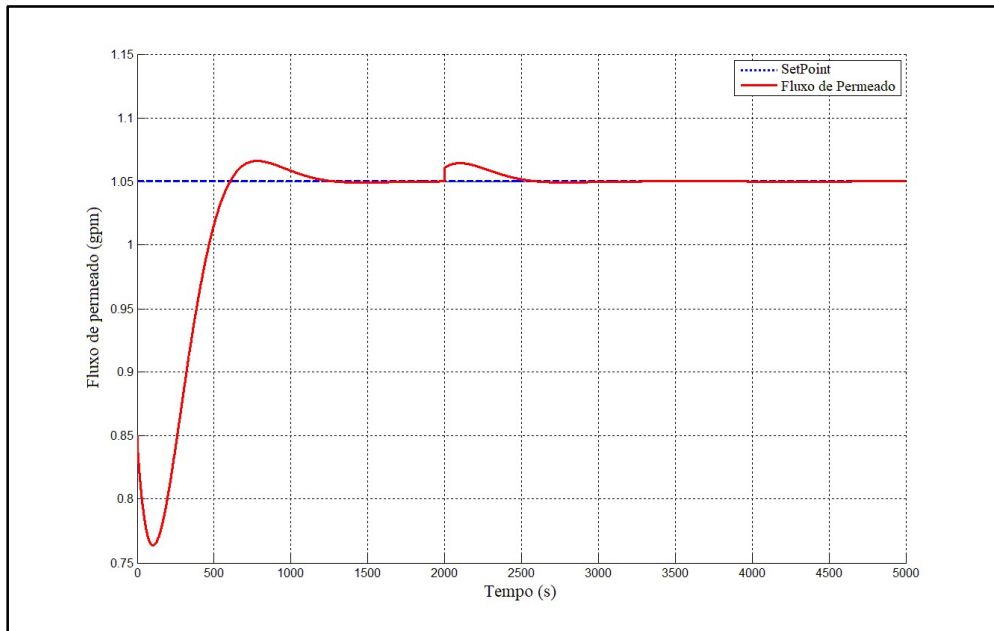


Figura 4.9 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com uma perturbação.

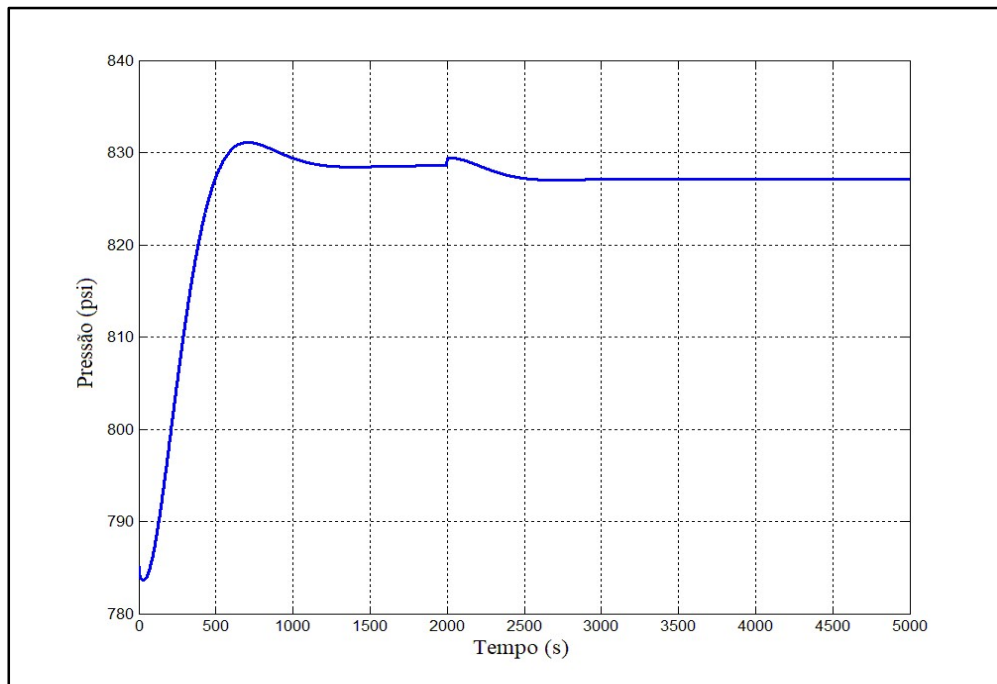


Figura 4.10 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com uma perturbação.

A tabela 4.5 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.5 - Índice de desempenho para perturbações do loop Gp11.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
105.7539	35295	20.9249	3479.4

4.4.3.4 Avaliação da malha de controle Gp11 com presença de ruído aditivo

Neste teste, verificaremos o comportamento do circuito de controle na presença de ruído externo, o que leva à distorção do sinal de entrada, isto normalmente ocorre em processos industriais. Devido a vários fatores externos ao sistema, os sinais do sensor não chegam limpos ao controlador, pois sempre têm a presença de algum tipo de ruído (entenda -se ruído como uma distorção do sinal original do sensor). Muitas vezes este ruído se deve à conversão do sinal analógico dos sensores para digital, de forma a ser processado pelo DSP (Digital Signal Processor). Nesse caso, simularemos um tipo de ruído que permitirá observar o comportamento do circuito de controle, perante esse fenômeno. Na Figura 4.11, podemos observar o comportamento do controlador na presença de ruído na entrada e como ele tenta atingir adequadamente o objetivo definido pelo setpoint.

Além disso, na Figura 4.12, podemos observar o comportamento da pressão antes desse fenômeno e verificar como o atuador se comporta.

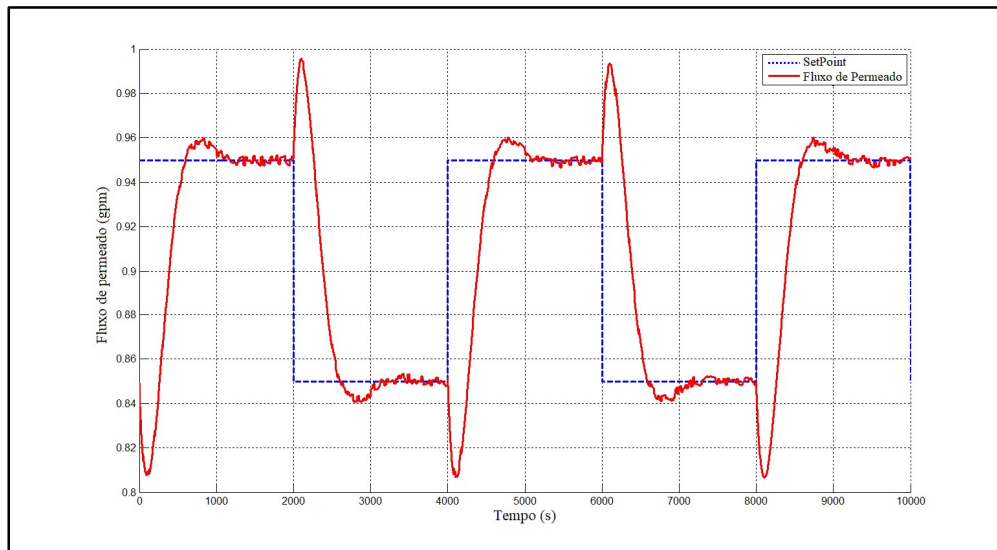


Figura 4.11 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com presença de ruído aditivo.

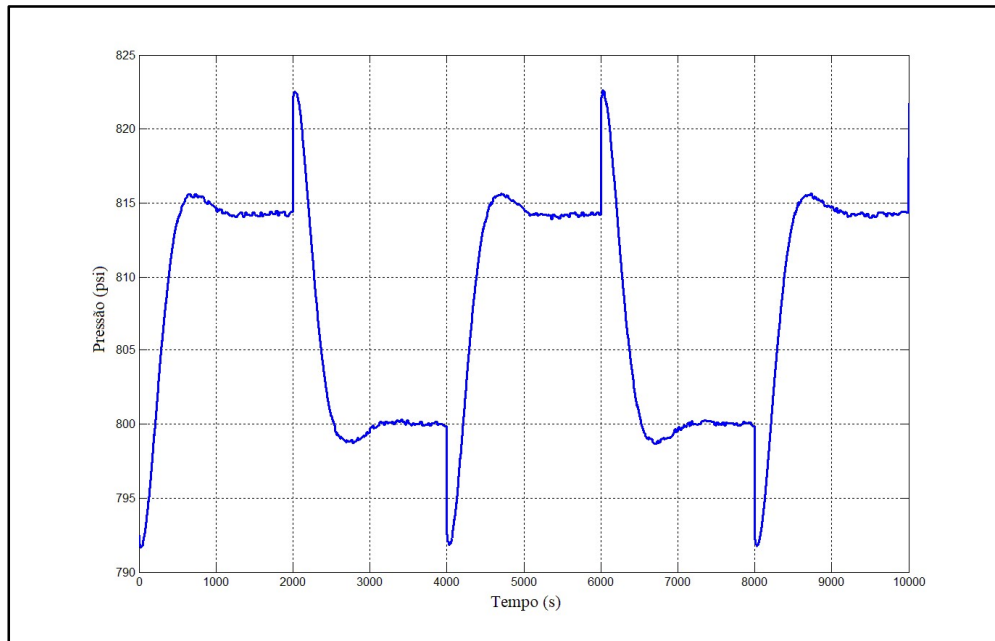


Figura 4.12 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com presença de ruído aditivo.

A tabela 4.6 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.6 - Índice de desempenho para ruído do loop Gp11.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
255.4916	1087200	26.1892	109030

4.4.3.5 Avaliação da malha de controle Gp11 com alteração dos parâmetros de processo

Neste teste, verificaremos o comportamento da malha de controle antes da variação nos parâmetros do processo. No nosso caso, variaremos o ganho do modelo aumentando seu valor em 50%, isto é, alterá-lo de 0.007 para 0.011. Na Figura 4.13, podemos ver como o controlador consegue atingir o objetivo com um tempo de estabelecimento de 3700s maior do que o normal, que seria na ordem dos 1300 s. No entanto, confirma-se a robustez do controlador para determinadas variações de processo.

Além disso, na Figura 4.14, podemos verificar como a pressão varia, para que o sistema atinga o objetivo sem fazer grandes esforços para o atuador.

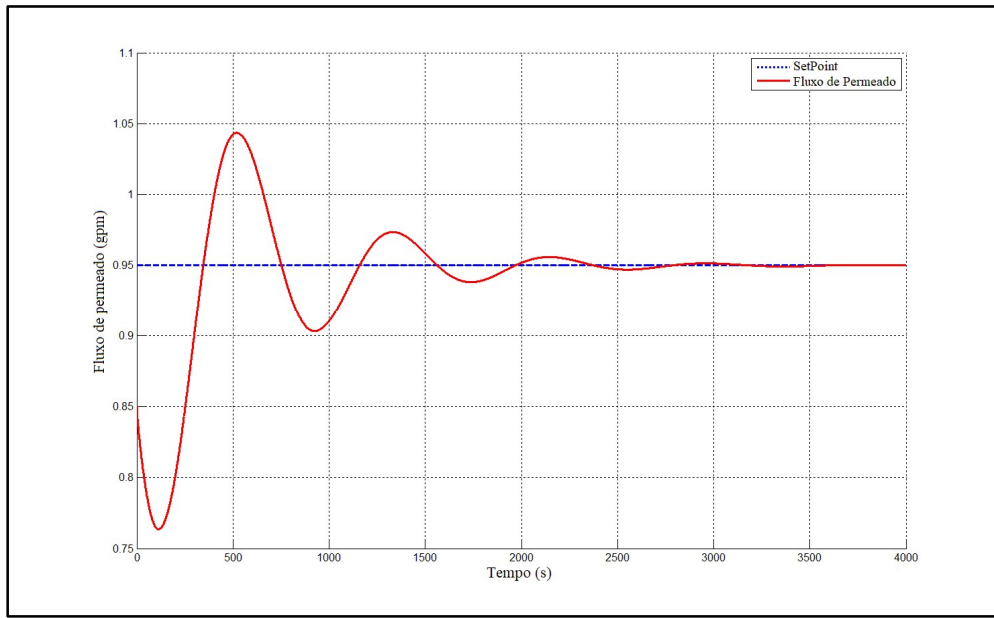


Figura 4.13 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com alteração dos parâmetros de processo.

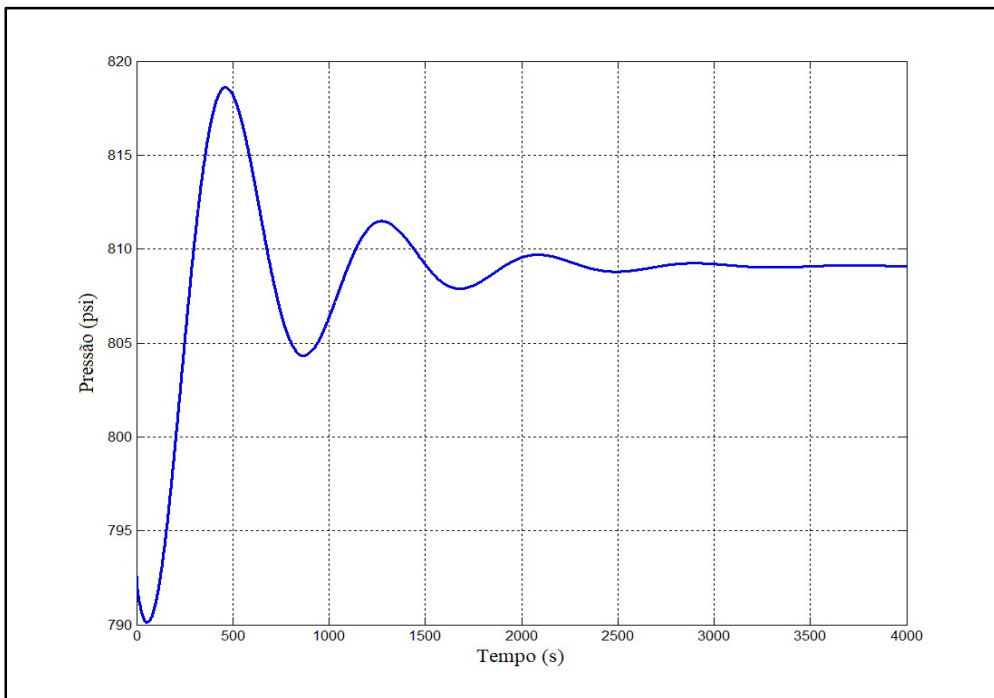


Figura 4.14 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com alteração dos parâmetros de processo.

A tabela 4.7 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.7 - Índice de desempenho para alteração dos parâmetros do loop Gp11.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
92.1442	51126	9.0394	2426.6

4.4.4. Avaliação da malha de controlo Gp22 para diferentes situações

4.4.4.1. Avaliação da malha de controlo Gp22 para diferentes sequências de setpoints

Neste teste, realizaremos uma sequência de setpoint para diferentes tempos, o que permitirá avaliar a reação do controlador para uma situação em que é necessário variar os valores do setpoint. Este teste consiste em começar com um setpoint de 430 uS/cm até 400 uS/cm e depois passe de um ponto de ajuste de 400 uS/cm para 460 uS/cm. Podemos verificar os resultados da simulação na Figura 4.15.

Além disso, na Figura 4.16, observaremos o comportamento do pH, como ele reage às variações do setpoint.

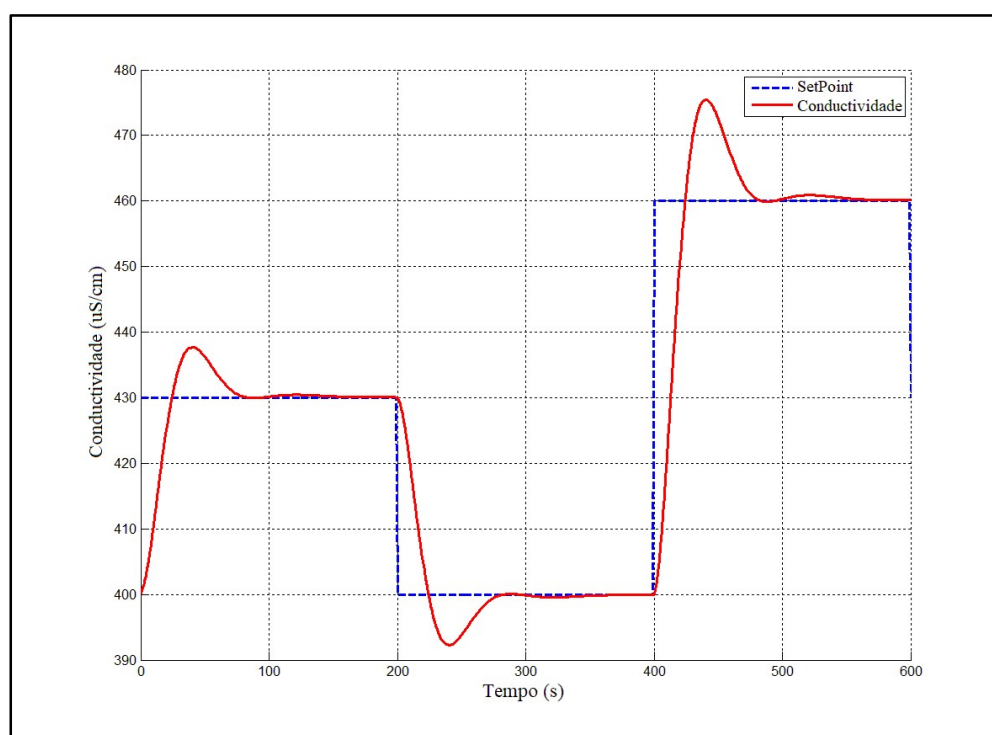


Figura 4.15 - Resposta da condutividade para um setpoint de diferentes sequências.

