

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**APLICAÇÃO DE UM CONTROLADOR GPC ADAPTATIVO A UM  
REATOR DE POLIMERIZAÇÃO EM BATELADA**

Dissertação submetida à Universidade Federal de Santa Catarina  
para a obtenção de grau de  
**Mestre em Engenharia Química**

**Luís Gustavo Soares Longhi**

Florianópolis, Julho de 1995

**Aplicação de um Controlador GPC Adaptativo a um  
Reator de Polimerização em Batelada**

por

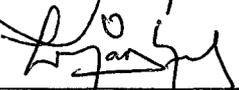
**Luís Gustavo Soares Longhi**

Esta dissertação foi julgada para a obtenção do título de  
**Mestre em Engenharia**  
Especialidade **Engenharia Química**  
Área de Concentração **Desenvolvimento de Processos Químicos e Biotecnológicos**  
e aprovada em sua forma final pelo Curso de Pós-Graduação.



---

Professor Ariovaldo Bolzan, D.Sc.  
Orientador



---

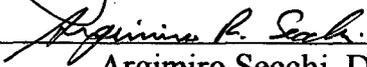
Prof Luismar Marques Porto, Ph.D.  
Coordenador do Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química

Banca Examinadora:



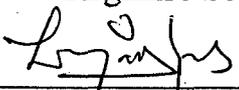
---

Ariovaldo Bolzan, D.Sc. (Presidente)



---

Argimiro Secchi, D.Sc.



---

Luismar Marques Porto, Ph.D.

Florianópolis, 3 de julho de 1995.

## Agradecimentos

Ao professor Ariovaldo Bolzan pela orientação.

Ao Departamento de Engenharia Química pela oportunidade concedida.

Ao Engenheiro Ricardo Machado pelo auxílio na parte experimental.

À CAPES pelo apoio financeiro.

À FEESC pelo auxílio na compra dos equipamentos necessários.

Ao pessoal do NUMA pelo conserto de nossos equipamentos.

Aos colegas do Departamento de Engenharia Química e do Departamento de Engenharia Elétrica que de uma maneira ou de outra colaboraram para esta dissertação.

Aos meus pais, Benedito e Amoretí, meu irmão, André e minha namorada, Débora, pelo apoio dado durante a realização deste trabalho.

## Lista de Figuras

1. Perfis de temperatura possíveis na partida de um reator em batelada .....	07
2. Estrutura de um controlador adaptativo tipo auto-ajustável .....	10
3. <i>Set-point</i> , ação de controle e saídas no GPC .....	20
4. Estrutura de um controlador adaptativo tipo auto-ajustável com identificação recursiva da ordem do modelo .....	37
5. Estrutura do GPCA implementado .....	43
6. Sequência PRBS .....	44
7. Diagrama de blocos simplificado de um sistema de malha fechada .....	45
8. Sistema de controle disponível no laboratório .....	52
9. Disposição dos tubos e principais equipamentos .....	52
10. Trocador de calor a placas .....	53
11. Dimensões do reator .....	54
12. Estrutura do reator .....	54
13. Malha de controle utilizada .....	55
14. Diagrama de blocos da malha de controle .....	56
15. Instrumentação da malha de controle utilizada .....	57
16. Diagrama de blocos do SDCA .....	58
17. Fórmula molecular do estireno .....	59
18. Reações da fase de iniciação da polimerização do estireno .....	59
19. Etapa de propagação da polimerização do estireno .....	60

20. Fórmula molecular do poliestireno .....	61
21. Sistema de controle utilizado nos testes .....	64
22. Oscilação da temperatura do reator .....	65
23. Controle da temperatura do reator sem reação química .....	65
24. Ação de controle correspondente à figura anterior .....	66
25. Influência do polinômio T na variável controlada .....	68
26. Influência do polinômio T na variável manipulada .....	68
27. Controle da temperatura do reator com o GPCA ajustado .....	69
28. Ação de controle correspondente à figura anterior .....	69
29. Controle da temperatura do reator com o GPCA ajustado sujeito a perturbações .....	70
30. Ação de controle correspondente à figura anterior .....	71
31. Controle da temperatura do reator com o GPCA operando com um esquema <i>split-range control</i> .....	72
32. Ação de controle com o GPCA operando com um esquema <i>split-range control</i> .....	72
33. Controle da temperatura do reator com um controlador PI clássico .....	73
34. Ação de controle correspondente ao controlador PI .....	73
35. Controle de temperatura da reação de formação do poliestireno .....	75
36. Ação de controle correspondente à reação de formação do poliestireno .....	75
37. Análise granulométrica das pérolas de polímero obtidas .....	76
38. Curva de calibração do conjunto termopar-amplificador .....	89
39. Identificação do sistema em malha aberta sem reação química .....	92

## RESUMO

Os reatores de polimerização que operam em regime de batelada apresentam um comportamento altamente não-linear, devido, principalmente a alta exotermicidade da reação e a existência do "efeito-gel". O controle deste tipo de reator através de algoritmos clássicos, como o PID, é difícil e por vezes inviável. Neste trabalho, utilizou-se um controlador GPC (*Generalized Predictive Controller*) adaptativo, acrescido de um sistema de ajuste automático e uma estrutura competitiva de modelos, para controlar a temperatura de operação de um reator em batelada. Este esquema foi implementado para acompanhar as variações que ocorrem na dinâmica do processo e também para ajustar automaticamente os parâmetros de projeto do controlador. Testes experimentais conduzidos em uma planta piloto com um reator de 9,3 litros operando somente com água e com uma reação de polimerização do estireno em suspensão mostraram a viabilidade do algoritmo utilizado e das regras gerais de ajuste para seus parâmetros, e ainda, a capacidade do controlador de compensar as várias perturbações que ocorrem durante o ciclo de operação deste tipo de reator.

## ABSTRACT

Batch polymerization reactors show a highly nonlinear behavior due mainly to high reaction exothermicity and the existence of "gel-effect". The control of this type of reactor by classical algorithms, such as the PID, is difficult and often unfeasible. In this work, it was added an automatic tuning system and a competitive structure of models in an adaptive Generalized Predictive Controller (GPC), in order to control the operation temperature of a batch reactor. This scheme was implemented to follow the changes that happen on process dynamics and also to automatically tune the project parameters of the controller. Experimental tests carried out on a 9.3 liters pilot plant reactor at first processing only with water and then a styrene polymerization reaction (with styrene in suspension) showed that the algorithm employed here and the general tuning rules of the parameters are feasible. Moreover, it is shown that the controller has the capacity to compensate the perturbations that occur during the operating cycle of this type of reactor.

## SUMÁRIO

I. INTRODUÇÃO .....	01
II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	05
II.1 CONTROLE DE REATORES EM BATELADA .....	05
II.2 CONTROLE PREDITIVO E ADAPTATIVO .....	09
III. ALGORITMO DE CONTROLE .....	13
III.1 ALGORITMO BÁSICO .....	13
III.1.1 Modelo do processo .....	14
III.1.2 Preditor de saída .....	15
III.1.3 Solução recursiva da equação Diophantine .....	17
III.1.4 Lei de controle preditiva .....	19
III.1.5 Horizonte de controle .....	23
III.2 EXTENSÕES DO GPC .....	24
III.2.1 Ruído colorido .....	24
III.2.2 Polinômio seguidor do modelo $P(q^{-1})$ .....	25
III.3 ALGORITMO OTIMIZADO DO GPC .....	26
III.4 CONTROLE DIVIDIDO .....	28
IV. IDENTIFICAÇÃO RECURSIVA DO MODELO .....	30
IV.1 ESTIMAÇÃO DOS PARÂMETROS - RLS .....	31
IV.2 ESTIMAÇÃO DA ORDEM DO MODELO .....	36
V. SISTEMA DE AJUSTE AUTOMÁTICO DO CONTROLADOR .....	40
V.1 ESTRUTURA ADAPTATIVA IMPLEMENTADA .....	42
V.2 INICIALIZAÇÃO DO ESTIMADOR .....	43

V.3 PONDERAÇÃO SOBRE A AÇÃO DE CONTROLE .....	44
V.4 ANÁLISE DA FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DE MALHA FECHADA .....	45
V.4.1 Influência do polinômio observador $T(q^{-1})$ sobre a função de transferência de malha fechada .....	47
V.4.2 Influência do polinômio seguidor do modelo $P(q^{-1})$ sobre a função de transferência de malha fechada .....	49
V.4.3 Escolha dos polinômios $T(q^{-1})$ e $P(q^{-1})$ .....	49
VI. MATERIAL E MÉTODOS .....	51
VI.2 O PROCESSO .....	51
VI.3 SISTEMA DE CONTROLE .....	55
VI.3 A REAÇÃO .....	59
VII. RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	63
VII.1 TESTES COM ÁGUA .....	63
VII.2 TESTES COM A POLIMERIZAÇÃO DO ESTIRENO .....	74
VIII. CONCLUSÃO E SUGESTÕES .....	78
IX. NOMENCLATURA .....	80
X. APÊNDICES .....	86
X.1 ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS .....	87
X.2 CALIBRAÇÃO DO CONJUNTO TERMOPAR-AMPLIFICADOR .....	89
X.3 ELIMINAÇÃO NATURAL DO OFF-SET ATRAVÉS DA UTILIZAÇÃO DO MODELO CARIMA .....	90
X.4 COMPUTAÇÃO DE $G_j$ .....	91
X.5 IDENTIFICAÇÃO EM MALHA ABERTA DO SISTEMA .....	92
XI. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	93

## I. INTRODUÇÃO

Este trabalho consiste na implementação de um algoritmo de controle preditivo adaptativo a um reator de polimerização que opera em batelada. O controlador utilizado é uma versão adaptativa do GPC (*Generalized Predictive Controller*), proposto originalmente por Clarke [CLARKE 87a,b]. O algoritmo utilizado possui também algumas modificações em relação ao original, com o intuito de melhorar o seu desempenho.

Atualmente, é crescente o uso de reatores que operam em regime de batelada. De fato, uma boa parte dos processos químicos atuais é conduzida em regime de batelada [RIPPIN 91]. Os reatores em batelada são utilizados, na maioria das vezes, para baixas capacidades de produção, onde o custo operacional e o tempo perdido entre as bateladas são somente uma pequena fração do custo unitário do produto. Estes reatores são encontrados, principalmente, nas áreas de polímeros e "química fina", como por exemplo, na fabricação de produtos farmacêuticos e biológicos. Em geral, em plantas com uma grande variedade de produtos processados.

No reator a batelada, os reagentes são completamente alimentados no início da operação; no entanto, alguma vezes, para se ter um melhor controle de temperatura, este tipo de operação pode não ser aconselhável e os reagentes são adicionados progressivamente aos já existentes no vaso de reação, caracterizando o modo de operação semi-batelada, também muito utilizado.

As razões pela qual deve-se controlar um reator industrial são basicamente duas. A primeira, e mais óbvia, é a segurança operacional, isto é, deve-se manter o reator operando numa faixa que não ofereça risco de danos físicos. Depois aparecem as razões de ordem econômica. Pode-se tentar seguir um certo sequenciamento de temperatura que seja mais favorável para a seletividade e/ou a uniformidade de um certo produto, por exemplo.

Em resumo, o controle se faz necessário para melhorar a performance do reator, diminuindo o tempo de produção e aumentando a qualidade dos produtos, a nível de uniformidade e seletividade, de forma segura.

A operação de um reator batelada possui três etapas básicas: condução dos reagentes até a temperatura ideal; manutenção da temperatura no valor desejado durante a reação; e resfriamento dos produtos. Um controlador ideal deve ser capaz de elevar a temperatura até o

valor desejado no menor tempo possível, sem sobre-elevação e mantê-la no *set-point* durante a fase de reação, apesar das não-linearidades das reações químicas.

O uso de controladores convencionais, tipo PID, tem-se mostrado, em muitos casos, ineficiente e por vezes inviável para este tipo de sistema. O reator em batelada não possui um estado estacionário de operação, o que, somado a características como alta exotermicidade e à existência do "efeito-gel", próprias das reações de polimerização, sugerem a utilização de estratégias de controle mais sofisticadas, que compensem as profundas alterações que ocorrem na dinâmica do processo.

Apesar de, nas duas últimas décadas, terem sido desenvolvidas estratégias de controle avançado preditivo e adaptativo que, graças ao avanço da informática e da microeletrônica, hoje são possíveis de implementação, a maioria dos reatores em batelada no meio industrial nacional, ou opera em malha aberta ou funciona sem um sistema de controle adequado. O uso de um sistema de controle inadequado frequentemente leva a perdas no ciclo de reação [ANDERSON 94].

De fato, a pesquisa acadêmica nesta área está significativamente à frente das aplicações práticas em plantas industriais, onde o controle convencional ainda é preferido, em muitos casos, ao invés de estratégias de controle avançado [VILLERMAUX 93]. As razões deste fato foram analisadas por Morari [MORARI 91].

As estratégias preditivo-adaptativas são as mais adequadas para controlar processos conduzidos em batelada pois, os algoritmos preditivo-adaptativo possuem as ferramentas necessárias para resolver os problemas encontrados nos processos conduzidos em batelada [DEFAYE 93].

Os algoritmos preditivos caracterizam-se por transformar o problema clássico de controle de saída no instante presente, para o controle da predição da saída em um intervalo futuro [SEBORG 86]. Esta noção de saída predita permite eliminar por completo o efeito do atraso de transporte, muito comum na indústria química, pois a predição é feita para um instante maior ou igual ao instante presente mais o tempo-morto.

Os sistemas adaptativos ajustam automaticamente os parâmetros do controlador para compensar mudanças no processo e no meio-ambiente, proporcionando uma boa flexibilidade para controlar processos com dinâmica variante com o tempo.