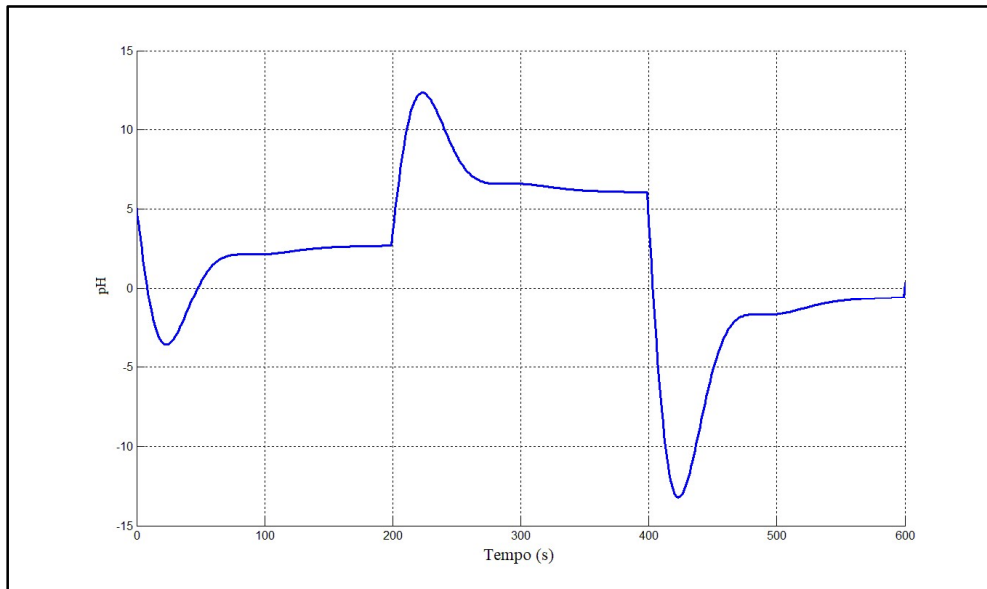


Figura 4.16 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade de diferentes sequências.

A tabela 4.8 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.8 - Índice de desempenho para diferentes Setpoint do loop Gp22.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
2635.6	735460	61391	19382000

4.4.4.2. Avaliação da malha de controle Gp22 para oscilação de setpoints com uma determinada frequência

Neste teste, avaliaremos o controlador para uma amplitude de setpoint e uma frequência fixa de oscilações que será de 400 segundos com alterações de setpoint de 400uS/cm a 410 uS/cm. Na Figura 4.17, podemos ver que a condutividade tem sobrelevações, mas depois de algum tempo ele consegue atingir o setpoint e estabilizar.

Além disso, na Figura 4.18, podemos observar o comportamento dos níveis de pH para esse tipo de situação.

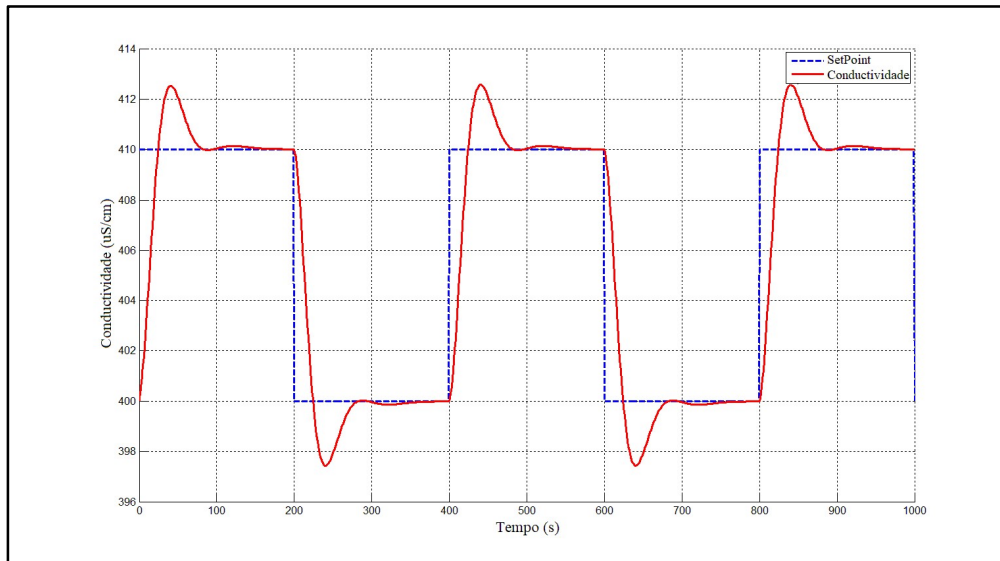


Figura 4.17 - Resposta da condutividade para um setpoint para oscilação com uma determinada frequência.

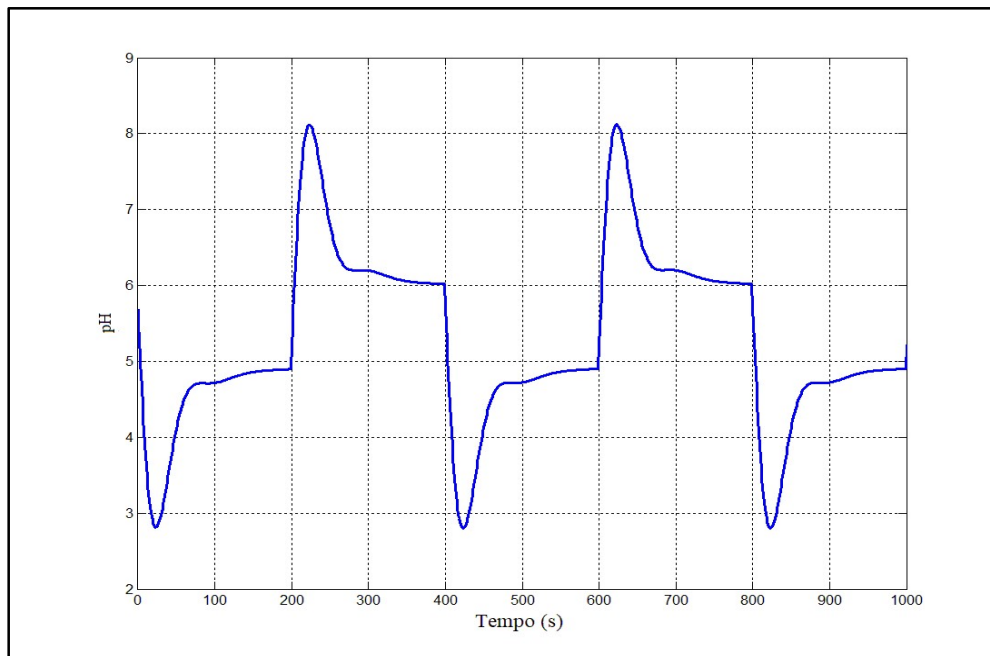


Figura 4.18 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade para oscilação com uma determinada frequência.

A tabela 4.9 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.9 - Índice de desempenho para uma determinada frequência do loop Gp22.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
1096.8	472470	5667.9	2391700

4.4.4.3. Avaliação da malha de controlo Gp22 para perturbações

Neste teste, verificaremos a resposta da malha de controlo Gp22 às perturbações na entrada do sistema. Para isso, injetaremos um sinal na entrada que atuará durante 200 segundos e observaremos o comportamento do controlador para um setpoint de 400 uS/cm. Na Figura 4.19, podemos ver que da malha de controlo tem uma boa resposta a perturbações, porque após a perturbação o sistema consegue atingir o setpoint e estabilizar.

Além disso, na Figura 4.20, podemos ver que a variação do pH não sofre um ajuste repentino.

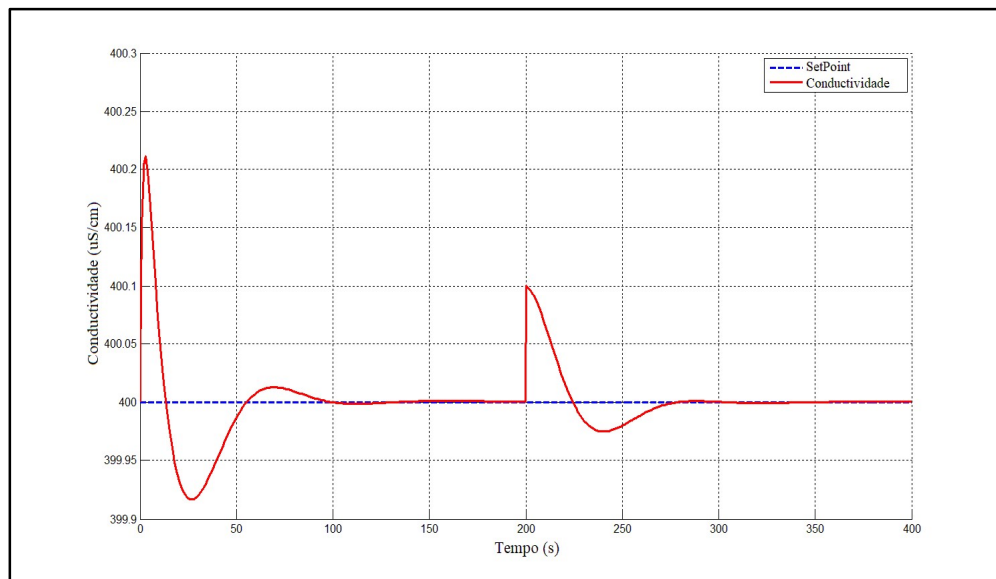


Figura 4.19 - Resposta da condutividade para um setpoint com perturbações.

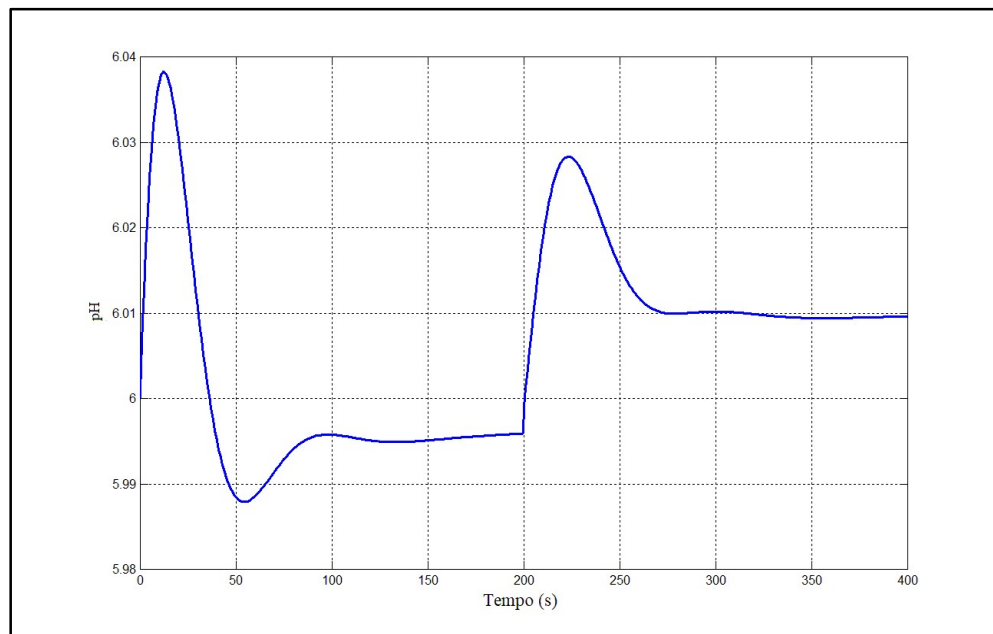


Figura 4.20 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade para perturbações.

A tabela 4.10 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.10 - - Índice de desempenho para perturbações do loop Gp22.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
6.0729	574.5653	0.4822	28.0363

4.4.4.4. Avaliação da malha de controlo Gp22 com presença de ruído aditivo

Da mesma forma que se fez com a malha Gp11, neste teste, verificaremos o comportamento da malha Gp22 na presença de ruído. Os sinais do sensor não chegam ao controlador no seu estado original, já que eles sempre têm a presença de algum tipo de ruído. Nesse caso, simularemos um tipo de ruído que permitirá observar como o circuito de controlo se comporta perante esse fenómeno. Na Figura 4.21, podemos observar o comportamento do controlador na presença de ruído na entrada e como ele tenta atingir adequadamente o setpoint definido.

Além disso, na Figura 4.22, podemos observar o comportamento do pH antes desse fenómeno e verificar como o atuador se comporta.

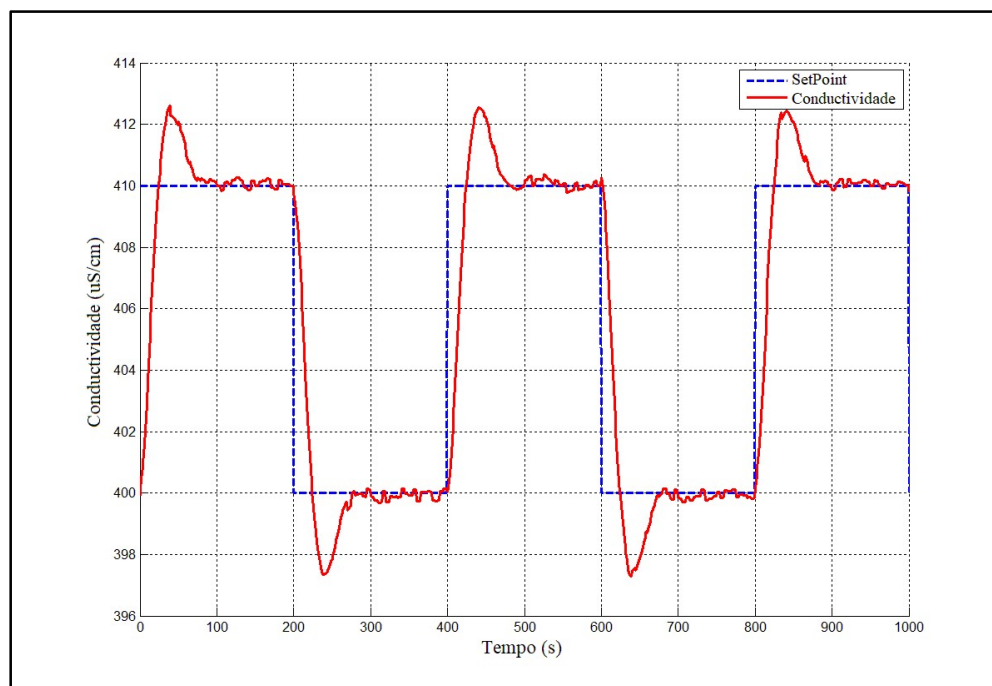


Figura 4.21 - Resposta da condutividade para um setpoint com presença de ruído aditivo.

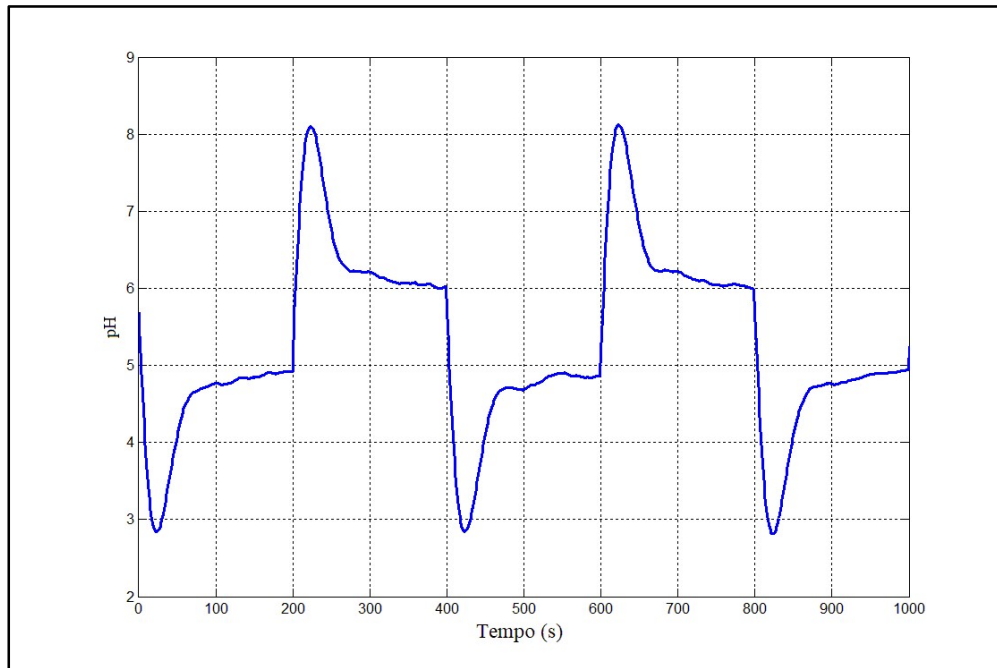


Figura 4.22 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com presença de ruído aditivo.

A tabela 4.11 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.11 - Índice de desempenho para ruído do loop Gp22.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
1115.6	485220	5603.3	2375700

4.4.4.5. Avaliação da malha de controlo Gp22 com alteração de parâmetros de processo

Neste teste, verificaremos o comportamento do loop de controlo antes da variação nos parâmetros do processo. Neste caso, o ganho do modelo será aumentado em 32.36%, ou seja, de -9.27 para -6.27. Na Figura 4.23, podemos ver como o controlador consegue atingir o objetivo com um tempo de estabelecimento muito mais longo que o normal, mas confirma-se a robustez do controlador para determinadas variações de processo.

Além disso, na Figura 4.24, podemos verificar como o pH varia para que o sistema atinga o objetivo sem acarretar grandes esforços para o atuador.