Dentre as diversas abordagens de controle adaptativo existentes na literatura, a que considera uma estrutura do tipo STC (*Self-Tuning Controller*), usada neste trabalho, é a que tem obtido o maior destaque. Sua estrutura é composta de três elementos básicos: um algoritmo de controle, um método de identificação paramétrica e um mecanismo de ajuste dos parâmetros do algoritmo de controle.

Neste trabalho utiliza-se um algoritmo GPC adaptativo no controle da temperatura de um reator em batelada que processa uma reação de polimerização em suspensão sujeita a várias perturbações estocásticas. Este algoritmo foi escolhido por englobar várias correntes de controladores preditivos apresentadas na literatura e pela sua crescente aceitação em aplicações industriais. A versão original do *software* do GPC utilizado foi desenvolvida por Menezes [MENEZES 93]. Neste trabalho foram realizadas várias alterações neste *software* para viabilizar sua aplicação a reatores em batelada.

O controlador implementado tem duas modificações principais em relação ao algoritmo básico desenvolvido por Clarke [CLARKE 87] [CLARKE 89]:

- Uma estrutura de identificação recursiva que permite definir *on-line* qual o modelo do processo mais adequado a cada instante de amostragem, a partir de uma faixa de modelos pré-definidos, de maneira que o algoritmo possa rastrear não só as mudanças paramétricas da planta, mas, também as mudanças estruturais.

- Um sistema de ajuste automático opcional que baseia-se na identificação em malha aberta do processo e que, a partir do tempo de subida e do atraso de transporte, possibilita a escolha dos parâmetros do controlador e do tempo de amostragem. Isto possibilita que o controlador possa ser usado por pessoas que não possuam conhecimento de controle preditivo.

A reação a ser utilizada nos testes é a de polimerização do estireno em suspensão. A reação foi conduzida à pressão atmosférica e a uma temperatura de 90<sup>o</sup> Celsius, como é usual no meio industrial. Esta reação apresenta, além de alta exotermicidade, o conhecido "efeito-gel" (efeito *Trammsdorf*) das polimerizações, isto é, o grande aumento conjunto da viscosidade da mistura e da taxa de reação a partir de um certo ponto do processamento, o que dificulta muito o controle da temperatura da reação.

Esta dissertação está organizada de forma que no capítulo II, apresenta-se uma revisão bibliográfica de controle adaptativo e preditivo e sua utilização em reatores que operam em batelada. Nos capítulos III e IV são apresentados os fundamentos do GPC e da estimativa

recursiva de parâmetros, respectivamente e, no capítulo V detalha-se o esquema de ajuste automático utilizado para o GPC. Nos capítulos VI e VII apresentam-se, respectivamente, os equipamentos e os resultados experimentais obtidos e, finalmente, no capítulo VIII são apresentadas as conclusões e sugestões para o prosseguimento do trabalho.

## II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Visando uma melhor compreensão deste capítulo, optou-se por separá-lo em duas partes: a primeira trata do controle de reatores de polimerização em batelada e a segunda apresenta a evolução dos controladores preditivos e adaptativos.

### II.1 Controle de Reatores em Batelada

Uma grande parte dos processos químicos atuais é conduzida em batelada. A operação de uma planta em batelada difere muito de um processamento contínuo. Quando se tem um produto com mercado estável ou em expansão, o que se usa são grandes plantas contínuas, onde as etapas do processo são bem definidas e a planta é dimensionada para a quantidade exata que se deseja produzir.

A produção é feita em batelada quando se dispõe de um produto de mercado incerto ou com demanda variante com o tempo, como é o caso dos produtos de alto valor agregado, ou ainda, durante a fase inicial de comercialização de algum produto novo. As plantas que operam nesse regime têm seus equipamentos menos precisamente dimensionados, são mais flexíveis e acomodam as mudanças de mercado mais facilmente [RIPPIN 91].

Quanto à operação de reatores em batelada, dois fatores são de fundamental importância na sua diferenciação dos reatores contínuos:

O primeiro relaciona-se à trajetória de partida da planta. No processamento contínuo essa etapa deve ser feita de maneira segura, enquanto que, no processamento em batelada, além de segura, deve ser rápida pois, em um reator em batelada as partidas são muito mais frequentes que em reatores contínuos. Em alguns casos, o ciclo de operação em batelada é de apenas algumas horas. Desta maneira é fundamental que a partida, para esses reatores, se dê o mais rápido possível.

O segundo fator de diferenciação está relacionado à manutenção das condições ideais de operação do reator após a partida. Nos processos contínuos, esta etapa é iniciada quando se atinge o estado estacionário de operação; a partir daí as condições de operação e as propriedades físicas das substâncias permanecem constantes, definindo uma dinâmica para o processo. No entanto, no processamento em batelada e semi-batelada, não se atinge um estado estacionário de

operação e, conseqüentemente, não existe uma característica dinâmica que represente o processo durante todo o seu ciclo de operação.

Quanto à questão da partida para reatores em batelada, é consenso que a melhor partida é aquela que faz uma transição rápida e segura das condições iniciais até as condições de operação, com um pequeno ou sem nenhum *overshoot*. A figura II.1 mostra os três perfis básicos de temperatura que se obtém durante a partida desses reatores.

Na situação 1 atinge-se rapidamente a temperatura de operação, no entanto existe uma sobre-elevação (*overshoot*), e isso para algumas reações pode ocorrer um aumento brusco da temperatura, provocando o que se costuma chamar de "disparo" do reator.

Uma performance diferente, onde não ocorre a sobre-elevação é representada pela situação 3 e pode ser obtida a partir de um ajuste conservativo para um controlador PID, por exemplo. No entanto, o período de partida é longo, aumentando a duração do ciclo de operação. A situação 2 representa a partida ideal, i.e., uma transição rápida, a mais rápida possível dentro das limitações físicas impostas pelo reator, sem *overshoot*.

Muitos autores tentaram viabilizar um sistema de controle que implementasse a situação ideal e, chegou-se a uma maneira rigorosa de resolver este problema através da utilização da teoria de controle ótimo, a qual resulta em controle *on-off* ou singular.

Porém, com o passar do tempo, o procedimento de se calcular a lei de controle a partir de modelos e posteriormente implementá-la foi substituído por estratégias mais realistas. A utilização de modelos, às vezes idealizados, é muito importante na etapa de projeto do controlador; no entanto, estes não podem prever todas as perturbações e alterações que um reator sofre durante o processamento e, conseqüentemente, uma lei de controle baseada somente nesses modelos e calculada *off-line* não pode ter uma bom desempenho.

Nas últimas duas décadas, com o fortalecimento da microeletrônica e o avanço da informática, novas estratégias começaram a surgir na literatura especializada. Controle preditivo, adaptativo e técnicas digitais permitiram transferir alguns resultados conseguidos em modelos com o controle ótimo para as plantas reais.

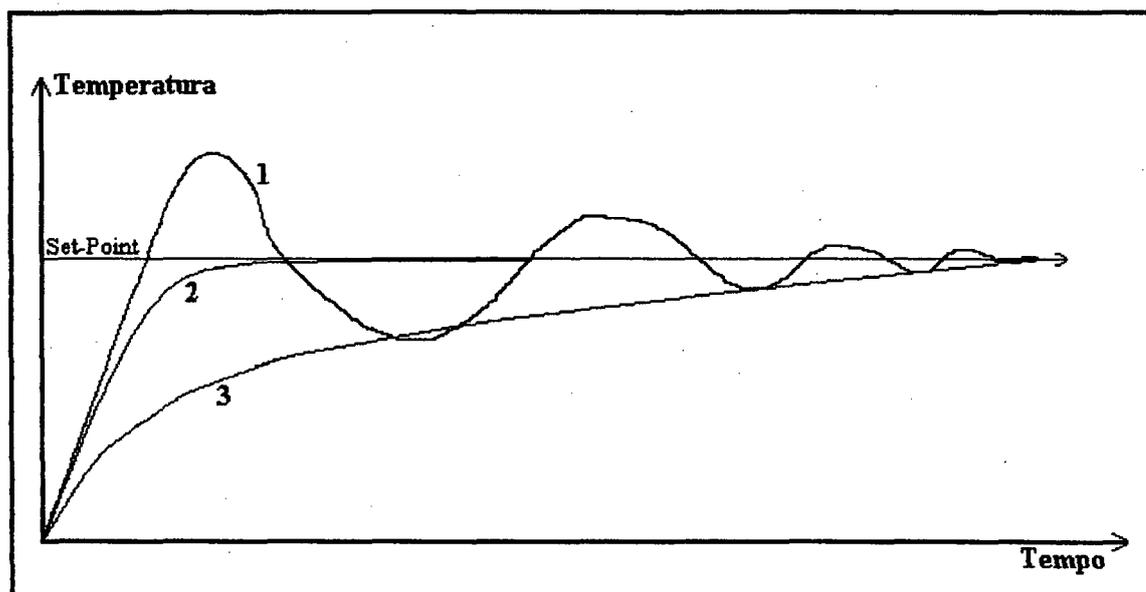


Figura II.1 - Perfis de Temperatura possíveis na partida de um reator em batelada

No entanto, quando se procura na literatura aplicações a nível industrial ou de unidade piloto no campo de reatores de polimerização, o que se encontra, de uma forma geral, são apenas alguns artigos. A grande maioria das publicações sobre controle de reações em batelada ou semi-batelada aborda o problema através de simulações, baseadas em modelos matemáticos. São raros os artigos que verificam o desempenho de controladores submetidos a condições reais de operação.

Recentemente, apareceram na literatura algumas aplicações práticas de técnicas preditivo-adaptativas a reatores de polimerização em batelada. Entre outros, merecem destaque os trabalhos citados abaixo:

Tzouanas & Shah [TZOUANAS 89] aplicaram um algoritmo adaptativo baseado na determinação dos pólos ao controle de algumas propriedades (conversão de monômero e peso molecular médio) da reação de polimerização em solução de MMA (metil-metacrilato) em um reator em batelada de 5 litros. O controlador demonstrou ser robusto e de desempenho satisfatório. Foram testados também, como objeto de comparação, um algoritmo tipo GMV (*Generalized Minimum Variance*) e um PID a parâmetros fixos, bem ajustado. Os três algoritmos tiveram desempenho semelhantemente satisfatórios. O principal problema encontrado foi a falta de uma instrumentação adequada para o controle dessas propriedades.

Inglis et al [INGLIS 91] controlaram a temperatura de um reator em batelada a nível de planta piloto (volume de 5 litros) durante a reação de polimerização em solução de metil-metacrilato (MMA). Foi observada nos testes a necessidade do polinômio observador, usado

como um parâmetro de ajuste, para aumentar a robustez do algoritmo, no caso o GPC de Clarke et al. Foram realizados três experimentos: um só com solvente, outro com uma suave polimerização, e o último com uma polimerização vigorosa. Em todos os testes, o objetivo de controle, que era a regulação dos distúrbios em forma de pulso resultantes da adição de solvente e iniciador frios, foi alcançado.

Bolzan [BOLZAN 91] desenvolveu uma técnica de ajuste de um controlador tipo GMV adaptativo, também conhecido como STC (*Self-Tuning Controller*), de Clarke e Gawthrop baseado na analogia entre a sua equação de projeto e a lei de controle de um PID digital e aplicou com sucesso a um reator semi-batelada que processa uma reação química, não-polimérica, mas altamente exotérmica, entre tiosulfato de sódio e peróxido de hidrogênio, transferindo a sensibilidade e a experiência do ajuste do PID para o STC. Nesse trabalho também foi testado, em nível de comparação, um algoritmo GPC-Adaptativo, o qual teve um desempenho inferior ao do STC com regras de ajuste de PID.

Soroush e Kravaris [SOROUSH 92] propuseram regras de ajuste sistemáticas para o método não-linear GLC (*Globally Linearizing Control*) de Kravaris & Soroush [KRAVARIS 90] e aplicaram este algoritmo a um reator de polimerização de MMA em batelada. Os resultados mostraram que o controlador é robusto em relação a erros de modelagem e de inicialização. Seu desempenho é consideravelmente superior ao PID convencional e seu ajuste é muito mais fácil.

Katende e Jutan [KATENDE 93] aplicaram um PID auto-ajustável (STPID) a um reator operando somente com água em seu interior. O STPID é baseado na expansão e no truncamento do STC de Clarke e Gawthrop e tem como principal vantagem a sua simplicidade e facilidade de implementação em microcomputadores. O desempenho obtido é aceitável, mas pode ser melhorado desde que se considere no truncamento um número maior que os três primeiros termos da expansão do STC, porém neste caso o controlador perderá características de PID. O algoritmo necessita, como o STC, do conhecimento do tempo-morto do processo para ser implementado com sucesso. Os autores utilizaram na sua implementação, uma estratégia *split-range* com água e vapor, semelhante à utilizada neste trabalho.

Defaye et al. [DEFAYE 93] controlaram satisfatoriamente em um reator semi-batelada a reação de copolimerização moderadamente exotérmica entre acetato de vinila e 2-etil-hexil-acrilato usando um algoritmo preditivo-adaptativo pertencente à categoria dos controladores conhecidos como *Model-Based Predictive Controls* (MBPC). Para este fim, uma filtragem apropriada dos dados teve que ser integrada ao algoritmo de estimação, de maneira que os

parâmetros permanecessem insensíveis às perturbações dinâmicas não-relevantes geradas pela operação em regime semi-batelada.

## II.2 CONTROLE PREDITIVO-ADAPTATIVO

O controle adaptativo é uma técnica muito utilizada no meio acadêmico e visa ajustar os parâmetros de um controlador, modificando o seu comportamento em resposta a uma mudança na dinâmica do processo ou frente a uma perturbação externa. No caso de se utilizar como controlador um algoritmo preditivo que ajuste seus parâmetros, diz-se que o mesmo é um controlador preditivo-adaptativo

Apesar de se falar em controle adaptativo há mais de quarenta anos, ainda não se tem claro um conceito definitivo do que seja controle adaptativo e, somente nas duas últimas décadas, devido ao grande avanço da informática e da microeletrônica, é que começaram a aparecer na literatura publicações sobre aplicações de controle adaptativo a processos químicos. Toda problemática do controle adaptativo foi analisada por Åström e Wittenmark [ÅSTRÖM 89].