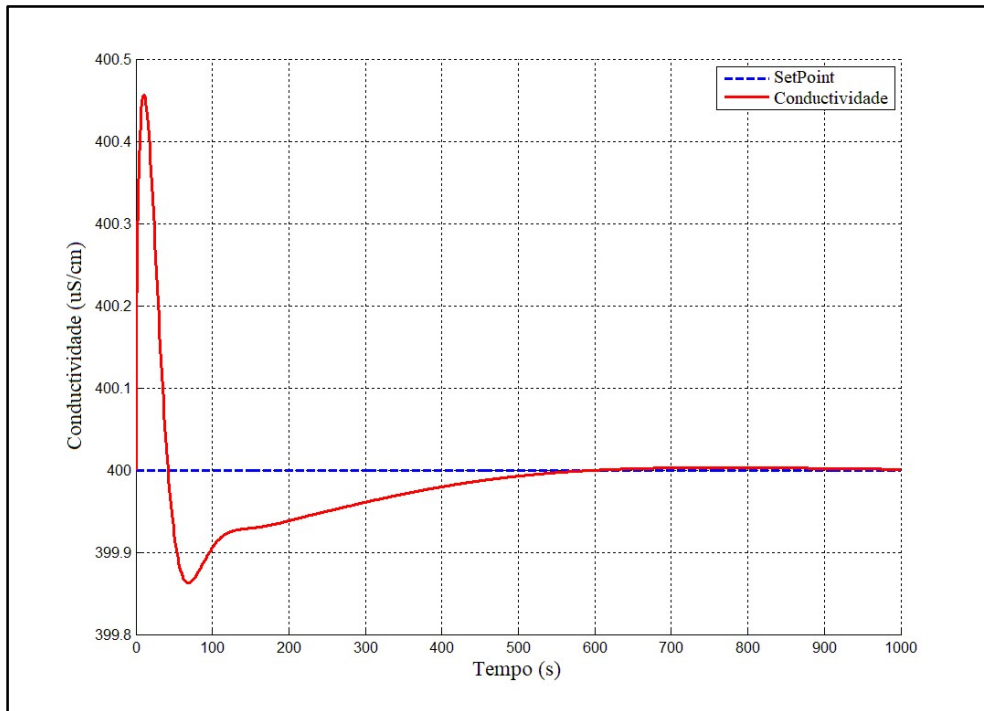


Figura 4.23 - Resposta da condutividade para um setpoint com alteração de parâmetros de processo.

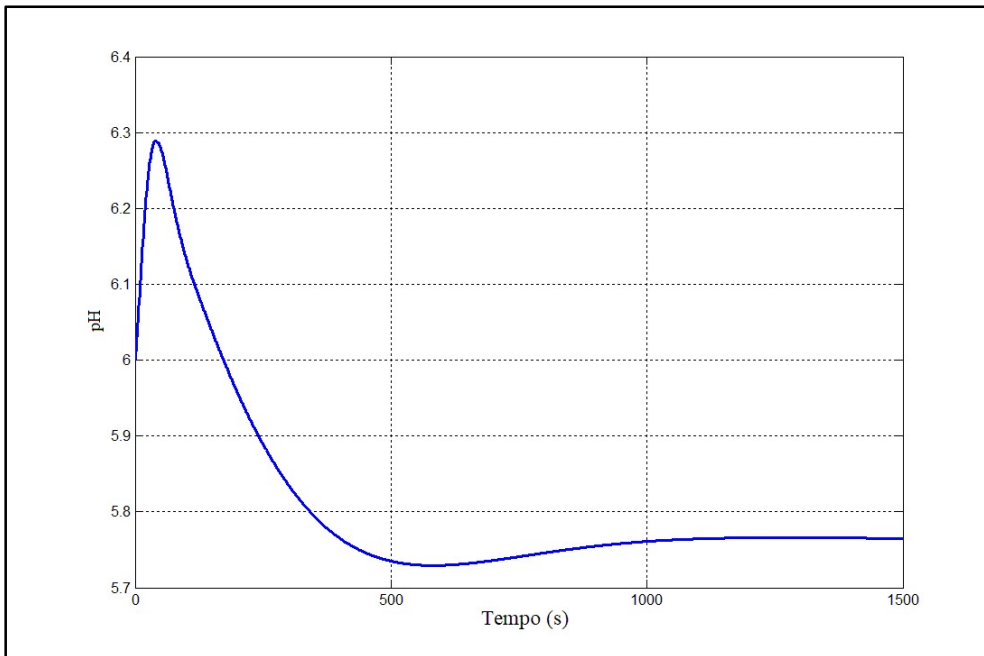


Figura 4.24 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com alteração de parâmetros de processo.

A tabela 4.12 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.12 - Índice de desempenho para alteração dos parâmetros do loop Gp22.

IAE	ITAE	ISE	ITSE
35.7415	5849.8	5.7281	285.347

4.4.5. Análise comparativa dos controladores PID-MIGO vs. controladores PID e PI convencionais

4.4.5.1. Malha de controlo Gp11

Nesta parte, os controladores PI e PID foram projetados por meio da ferramenta de autotuning de Matlab, a fim de fazer uma comparação com o controlador PID-MIGO projetado e realizar algumas análises sobre as diferentes respostas do sistema desacoplado. Os valores de ganho proporcional, tempo integrativo e tempo derivativo desses controladores são mostrados na tabela 4.13.

Tabela 4.13 - Valores do controlador PID do loop Gp11 do Matlab.

Parâmetros	PI	PID
Kp	21.81	240.415
Ki	2.56	5.94
Kd	0	-4822.45

a) Comparação das respostas temporais do sistema de controlo para a malha Gp11 perante uma alteração no sinal de referência.

Na Figura 4.25, as respostas temporais comparativas do sistema de controlo dos controladores PID-MIGO, PID e PI, para um setpoint de 0.85 gpm. até 1.05 gpm.

Além disso, pode-se observar que o controlador PID-MIGO tem um tempo de estabelecimento mais longo, com uma sobrelevação menor em comparação ao PI-Matlab e mais demorado em comparação ao PID-Matlab.

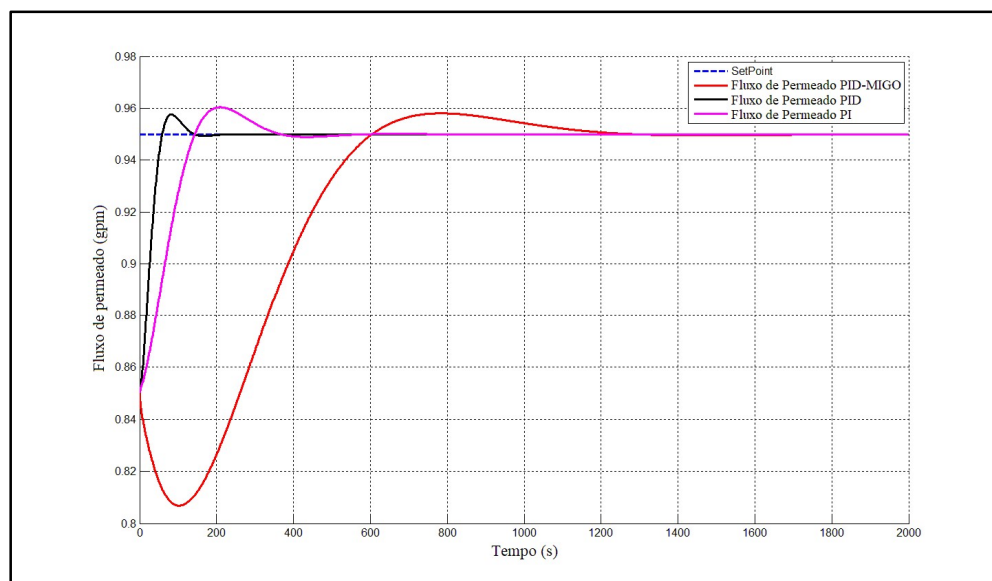


Figura 4.25 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp11.

A tabela 4.14 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.14 - Índice de desempenho com respostas temporais do loop Gp11.

	PID-MIGO	PID	PI
IAE	50.3495	3.1275	8.2202

b) Comparação das respostas temporais do sistema de controlo para a malha Gp11 perante uma mudança no sinal de referência e uma perturbação.

Na Figura 4.26, as respostas temporais comparativas do sistema de controlo dos controladores PID-MIGO, PID e PI, para um setpoint de 0.85 gpm até 1.05 gpm e uma perturbação a 1400 s.

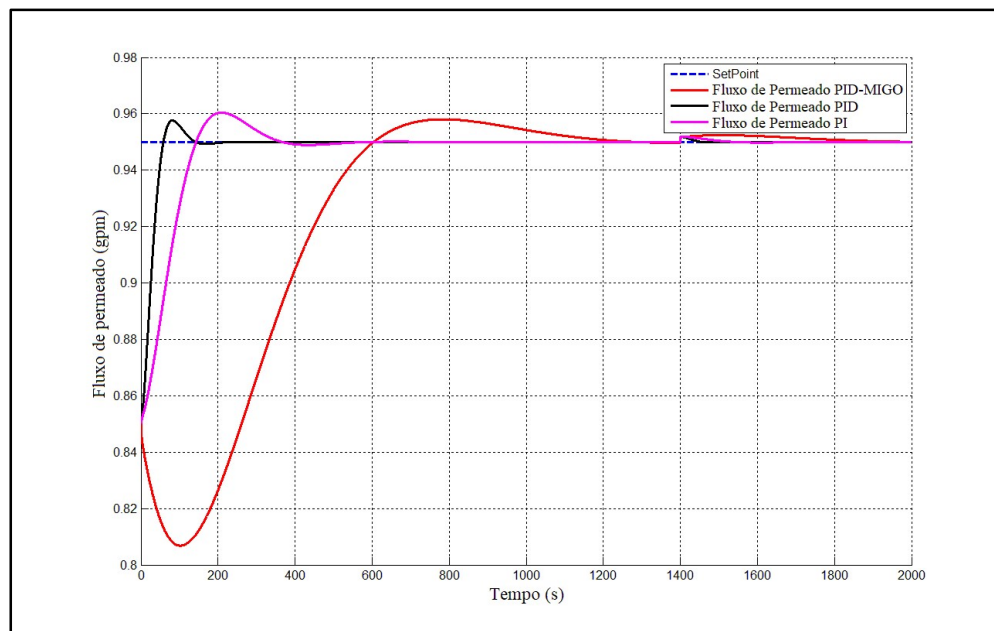


Figura 4.26 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp11 perante uma mudança no sinal de referência e uma perturbação.

A tabela 4.15 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.15 - Índice de desempenho com perturbações do loop Gp11.

	PID-MIGO	PID	PI
IAE	51.0236	3.1901	8.3843

c) Comparação das respostas temporais do sistema de controlo para a malha Gp11 perante alterações nos parâmetros do processo.

Na Figura 4.27, as respostas temporais comparativas do sistema de controlo dos controladores PID-MIGO, PID e PI, para um setpoint de 0.85 gpm até 1.05 gpm, para variações nos parâmetros do processo.

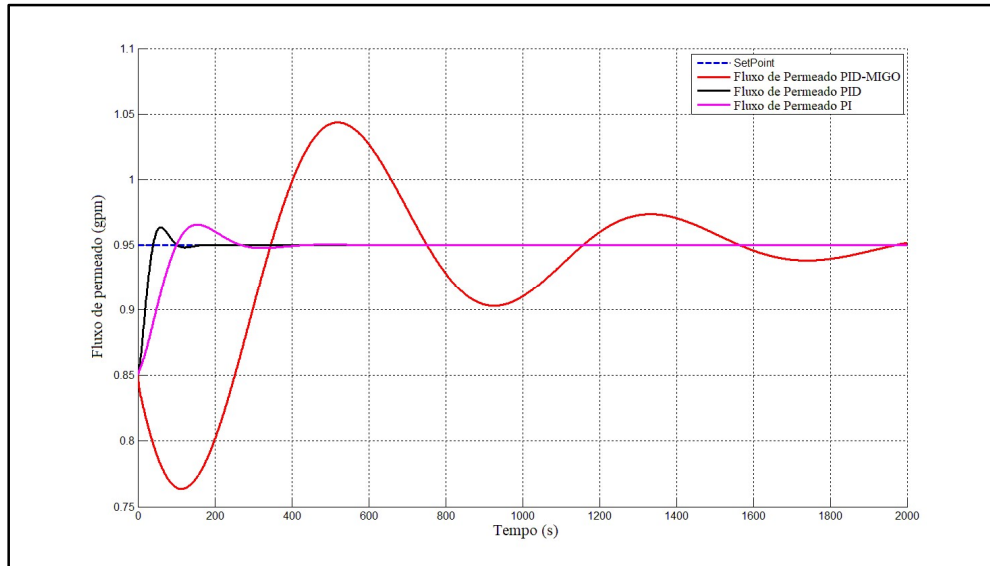


Figura 4.27 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp11 perante alterações nos parâmetros do processo.

A tabela 4.16 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.16 - Índice de desempenho com alteração dos parâmetros do loop Gp11.

	PID-MIGO	PID	PI
IAE	89.2241	2.5352	6.6762

4.4.5.2. Malha de controlo Gp22

Novamente nesta parte, os controladores PI e PID são projetados através da ferramenta de autotuning de Matlab, a fim de fazer uma comparação com o controlador PID-MIGO projetado e realizar algumas análises sobre as diferentes respostas do sistema desacoplado. Os valores de ganho proporcional, tempo integrativo e tempo derivativo desses controladores são mostrados na tabela 4.17:

Tabela 4.17 - Valores do controlador PID do loop Gp22 do Matlab.

Parâmetros	PI	PID
Kp	-0.00247	-0.116
Ki	-0.0014	-0.0037
Kd	0	3.5673

a) Comparação das respostas temporais do sistema de controlo para a malha Gp22 contra uma mudança no sinal de referência.

Na Figura 4.28, as respostas temporais comparativas do sistema de controlo dos controladores PID-MIGO, PID e PI, para um setpoint de 430 uS/cm até 400 uS/cm.

De acordo com a Figura 4.28, podemos ver que a resposta do controlador PID-MIGO é muito melhor, apesar de ter uma sobrelevação, o tempo de estabelecimento é menor, pois o sinal se estabiliza em aproximadamente 170 segundos, em comparação com os controladores PID e PI da Matlab, que apesar de terem um impulso menor, o tempo de estabilização é muito maior e, aparentemente, eles não conseguem se estabilizar após 400 segundos de simulação.

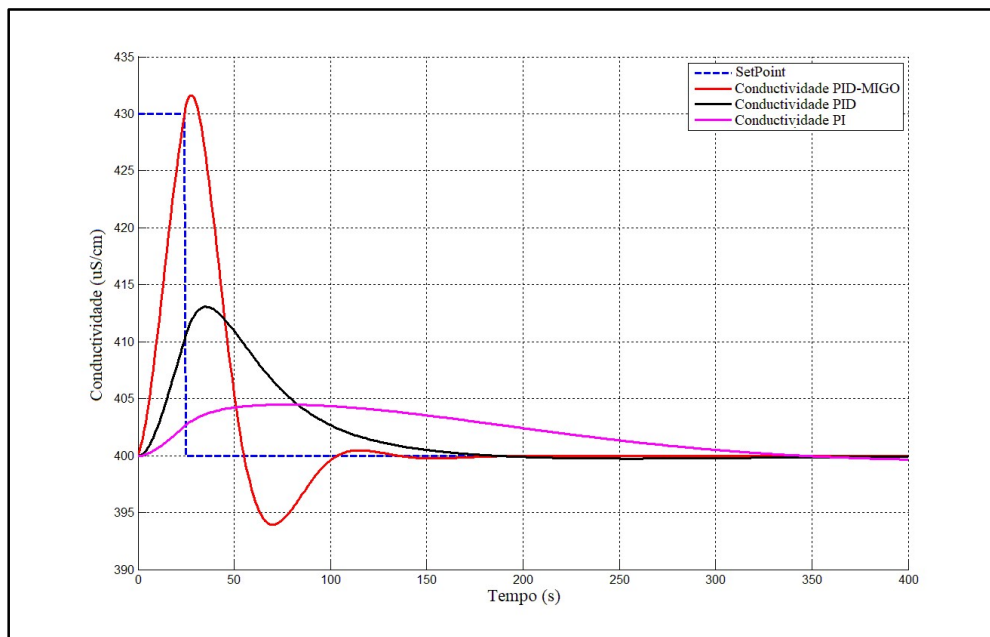


Figura 4.28 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp22 contra uma mudança no sinal de referência.

A tabela 4.18 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.18 - Índice de desempenho com respostas temporais do loop Gp22.

	PID-MIGO	PID	PI
IAE	1142.6	1366.8	1531.8

b) Comparação das respostas temporais do sistema de controlo para a malha Gp22 perante uma mudança no sinal de referência e uma perturbação.

Na Figura 4.29, as respostas temporais comparativas do sistema de controlo dos controladores PID-MIGO, PID e PI, para um setpoint de 430 uS/cm até 400 uS/cm e uma perturbação a 250s.

Pode-se observar que, para esse circuito de controlo, o PID-MIGO tem uma melhor resposta a perturbações do sistema, em comparação com o PID e o PI convencionais.