Dentre as diversas abordagens existentes na literatura para o controle adaptativo, a que tem recebido mais ênfase, e que será utilizada neste trabalho, é a que possui uma estrutura tipo *STC (Self-Tuning Controller)*. Esta técnica é baseada na minimização de um função custo quadrática. Outras abordagens que merecem destaque são: localização dos pólos e modelo de referência.

Um sistema de controle adaptativo está baseado na estimação *on-line* dos parâmetros do modelo do sistema. Na abordagem *STC*, usam-se esses parâmetros para minimizar um dado critério de desempenho, representado por uma função quadrática e, com isso, calcula-se a ação do controlador.

A estrutura do controlador tipo *STC* é composta de três elementos básicos: um algoritmo de controle, um método de estimação paramétrica e, um mecanismo de ajuste dos parâmetros do algoritmo de controle, conforme pode-se ver na figura II.2.

Um controlador com esta estrutura tem flexibilidade para acomodar várias técnicas de estimação de parâmetros e diferentes estratégias de projeto do controlador. Essa estrutura também parece ser a mais indicada para o uso de algoritmos preditivos.

A base do STC foi o STR (*Self-Tuning Regulator*), desenvolvida a partir do controlador de variação mínima (MV) de Åström [ÅSTRÖM 73] que, quando usado na sua versão adaptativa recebeu essa denominação. Esse tipo de controle surgiu como uma evolução natural dos estudos desse autor dentro da teoria de controle estocástico [ÅSTRÖM 70]. O algoritmo do MV porém, necessitava do conhecimento do valor exato do atraso de transporte e da disponibilidade de um modelo discreto de processo de fase mínima (inversa estável), o que é muito difícil de se obter na prática e que dificultava a sua aplicação.

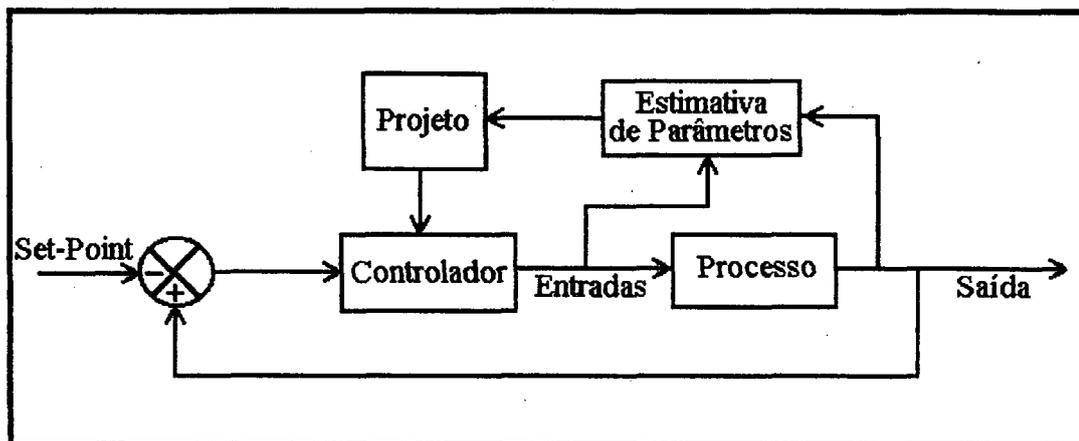


Figura II.2 - Estrutura de um controlador tipo STC

Seguindo a evolução deste tipo de abordagem apareceu, em seguida, o algoritmo GMV (*Generalized Minimum Variance*) de Clarke e Gawthrop [CLARKE 75], uma generalização do anterior, que adicionou um critério de ponderação no termo de controle, assegurando sua convergência para sistemas estáveis de fase não-mínima. A versão adaptativa deste algoritmo recebeu o nome de STC (*Self-Tuning Controller*)

O GMV também pode ser encarado como um algoritmo preditivo, já que o controlador neste caso é baseado na predição  $k$  passos à frente do tempo presente, onde  $k$  é o número de amostragens correspondente ao atraso do sistema (horizonte de predição igual ao tempo-morto do processo). No entanto, essa noção de controle preditivo, que aparece no algoritmo não é nenhuma novidade. Os primeiros estudos nesta área foram realizados há 35 anos por O. J. M. Smith [SMITH 58] ao propor a associação de um compensador de tempo morto a uma lei de controle clássica, com o fim de eliminar o efeito do atraso de transporte.

Richalet [RICHLET 78] introduziu em 1978 o conceito de horizonte estendido com o seu MPHC (*Model Predictive Heuristic Control*) ou IDCOM (*Identification Command*) e assim, deu início a uma sucessão de trabalhos em controle preditivo conhecido como pertencentes à

classe dos controladores LRPC (*Long Range Predictive Control*), que já havia sido concebido no final dos anos sessenta. O controle LRPC, o mais prático e potente sistema de controladores já desenvolvido, utiliza um conjunto de previsões efetuadas com um horizonte superior ao atraso de transporte, permitindo com isso a obtenção de um controlador com ações de controle mais suaves, fazendo com que o processo funcione mais regularmente. Souza Junior, em sua dissertação de mestrado, faz uma revisão dos sistemas LRPC's até o surgimento do GPC [SOUZA JUNIOR 89].

Cuttler & Ramaker [CUTLER 80] desenvolveram paralelamente a Richalet o algoritmo DMC (*Dynamic Matrix Control*) em 1980, que adota uma estratégia muito parecida com a desenvolvida por Richalet. A principal contribuição deste trabalho é o emprego do chamado "Horizonte de Controle", que corresponde a um valor de horizonte a partir do qual os incrementos da ação de controle são nulos.

Há alguns anos, Clarke [CLARKE 87 a,b] introduziu o GPC (*Generalized Predictive Control*). Este algoritmo, também pertencente à classe dos LRPC's, pode ser visto como uma evolução do controlador GMV (*Generalized Minimum Variance*) desenvolvido por Clarke e Gawthrop [CLARKE 75 e 79]

O GPC é uma lei de controle quadrática linear de horizonte descendente dependente da integração de 5 idéias-chaves: o uso de um modelo de planta tipo CARIMA (*Controlled Auto-Regressive and Integrated Moving Average*) em lugar do modelo CARMA (*Controlled Auto-Regressive and Moving Average*); o uso de uma previsão de longo alcance sobre um horizonte finito, maior que o tempo-morto da planta e pelo menos igual à ordem do modelo; a solução recursiva da equação *Diophantine*; a consideração de uma ponderação dos incrementos de controle na função custo e; a escolha de um horizonte de controle após o qual a ação de controle é constante, que simplifica os cálculos e não compromete a robustez do controlador.

O GPC também pode ser visto como uma generalização de vários algoritmos de controle preditivos desenvolvidos até o seu aparecimento, como por exemplo: O EPSAC de De Keyser e Von Cauwenberghe [DE KEYSER 85], o algoritmo de horizonte estendido de Ydstie [YDSTIE 84], o DMC de Cuttler [CUTLER 80], O MPHC ou IDCOM de Richalet [RICHALET 78], o algoritmo de Peterka [PETERKA 84], além do próprio GMV de Clarke e Gawthrop [CLARKE 75].

Apesar de ser inferior à técnica de Máxima Verossimilhança (ML), o algoritmo de estimação de parâmetros utilizado no GPC, assim como na maioria absoluta dos controladores

adaptativos, é o RLS (*Recursive Least Squares*). Esta escolha é feita porque esta técnica produz bons resultados de maneira muito mais simples que outros métodos.

Existem outras abordagens de controle preditivo-adaptativo atuais na literatura que também são robustas e com desempenho comparável ao GPC, como os algoritmos GLC [KRAVARIS 87] e *pole-placement* [WELLSTEAD 79], por exemplo. Porém, nenhuma destas apresenta uma performance comprovadamente melhor que o GPC e nem possui a generalidade e simplicidade de uso e implementação do GPC.

Alguns artigos mais recentes colocam o GPC em bases mais sólidas, quanto a propriedades e provas de estabilidade [CLARKE 89] e ajuste dos parâmetros do algoritmo [McINTOSH 91].

A revisão aqui apresentada poderia contemplar vários outros autores que têm publicado trabalhos na área. No entanto, o objetivo principal foi apresentar os principais marcos da evolução dos controladores adaptativos e preditivos e as principais dificuldades relacionadas ao controle de reatores em batelada.

### III. ALGORITMO DE CONTROLE

Neste capítulo são apresentadas as características básicas do algoritmo GPC utilizado, dando alguma ênfase nas particularidades operacionais do *software* usado na implementação do controle do reator

#### III.1 Algoritmo Básico

O algoritmo GPC surgiu há alguns anos, como uma possível solução para os problemas de robustez dos algoritmos auto-ajustáveis existentes até então, principalmente quando das escolhas iniciais do tempo-morto, da ordem do modelo e da aplicação a sistemas de fase não-mínima e instáveis em malha aberta.

No entanto, para se utilizar o GPC é necessário o ajuste de alguns parâmetros. Isto, além de ser uma operação delicada para não-especialistas em controle preditivo, pode consumir muito tempo do operador. Para amenizar este problema, o controlador utilizado neste trabalho apresenta uma estrutura adaptativa diferente da convencional, possuindo, além do algoritmo básico e suas extensões, uma estratégia, opcional, de ajuste automático dos parâmetros do controlador.

O algoritmo implementado no trabalho, por utilizar uma estrutura adaptativa tipo STC (*Self-Tuning Controller*), necessita, também, de um modelo para representar o processo. Normalmente, o modelo utilizado é incapaz de representar exatamente o processo real. Isto pode resultar num sistema susceptível à instabilidade em malha-fechada. Para tentar resolver este problema, um estimador paralelo recursivo foi implementado. O estimador consiste numa estrutura competitiva de modelos que compara os erros da equação dos modelos de diferentes ordens e utiliza o modelo de ordem que melhor se adequa à realidade. Este estimador elimina a etapa de modelagem do processo quando do projeto do controlador.

A sequência deste capítulo descreve o algoritmo básico do GPC e suas extensões. Nos próximos dois capítulos, a estratégia de ajuste automático e a estrutura recursiva paralela são descritas mais detalhadamente.

### III.1.1 Modelo do Processo

Um modelo realista para aplicações práticas deve representar as variações determinísticas e as perturbações estocásticas do processo. Quando se objetiva a manutenção em torno de ponto de operação, ainda que a planta seja não-linear, geralmente admite-se um modelo localmente linearizado. O modelo utilizado no GPC é o CARIMA, onde seus parâmetros, no caso implementado, são estimados *on-line*. O modelo CARIMA é uma derivação do modelo CARMA, que é representado da seguinte maneira :

$$A(q^{-1}).y(t) = B(q^{-1}).u(t-1) + x(t) \quad (3.1-1)$$

onde;

$$A(q^{-1}) = 1 + a_1.q^{-1} + \dots + a_{na}.q^{-na} \quad (3.1-2)$$

$$B(q^{-1}) = b_0.q^{-d} + b_1.q^{-d-1} + \dots + b_{nb}.q^{-(nb+d)} \quad (3.1-3)$$

$d$  é o tempo-morto e  $x(t)$  é uma perturbação estocástica dada por :

$$x(t) = C(q^{-1}).\xi(t) \quad (3.1-4)$$

onde  $\xi(t)$  é um sinal completamente não-correlacionado de média nula e de distribuição de amplitude gaussiana (ruído branco).  $C(q^{-1})$  é o polinômio do ruído colorido, contendo suas raízes dentro do círculo unitário complexo.

$$C(q^{-1}) = 1 + c_1.q^{-1} + \dots + c_{nc}.q^{-nc} \quad (3.1-5)$$

onde  $q^{-1}$  é um operador deslocamento, tal que :

$$y(t).q^{-1} = y(t-1) \quad (3.1-6)$$

Apesar do modelo tipo CARMA levar em conta internamente as perturbações estocásticas, este modelo não apresenta ação integral, tornando-o inadequado para muitas aplicações industriais. Surgiu então uma forma de representação que também leva em conta as perturbações e que possui ação integral inerente, chamada CARIMA. Esta representação é semelhante à anterior, exceto pela introdução do operador  $\Delta = 1 - q^{-1}$  no termo da perturbação.

Assim, o termo da perturbação fica sendo :

$$x(t) = C(q^{-1}) \cdot \xi(t) / \Delta \quad (3.1-7)$$

Este modelo já foi usado por Tuffs e Clarke em 1985 [TUFFS 85] para derivar os controladores GMV e de localização de pólos auto-ajustáveis com ação integral inerente. Por simplicidade, normalmente, considera-se inicialmente  $C(q^{-1}) = 1$ . Desta maneira, o modelo fica :

$$A(q^{-1}) \cdot y(t) = B(q^{-1}) \cdot u(t-1) + \xi(t) / \Delta \quad (3.1-8)$$

O caso de um  $C(q^{-1})$  mais genérico será visto no subcapítulo 3.2 - Extensões do GPC.

### III.1.2 Preditor de Saída

O preditor de saída é baseado no modelo linearizado CARIMA e consiste de uma equação que exprime o provável comportamento da saída da planta. Para derivar o preditor  $j$  passos à frente  $y(t+j)$ , considere o modelo dado pela equação (3.1-8) dividido por  $A(q^{-1})$  :

$$y(t) = \frac{B(q^{-1})}{A(q^{-1})} \cdot u(t-1) + \frac{\xi(t)}{\Delta \cdot A(q^{-1})} \quad (3.1-9)$$

realizando a divisão euclidiana  $\frac{1}{\Delta \cdot A(q^{-1})}$ , tem-se :

$$\frac{1}{\Delta \cdot A(q^{-1})} = E_j + \frac{q^{-j} \cdot F_j(q^{-1})}{\Delta \cdot A(q^{-1})} \quad (3.1-10)$$

onde  $E_j$  é o quociente da divisão e  $\frac{q^{-j} \cdot F_j(q^{-1})}{\Delta \cdot A(q^{-1})}$  é o resto.