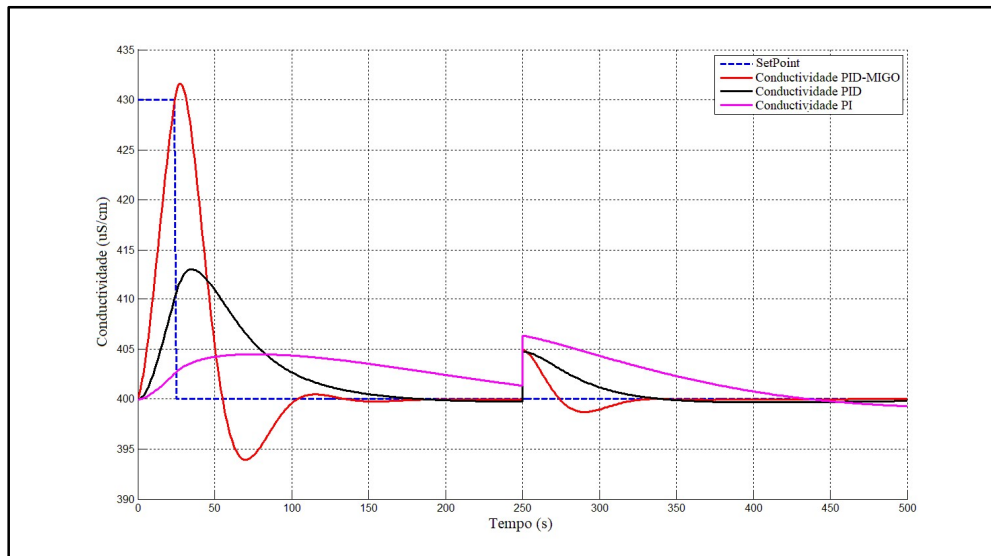


Figura 4.29 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp22 perante uma mudança no sinal de referência e uma perturbação.

A tabela 4.19 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.19 - Índice de desempenho com perturbações do loop Gp11.

	PID-MIGO	PID	PI
IAE	1249.7	1550.8	2013.4

c) Comparação das respostas temporais do sistema de controlo para a malha Gp22 perante alterações nos parâmetros do processo.

Na Figura 4.30, as respostas temporais comparativas do sistema de controlo dos controladores PID-MIGO, PID e PI, para um setpoint de 430 uS/cm até 400 uS/cm para alterações nos parâmetros do processo.

O controlador PID-MIGO continua a ter uma melhor resposta às alterações do processo, demonstrando sua robustez em comparação com os controladores PID e Pi convencionais.

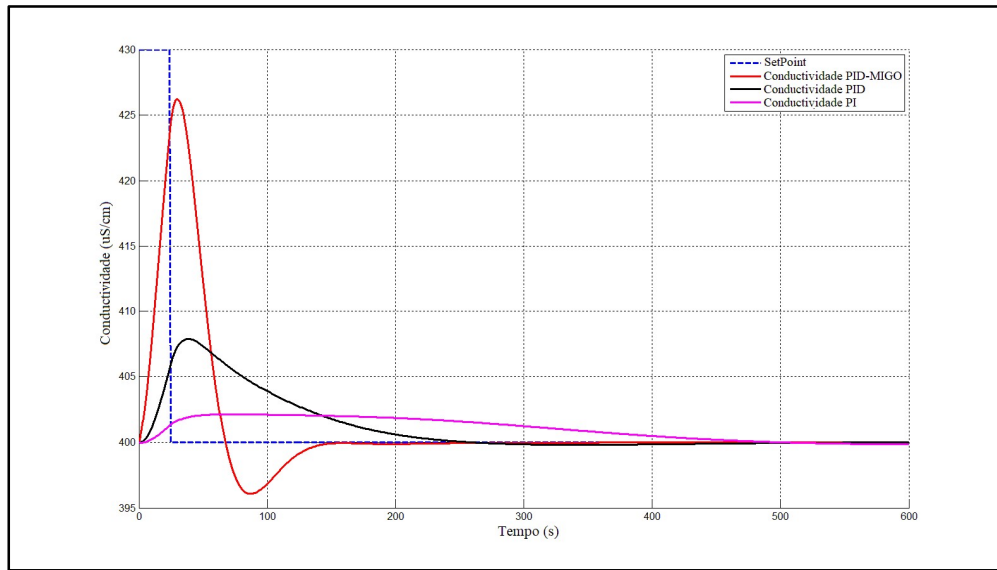


Figura 4.30 - Comparação das respostas temporais para a malha Gp22 perante alterações nos parâmetros do processo.

A tabela 4.20 mostra os índices de desempenho deste teste.

Tabela 4.20 - Índice de desempenho com alteração dos parâmetros do loop Gp22.

	PID-MIGO	PID	PI
IAE	1298.3	1391.5	1347.7

4.5. Conclusões parciais

- Foi desenvolvida uma análise de robustez dos controladores PID-MIGO projetados para diferentes cenários operacionais da instalação em estudo.
- Para este trabalho, aplicamos o algoritmo de controlo baseado no PID-MIGO, que para a primeira malha de controlo Gp11, os resultados não foram os mais favoráveis, pois, comparado à malha de controlo PI e PID convencional, o tempo de estabilidade é mais prolongado, destacando que, em termos de perturbações, ruídos e alterações no processo, o controlador apresenta uma boa resposta.
- Para a segunda malha de controlo Gp22, o controlador PID-MIGO foi mais eficaz, apesar de ter um overshoot, o tempo de estabilidade é muito menor que o PI e o PID convencionais, além de se comportar muito melhor em caso de perturbação, ruído e variações do processo, o que nos dá maior segurança para optar por esse método como controlador.

Capítulo 5 - Experiências e proposta de implementação prática do sistema de controle

5.1. Análise da discretização dos controladores obtidos

5.1.1. Introdução

Nesta parte do documento, faremos uma pequena introdução aos sistemas discretos. Nos últimos anos, o uso de controladores digitais em sistemas de controle aumentou. Os controladores digitais são usados para obter desempenho ideal, por exemplo, na forma de produtividade máxima, benefício máximo, custo mínimo ou consumo mínimo de energia.

Recentemente, a aplicação do controle por computador foi possível para o movimento "inteligente" em robôs industriais, a otimização da economia de combustível em automóveis e o refinamento na operação de eletrodomésticos e máquinas, como fornos de micro-ondas e máquinas de costurar, entre outros. A capacidade de tomada de decisão e a flexibilidade nos programas de controle são as maiores vantagens dos sistemas de controle digital.

A tendência atual de controlar sistemas dinâmicos na forma digital em vez de analógica deve-se principalmente à disponibilidade de computadores digitais de baixo custo e aos benefícios de trabalhar com sinais digitais em vez de sinais em tempo contínuo.

Um sinal em tempo contínuo é o que é definido num intervalo contínuo de tempo. A amplitude pode ter uma faixa contínua de valores ou apenas um número finito de valores distintos. O processo de representar uma variável medindo um conjunto de valores diferentes é chamado de quantificação e os diferentes valores resultantes são chamados de valores quantificados. A variável quantificada muda apenas num conjunto finito de valores diferentes.

Um sinal analógico é um sinal definido num intervalo contínuo de tempo cuja amplitude pode adotar um intervalo contínuo de valores. A Figura 5.1 a) representa um sinal analógico em tempo contínuo e a Figura 5.1 b) um sinal quantificado em tempo contínuo (quantificado apenas em amplitude) [58].

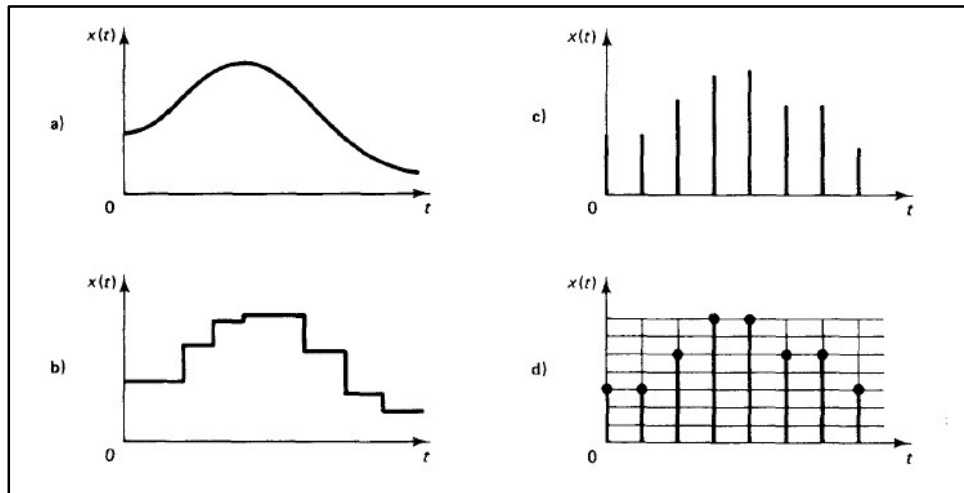


Figura 5.1 - a) sinal analógico em tempo contínuo; b) sinal quantificado em tempo contínuo; c) sinal de dados amostrados; d) sinal digital [58].

5.1.2. Sistemas de Controlo Digital

Na Figura 5.2 pode-se visualizar um diagrama de blocos de um sistema de controlo digital mostrando a configuração do esquema de controlo básico. O sistema inclui controlo de feedback e pré-alimentação. No projeto de tal sistema de controlo, deve-se notar que a "bondade" do sistema de controlo depende de circunstâncias individuais. É necessário escolher um índice de desempenho apropriado para um determinado caso e projetar um controlador para otimizar o índice de desempenho escolhido [58].

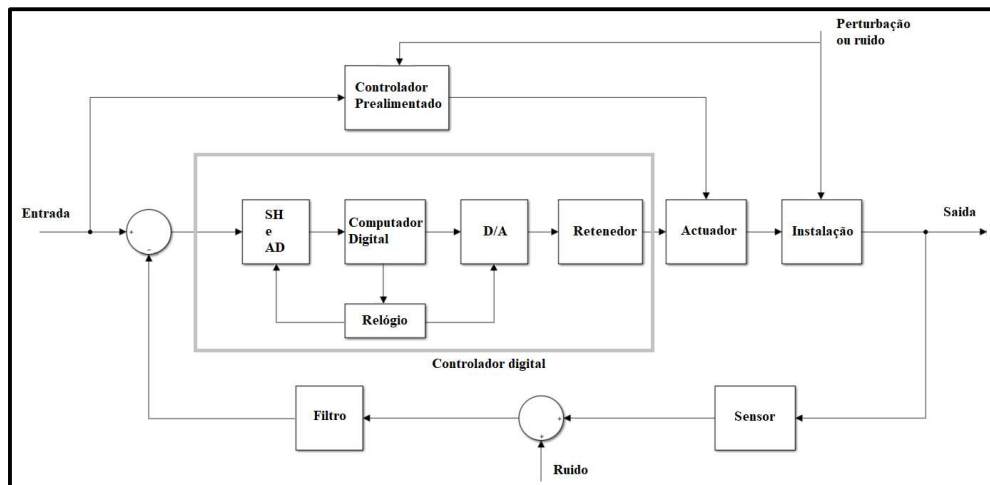


Figura 5.2 - Diagrama de blocos de um sistema de controlo digital [58].

Na Figura 5.3 mostra um diagrama de blocos de um sistema de controlo digital. Os elementos básicos do sistema são mostrados pelos blocos. A operação do controlador é realizada pelo relógio. No referido sistema de controlo digital, em alguns pontos do sistema passam sinais de

amplitude variável, seja em tempo contínuo ou em tempo discreto, enquanto em outros passam sinais codificados em forma numérica, como mostrado na figura.

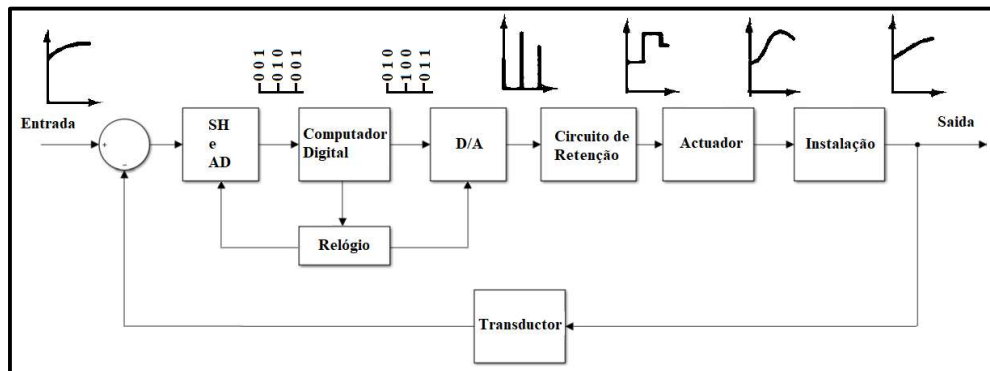


Figura 5.3 - Diagrama de blocos de um sistema de controle digital que mostra os sinais em formato binário ou gráfico [58].

A saída do sistema é um sinal em tempo contínuo. O sinal de erro é convertido para o formato digital por meio do circuito de amostragem e retenção e do conversor analógico-digital. A conversão é feita no tempo de amostragem. O computador digital processa as sequências de números por meio de um algoritmo e produz novas sequências de números. Em cada instante de amostragem, deve-se converter um número codificado (em geral, um número binário que consiste em oito ou mais dígitos binários) num sinal de controlo físico, que geralmente é um sinal de tempo contínuo ou analógico. O conversor digital-analógico e o circuito de retenção convertem a sequência de números no código numérico num sinal contínuo por seções. O relógio em tempo real do computador sincroniza os eventos. A saída do circuito de retenção, um sinal de tempo contínuo, alimenta o sistema, seja diretamente ou através de um atuador, para controlar sua dinâmica.

Erro de quantificação: Portanto, qualquer conversão A / D envolve um erro de quantificação. O referido erro de quantificação varia entre 0 e $\pm \frac{1}{2} Q$. Esse erro depende da finura do nível de quantificação e pode ser feito tão pequeno quanto desejado, tornando o nível de quantificação menor (ou seja, aumentando o número de bits n). Na prática, existe um máximo para o número n de bits e, portanto, sempre há algum erro devido à quantificação. A incerteza presente no processo de quantificação é conhecida como ruído de quantificação [58].

A Figura 5.4 a) mostra um diagrama de blocos de um quantificador junto com suas características de entrada e saída. Para uma entrada analógica $x(t)$, a saída $y(t)$ usa apenas um número finito de níveis, que são múltiplos inteiros do nível de quantificação Q . Na análise numérica, o erro resultante da negligência dos dígitos restantes é chamado de erro de

arredondamento. Como o processo de quantificação é um processo de aproximação no qual a quantidade analógica é aproximada por um número digital finito, o erro de quantificação é um erro de arredondamento. É claro que, quanto mais fino for o nível de quantificação, menor será o erro de arredondamento.

A Figura 5.4 b) mostra uma entrada analógica $x(t)$ e a saída discreta $y(t)$, que está na forma de uma função step. Na Figura 5.4 c) o erro de quantificação $e(t)$ é a diferença entre o sinal de entrada e a saída quantificada:

$$e(t) = x(t) - y(t) \quad (5.1)$$

Observe que a magnitude do erro quantificado é.

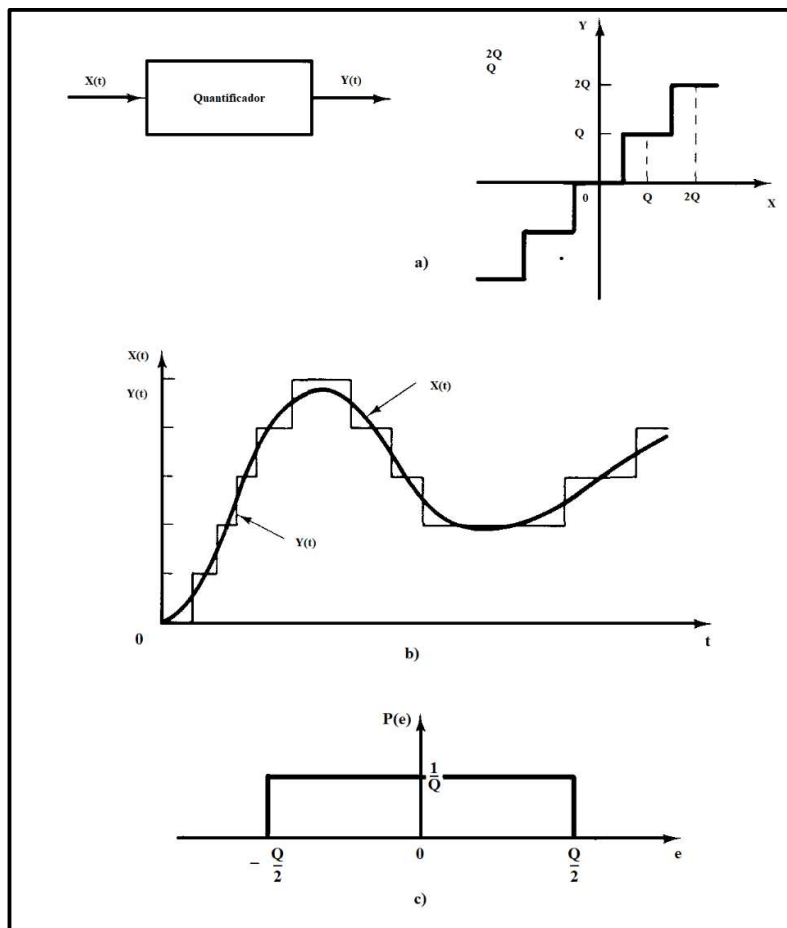


Figura 5.4 - a) Diagrama de blocos de um quantificador e suas características de entrada e saída; b) entrada analógica $x(t)$ e saída discreta $y(t)$; c) distribuição de probabilidade $P(e)$ do erro de quantização $e(t)$.

5.1.3. Transformada Z

O papel da transformada Z em sistemas de tempo discreto é semelhante ao da transformada de Laplace em sistemas de tempo contínuo. Num sistema de controle de tempo discreto, uma

equação diferencial linear caracteriza a dinâmica do sistema. Para determinar a resposta do sistema a uma determinada entrada, essa equação diferencial deve ser resolvida. Com o método da transformada Z, as soluções para as equações diferenciais se tornam num problema de natureza algébrica. Da mesma maneira que a transformada de Laplace transforma as equações diferenciais lineares invariantes no tempo em equações algébricas em S, a transformada Z transforma as equações diferenciais lineares e invariantes no tempo em equações algébricas em Z [58].

O método de transformada Z é um método operacional muito poderoso quando se trabalha com sistemas em tempo discreto. A seguir, será definida a transformada Z de uma função do tempo ou de uma sequência de números. Ao considerar a transformada Z de uma função do tempo $x(t)$, apenas os valores amostrados de $x(t)$ são tomados em consideração, ou seja, $x(0)$, $x(T)$, $x(2T)$, em que T é o período de amostragem. A transformada Z de uma função do tempo $x(t)$, onde t é positivo, ou da sequência de valores $x[kT]$, em que k adota valores de zero ou inteiros positivos e T é o período de amostragem, é definida por a seguinte equação 5.1:

$$X(z) = Z[x(t)] = Z[x(kT)] = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT)z^{-k} \quad (5.2)$$

Para uma sequência do número $x(k)$ a transformada z é definida com a equação 5.2:

$$X(z) = Z[x(k)] = \sum_{k=0}^{\infty} x(k)z^{-k} \quad (5.3)$$

5.1.4. Transformada Z do sistema de osmose inversa, desacoplador e controlador

Nesta parte mostram-se os resultados obtidos após a transformada Z usando o comando Matlab “C2D”, o que nos permitiu obter os valores dos coeficientes em tempo discreto, tanto no modelo de desacoplador quanto nos controladores PID-MIGO.

$$G_{21-22d} = \frac{-0.04851z^3 + 0.1391z^2 - 0.1329z + 0.04229}{z^4 - 3.294z^3 + 3.979z^2 - 2.073z + 0.3877} \quad (5.4)$$

$$G_{cz1} = \frac{-74.11z^2 + 118.7z - 44.51}{z^2 - 1.6z + 0.6} \quad (5.5)$$

$$G_{cz2} = \frac{-0.0301z^2 + 0.02088z - 0.0007}{z^2 - 1.6z + 0.6} \quad (5.6)$$

Além disso, os gráficos obtidos após a execução da simulação de tempo discreto do desacoplador obtido e dos controladores PID-MIGO estão exibidos nas Figuras 5.5 e 5.6.

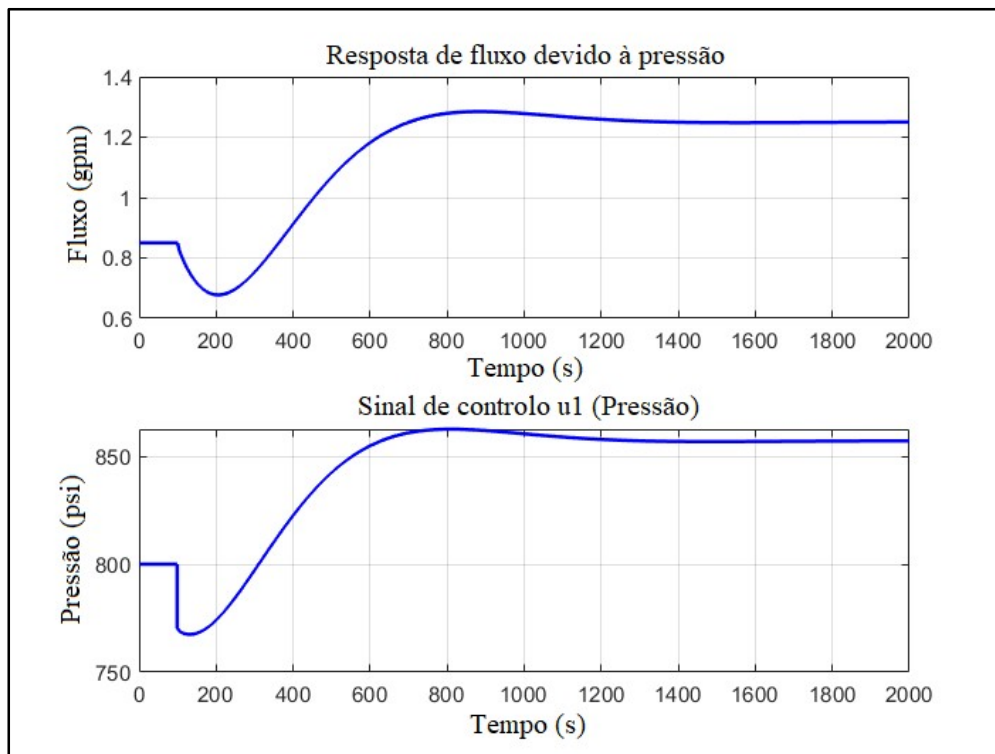


Figura 5.5 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint de 1,25 gpm e a resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado em tempo discreto.

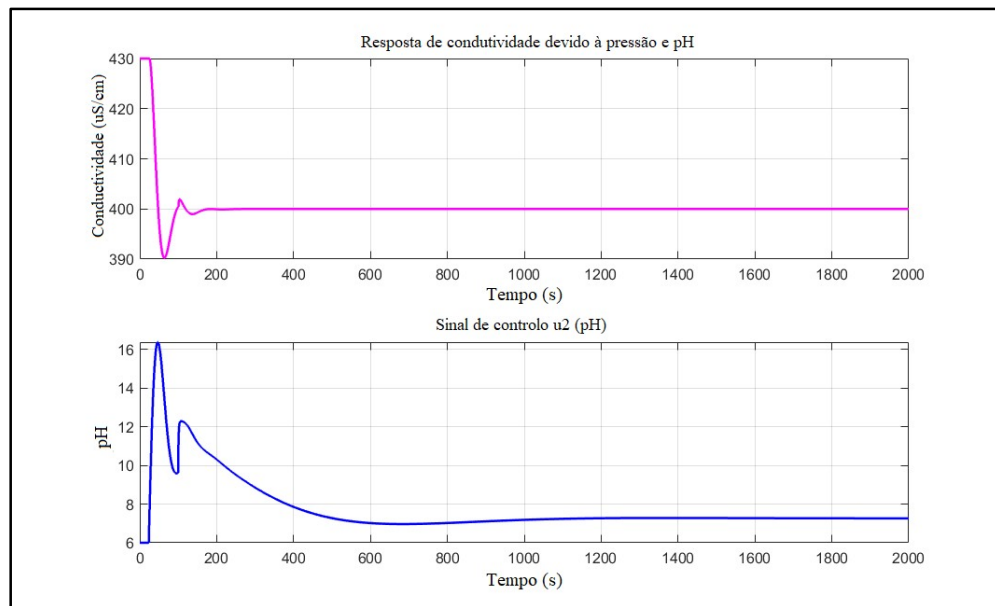


Figura 5.6 - Resposta da condutividade para um setpoint de 400 uS/cm e a resposta pH para o Setpoint de condutividade em tempo discreto.

O objetivo de realizar os cálculos da transformada Z de cada modelo matemático obtido, consiste em demonstrar que os cálculos são possíveis de serem implementados num controlador lógico programável (CLP, ou em inglês, PLC), a fim de transferir a parte teórica para a parte prática e propor um possível sistema de controle.

5.2. Experiências e proposta de implementação

5.2.1. Introdução

De acordo com os cálculos e simulações realizados durante o desenvolvimento deste trabalho de investigação, pudemos ver que os resultados comparados ao controle clássico são muito melhores, uma vez que o sistema consegue atingir os objetivos de fluxo e condutividade no menor tempo possível, além de manter uma boa estabilidade.

Neste capítulo, os cálculos dos controlados serão implementados num controlador lógico programável (CLP), a fim de demonstrar que os controladores podem ser aplicados à realidade. Para essas experiências, não temos uma instalação real, portanto, usaremos um software de simulação de processos chamado Matlab, que é usado em muitas áreas de engenharia.

A estrutura deste capítulo começará com o resumo das ferramentas a serem usadas, como software de simulação, e depois fará uma breve descrição do hardware e software de programação do CLP usado e, finalmente, os gráficos dos resultados obtidos nos programas implementados nos controladores.

5.2.2. Software de simulação

O software que usaremos para realizar a simulação de uma instalação de osmose inversa é o MATLAB, que contém várias ferramentas que nos permitem comunicar com o CLP. Faremos uma breve descrição do que este software oferece.

Milhões de engenheiros e cientistas de todo o mundo usam o MATLAB® para analisar e projetar os sistemas e produtos que transformam nosso mundo. O MATLAB está em sistemas ativos de segurança automotiva, naves interplanetárias, dispositivos de monitorização de saúde, redes de energia inteligentes e redes celulares LTE. É usado para em aprendizagem das máquinas (em inglês, machine learning), processamento de sinais, processamento de imagens, visão computacional, comunicações, finanças computacionais, projeto de controle, robótica e muito mais.

No campo da matemática, gráficos e programação, a plataforma MATLAB é otimizada para resolver problemas de engenharia e científicos. A linguagem MATLAB baseada em matriz é a

maneira mais natural do mundo para expressar a matemática computacional. Os gráficos integrados facilitam a visualização e a obtenção de informações a partir dos dados. Uma extensa biblioteca de blocos de ferramentas pré-criadas permite que começar de imediato com algoritmos essenciais para o seu domínio. O ambiente de desktop convida à experimentação, exploração e descoberta. Essas ferramentas e recursos do MATLAB são rigorosamente testados e projetados para trabalharem juntos.

Característica do software

- Linguagem de alto nível para informática científica e de engenharia.
- Ambiente de desktop otimizado para exploração iterativa, design e solução de problemas.
- Gráficos para visualizar dados e ferramentas para criar curvas personalizadas.
- Aplicações para ajuste de curvas, classificação de dados, análise de sinais, ajuste do sistema de controlo e muitas outras tarefas.
- Blocos de ferramentas adicionais para uma ampla gama de aplicações científicas e de engenharia.
- Ferramentas para criar aplicativos com interfaces de usuário personalizadas.
- Interfaces para C / C ++, Java®, .NET, Python, SQL, Hadoop e Microsoft® Excel®
- Opções de implementação sem royalties para compartilhar programas MATLAB com utilizadores finais

Para que possamos comunicar com o PLC a partir do MATLAB (Figura 5.7), é necessário usar uma das ferramentas que este software contém, que é o OPC UA (Figura 5.8). O OPC Toolbox™ fornece um cliente OPC UA para conectar-se a servidores OPC UA. Com o cliente, conecta-se ao servidor, verifica o status do servidor, explore o espaço de nomes do servidor, leia e grave os valores atuais e leia os valores históricos dos nós no servidor. Os dados históricos são recuperados como objetos de dados OPC, que permitem processar dados históricos em preparação para tarefas comuns de análise.

O procedimento para comunicação com o PLC foi criar um cliente OPC UA usando a função "ocupa" e conectar o cliente ao servidor usando "connect". O Cliente inclui uma série de propriedades que descrevem os recursos do servidor e podem ser consultadas através do comando "opc.ua.Client". Também pode consultar o servidor para obter informações de estado avançadas usando o comando "getServerStatus".



Figura 5.7 - Matlab, software de simulação de sistemas.

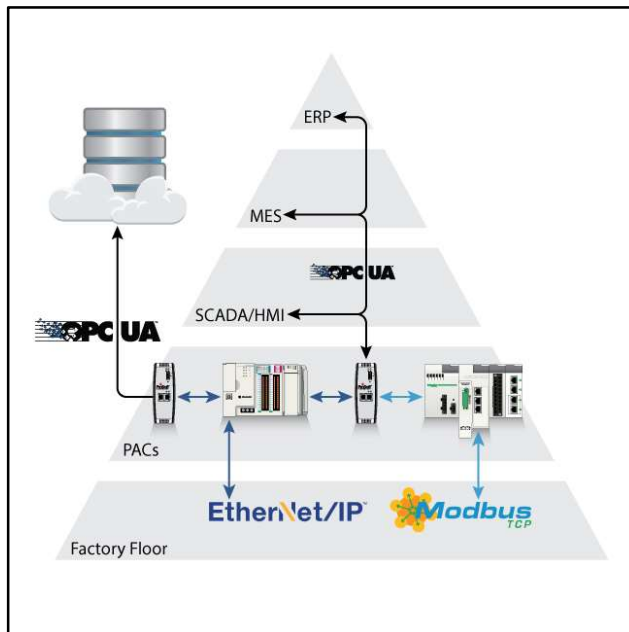


Figura 5.8 - Arquitetura de comunicação com OPCUA.

5.2.3. Hardware e software dos PLC

Para a implementação da investigação, usaremos um controlador lógico programável (CLP), que é um dispositivo amplamente utilizado em vários campos da indústria, tanto para controlo de processos quanto para a supervisão de processos industriais.

No mercado, existem diferentes tipos de CLPs, de marca e capacidade diferentes. A seleção do controlador dependerá do tipo de aplicação ou processo que se deseja controlar ou supervisionar. Para esta investigação, usaremos o controlador programável AXC-F2152 da Phoenix Contact como na Figura 5.9, que permite programação de alto nível, em vários tipos de códigos como: Ladder, blocos e texto estruturado, o que oferece melhor flexibilidade e vantagens para o desenvolvimento de códigos de controlo.



Figura 5.9 - controlador programável AXC-F2152 da Phoenix Contact.

O software para programar este controlador é o PLCnext Engineer da empresa Phoenix Contact. Este é um software de engenharia de acordo com a IEC 61131-3. O PLCnext Engineer é a plataforma de software modular para a nova geração de dispositivos de controlo PLCnext da Phoenix Contact. O software combina todas as funções básicas necessárias para configuração, programação, visualização e diagnóstico. Funções e interfaces adicionais podem ser facilmente incorporadas através de complementos de funções. Este software inovador apresenta um design atraente, programação orientada a objetos e interfaces de usuário otimizadas. Suas vantagens:

- Economia de tempo e custos, graças à programação mais rápida e holística numa única interface, além duma interface de utilizador otimizada.
- Proteção do investimento, graças ao uso de tecnologias orientadas para o futuro e interfaces abertas.
- Engenharia flexível, através da integração de funções individuais de complemento.
- Simplificação do processo de engenharia, graças à reutilização e programação orientada a objetos.

O software suporta programação em texto estruturado (ST), diagrama ladder (LD), diagrama de blocos funcionais (FBD) e linguagens de gráficos de funções sequenciais (SFC). No caso de linguagens de programação gráfica, o usuário pode escolher entre programação gráfica livre e orientada à rede. Os idiomas podem ser misturados à vontade nas unidades organizacionais do programa.

5.2.4. Resultados das experiências

As experiências realizadas envolvem o projeto de uma arquitetura de controle que será representada na Figura 5.10.

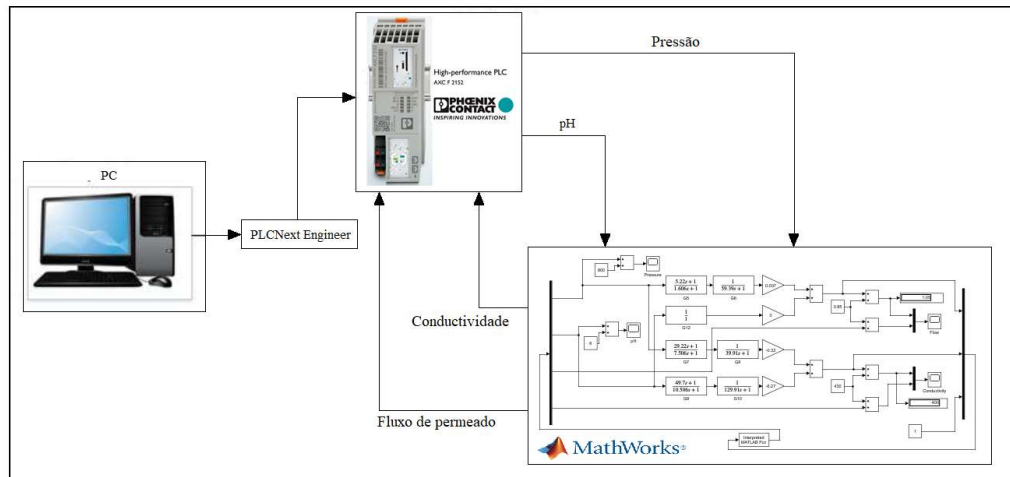


Figura 5.10 - Arquitetura de Controle do PLC e o Matlab.

Essa arquitetura permite que o PC possa comunicar com o PLC, por meio de uma conexão Ethernet, usando o PLCNext Engineer como uma interface para exibir dados adquiridos através do OPC UA em conexão com o MATLAB, que contém nossa instalação virtual no Simulink.

Os resultados desses testes são mostrados nos seguintes gráficos:

No Figura 5.11, podemos observar a reação do sistema quando este é submetido a um SetPoint de fluxo de água filtrada de 1,05 gpm, além de observar o comportamento do atuador de pressão na Figura 5.12.