Os polinômios  $E_j$  e  $F_j$  são unicamente definidos dados  $A(q^{-1})$  e o intervalo de predição  $j$ , sendo dados por:

$$E_j(q^{-1}) = e_0 + e_1 \cdot q^{-1} + \dots + e_{j-1} \cdot q^{-(j-1)} \quad (3.1-11)$$

$$F_j(q^{-1}) = f_0 + \dots + f_{na} \cdot q^{-na} \quad (3.1-12)$$

A partir da equação (3.1-10) pode-se obter as seguintes equações:

$$\frac{1}{\Delta.A(q^{-1})} = \frac{E_j(q^{-1})}{1 - q^{-j}.F_j(q^{-1})} \quad (3.1-13)$$

$$\frac{1}{A(q^{-1})} = \frac{\Delta.E_j(q^{-1})}{1 - q^{-j}.F_j(q^{-1})} \quad (3.1-14)$$

$$1 = E_j(q^{-1}).\Delta.A(q^{-1}) + q^{-j}.F_j(q^{-1}) \quad (3.1-15)$$

Esta última expressa na forma de identidade polinomial a equação (3.1-10), sendo conhecida como equação *Diophantine*.

Substituindo as equações (3.1-13) e (3.1-14) na equação (3.1-9), obtém-se:

$$y(t) = \frac{E_j.B.\Delta.u(t-1)}{1 - q^{-j}.F_j} + \frac{E_j.\xi(t)}{1 - q^{-j}.F_j} \quad (3.1-16)$$

ou

$$y(t).(1 - q^{-j}.F_j) = E_j.B.\Delta.u(t-1) + E_j.\xi(t) \quad (3.1-17)$$

Obtendo assim, finalmente, a equação do preditor da saída:

$$y(t+j) = E_j.B.\Delta.u(t+j-1) + F_j.y(t) + E_j.\xi(t+j) \quad (3.1-18)$$

Como  $E_j(q^{-1})$  é de grau  $j-1$ , os componentes do ruído estão todos no futuro e, a simples consideração que o controle é realizado em malha aberta é suficiente para ignorá-las. Desta forma, o preditor ótimo, conhecidos os dados de saída até o tempo  $t$  e dado  $u(t+i)$ , para  $i > 1$ , é:

$$\hat{y}(t+j/t) = G_j(q^{-1}).\Delta.u(t+j-1) + F_j.y(t) \quad (3.1-19)$$

onde,  $\hat{y}(t+j/t)$  representa o valor de  $y$  estimado para o instante  $t+j$  a partir de dados disponíveis no instante  $t$  e  $G_j = E_j.B$ , ou:

$$G_j(q^{-1}) = e_0.b_0.q^{-d} + (b_0.e_1 + b_1.e_0).q^{-(d+1)} + \dots \quad (3.1-20)$$

$$G_j(q^{-1}) = g_0.q^{-d} + g_1.q^{-(d+1)} + \dots \quad (3.1-21)$$

Nota-se que para valores de  $j > d$ , o cálculo de  $\hat{y}(t+j/t)$  depende de valores das futuras ações de controle, pois o termo de menor grau de  $G_j(q^{-1})$  é  $g_0 \cdot q^{-d}$ , ou seja:

$$\hat{y}(t+j/t) = g_0 \cdot \Delta \cdot u(t+j-d-1) + g_1 \cdot \Delta \cdot u(t+j-d-2) + \dots + F_j \cdot y(t) \quad (3.1-22)$$

Para  $j > d+1$ , tem-se  $j-1-d = k > 0$ , assim:

$$\hat{y}(t+j/t) = g_0 \cdot \Delta \cdot u(t+k) + g_1 \cdot \Delta \cdot u(t+k+1) + \dots + F_j \cdot y(t) \quad (3.1-23)$$

Para  $k < 0$ , a predição do processo  $\hat{y}(t+j/t)$  depende inteiramente dos dados disponíveis, mas para  $k > 0$ ,  $\hat{y}$  dependerá de valores de futuras ações de controle. Para resolver este problema, introduz-se o conceito de "Horizonte de Controle" (NU) [CUTLER 80], que corresponde a assumir que, após um instante de tempo NU, a ação de controle se mantém constante. Esta consideração é um dos pilares básicos do poder do GPC.

$$u(t+j) = u(t+NU) ; \quad j > NU \quad (3.1-24)$$

$$\text{ou, } \Delta \cdot u(t+j) = 0 ; \quad j > NU \quad (3.1-25)$$

### III.1.3 Solução Recursiva da Equação Diophantine

No desenvolvimento do preditor, verificou-se a necessidade de resolver uma equação Diophantine. Dentre todas as possibilidades, a mais adequada parece ser a solução recursiva, de acordo com o procedimento proposto por Clarke [CLARKE 87a]. Esta baseia-se no cálculo de  $E_{j+1}$  e  $F_{j+1}$  a partir de  $E_j$  e  $F_j$ . Sejam as seguintes identidades Diophantine nos passos  $j$  e  $j+1$ :

$$1 = E_j \cdot \tilde{A} + q^{-j} \cdot F_j \quad (3.1-26)$$

$$1 = E_{j+1} \cdot \tilde{A} + q^{-(j+1)} \cdot F_{j+1} \quad (3.1-27)$$

$$\tilde{A} = A \cdot \Delta \quad (3.1-28)$$

Subtraindo a eq. (3.1-27) da eq. (3.1-26), tem-se:

$$(E_{j+1} - E_j) \cdot \tilde{A} + q^{-j} \cdot (q^{-1} \cdot F_{j+1} - F_j) = 0 \quad (3.1-29)$$

Como o polinômio  $(E_{j+1} - E_j)$  é de grau  $j$ , reescreve-se:

$$(E_{j+1} - E_j) = R + r_j \cdot q^{-j} \quad (3.1-30)$$

onde

$$R(q^{-1}) = r_0 + \dots + r_{j-1} \cdot q^{-(j-1)} \quad (3.1-31)$$

Substituindo a eq. (3.1-30) na eq. (3.1-29), obtém-se:

$$\tilde{A} \cdot R + q^{-j} \cdot (\tilde{A} \cdot r_j + q^{-1} \cdot F_{j+1} - F_j) = 0 \quad (3.1-32)$$

Como o menor grau do segundo termo da equação anterior é "j" e  $\tilde{a}_0$  é igual a 1, têm-se:

$$R = 0 \quad (3.1-33)$$

$$F_{j+1} = q \cdot (F_j - \tilde{A} \cdot r_j) \quad (3.1-34)$$

Como  $\tilde{A}$  tem o seu primeiro termo do polinômio unitário,  $\tilde{a}_0 = a_0 = 1$ , têm-se:

$$r_j = f_0 \quad (3.1-36)$$

$$f_{j+1} = f_j - \tilde{a}_{j+1} \cdot r_j \quad (3.1-37)$$

Reescrevendo a equação (3.1-30), obtém-se:

$$E_{j+1} = E_j + r_j \cdot q^{-j} \quad (3.1-38)$$

Para inicializar as iterações, faz-se  $j=1$  na equação (3.1-26).

$$1 = E_1 \cdot \tilde{A} + q^{-1} \cdot F_1 \quad (3.1-39)$$

E, como  $\tilde{a}_0 = 1$ , têm-se:

$$E_1 = 1 \quad (3.1-40)$$

$$F_1 = q \cdot (1 - \tilde{A}) \quad (3.1-41)$$

Na prática, a equação Diophantine não é resolvida recursivamente como descrito nesta seção. Na realidade o controlador implementado consiste de um algoritmo iterativo de 5 passos que dispensa esta recursão, conforme pode ser visto posteriormente na seção III.3.

### III.1.4 Lei de Controle Preditiva

Suponha que há disponível uma sequência de futuros valores de referência  $y_r(t+j)$ ,  $j = 1, 2, \dots$ . Na maioria dos casos, esta sequência assume um valor constante ( $Y_{SP}$ ) igual ao *set-point* corrente, caracterizando assim o problema regulador. A lei de controle deve levar a saída predita para perto desta trajetória de referência. Porém, como no algoritmo IDCOM [RICHALET 78], é desejável que a saída corrente  $y(t)$  alcance o *set-point* de maneira suave. Isto pode ser alcançado com um sistema de primeira ordem, da seguinte maneira:

$$y_r(t) = y(t) ; \quad j=1 \quad (3.1-42)$$

$$y_r(t+j) = \alpha \cdot y_r(t+j-1) + (1-\alpha) \cdot Y_{SP} ; \quad j>1 \quad (3.1-43)$$

Este procedimento pode ser ilustrado através da figura III.1, onde, no caso, o *set-point* é uma constante no tempo, de valor  $Y_{SP}$ .  $y_r(t+j)$  é o *set-point* filtrado e  $\alpha$  é um parâmetro de projeto que varia entre 0 e 1. Para transições lentas do valor corrente da saída,  $y(t)$ , para o valor real do *set-point*,  $Y_{SP}$ , usa-se para  $\alpha$  um valor próximo de 1 e, para transições bruscas,  $\alpha = 0$ . O GPC aceita valores de referência futuras variantes ou constantes.

O objetivo da lei de controle é conduzir a saída futura da planta na direção do *set-point* levando em conta a atividade controladora (energia) para isso. Isso é feito usando-se uma abordagem de "Horizonte Retrocedido", ou seja, a cada instante de amostragem efetuam-se as seguintes operações:

- 1 - Calcula-se a sequência futura de valores de referência,  $y_r(t+j)$ .
- 2 - Gera-se a partir do modelo do processo as saídas preditas,  $\hat{y}(t+j/t)$ , com os correspondentes erros de predição  $e(t+j) = y_r(t+j) - \hat{y}(t+j/t)$ . Note que  $\hat{y}(t+j/t)$  para  $j>k$  depende, em parte dos valores das ações de controle futuras,  $u(t+k)$ .
- 3 - Uma função de custo quadrático apropriada, que considera os futuros erros, as ações de controle e o horizonte de controle, é minimizada para se obter uma sequência de futuras ações de controle  $u(t+j)$ .
- 4 - O primeiro elemento  $u(t)$  da sequência é implementado e os vetores de dados são deslocados para permitir os cálculos na próxima amostragem.

O GPC utiliza uma função custo da forma apresentada a seguir:

$$J(N1, N2) = E \left\{ \sum_{j=N1}^{N2} [y(t+j) - y_r(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N2} \lambda(j) \cdot [\Delta \cdot u(t+j-1)]^2 \right\} \quad (3.1-44)$$

onde : N1 é o horizonte mínimo de predição;  
 N2 é o horizonte máximo de predição e;  
 $\lambda(j)$  é a sequência de ponderação da ação de controle.

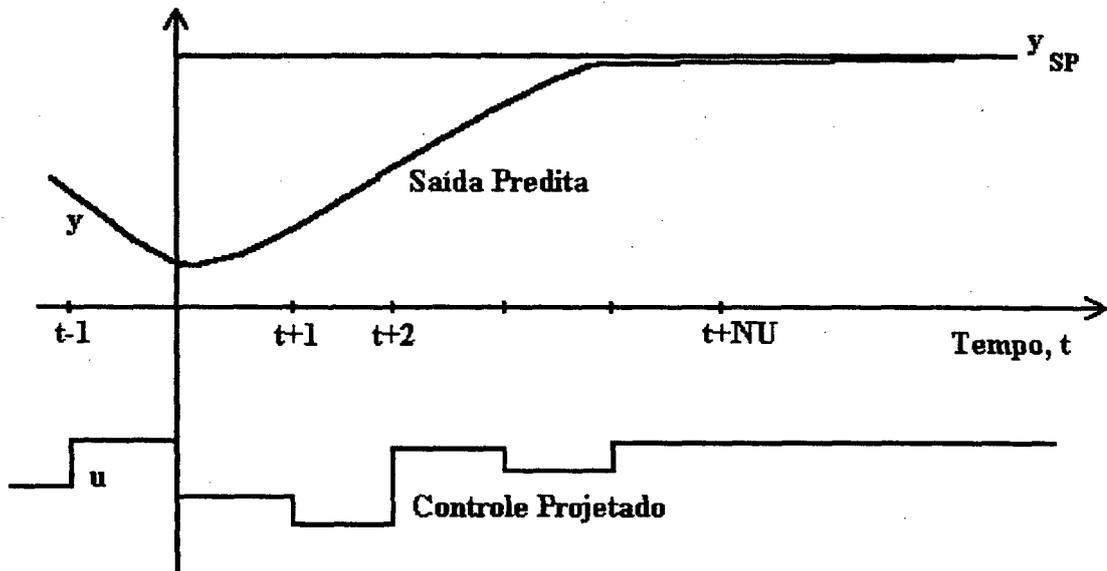


Figura III.1 - Set-point, controle e saídas no GPC

Se o atraso de transporte,  $d$ , for conhecido, N1 pode assumir o seu valor para minimizar o tempo de computação. N2 é escolhido de maneira a englobar toda a resposta afetada significativamente pela entrada atual, devendo ser pelo menos maior que o grau de  $B(q^{-1})$  [KAILATH 80]. Normalmente, usa-se valores próximos ao tempo de subida da planta.

A sequência de ponderação  $\lambda(j)$  é responsável pela limitação da ação de controle. Seu valor inicial deve ser nulo para não penalizar a ação de controle, podendo ser aumentado se for necessário um amortecimento maior.