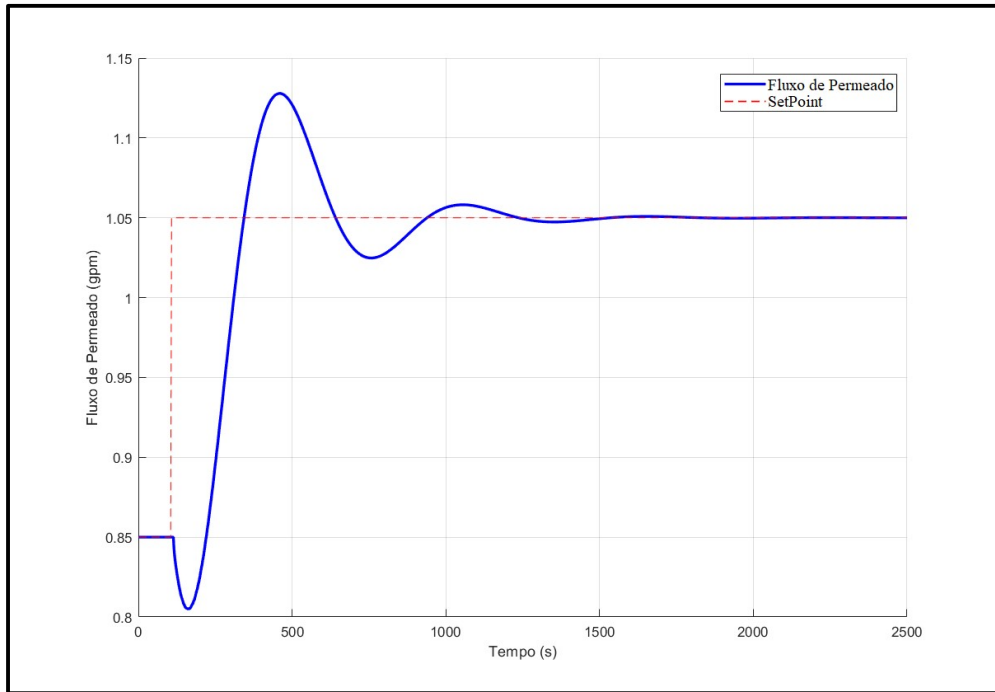


Figura 5.11 - Resposta do fluxo de permeado para atingir o objetivo com o PLC.

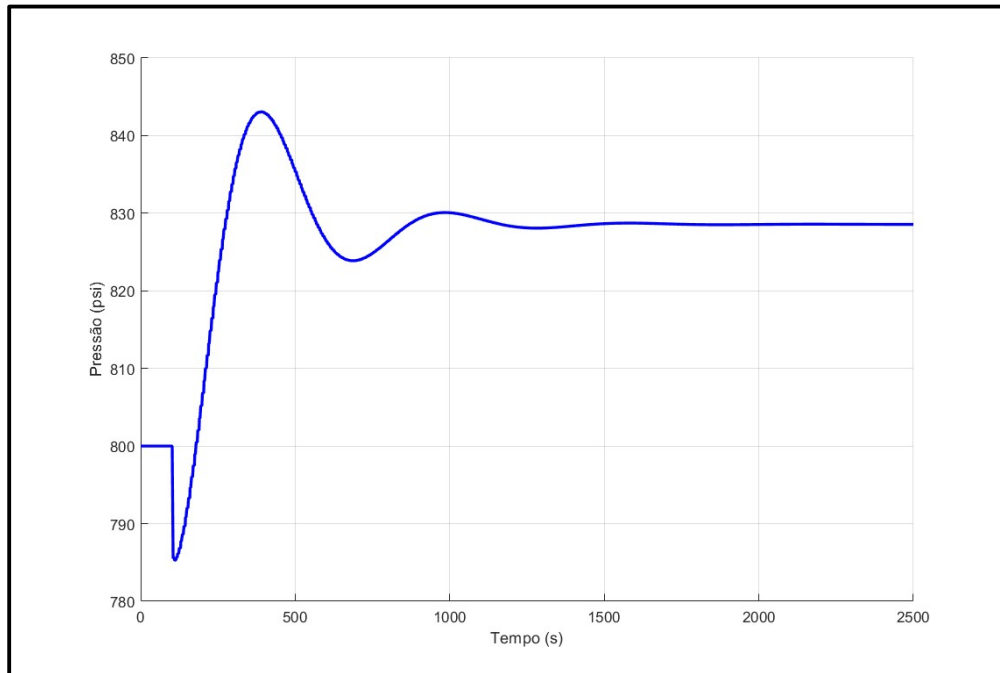


Figura 5.12 - Reação da pressão para que o sistema possa atingir o objetivo com o PLC.

Na Figura 5.13, podemos observar a reação do sistema quando ele é submetido a um SetPoint de condutividade 400 uS/cm, além de observar o comportamento do atuador de pH na Figura 5.14.

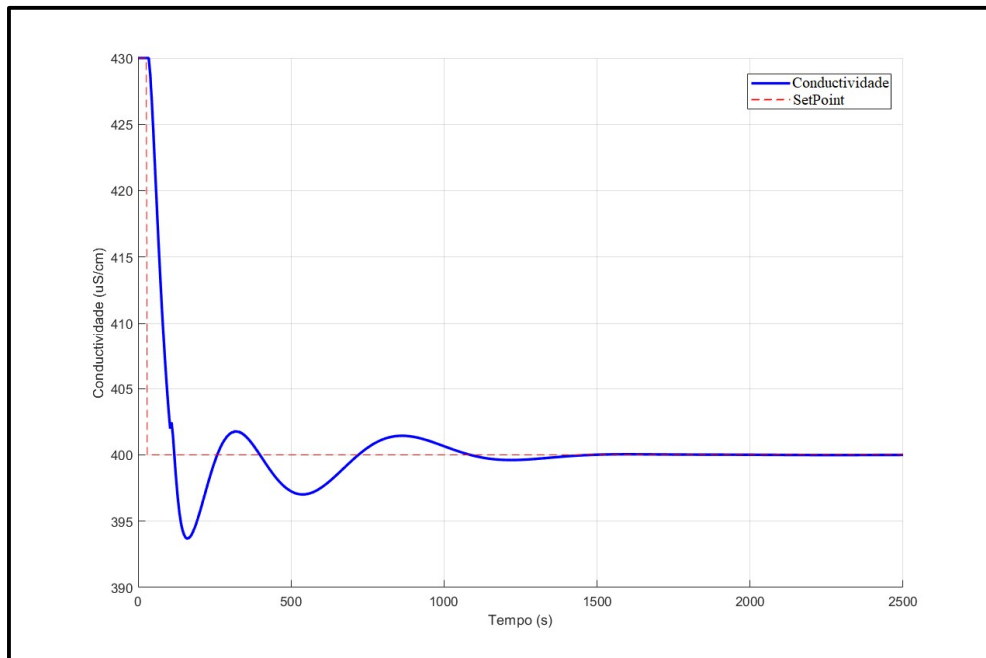


Figura 5.13 - Resposta da condutividade para atingir o objetivo com o PLC.

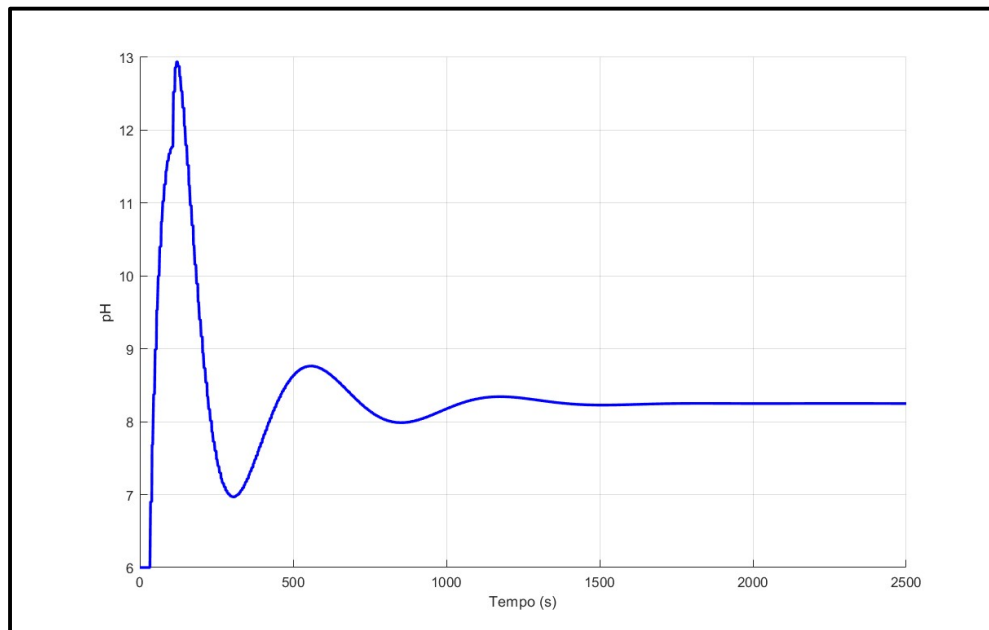


Figura 5.14 - Reação do pH para que o sistema possa atingir o objetivo com o PLC.

5.2.5. Experiências em várias situações do sistema

- a) Verificaremos a resposta da malha de controle às perturbações na entrada do sistema, para isso injetaremos um sinal na entrada e observaremos o comportamento dos dois controladores. Na Figura 5.15 e 5.16, podemos ver que o circuito de controle tem uma

boa resposta a perturbações, porque, após a perturbação, o sistema consegue alcançar o objetivo e manter-se estável.

Além disso, na Figura 5.17, podemos ver que a pressão não faz um ajuste repentino que possa danificar o atuador. E na Figura 5.18 o nível de pH não faz ajustes repentinos.

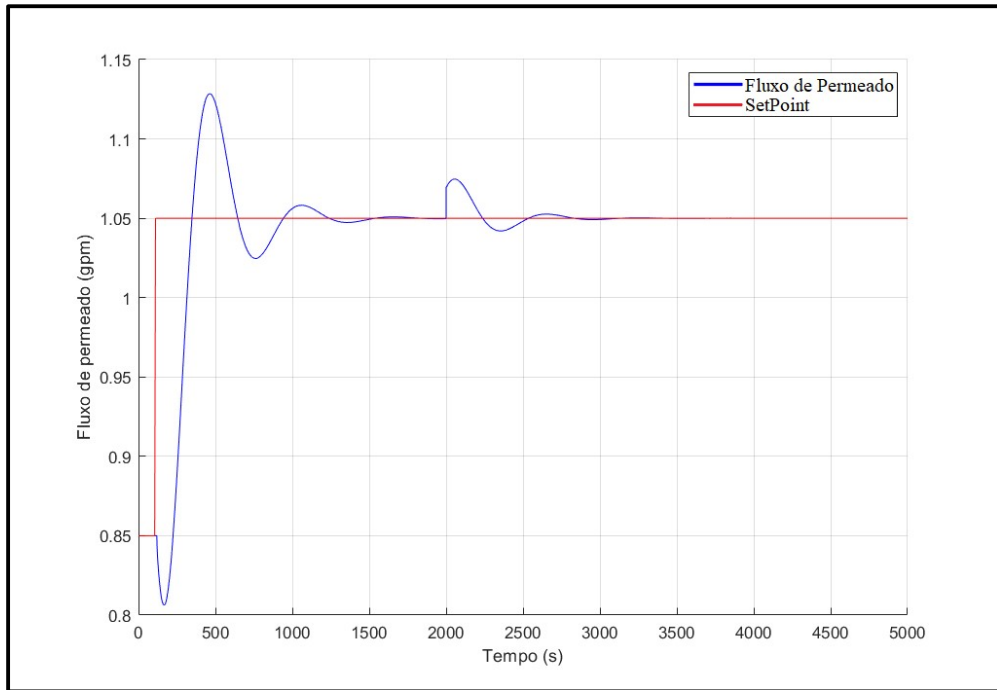


Figura 5.15 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com uma perturbação.

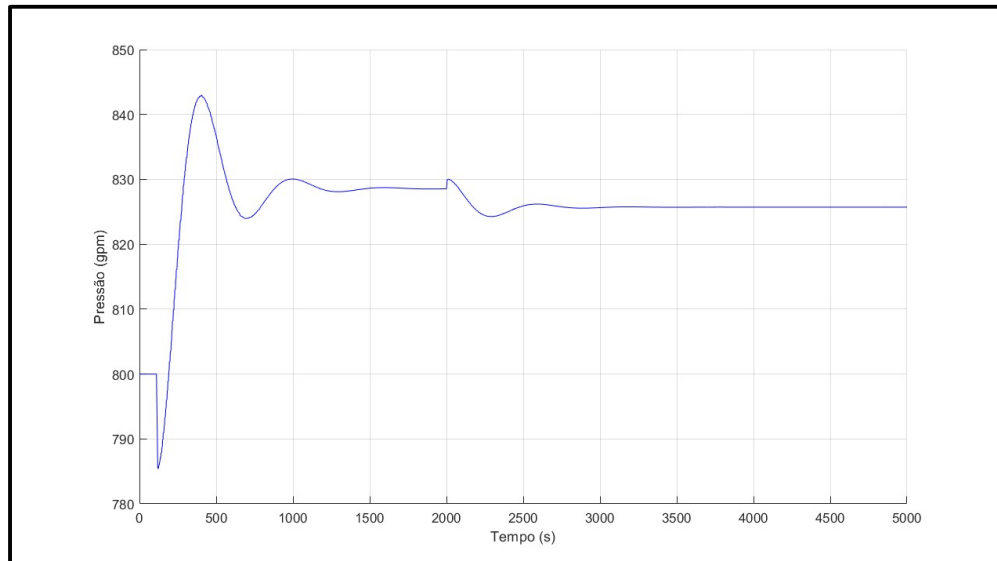


Figura 5.16 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com uma perturbação.

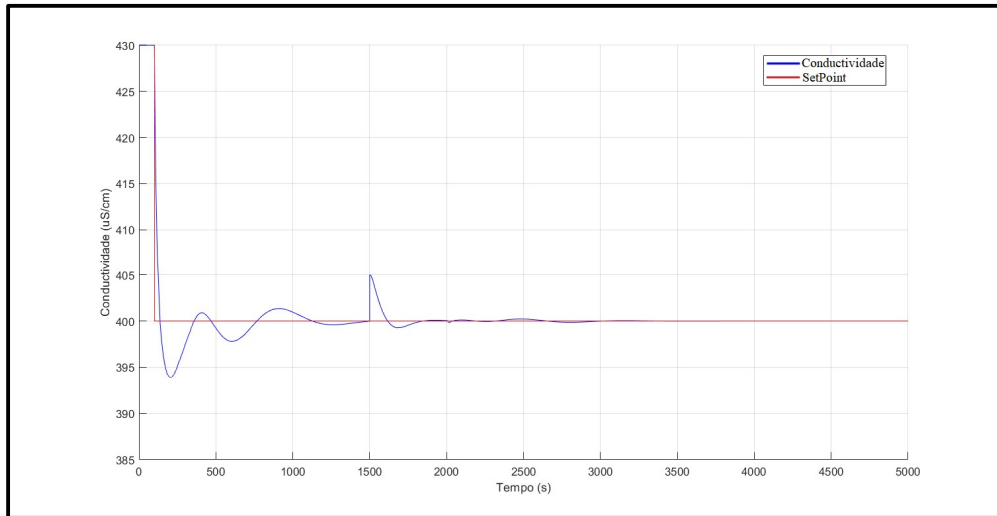


Figura 5.17 - Resposta da condutividade para um setpoint com perturbações.

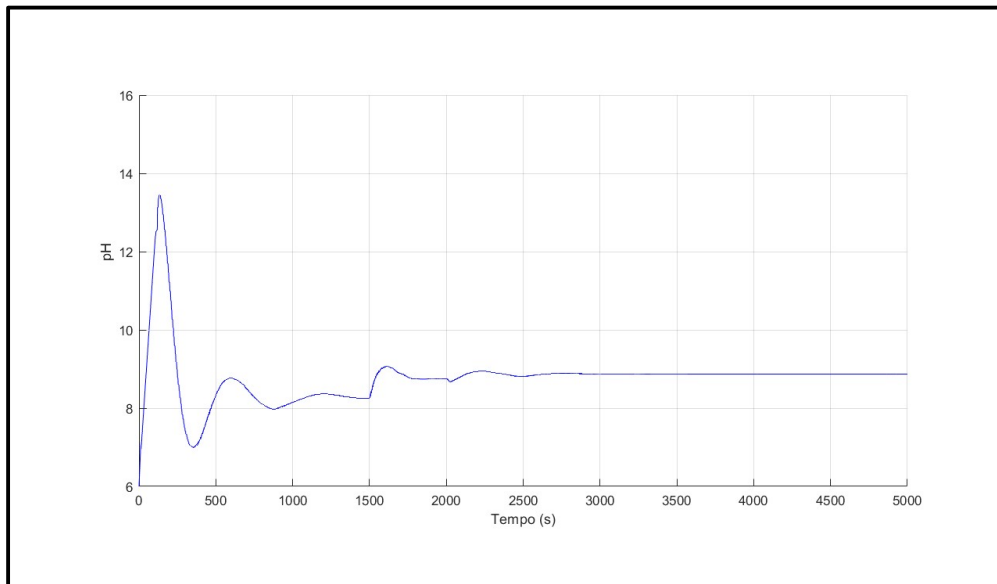


Figura 5.18 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade para perturbações.

- b) Verificaremos o comportamento do circuito de controle na presença de ruído externo, o que leva à distorção do sinal de entrada, isto normalmente ocorre em processos industriais. Devido a vários fatores externos ao sistema, os sinais do sensor não chegam limpos ao controlador, pois sempre têm a presença de algum tipo de ruído (entenda-se ruído como uma distorção do sinal original do sensor). Muitas vezes este ruído se deve à conversão do sinal analógico dos sensores para digital, de forma a ser processado pelo DSP (Digital Signal Processor). Nesse caso, simularemos um tipo de ruído que permitirá observar o comportamento do circuito de controle, perante esse fenômeno. Na Figura

5.19 e 5.20, podemos observar o comportamento do controlador na presença de ruído na entrada e como ele tenta atingir adequadamente o objetivo definido pelo setpoint. Além disso, na Figura 5.21, podemos observar o comportamento da pressão antes desse fenômeno e verificar como o atuador se comporta. Na Figura 5.22, podemos observar o comportamento do pH antes desse fenômeno e verificar como o atuador se comporta.