As saídas futuras são produzidas pela equação (3.1-18).

$$\hat{y}(t+1) = G_1 \cdot \Delta \cdot u(t) + F_1 \cdot y(t) + E_1 \cdot \xi(t+1) \quad (3.1-45)$$

⋮

$$\hat{y}(t+N2) = G_{N2} \cdot \Delta \cdot u(t+N2-1) + F_{N2} \cdot y(t) + E_{N2} \cdot \xi(t+N2) \quad (3.1-46)$$

Pode-se então, proceder uma reorganização dos termos das equações acima:

$$\hat{y}(t+1) = g_{1,0} \cdot \Delta.u(t) + [G_1 - g_{1,0}] \cdot \Delta.u(t) + F_1 \cdot y(t) + E_1 \cdot \xi(t+1) \quad (3.1-47)$$

⋮

$$\hat{y}(t+N_2) = g_{N_2,N_2-1} \cdot \Delta.u(t) + \dots + g_{N_2,0} \cdot \Delta.u(t+N_2-1) + q^{N_2-1} [G_{N_2} - q^{-(N_2-1)} \cdot g_{N_2,N_2-1} - \dots - g_{N_2,0}] \cdot \Delta.u(t) + F_{N_2} \cdot y(t) + E_{N_2} \cdot \xi(t+N_2) \quad (3.1-48)$$

onde,  $G_i = g_{i,0} + g_{i,1} \cdot q^{-1} + \dots + g_{i,(nb+i-1)} \cdot q^{-(nb+i-1)}$

$\hat{y}(t+j)$  pode ser dividido em 3 termos: um dependente das futuras ações de controle, ainda a serem calculadas; um dependente dos controles passados junto com as variáveis medidas filtradas; e um dependente dos ruídos futuros.

A consideração de que o controle é feito em malha aberta, como já foi visto anteriormente, é suficiente para ignorar a sequência de ruídos futuros no cálculo das predições (ver equação 3.1-19).

Como os primeiros  $j$ -termos de  $G_j$  podem ser considerados como parâmetros da resposta ao degrau ( $g_{ij} = g_j, j = 0, 1, \dots < i$ ), independente do polinômio particular  $G_j$  (ver seção III.3), e definindo  $f(t+1)$  como sendo a componente de  $\hat{y}(t+j)$  composta de sinais que são conhecidos no tempo  $t$  (instante de amostragem), i.e., as componentes de  $\hat{y}$  referentes à resposta livre do sistema, que não dependem de  $u(k), k > 0$  (ações de controle futuras), têm-se:

$$f(t+1) = [G_1 - g_{1,0}] \cdot \Delta.u(t) + F_1 \cdot y(t) \quad (3.1-49)$$

$$f(t+2) = q \cdot [G_2 - q^{-1} \cdot g_{2,1} - g_{2,0}] \cdot \Delta.u(t) + F_2 \cdot y(t) \quad (3.1-50)$$

⋮

$$f(t+N_2) = q^{N_2-1} [G_{N_2} - q^{-(N_2-1)} \cdot g_{N_2,N_2-1} - \dots - g_{N_2,0}] \cdot \Delta.u(t) + F_{N_2} \cdot y(t) \quad (3.1-51)$$

Com isso, pode-se escrever a equação (3.1-19) na forma vetorial.

$$\hat{\underline{Y}} = \underline{G} \cdot \underline{\tilde{u}} + \underline{f} \quad (3.1-52)$$

onde todos os vetores são  $N_2 \times 1$ :

$$\underline{\hat{Y}} = [\hat{y}(t+1), \hat{y}(t+2), \dots, \hat{y}(t+N2)]^T \quad (3.1-53)$$

$$\underline{\tilde{u}} = [\Delta.u(t), \Delta.u(t+1), \dots, \Delta.u(t+N2-1)]^T \quad (3.1-54)$$

$$\underline{f} = [f(t+1), f(t+2), \dots, f(t+N2)]^T \quad (3.1-55)$$

A matriz  $G$  é então uma triangular inferior de dimensões  $N2 \times N2$ .

$$\underline{G} = \begin{bmatrix} g_0 & 0 & \dots & 0 \\ g_1 & g_0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N2-1} & g_{N2-2} & \dots & g_0 \end{bmatrix}_{N2 \times N2} \quad (3.1-56)$$

Observa-se que se a planta tem um tempo morto  $d > 1$ , as  $d-1$  primeiras linhas serão nulas para que os primeiros elementos de  $u$  não exerçam influência no cálculo do vetor da predição da saída (3.1-53).

Considerando o sinal de referência na forma vetorial

$$\underline{Y}_{-SP} = [y_r(t+1), y_r(t+2), \dots, y_r(t+N2)]^T \quad (3.1-57)$$

a função custo torna-se:

$$J_1 = E\{(\underline{y} - \underline{y}_{-SP})^T \cdot (\underline{y} - \underline{y}_{-SP}) + \lambda \cdot \underline{\tilde{u}} \cdot \underline{\tilde{u}}^T\} \quad (3.1-58)$$

A minimização de  $J_1$ , assumindo não haver restrições nas ações de controle futuras e que  $\lambda(j)$  é considerado constante, para facilitar os cálculos, resulta no vetor de incremento da ação de controle, conforme é mostrado abaixo:

$$\frac{\partial(J_1)}{\partial(\underline{\tilde{u}})} = 0 \quad (3.1-59)$$

$$2 \cdot (\underline{G}^T) \cdot (\underline{G} \cdot \underline{\tilde{u}} + \underline{f} - \underline{Y}_{-SP}) + 2 \cdot \lambda(1) \cdot \underline{\tilde{u}} = 0 \quad (3.1-60)$$

$$\underline{G}^T \cdot \underline{G} \cdot \underline{\tilde{u}} + \lambda \cdot \underline{\tilde{u}} = \underline{G}^T \cdot (\underline{Y}_{-SP} - \underline{f}) \quad (3.1-61)$$

$$\underline{\tilde{u}} = (\underline{G}^T \cdot \underline{G} + \lambda \cdot \underline{I})^{-1} \cdot \underline{G}^T \cdot (\underline{Y}_{-SP} - \underline{f}) \quad (3.1-62)$$

Como o primeiro elemento de  $\bar{u}$  é  $\Delta.u(t)$ , a ação de controle corrente é dada por:

$$u(t) = u(t-1) + Lg(Y_{SP} - f) \quad (3.1-63)$$

onde  $Lg$  é a primeira linha transposta de  $(\bar{G}^T \cdot \bar{G} + \lambda \cdot I)^{-1} \cdot \bar{G}^T$ .

### III.1.5 O Horizonte de Controle

O cálculo da equação (3.1-62) envolve a inversão de uma matriz  $N2 \times N2$ . Enquanto que no caso não-adaptativo, esta inversão precisa ser feita somente uma vez, numa versão auto-ajustável, o esforço necessário para invertê-la a cada amostragem pode ser muito grande.

Para reduzir o esforço computacional é possível introduzir restrições às futuras ações de controle, assumindo que os incrementos de controle são zero depois de  $NU < N2$  passes, onde  $NU$  é chamado "Horizonte de Controle" [CUTLER 80]. Assim:

$$\Delta.u(t+j-1) = 0 ; \quad j > NU \quad (3.1-64)$$

Isso significa que a ação de controle é assumida como constante após  $NU$  passos. Desta forma obtém-se:

$$\hat{Y} = \bar{G}_{\sim 1} \cdot \bar{u} + f \quad (3.1-65)$$

onde ,

$$\bar{G}_{\sim 1} = \begin{bmatrix} g_0 & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{N2-2} & g_{N2-3} & \dots & g_0 \\ g_{N2-1} & g_{N2-2} & \dots & g_{N2-NU} \end{bmatrix}_{N2 \times NU} \quad (3.1-66)$$

E a correspondente lei de controle é dada por :

$$\bar{u} = (\bar{G}_{\sim 1}^T \cdot \bar{G}_{\sim 1} + \lambda \cdot I)^{-1} \cdot \bar{G}_{\sim 1}^T \cdot (Y_{SP} - f) \quad (3.1-67)$$

A matriz envolvida na inversão é agora de ordem  $NU \times NU$ . Particularmente, o valor de  $NU$  igual a 1 reduz a computação a nível escalar e normalmente fornece bons resultados para processos químicos.

## III.2 Extensões do GPC

O algoritmo básico do GPC, descrito no item anterior, pode ter seu desempenho melhorado através de alguns refinamentos sugeridos por Clarke et al. [CLARKE 87b], como a introdução de um polinômio observador para melhor representar as perturbações no modelo e a utilização de um polinômio seguidor do modelo. Estes refinamentos são semelhantes aos utilizados no desenvolvimento do STC de Clarke e Gawthrop [CLARKE 75].

### III.2.1 Ruído Colorido

A maioria dos processos industriais apresenta mais de uma perturbação ou ruído, então, um modelo que representa melhor a planta é dado por:

$$y(t) = \frac{B}{A} \cdot u(t-1) + \frac{C_1}{\Delta \cdot A} \cdot \xi_1(t) + \dots + \frac{C_n}{\Delta \cdot A} \cdot \xi_n(t) \quad (3.2-1)$$

As componentes do ruído podem ser combinadas numa sequência simples randômica  $\frac{C(q^{-1})}{\Delta \cdot A(q^{-1})} \cdot \xi(t)$ , onde o polinômio do ruído colorido,  $C(q^{-1})$ , tem todas as suas raízes dentro do círculo complexo unitário, desde que pelo menos um elemento do ruído tenha média não-nula e seja persistentemente excitado. Observa-se que para  $C(q^{-1})$  ser invariante no tempo, a variância de cada componente do ruído deve permanecer constante. Como isso raramente ocorre em processos industriais, uma identificação com sucesso de  $C(q^{-1})$  é pouco provável. Se a estrutura das variações não pode ser estimada *on-line*, um polinômio de projeto pode ser usado para representar o conhecimento prévio sobre os ruídos do processo.

Desta maneira, este polinômio de projeto,  $T(q^{-1})$ , pode ser utilizado no lugar do polinômio  $C(q^{-1})$ , tornando o preditor não-ótimo, mas proporcionando maior robustez frente às dinâmicas não modeladas. Geralmente, para aplicações práticas,  $T(q^{-1})$  pode ser tomado como um polinômio de primeira ordem, o que implica em  $1/T(q^{-1})$  ser um filtro passa-baixo. Tomando a equação do modelo e introduzindo  $T(q^{-1})$ , tem-se:

$$A(q^{-1}) \cdot y(t) = B(q^{-1}) \cdot u(t-1) + \frac{T(q^{-1})}{\Delta} \cdot \xi(t) \quad (3.2-2)$$

que pode ser reescrito como:

$$A(q^{-1}).y^f(t) = B(q^{-1}).u^f(t-1) + \xi(t) \quad (3.2-3)$$

onde;

$$y^f(t) = \frac{\Delta}{T(q^{-1})}.y(t) \quad (3.2-4)$$

e

$$u^f(t) = \frac{\Delta}{T(q^{-1})}.u(t) \quad (3.2-5)$$

Os sinais  $u^f(t)$  e  $y^f(t)$  são filtrados pela função de transferência passa-baixa para eliminar as componentes de alta frequência.

O projeto de  $T(q^{-1})$  para o caso adaptativo, onde  $T(q^{-1})$  funciona como filtro para o estimador e como polinômio observador para a lei de controle é descrito posteriormente.

### III.2.2 Polinômio Seguidor do Modelo $P(q^{-1})$

Algumas abordagens de controladores auto-ajustáveis utilizam uma saída auxiliar  $\Psi(t)$ , definida por:

$$\Psi(t) = P(q^{-1}).y(t) , \quad (3.2-6)$$

$$e \quad P(q^{-1}) = P_n(q^{-1})/P_d(q^{-1}) \quad (3.2-7)$$

onde  $P(q^{-1})$  é uma função de transferência de ganho unitário escolhida pelo usuário, objetivando alcançar uma determinada especificação de controle.

A função custo a ser minimizada fica sendo:

$$J(N1, N2) = E \left\{ \sum_{j=N1}^{N2} [\Psi(t+j) - y_r(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N2} \lambda(j) . [\Delta . u(t+j-1)]^2 \right\} \quad (3.2-8)$$

As equações de predição devem então ser modificadas para se ter  $\Psi(t+j)$  no lugar de  $y(t+j)$ . Para se introduzir o polinômio  $P(q^{-1})$  no algoritmo do GPC, deve-se considerar a planta aumentada, conforme representada a seguir:

$$A(q^{-1}) \cdot P(q^{-1}) \cdot y(t) = B(q^{-1}) \cdot P(q^{-1}) \cdot u(t-1) + \frac{T(q^{-1})}{\Delta} \cdot \xi(t) \quad (3.2-9)$$

ou, reescrevendo:

$$A(q^{-1}) \cdot \Psi(t) = B(q^{-1}) \cdot v(t-1) + \frac{T(q^{-1})}{\Delta} \cdot \xi(t) \quad (3.2-10)$$

onde

$$\Psi(t) = P(q^{-1}) \cdot y(t) \quad (3.2-11)$$

e

$$v(t) = P(q^{-1}) \cdot u(t) \quad (3.2-12)$$

### III.3 Algoritmo Otimizado do GPC

Existem duas maneiras pelos quais podem ser obtidas as equações de predição do GPC. A abordagem original proposta por Clarke [CLARKE 87a] baseada na solução recursiva da equação Diophantine é uma destas formas. No entanto, este caminho envolve muito esforço computacional para computar alguns dos coeficientes.

Na prática é mais fácil utilizar o algoritmo iterativo de 5 passos proposto posteriormente por Clarke [CLARKE 89]. Este algoritmo otimizado, descrito abaixo, é o utilizado no GPC implementado neste trabalho:

#### 1. Cálculo da Resposta ao Degrau

$$g_{-k} = 0, \quad \forall k \geq 0$$

Para  $j = 1$  a  $N_2$

$$g_j = - \sum_{i=1}^j a_i \cdot g_{j-1} + \sum_{i=0}^{j-1} b_i$$

Caso esteja-se utilizando o polinômio  $P(q^{-1})$ , deve-se convolvê-lo com o vetor dos valores de  $g_j = \{g_0, g_1, \dots, g_{N2-1}\}$ .