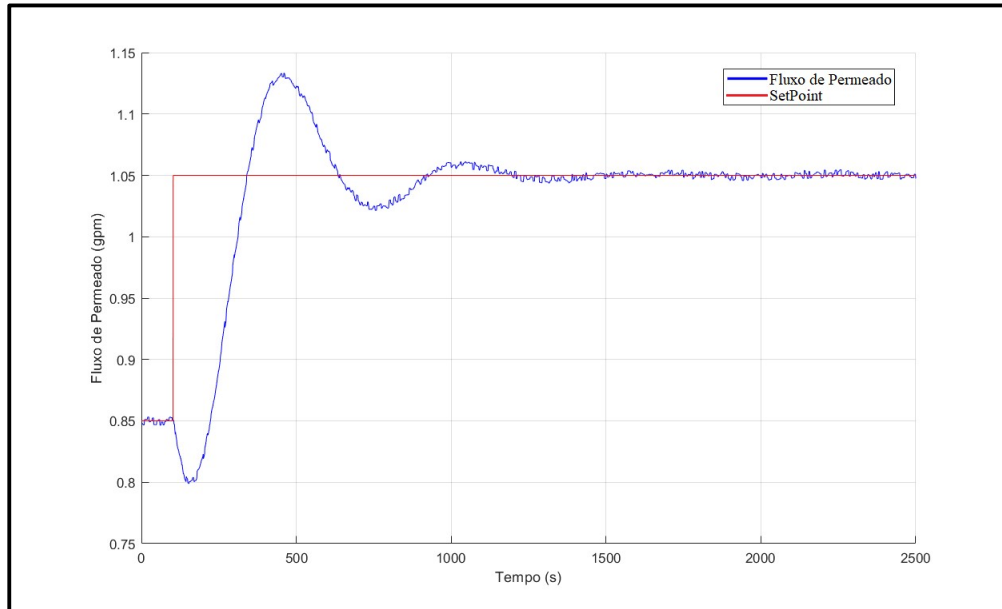


Figura 5.19 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com presença de ruído aditivo.

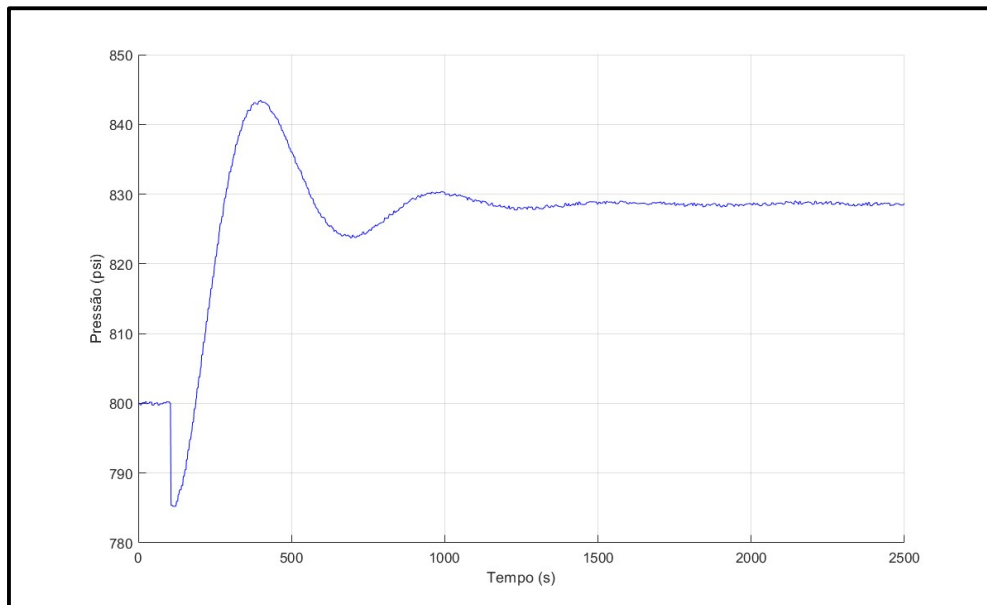


Figura 5.20 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com presença de ruído aditivo.

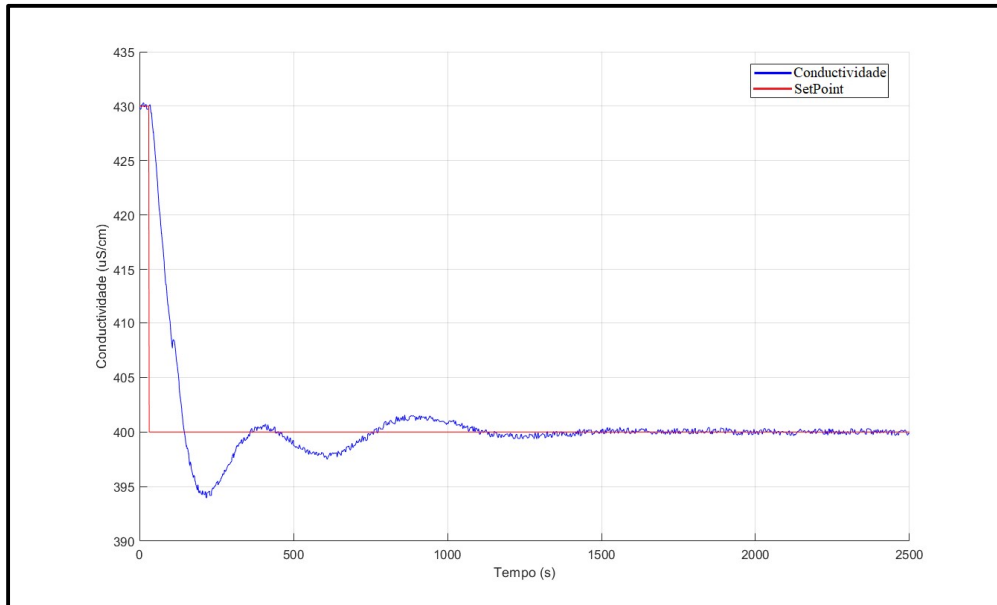


Figura 5.21 - Resposta da condutividade para um setpoint com presença de ruído aditivo.

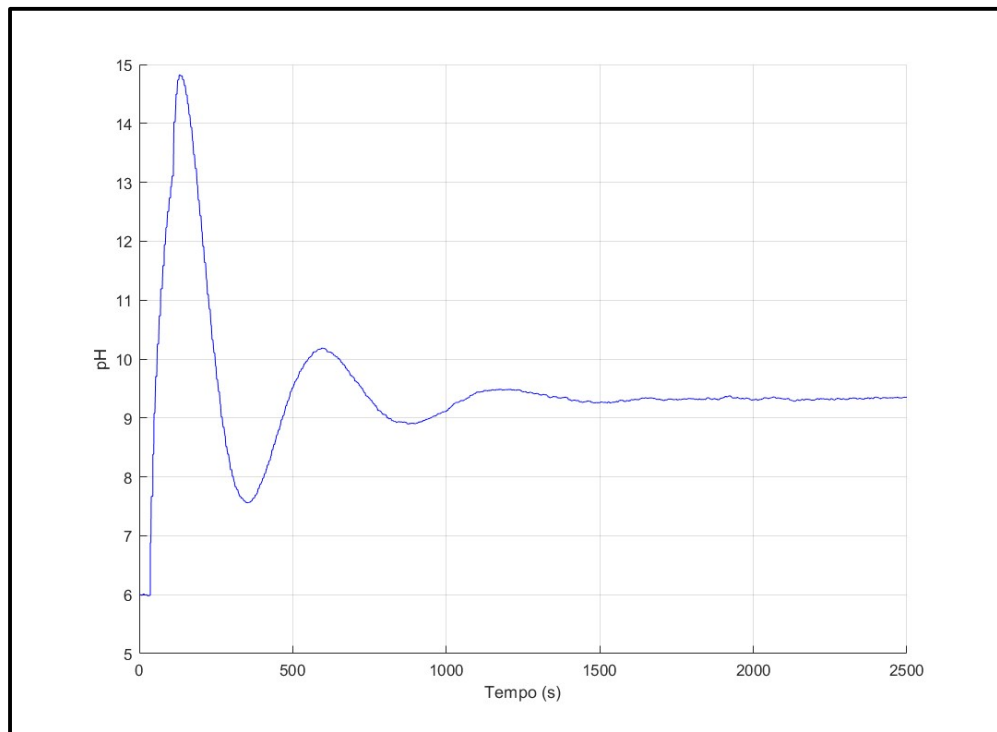


Figura 5.22 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com presença de ruído aditivo.

- c) Verificaremos o comportamento da malha de controle antes da variação nos parâmetros do processo. No nosso caso, variaremos o ganho do modelo aumentando seu valor em 50%, isto é, alterá-lo de 0.007 para 0.011. Na Figura 5.23, podemos ver como o

controlador consegue atingir o objetivo. No entanto, confirma-se a robustez do controlador para determinadas variações de processo.

Além disso, na Figura 5.24, podemos verificar como a pressão varia, para que o sistema atinga o objetivo sem fazer grandes esforços para o atuador.

No outro caso, o ganho do modelo será aumentado em 32.36%, ou seja, de -9.27 para -6.27. Na Figura 5.25, podemos ver como o controlador consegue atingir o objetivo, confirma-se a robustez do controlador para determinadas variações de processo.

Além disso, na Figura 5.26, podemos verificar como o pH varia para que o sistema atinga o objetivo sem acarretar grandes esforços para o atuador.

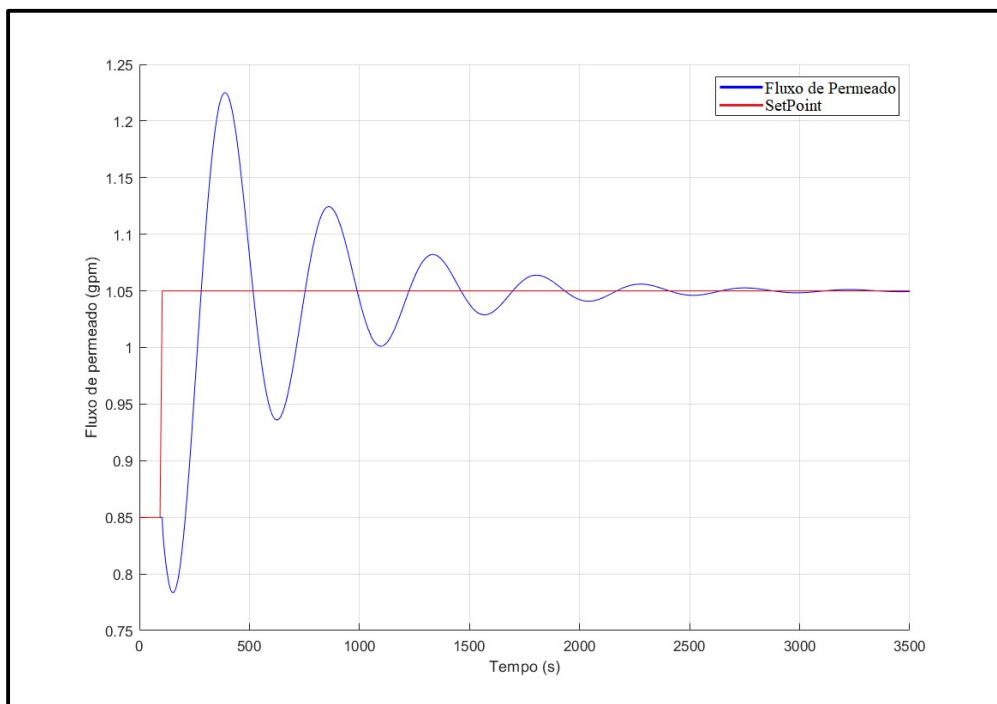


Figura 5.23 - Resposta do fluxo de permeado para um setpoint com alteração dos parâmetros de processo.

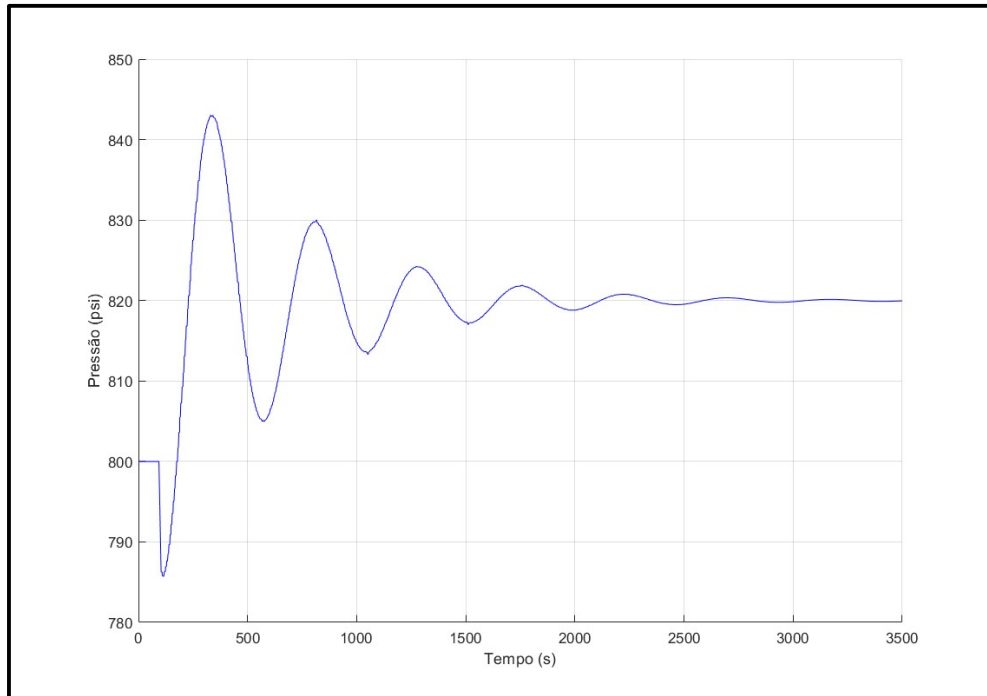


Figura 5.24 - Resposta de pressão para o Setpoint do fluxo de permeado com alteração dos parâmetros de processo.

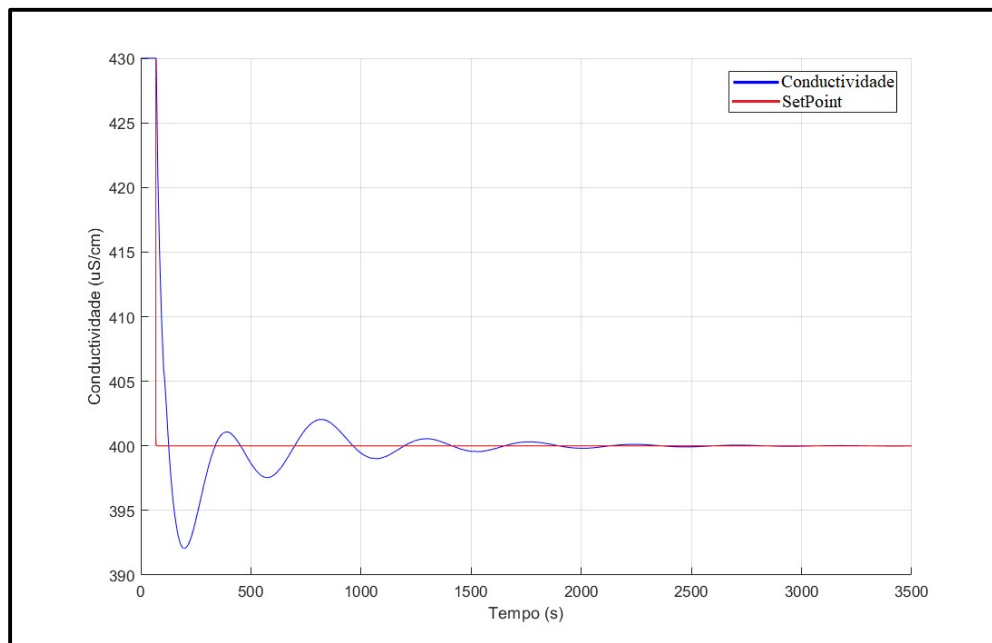


Figura 5.25 - Resposta da condutividade para um setpoint com alteração de parâmetros de processo.

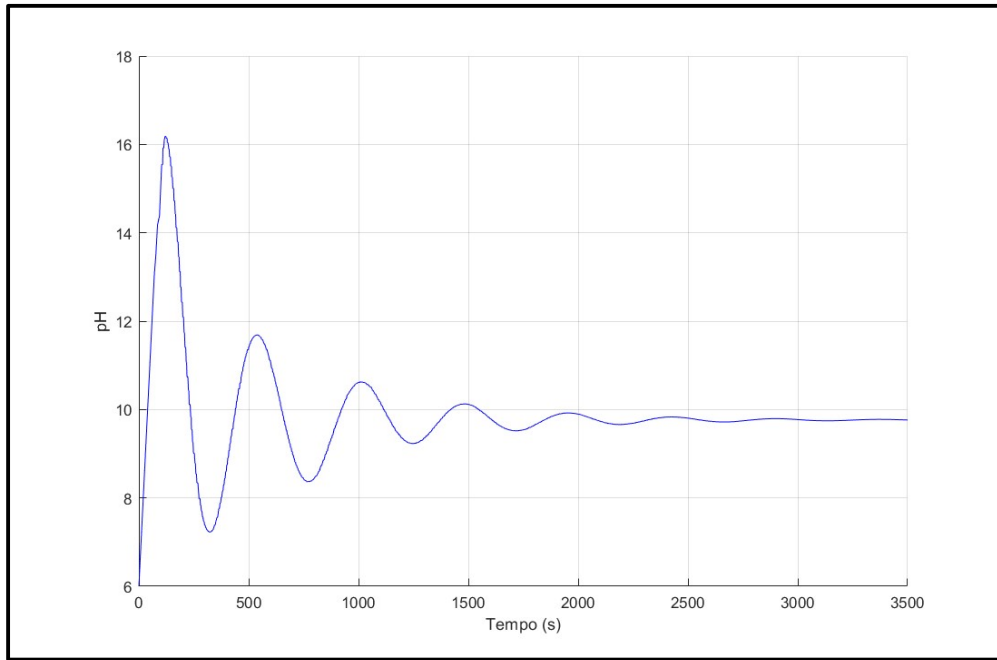


Figura 5.26 - Resposta do pH para o Setpoint da condutividade com alteração de parâmetros de processo.