### 2 Cálculo da Resposta Livre do Sistema Baseado nas Condições Iniciais da Planta.

Para  $j=1$  a  $N2$

$$y^{*f}(t+j) = -\sum_i a_i \cdot y^{*f}(t+j-i) + \sum_i b_i \cdot u^{*f}(t+j-i)$$

onde:  $y^{*f}(t+k) = y^f(t+k)$  para  $k \leq 0$

e calcule  $u^{*f}(t+j)$ , assumindo que:

$$u(t+N2-1) = u(t+N2-2) = \dots = u(t) = u(t-1)$$

### 3. Cálculo de $f(t+j)$

Calcule  $f(t+j)$  convolvendo  $T(q^{-1})/\Delta$  com  $\{y^{*f}(t+j)\}$

### 4. Cálculo de $[G^T G + \lambda I]^{-1}$

Isto é feito usando  $N2-N1+1$  chamadas recursivas na forma fatorizada U-D para atualização da inversa.

$$z = 0$$

$$P = I / \lambda$$

Para  $j=1$  a  $N2$ ,

$$r_j^T = \overbrace{[g_j \ \dots \ g_1 \ 0 \ \dots \ 0]}^{NU \times 1}$$

Se  $j \geq N1$  então

$$P = P - P \cdot r_j \cdot (1 + r_j^T \cdot P \cdot r_j)^{-1} \cdot r_j^T \cdot P$$

$$z = z + r_j (y_r(t+j) - f(t+j))$$

Fim "Se"

Fim "Para"

#### 5. Cálculo de $\Delta u(t)$

$$\Delta u(t) = [1, 0, 0, \dots, 0]^T Pz$$

### III.4 Controle Dividido

Todos os cálculos envolvidos no algoritmo descrito acima objetivam produzir um sinal de saída do controlador,  $u$ , que no caso implementado está normalizado num intervalo de 1 a 5 volts. No entanto, quando da aplicação deste ao processo, pode-se utilizar na planta uma estratégia de controle dividido (*Split-Range Control*). Neste caso, o sinal se divide em 2, gerando duas ações de controle inversas atuantes sobre o processo.

$$u_1 = 6 - u \quad (3.3-1)$$

$$u_2 = u \quad (3.3-2)$$

onde  $u_1$  é o sinal, entre 1 e 5 volts, enviado à uma válvula de controle, e  $u_2$  é um sinal (ação de controle), também entre 1 e 5 volts, que é enviado à outra válvula.

As duas ações de controle,  $u_1$  e  $u_2$ , são projetadas de maneira que, para uma certa abertura de uma das válvula, a outra possua uma abertura inversa e, as ações de controle são relacionadas da seguinte maneira:

$$u_1 + u_2 = 6 \quad (3.3-3)$$

É importante observar que neste capítulo apresentou-se somente a concepção básica do GPC, sem nenhuma das alterações que o *software* utilizado possui.

No próximo capítulo apresenta-se a técnica de estimativa recursiva dos parâmetros utilizada.

## IV. IDENTIFICAÇÃO RECURSIVA DO MODELO

Uma das etapas chaves do controle adaptativo é a estimativa dos parâmetros do modelo que se pretende controlar. No item 3.1.4, verificou-se que o algoritmo de controle GPC baseia-se fundamentalmente no modelo do sistema a controlar. Surge então a primeira dificuldade quando da aplicação do controlador a sistemas em que os parâmetros do modelo são desconhecidos ou incertos. Para solucionar este problema, combina-se o algoritmo de controle com uma técnica *on-line* de estimação paramétrica, resultando num controlador adaptativo.

Dentre as diversas abordagens de controle adaptativo existentes na literatura, como foi visto no capítulo II, a mais apropriada para o desenvolvimento de um algoritmo do tipo do GPC é a que possui uma estrutura tipo auto-ajustável (STC), figura II.2. Esta técnica fundamenta-se no princípio da equivalência à certeza, que consiste na utilização, a cada amostragem, do modelo estimado como se fosse o modelo verdadeiro.

Definida a abordagem a ser utilizada, necessita-se decidir qual a técnica de identificação a ser empregada. Optou-se por utilizar a técnica RLS (*Recursive Least Squares*), ou mínimos quadrados recursivo. Esta técnica foi escolhida por ser a mais difundida e tradicionalmente a mais aceita, perdendo somente em desempenho para a RML (*Recursive Maximum Likelihood*). Porém, como ambas, RLS e RML, são técnicas que possuem boa convergência e não apresentam *bias* quando da presença de ruídos e como o RLS possui a vantagem de requerer um esforço computacional muito menor, optou-se por esta.

Um dos requisitos para se utilizar o RLS é o conhecimento *a priori* da ordem do modelo a ser pesquisado, o que nem sempre é possível. A superestimação da ordem do modelo introduz no algoritmo de controle uma carga computacional indesejável e a subestimação do modelo leva à deterioração da performance do GPC, e até, em alguns casos, à instabilidade. Assim, por se tratar de um controlador de propósito geral, fez-se necessário a introdução de um mecanismo no algoritmo de controle que identifique *on-line* ao estimador a ordem do modelo a se usar. Foi adotado para isto uma estrutura competitiva de modelos que se baseia em um critério de medida de adequação dos modelos pesquisados. No algoritmo, são disponíveis 3 critérios: o PLS (*Predictive Least Squares*), o critério de verossimilhança modificado e o enfoque bayesiano modificado. O que melhor se adequa ao GPCA é o PLS [MENEZES 93].

## IV.1 Estimação dos Parâmetros - RLS

O princípio dos mínimos quadrados enuncia que: "A soma dos quadrados das diferenças entre os valores efetivamente observados e os calculados ponderados pelo grau de precisão deve ser mínimo". Seja então, um sistema descrito por um modelo DARMA:

$$A(q^{-1}).y(t) = q^{-d}.B(q^{-1}).u(t-1) \quad (4.1-1)$$

onde;

$$A(q^{-1}) = 1 + a_1.q^{-1} + \dots + a_{na}.q^{-na} \quad (4.1-2)$$

$$B(q^{-1}) = b_0 + b_1.q^{-1} + \dots + b_{nb}.q^{-nb} \quad (4.1-3)$$

Se o atraso de transporte for diferente de zero e igual a "d" (número de amostragens), os "d" primeiros termos de  $B(q^{-1})$  serão nulos.

Os parâmetros desconhecidos são:

$$\theta = [a_1, a_2, \dots, a_{na}, b_0, b_1, \dots, b_{nb}] \quad (4.1-4)$$

Definido o vetor regressor dos dados,

$$\underline{\Psi}(t) = [-y(t-1), \dots, -y(t-na), u(t-d), \dots, u(t-d-nb)]^T, \quad (4.1-5)$$

pode-se reescrever a equação (4.1-1) da seguinte forma:

$$y(t) = \underline{\Psi}(t).\theta(t) \quad (4.1-6)$$

O problema de estimação de parâmetros se resume a encontrar a estimativa ( $\hat{\theta}$ ) para os parâmetros desconhecidos ( $\theta$ ) que minimize a função custo  $J = \sum_{i=1}^{nd} [y(t) - \hat{y}(t)]^2$  onde;

$\hat{y}$  = valor previsto para a saída baseado em  $\hat{\theta}$

y = valor atual

nd = número de pontos

(y -  $\hat{y}$ ) = erro de estimação

A solução dos mínimos quadrados ( $\hat{\theta}$ ) pode ser obtida pela coleta e análise de todos os dados tomados, de maneira recursiva, através das fórmulas:

$$\hat{\theta}(t) = \hat{\theta}(t-1) + k(t) \cdot [y(t) - \Psi(t) \cdot \hat{\theta}(t-1)] \quad (4.1-7)$$

$$k(t) = \frac{P(t-1) \cdot \Psi(t)}{1 + \Psi(t) \cdot P(t-1) \cdot \Psi^T(t)} \quad (4.1-8)$$

$$P(t) = [I - k(t) \cdot \Psi(t)] \cdot P(t-1) \quad (4.1-9)$$

onde  $P(t)$  é a matriz da covariância do erro de estimação.  $P(t)$  é uma medida do erro de estimação e seus elementos que tendem a decrescer com o tempo. Usa-se um valor inicial de  $P(t)$ ,  $P(0)$ , alto (matriz diagonal com elementos da ordem de  $10^4$ ) para se ter mudanças rápidas em  $\hat{\theta}(t)$ , que é considerado como uma estimativa ruim do valor verdadeiro de  $\theta$ . Se  $P(0)$  tivesse elementos pequenos, isto implicaria que  $\hat{\theta}(0)$  é uma boa estimativa e o seu valor mudaria muito lentamente.

As equações acima descrevem o bem conhecido na literatura Mínimos quadrados recursivos (RLS).

Se o ruído  $e(t)$  tem média zero,  $\hat{\theta}$  é não influenciado. Porém, se o ruído é descrito por uma equação de diferenças ( $C_i \neq 0$ ), como é o caso do modelo CARIMA, os valores de  $\hat{\theta}$  são influenciados, isto é,  $\Psi(t)$  é correlacionado com  $y(t)$ . Neste caso, usa-se a técnica conhecida como RELS (*Recursive Extended Least Squares*), que se diferencia da RLS por considerar as perturbações estocásticas na estimação de parâmetros.

Considere o modelo CARIMA:

$$A(q^{-1}) \cdot y(t) = q^{-d} \cdot B(q^{-1}) \cdot u(t) + C(q^{-1}) \cdot \xi(t) / \Delta \quad (4.1-10)$$

Isto implica apenas no aumento do vetores de parâmetros,  $\hat{\theta}$ , e de dados,  $\Psi(t)$ , conservando-se as mesmas equações que descrevem o RLS. O RELS se vale do fato que se todos  $\xi(t)$  fossem conhecidos, o RLS poderia ser aplicado e, para isso, os valores de  $\xi(t)$  são aproximados pelas estimativas de  $e(t)$  usando o modelo corrente dos parâmetros estimados  $\hat{\theta}$ .

Isto permite usar um vetor de parâmetros estendido  $a_i$ ,  $b_i$  e  $c_i$ , mas a convergência não pode ser provada para todos os tipos de polinômios  $C(q^{-1})$ . Assim, têm-se:

$$\theta = [a_1, a_2, \dots, a_{n_a}, b_0, b_1, \dots, b_{n_b}, c_1, \dots, c_{n_c}] \quad (4.1-11)$$

$$\underline{\Psi}(t) = [-y(t-1), \dots, -y(t-n_a), u(t-d-1), \dots, u(t-d-n_b), e(t-1), \dots, e(t-n_c)]^T \quad (4.1-12)$$

onde

$$e(t) = y(t) - \underline{\Psi}(t) \cdot \hat{\theta}(t-1) \quad (4.1-13)$$

é o erro de estimação no instante  $t$ .

Observando-se a equação do modelo CARIMA, verifica-se a necessidade de se conhecer os graus dos polinômios  $A(q^{-1})$ ,  $B(q^{-1})$  e  $C(q^{-1})$ . Porém, pode-se assumir que estes são iguais ao maior valor entre eles, sem que isto interfira na convergência do algoritmo de estimação. Isto é válido desde que  $C(q^{-1})$  seja um polinômio estável. Se o atraso de transporte  $d$  não for nulo, considera-se o maior valor entre  $n_a$ ,  $n_b-d$  e  $n_c$ .

A afirmação anterior é muito importante, pois permite limitar o universo de modelos a ser pesquisado. Isto porque foi assumido que não se tem nenhuma informação do modelo, inclusive dos graus dos polinômios que o definem. Sendo assim, o número de modelos a ser pesquisado, caso não houvesse nenhuma restrição, seria igual ao produto dos maiores graus possíveis de cada polinômio.

Na realidade, apesar da utilização do modelo CARIMA para a representação do processo, optou-se por utilizar o polinômio observador,  $T(q^{-1})$ , como um parâmetro de projeto do GPC, no lugar do polinômio  $C(q^{-1})$ . Deste modo, a técnica de estimação paramétrica envolvida é a RLS e não a RELS.

#### IV.1.1 Rastreamento de Parâmetros e Saturação do Estimador

##### a) Fator de Esquecimento Exponencial

O aspecto mais importante em um controlador adaptativo é a sua capacidade de rastrear variações na dinâmica do processo. Uma maneira de melhorar isto é reduzindo o efeito dos

dados antigos. Esta é porém, uma atitude que requer um compromisso, pois uma redução excessiva pode levar a estimativas incertas se os parâmetros são constantes, e por outro lado, uma redução pequena pode impossibilitar o rastreamento se a dinâmica do processo for muito rápida.

O esquecimento exponencial é uma maneira de se descartar dados antigos, e está presente no algoritmo RELS através do parâmetro  $\lambda_e$ .

$$J = \sum_{i=1}^t \lambda_e^{t-i} \cdot [\hat{y}(t) - y(t)]^2 \quad (4.1-14)$$

Quando  $\lambda_e = 1$ , todos os dados têm o mesmo peso, mas com  $\lambda_e < 1$ , os dados mais recentes têm maior peso que os antigos. Porém, o esquecimento exponencial só funciona bem se o processo é excitado todo o tempo. Se ocorrerem longos períodos sem excitação, as incertezas começam a crescer, isto é conhecido como saturação do estimador. O problema é devido ao crescimento exponencial da matriz de covariância, pois se não existir informação na última medida, o termo  $P(t-1) \cdot \Psi(t)$  na equação (4.1-8) não mudará de direção, tornando-se:

$$P(t) = \frac{P(t-1)}{\lambda_e} \quad (4.1-15)$$

E se  $\lambda_e < 1$ ,  $P(t)$  crescerá exponencialmente, enquanto  $\Psi(t)$  não mudar de direção, fazendo com que o ganho  $k(t)$  na equação (4.1-7) também cresça. Assim, poderá haver grandes mudanças nos parâmetros estimados quando depois de longo período sem excitação ocorrer, por exemplo, uma mudança na referência.

Existem várias técnicas para evitar a saturação do estimador, as quais se baseiam em manter a matriz de covariância limitada. Uma das soluções propostas na literatura é o uso do fator de esquecimento vetorial variável [TUFFS 85], que utiliza a fatorização U-D. Isto é feito através das seguintes modificações na equação (4.1-9):

$$P(t) = \underset{=}{F}^{-1} \cdot [I - k(t) \cdot \Psi(t)] \cdot P(t-1) \cdot \underset{=}{F}^{-1} \quad (4.1-16)$$

onde  $F$  é uma matriz diagonal de fatores de esquecimento.

$$\underset{=}{F} = \begin{bmatrix} f_1 & & \\ & \ddots & \\ & & f_n \end{bmatrix} \quad (4.1-17)$$

Rearrumando em termos de U-D, têm-se as seguintes equações:

$$P'(t) = [I - k(t) \cdot \Psi(t)] \cdot P(t-1) \quad (4.1-18)$$

$$P'(t) = U'(t) \cdot D'(t) \cdot U'^T(t) \quad (4.1-19)$$

$$D(t) = \underline{F^{-1}} \cdot D(t) \cdot \underline{F^{-1}} \quad (4.1-20)$$

$$U(t) = \underline{F^{-1}} \cdot U'(t) \cdot \underline{F} \quad (4.1-21)$$

$$e \quad f_i^2 = \max \left( \frac{d_i(t)}{d_i(t-1)}, \lambda_e \right) \quad (4.1-22)$$

### b) Zona Morta

Uma outra modificação que pode ser feita no algoritmo que aumenta a sua robustez e também evita a saturação é o desligamento do estimador através da utilização de uma zona morta no algoritmo de estimação. Esta zona morta impede a atualização dos vetores de parâmetros e da matriz de covariância  $P(t)$  caso o erro de estimação seja menor que uma determinada faixa relacionada com a faixa de ruído. O algoritmo RELS com zona morta é descrito a seguir:

$$\hat{\theta}(t) = \hat{\theta}(t-1) + a(t) \cdot k(t) \cdot [y(t) - \Psi(t) \cdot \hat{\theta}(t-1)] \quad (4.1-23)$$

$$P(t) = \frac{P'(t-1) - a(t) \cdot k(t) \cdot \Psi(t) \cdot P(t-1)}{\lambda_e} \quad (4.1-24)$$

$$P(t) = \underline{F^{-1}} \cdot P'(t) \cdot \underline{F^{-1}} \quad (4.1-25)$$

$$a(t) = \begin{cases} 0,5 & , \quad |y(t) - \Psi(t) \cdot \hat{\theta}(t-1)| \geq 2 \cdot \delta \\ 0 & , \quad |y(t) - \Psi(t) \cdot \hat{\theta}(t-1)| < 2 \cdot \delta \end{cases} \quad (4.1-26)$$

onde  $\delta$  é a faixa de ruído.

Existem outras maneiras de se aumentar a robustez do algoritmo RELS [ISERMANN 81]; no entanto, com estas duas modificações já se obtém uma boa qualidade dos parâmetros estimados. Maiores esclarecimentos podem ser encontrados em [SEBORG 86].

## IV.2 Estimação da Ordem do Modelo

A utilização do RELS requer um conhecimento *a priori* da ordem do modelo. Foi introduzido para isto, no algoritmo do controlador, uma estrutura competitiva de modelos [ISERMANN 93]. Esta estrutura consiste de um conjunto de estimadores de diferentes ordens operando em paralelo (simultaneamente) e de um mecanismo de seleção do modelo mais adequado para cada instante de amostragem. A seleção do modelo é função de um índice de adequação (critério de adequação) obtido a partir dos erros quadráticos de estimação. Estão disponíveis no controlador, 3 critérios: o PLS (*Predictive Least Squares*), o critério de verossimilhança modificado e o enfoque bayesiano modificado. O critério utilizado nos experimentos é o PLS, por ser o que apresenta melhores resultados quando adotado.

A estrutura competitiva de modelos opera sobre uma faixa de modelos definida previamente pelo usuário (ordem mínima,  $n_{\min}$  e, ordem máxima,  $n_{\max}$ ). Esta faixa ( $\Phi$ ) pode ser expressa como:

$$\Phi = \{ p, n_{\min} \leq p \leq n_{\max} \} \quad (4.2-1)$$

onde  $p$  é a ordem do modelo.

E o conjunto de modelos é formulado por:

$$M(t) = \{ \hat{\theta}_p(t), p \in \Phi \} \quad (4.2-2)$$

Portanto, a saída prevista para o sistema no instante  $t$ , supondo seu comportamento regulado pelo modelo selecionado no instante  $t$  é:

$$\hat{y}(t) = \Psi(t) \cdot \hat{\theta}_p(t-1), \quad \text{onde } p \in \Phi \quad (4.2-3)$$

A estrutura do sistema de controle pode ser vista na figura IV.1, onde a linha pontilhada delimita a estrutura competitiva de modelos, que corresponde ao algoritmo de identificação recursiva da ordem do modelo.

Associa-se a cada um dos modelos no conjunto  $M(t)$  um índice percentual de adequação  $S_p(t)$ , que reflete quão próximo do comportamento do sistema está o comportamento do modelo  $\hat{\theta}_p(t)$  e que obedece às seguintes condições:

$$\begin{cases} \text{a) } 0 \leq S_p \leq 1, \quad \forall p \in \Phi \\ \text{b) } \sum_{p \in \Phi} [S_p(t)] = 1 \end{cases} \quad (4.2-4)$$

Dispondo-se de medidas de adequação,  $\mu_p(t) \geq 0$ , pode-se proceder a uma normalização de forma a obter índices que satisfaçam as condições anteriores.

$$S_p(t) = \frac{\mu_p(t)}{\sum_{i=n_{\min}}^{n_{\max}} \mu_i(t)} \quad (4.2-5)$$

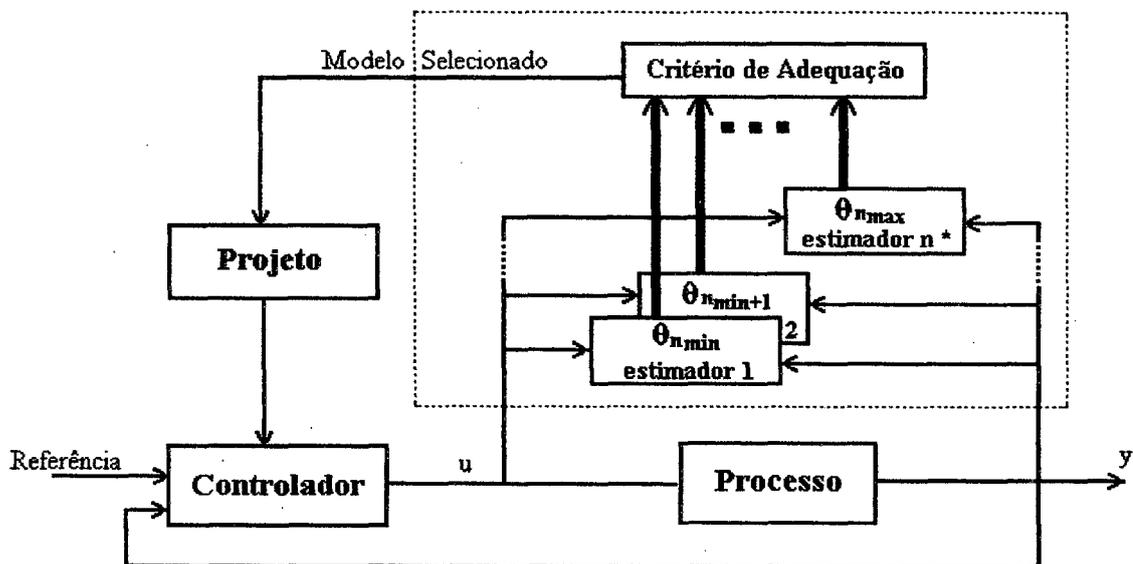


Figura IV.1 - Diagrama de blocos de um controlador adaptativo com estrutura tipo STC com identificação recursiva da ordem do modelo do processo.

Como já foi dito, existem várias formas para determinação destas medidas de adequação. A seguir, o critério PLS, desenvolvido por Rissanen [RISSANEN 86] é descrito, por ser o critério adotado no trabalho.

### IV.2.1 Critério PLS

Nos algoritmos de identificação recursiva, usualmente se avalia a cada passo o erro de predição do modelo, ou seja, a diferença entre o valor efetivamente lido da saída do sistema e o valor previsto pelo modelo para aquele momento. Em uma notação precisa:

$$e(t) = y(t) - \hat{y}(t) = y(t) - \hat{\theta}_p(t-1) \cdot \Psi(t) \quad (4.2-6)$$

O somatório quadrático dos erros de predição no tempo  $t$  é dado por:

$$E_p(t) = \sum_{i=0}^t [e(i)]^2 = \sum_{i=0}^t [y(i) - \hat{y}(i)]^2 \quad (4.2-7)$$

o qual é de forma intuitiva, inversamente proporcional à adequação do modelo, pois quanto menores tiverem sido os erros gerados ao se prever o comportamento passado do sistema pelo modelo, menores se espera que sejam os erros ao se prever o comportamento atual e futuro do sistema usando o modelo.

Foi a partir dessa idéia que surgiu a motivação empírica para o critério PLS, o qual prescreve que a ordem estimada para o sistema em um dado instante de amostragem é a ordem do modelo que apresentar menor erro de predição quadrático médio naquele instante. Pode-se definir, portanto, uma medida de adequação como sendo:

$$\mu_p(t) = \frac{1}{E_p(t)} \quad (4.2-8)$$

Tal medida de adequação é bastante apropriada para estimação recursiva da ordem, dado que o somatório dos erros quadráticos de predição pode ser calculado empregando-se a recursão:

$$E_p(t) = [e(t)]^2 + E_p(t-1), \quad t > 0 \quad (4.2-9)$$

$$E_p(t) = 0 \quad (4.2-10)$$

Além da forte motivação intuitiva do critério PLS, Hemerly [Hemerly 85] mostrou sua consistência ao se estimar a ordem de processos auto-regressivos.

Heuristicamente pode-se tentar melhorar a adaptabilidade do critério PLS a possíveis alterações na ordem mais adequada do modelo do sistema, atribuindo-se peso maior às informações mais recentes. Assim, define-se um fator de esquecimento  $\lambda_a$  ( $0 < \lambda_a < 1$ ) e uma soma ponderada dos erros de predição, ou seja:

$$E_p^*(t) = \sum_{i=0}^t \lambda_a^{t-i} \cdot [e(i)]^2 = \sum_{i=0}^t \lambda_a^{t-i} \cdot [y(i) - \hat{y}(i)]^2 \quad (4.2-11)$$

Procedendo da mesma forma, a medida de adequação passa a ser dada por:

$$\mu_p(t) = \frac{k^*(t)}{E_p^*(t)} \quad (4.2-12)$$

onde  $k^*(t)$  é o número efetivo de observações, que vale:

$$k^*(t) = \sum_{i=0}^t \lambda_a^{t-i} = \frac{1 + \lambda_a^{t-i}}{1 - \lambda_a} \quad (4.2-13)$$

Integrando-se este fator de esquecimento ao somatório quadrático dos erros de predição, preserva-se a característica recursiva do cálculo da medida, pois:

$$E_p^*(t) = [e(t)]^2 + \lambda_a \cdot E_p^*(t-1), \quad t > 0 \quad (4.2-14)$$

com,

$$E_p^*(t) = 0 \quad (4.2-15)$$

Os outros 2 critérios de adequação disponíveis são descritos por Menezes [MENEZES 93].

## V. SISTEMA DE AJUSTE AUTOMÁTICO DO CONTROLADOR

Os algoritmos de controle GPC e o de identificação recursiva do modelo do processo associados compõem o controlador GPC adaptativo (GPCA). Uma das limitações da utilização deste controlador em ambiente industrial está na dificuldade encontrada no ajuste de seus parâmetros de projeto: horizontes de predição mínimo e máximo, horizonte de controle, ponderação sobre a ação de controle, polinômio observador e seguidor do modelo e tempo de amostragem. Estes parâmetros são dependentes da dinâmica do processo a controlar, portanto, para aplicações em ambientes industriais, onde nem sempre as informações disponíveis do modelo da planta são suficientes, pode ser necessário realizar algum tipo de ensaio para obter estas informações.

Considerando ainda, que o controlador implementado é de propósito geral e operado por engenheiros e/ou operadores que não possuem conhecimento sobre as teorias de controle adaptativo e preditivo, foram introduzidos mecanismos que possibilitam a operação dos controladores de maneira acessível e com um mínimo de informações por parte do usuário.

O sistema de ajuste automático divide-se em duas partes: a primeira é uma identificação em malha aberta, a qual envolve a determinação da faixa de ruído, do atraso de transporte e do tempo de subida, que servirão de base para o cálculo dos horizontes de predição e a redefinição do tempo de amostragem do controlador; a segunda baseia-se na análise da função de transferência de malha fechada. Esta permite definir regras para o ajuste *on-line* da ponderação da ação de controle e das extensões do GPC (polinômios observador e seguidor do modelo).

Deve-se lembrar que quando do desenvolvimento do sistema de ajuste automático do GPCA, buscou-se alcançar as seguintes especificações:

- Apresentação de uma interface simples com o operador da planta;
- Obtenção de um modelo inicial da planta baseado num ensaio de malha aberta;
- Possibilidade de determinação automática dos parâmetros do controlador.