Capítulo 6 - Conclusões finais

- Foi realizado o estudo da arte dos sistemas de controlo mais conhecidos para o processo de osmose inversa em instalações de dessalinização da água do mar. Este estudo permitiu a investigação das etapas de pré-tratamento e pós-tratamento necessárias para completar o processo de osmose inversa. O objetivo alcançado com esta investigação foi identificar as principais técnicas de controlo que permitem o controlo das variáveis críticas desses sistemas.
- Um controlador PID-MIGO foi desenhado para controlar as variáveis críticas identificadas no Capítulo 2. Na etapa anterior foi realizado uma simulação do sistema para observar o comportamento das variáveis críticas, além de compreender melhor o tempo de reação do nível de fluxo de permeado e condutividade. A simulação dos resultados calculados do controlador permitiu um bom grau de eficácia. Nessas simulações, os dois controladores foram submetidos a várias situações críticas, como perturbações, ruídos e variações do processo, e, como resultado, os controladores conseguiram cumprir com os objetivos, além disso, foi realizada uma análise do comportamento dos atuadores, que através dos gráficos fomos capazes de verificar se eles não sofrem variações drásticas que podem provocar danos aos atuadores.
- Foi feita uma comparação com os controladores PI e PID calculados através do Autotuning que o Matlab tem como ferramenta, para compará-los com os controladores PID-MIGO. No caso do fluxo de permeado, conseguimos observar que o tempo de estabelecimento do controlador é maior, mas com um impulso menor que os outros 2, além disso, a capacidade do controlador contra variações de processo é notória, no início o fluxo permeado começa a ter um comportamento muito instável, mas ao longo do tempo consegue se estabilizar. Para o controlo da condutividade, o controlador PID-MIGO é muito melhor, ainda com o sobre-impulso, o tempo de estabelecimento é muito menor. No caso das perturbações e alterações nos parâmetros do processo, o controlador continua a ter um melhor comportamento, ainda com o sobre-impulso, sempre se estabiliza em um tempo muito curto, no caso dos outros controladores levam muito mais tempo para atingir o objetivo do ponto de ajuste.
- Para ter uma ideia melhor da eficácia dos controladores, o ideal deveria ter sido a implementação em uma instalação real, mas infelizmente para esta investigação não se tinha disponível uma de osmose inversa, pelo optamos por realizar a simulação da

instalação no Matlab, que nos ajudará a verificar se os controladores desenhados são realmente aplicáveis.

- Para verificar a real eficácia dos controladores, foi necessário implementá-los em um controlador lógico programável (PLC) AXC-F2152 da marca Phoenix Contact. A comunicação entre este PLC e o software Matlab foi estabelecida através do servidor OPC UA, que foi configurada com a criação de uma rotina de comunicação no Matlab. Após alcançar essa comunicação, conseguimos criar o código que contém os cálculos dos controladores PID-MIGO foi implementado no PLC.
- Com esta implementação real, foi possível fazer uma comparação entre a simulação dos controladores no Matlab e os implementados no PLC, de modo que, em relação ao fluxo do permeado, conclui-se que na simulação o tempo de estabelecimento é menor que na implementação real, além disso, com o PLC, a resposta do fluxo do permeado apresenta um impulso excedente que atinge aproximadamente 1.125 gpm; quanto à simulação, apresenta um impulso de aproximadamente 1.054 gpm. Diante as perturbações, na simulação o controlador estabiliza muito mais rápido e com menos sobre-impulso, mas atende ao objetivo de ser robusto contra perturbações. Diante do ruído, o controlador implementado no PLC consegue atingir seu objetivo de manter o sinal de fluxo do permeado próximo ao ponto de ajuste e, mais importante, sem alterar drasticamente os valores do atuador. Diante das variações no processo, é notável que no PLC o sinal de fluxo do permeado se torne mais instável, mas, apesar dessa desvantagem, ele consegue se estabilizar.
- Em relação ao controlo da variável condutividade, os resultados foram muito diferentes, no nível temporal, no PLC, o controlador leva muito mais tempo para estabilizar e produz mais oscilações antes de ficar estável. Diante das perturbações, a reação é muito semelhante, consegue cumprir o objetivo de atingir o ponto de ajuste. Diante do ruído, o controlador PLC faz um bom trabalho, pelo que a sinal do atuador é quase estável, sem sofrer constantes variações, essa análise é muito importante, porque em sistemas de controlo automático é essencial ter muito cuidado com as variações de funcionamento ao qual os atuadores estão sujeitos. Diante das variações do processo, o controlador no PLC, ainda com a instabilidade por um certo tempo, consegue alcançar o setpoint e permanecer estável, permitindo a verificação da robustez do controlador.
- A conclusão final da simulação no Matlab e a implementação seria que existem muitas diferenças para afirmar que a simulação é suficiente para executar a implementação dos controladores, uma vez que, embora seja verdade, atendem aos objetivos de estabilidade

e robustez, o caminho da reação tem grandes diferenças. Uma recomendação para a implementação deste controlador seria que, após a programação e teste, realizar um ajuste mais fino ou a aplicação do desenho de um controlador duplo, ou seja: depois de desenhar o controlador PID-MIGO, realizar a aplicação da teoria de desenho dos controladores de Ziegler Nichols para ajustar o PID-MIGO.

Referências

- [1] Abbas A., and Al-Bastaki N. (2005). Modeling of an RO water desalination unit using neural networks. *Chemical Engineering Journal* 114, 139-143.
- [2] Abbas A. (2006). Model predictive control of a reverse osmosis desalination unit. *Desalination* 194, 268-280.
- [3] Calderon-Valdez S.N., Feliu-Batlle V., and Rivas-Perez R. (2015). Fractional order mathematical model of an irrigation main canal pool. *Spanish Journal of Agricultural Research*, 13(3), e0212.
- [4] Rivas-Perez R. (1990). Automatic control of water distribution in irrigation systems. D.Sc thesis, All Russia Research Institute of Hydraulic Engineering and Land Reclamation A.N. Kostyakov (NIIG&M), Moscow, Russia.
- [5] Pedregal D.J., Rivas-Perez R., Feliu V., Sanchez L., and Linares A. (2009). A non-linear forecasting system for the Ebro River at Zaragoza, Spain. *Environmental Modelling & Software*, 24(4), 502-509.
- [6] Voutchkov, N., 2013. *Desalination Engineering: Planning and Design*. 1st ed. New York: McGraw-Hill Education.
- [7] Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. (2014d). Control predictivo generalizado de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa. *Memorias del XVI Congreso Latinoamericano de Control Automático, CLCA 2014*, 642-647. Cancún, México.
- [8] Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., Sanchez-Rodriguez L., and Linares Saez A. (2011). Robust fractional order controller for irrigation main canal pools with time-varying dynamical parameters. *Computers and Electronics in Agriculture*, 76(2), 205-217.
- [9] Rivas-Perez R., Peran Gonzalez J.R., Pineda Reyes B., and Perez Pereira S. (2003). Distributed control under centralized intelligent supervision in the Güira de Melena irrigation system. *Hydraulic Engineering in Mexico*, 18(2), 53-68.
- [10] Feliu Batlle V., Rivas-Perez R., Sanchez Rodriguez L., Castillo Garcia F., and Linarez Saez A. (2008). Robust fractional order PI controller for a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 17(Part 1), 15535-15540.
- [11] Feliu Batlle V., Rivas P.R., and Castillo F. (2005). Fractional robust control to delay changes in main irrigation canals. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 16(Part 1), 28-33.

- [12] Rivas-Perez R. (2011). Generadores de vapor de bagazo y su control. Libro blanco del control automático en la industria de la caña de azúcar. Programa CYTED Red de Automatización y Control de la Industria de Transformación de la Caña de Azúcar, 195-230, España.
- [13] Calderon Valdez S.N., Rivas-Perez R., Ruiz Torija M.A., Feliu-Batlle V. (2009). Fractional PI controller design with optimized robustness to time delay changes in main irrigation canals. 14th IEEE Conference on Emerging Technologies and Factory Automation, ETFA'2009, 1411-1417.
- [14] Rivas-Perez R., Herranz J., Llanes O., and Cartaya L. (1994). Modelo matemático dinámico de generadores de vapor. Revista de Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones, 15(3), 45-54.
- [15] Clarke R. (1993). Water: The International Crisis. Cambridge, Mass. MIT Press.
- [16] Alatiqi, I., Ghabris, A., and Ebrahim S. (1989). System identification and control of reverse osmosis desalination. Desalination, 75, 119-140.
- [17] Moncada-Valerio J., Rivas-Perez R., and Sotomayor Moriano J. (2012). Control predictivo multivariable de un bastidor de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar. Memorias del XV Congreso Latinoamericano de Control Automático "CLCA12". Lima, Perú.
- [18] Åström K., and Hägglund T. (2009). Control PID Avanzado, Pearson Educación, S.A., España.
- [19] Flugge-Lotz I. (1971). Memorial to N. Minorsky. Automatic Control, IEEE Transactions on, Volume 16, Issue 4, Pages 289 – 291.
- [20] Åström K.J. & Wittenmark, B., 1997. Computer-Controlled Systems: Theory and Design 3rd ed. Upper Saddle River (New Jersey): Prentice Hall.
- [21] Ramillo, Lucía., Gómez de Soler, Susana., Coppari, Norberto (2003). "Tecnologías de Proceso para Desalinización de Aguas". Comisión Nacional de Energía Atómica (CNEA, Buenos Aires), 22-27.
- [22] Wade, H.L., 1997. Inverted decoupling: a neglected technique. Elsevier. ISA Transactions, Vol 36. No. 1, pp. 3-10, 1997.
- [23] Castillo-Garcia F.J., Feliu-Batlle V., and Rivas-Perez R. (2013a). Frequency specification regions of fractional order PI controller for first order plus time delay processes. Journal of Process Control, 23(4), 598-612.

- [24] Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., Castillo-Garcia F.J., and Rodríguez Martínez C.A. (2014). A robust fractional order controller for an EAF electrode position system. IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline), 19(Part 1), 10670-10675.
- [25] Robertson M., Watters J., Desphande P., Assef J., and Alatiqi I. (1996). Model based control for reverse osmosis desalination processes. *Desalination*, 104, 59-68.
- [26] Alatiqi I., Ettouney H., and El-Dessouky H. (1999). Process Control in Water Desalination Industry: An Overview. *Desalination* 126, 15-32.
- [27] Feliu-Batlle V., Rivas-Perez R., and Castillo-Garcia F.J. (2013). Simple fractional order controller combined with a Smith predictor for temperature control in a steel slab reheating furnace. *International Journal of Control, Automation, and Systems*, 11(3), 533-544.
- [28] Mindler, A.B., and Epstein A.C. (1986). Measurements and control in reverse osmosis desalination. *Desalination*, 59, 343-379.
- [29] Assef J., Watters J., Deshpande P., and Alatiqi I. (1997). Advanced Control of a Reverse Osmosis Desalination Unit. *Journal of Process Control*, Volume 7, Issue 4, Pages 283 – 289.
- [30] Burden A., Deshpande P., and Watters J. (2001). Advanced process control of a B-9 Permasep® permeator desalination pilot plant. *Desalination*, Volume 133, Issue 3, Pages 271 – 283.
- [31] Zilouchian A., and Jafar M. (2001). Automation and process control of reverse osmosis plants using soft computing methodologies. *Desalination*, Volume 135, Issues 1-3, Pages 51-59.
- [32] Riverol C., and Pilipovik V. (2005). Mathematical Modeling of Perfect Decoupled Control System and its Application: A Reverse Osmosis Desalination Industrial-Scale Unit. *Journal of Automated Methods & Management in Chemistry*, 50-54.
- [33] Gambier A., Wellenreuther A. and E. Badreddin E (2006). Optimal control of a reverse osmosis desalination plant using multi-objective optimization. Gambier. 2006. ICCA-IEEE.
- [34] McFall C., Bartman A., Christofides P. and Cohen Y. (2008). Control and Monitoring of a High Recovery Reverse Osmosis Desalination Process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(17), pp.6698-6710.
- [35] Kim J., Lee Y., Kwon O., Park S., and Heo H. (2009). Design of Newly Robust PID Controller for Reverse Osmosis Plant, *Control and Instrumentation Engineering*, Korea University, Seoul, South Korea.

- [36] Bartman A., Mc Fall C., Christofides P., and Cohen Y. (2009). Model Predictive Control of Feed Flow Reversal in a Reverse Osmosis Desalination Process. *Journal of Process Control*, Volume 19, Issue3, Pages 433 – 442.
- [37] Gambier A., Miksch T., Badreddin E. (2009). A Reverse Osmosis Laboratory Plant for Experimenting with Fault-Tolerant Control. American Control Conference. St. Louis, MO, USA.
- [38] Lee Y. G., Lee Y. S., Jeon J. J., Lee S., Yang D. R., Kim S., Kim J. H. (2009). Artificial neural network model for optimizing operation of a seawater reverse osmosis desalination plant. *Desalination* 247, 180-189.
- [39] Al-haj Ali, Ajbar A., Ali E. and Alhumaizi K. (2009). Modeling the transient behavior of an experimental reverse osmosis tubular membrane. *Desalination*, 245(1-3), pp.194-204.
- [40] Gambier A. (2011). Control of a Reverse Osmosis Plant by Using a Robust PID Design Based on Multi-objetive Optimization, IEEE Conference on Decision and Control and European Control Conference (CDC-ECC), Florida.
- [41] Dehwah A., Li S., Al-Masharawi S., Winters H., Missimer T. (2015). Changes in feedwater organic matter concentrations based on intake type and pretreatment processes at SWRO facilities, Red Sea, Saudi Arabi. *Desalination*, 360, 19-27.
- [42] Guille D. (2003). Seawater intakes for desalination plants. *Desalination* 156, 249-256.
- [43] Ramesh Valavala, Jinsik Sohn, Jihee Han, Namguk Her, Yeomin Yoon. Pretreatment in Reverse Osmosis Seawater Desalination: A Short Review. *Environ. Eng. Res.* 2011 December,16(4): 205-212.
- [44] Busch, M., Chu R., and Rosenberg S. (2009). Novel Trends in Dual Membrane Systems for Seawater Desalination: Minimum Primary Pretreatment and Low Environmental Impact Treatment Schemes. IDA World Congress, Atlantis, the Palm-Dubai, United Arab Emirates, November 7–12.
- [45] Cipollina A., Micale G. and Rizzuti L. (2009). *Seawater desalination*. Heidelberg: Springer.
- [46] Bhattacharyya D, and Willians M.E. (1992c). Separation of hazardous organics by low pressure reverse ósmosis membrane phase II. Final Report, EPA Report, EPA/600/2-91/045.
- [47] Brian P. (1966). "Mass Transport in Reverse Osmosis", in *Desalination by Reverse Osmosis*, U. Merten, ed., pp. 161-202, MIT Press, Cambridge, MA.
- [48] Medina San Juan, J.A. (2000). *Desalación de aguas salobres y de mar. Osmosis inversa*. Ediciones Mundi-Prensa, Madrid.

- [49] Majali, F., and Ettouney, H. (2008). Design and operating characteristics of pilot scale reverse osmosis plants. *Desalination*, 222, 441-445.
- [50] Rivas-Perez R., Feliu Batlle V., Castillo Garcia F., and Linarez Saez A. (2008a). System identification for control of a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 17(Part 1), 9649-9654.
- [51] Rivas-Perez R., Feliu-Batlle V., Sanchez Rodriguez L., Pedregal Tercero D.J., Linares Saez A., Aguilar Mariñosa J.V., and Langarita Garcia P. (2008b). Identification of the first pool of the Imperial de Aragon main irrigation canal. *Hydraulic Engineering in Mexico*, 23(1), 71-87.
- [52] Zhu, Y., 2001. *Multivariable System Identification*. Eindhoven: Elsevier Science.
- [53] Vilanova, R. & Visioli, A., 2012. *PID Control in the Third Millennium: Lessons Learned and New Approaches*. 2012 ed. Heidelberg (Berlin): Springer.
- [54] Albertos P. and Sala A. (2004). "Multivariable Control Systems", Springer-Verlag, New York.
- [55] Morilla F., Garrido J., Vázquez F. (2013). Control Multivariable por desacoplo. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, Volume 10, Issue 1, Pages 3-17.
- [56] Skogestad, S. & Portlethwaitr, I., 2005. *Multivariable Feedback Control: Analysis and Desing*. 2nd ed. Hoboken (New Jersey): Wiley-Interscience.
- [57] Anónimo (2015). Estrés hídrico y escasez de agua [mapa]. Recuperado de <http://www.un.org/spanish/waterforlifedecade/scarcity.shtml>.
- [58] Ogata K. (1996). *Sistemas de control en tiempo discreto*, PRENTICE HALL HISPANOAMERICANA, S.A., México.