O GPCA implementado permite a manipulação dos quatro parâmetros básicos de seu algoritmo ( $N_1$ ,  $N_2$ ,  $NU$  e  $\lambda$ ) mais dois polinômios auxiliares ( $T(q^{-1})$  e  $P(q^{-1})$ ) e o tempo de amostragem. A inicialização do controlador pode ser realizada de dois modos: automático e manual. No modo automático, os horizontes de predição, o tempo-morto e o tempo de amostragem são selecionados pelo controlador a partir de um ensaio em malha aberta. No modo manual, estes valores são atribuídos pelos usuários.

Concluída a inicialização do controlador, independente do modo selecionado, será aplicado um sequência binária pseudo-randômica, para inicializar o estimador. Após a aplicação desta sequência, a malha é finalmente fechada.

Como não é recomendável realizar este ensaio em malha aberta em um reator de polimerização em batelada, neste trabalho, a inicialização do controlador será realizada no modo manual.

No modo manual o controlador não realiza o ensaio de malha aberta, portanto o usuário encarrega-se de definir todos os parâmetros do controlador, inclusive o tempo de amostragem adequado ao processo a ser controlado. Utilizou-se como parâmetros iniciais nos testes com reação os parâmetros obtidos em testes realizados no reator operando somente com água.

Os parâmetros de projeto do controlador são os seguintes:

a) **N1**: Horizonte de predição mínimo. Caso uma estimativa do tempo-morto,  $d$ , for conhecida, adota-se para N1 o número de amostragens correspondente a este valor. Se  $d$  não for conhecido, N1 deve assumir valor unitário.

b) **N2**: Horizonte de predição máximo. Este parâmetro deve ser maior ou igual ao tempo de subida esperado da planta em número de amostragens. Os valores típicos estão entre 5 e 40, para uma escolha apropriada do tempo de amostragem. Quanto maior o valor adotado para N2, mais próxima a resposta em malha fechada ficará da resposta em malha aberta do sistema (resposta mais conservativa).

c) **NU**: Horizonte de controle. O seu valor *default* é 1. Este deve ser alterado quando o processo a ser controlado é instável ou subamortecido. Neste caso, NU deve assumir valor igual ao número de pólos instáveis ou subamortecidos. A carga computacional aumenta exponencialmente com o aumento de NU, portanto a sua utilização, com valores não-unitários, tornar-se-á inviável se o tempo de amostragem não for grande o suficiente para a execução da rotina de cálculo do algoritmo.

d)  $\lambda$ : Ponderação sobre a ação de controle. O valor *default* deste parâmetro é  $10^{-2}$  porém, se a ação de controle estiver com grandes oscilações, estas podem ser reduzidas aumentando-se o valor de  $\lambda$ . Os valores típicos estão entre 0 e 10, para ações de controle normalizadas entre 1 e 5 volts.

### e) Polinômios $T(q^{-1})$ e $P(q^{-1})$

Cada um destes polinômios é representado por dois parâmetros: **raizT** e **grauT** para o polinômio  $T(q^{-1})$ , e **raizP** e **grauP** para  $P(q^{-1})$ ; ou seja, são polinômios de raízes múltiplas.

O polinômio  $T(q^{-1})$  é um filtro passa-baixa que permite atenuar as componentes de alta frequência dos sinais de controle e da saída do processo, podendo ser calculado automaticamente a cada amostragem. Quanto mais próximo **raizT** de 1, e quanto maior **grauT**, menor a banda deste filtro-baixa, ou seja, a atenuação das componentes de alta frequência torna-se maior, no entanto a rejeição de perturbações de carga torna-se mais lenta.

O polinômio  $P(q^{-1})$  também reduz a amplitude das componentes de alta frequência dos sinais de controle e de saída da mesma forma que  $T(q^{-1})$ , porém  $P(q^{-1})$  também afeta a resposta em malha fechada do sistema. O valor *default* é **raizP** = 0 e **grauP** = 0. A raiz e o grau do polinômio  $P(q^{-1})$ , quando utilizado, assume as mesmas faixas atribuídas a raiz e ao grau de  $T(q^{-1})$ . E, quanto mais próximo de 1 está a raiz de  $P(q^{-1})$ , e quanto menor o seu grau (se este não for nulo), mais rápida e menos amortecida é a resposta de malha fechada do sistema.

## V.1 Estrutura Adaptativa Implementada

A estrutura do controlador adaptativo implementado neste trabalho é composta de três elementos principais: o algoritmo de controle (GPC), o sistema de identificação paramétrica (estrutura competitiva de modelos) e o sistema de ajuste dos parâmetros do controlador. Esta estrutura pode ser vista na figura V.1:

O sistema de ajuste é composto basicamente por dois mecanismos:

- identificação em malha aberta (opcional);
- atualização *on-line* do polinômio observador  $T(q^{-1})$  e da ponderação da ação de controle( $\lambda$ ).

O mecanismo de identificação em malha aberta tem como atribuições a determinação do tempo de atraso de transporte e do tempo de subida, que irão servir de base para a definição dos horizontes de predição do GPCA e da taxa de amostragem.

O mecanismo de atualização *on-line* possibilita a determinação do polinômio observador  $T(q^{-1})$ , através dos resultados obtidos na análise da função de transferência de malha fechada, e a redefinição da ponderação da ação de controle em função do erro do sistema (diferença entre a referência e a saída do processo). Como será mostrado mais adiante, este mecanismo propicia um aumento da robustez do controlador.

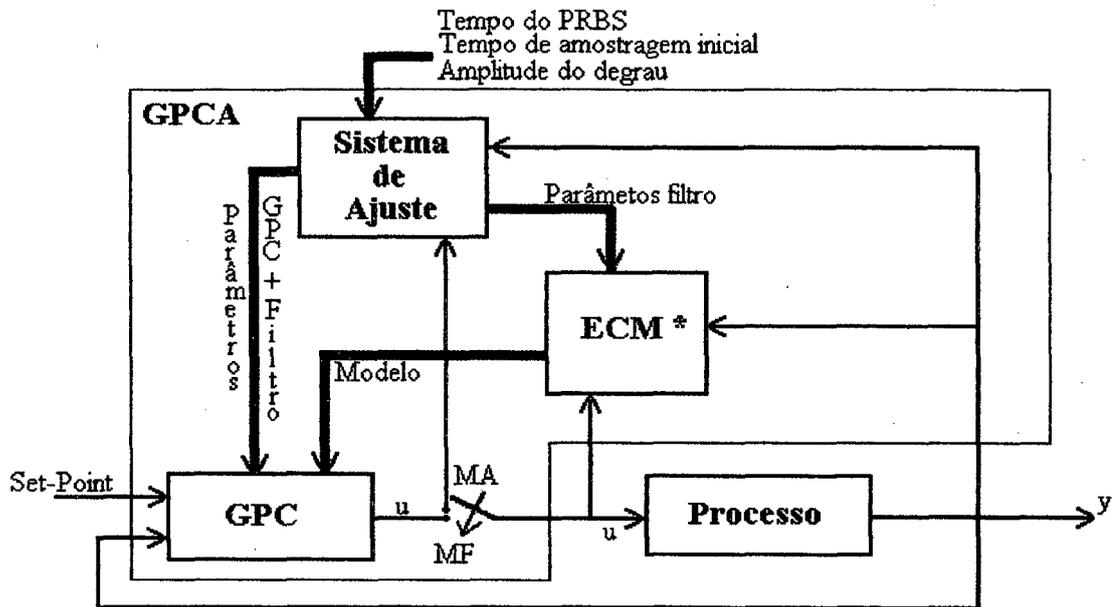


Figura V.1 - Estrutura do GPCA implementado

## V.2 Inicialização do estimador

Os parâmetros estimados do modelo são inicialmente desconhecidos, assim, uma identificação prévia do processo se faz necessária para evitar a ocorrência de transitórios grandes, quando o sistema estiver operando em malha fechada.

Desta forma, a injeção de um sinal com espectro amplo e uniforme é aconselhável. Na prática, o que se utiliza é um sinal tipo PRBS (*Pseudo Random Binary Sequence*). O PRBS consiste em uma sequência de pulsos binários, como pode ser visto na figura V.2. Este sinal apresenta características semelhantes às do ruído branco.

O tempo durante o qual a sequência é injetada pode ser redefinido pelo usuário caso se queira ter uma inicialização mais rápida (o valor *default* é igual a 20 amostragens).

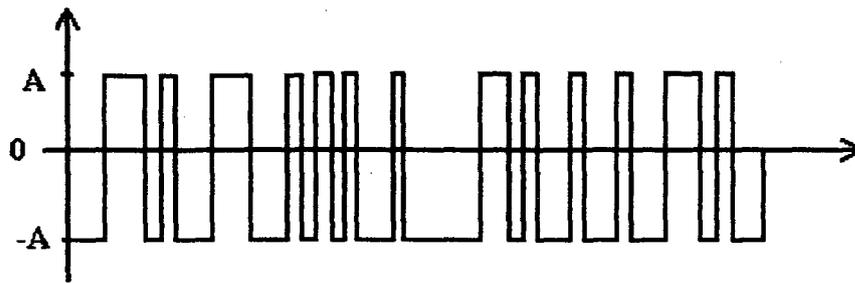


Figura V.2 - Sequência PRBS

### V.3 Ponderação sobre a ação de controle

A sugestão de Clarke para a escolha da ponderação sobre a ação de controle,  $\lambda$ , é dada por:

$$\begin{cases} \lambda = \lambda_0 \cdot [B(0)]^2 \\ 0 < \lambda < 1 \end{cases} \quad (5.3-1)$$

Porém, como esta sugestão não apresentou bons resultados quando aplicada a processos químicos [MENEZES 93], foi fixada em um valor próximo a zero, já que esta não pode assumir o valor nulo, pois isto causaria problemas no algoritmo otimizado do GPC (ver apêndice C).

No entanto, propõe-se a utilização de  $\lambda$  quando a saída estiver em regime permanente, objetivando, desta forma, a atenuação dos componentes de alta frequência do sinal de controle causados pelo ruído presente no sinal de saída do processo.

Isto pode ser feito da seguinte forma:  $\lambda$  é incrementado a uma taxa de 5% (obtida empiricamente) durante o período em que o erro (diferença entre a referência e a saída) permanece menor que uma certa faixa, relacionada com a faixa de ruído, caso contrário, este é reinicializado, ou seja:

$$\begin{cases} \lambda(t) = (1.05) \cdot \lambda(t-1) ; & e \leq 5 \cdot \delta \\ \lambda(t) = 10^{-2} ; & e > 5 \cdot \delta \end{cases} \quad (5.3-2)$$

onde  $\delta$  é a faixa de ruído e "e" é o erro.

## V.4 Análise da função de transferência de malha fechada

Como foi visto anteriormente, uma vez inicializado o controlador, automática ou manualmente, os seus parâmetros são fixados. Assim, além de  $\lambda$ , somente os polinômios  $T(q^{-1})$  e  $P(q^{-1})$  (extensões do GPC) podem ser manipulados pelo sistema de ajuste automático de forma a melhorar o seu desempenho e sua robustez.

A análise da função de transferência de malha fechada fornece subsídios para o projeto destes polinômios. Considere o sistema de malha fechada mostrado na figura V.3.

Nesta figura  $G$  é a função de transferência do processo ( $G = \hat{B} / \hat{A}$ , onde  $\hat{A}$  e  $\hat{B}$  são polinômios estimados),  $G_c$  é a função de transferência nominal de malha fechada e,  $\Delta G$  a dinâmica não-modelada. Desta forma, o processo real,  $G_p$ , pode ser escrito da seguinte forma:

$$G_p = G + \Delta G \quad (5.4-1)$$

A função de transferência real ( $G_{c \text{ real}}$ ) da malha fechada é:

$$G_{c \text{ real}} = \frac{G_p \cdot C}{1 + G_p \cdot C} = \frac{(G + \Delta G) \cdot C}{1 + (G + \Delta G) \cdot C} \quad (5.4-2)$$

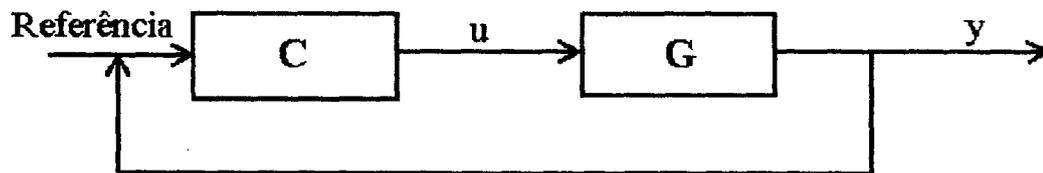


Figura V.3 - Diagrama de blocos simplificado de um sistema de malha fechada.

Mas,

$$G_c = \frac{G \cdot C}{1 + G \cdot C} \Rightarrow C = \frac{G_c}{G(1 - G_c)} \quad (5.4-3)$$

Substituindo a equação (5.4-3) em (5.4-2), tem-se:

$$G_{\text{creal}} = \frac{G_c \cdot \left[ 1 + \frac{\Delta G}{G} \right]}{1 + \frac{\Delta G \cdot G_c}{G}} \quad (5.4-4)$$

O critério de Nyquist deve ser satisfeito para garantir a estabilidade em malha fechada. Uma condição suficiente para que isto ocorra é dada no "Teorema do ganho pequeno" [DESOER 75], que requer que o módulo do termo dependente da frequência no denominador seja menor que a unidade em todas as frequências, ou seja:

$$\left| \frac{\Delta G \cdot G_c}{G} \right| < 1 \quad (5.4-5)$$

Reescrevendo:

$$|\Delta G| < \left| \frac{G}{G_c} \right| \quad (5.4-6)$$

O próximo passo é o projeto do GPC, tal que o termo  $|G_c / G|$  assuma o maior valor possível, mantendo-se um desempenho aceitável no que se refere à mudança de *set-point* e a rejeição de perturbações de carga.

A forma mais conveniente para analisar o GPC é utilizar a representação polinomial dos controladores por alocação de pólos [ROBINSON 91],

$$T \cdot w(t) = R \cdot \Delta \cdot u(t) + S \cdot y(t), \quad (5.4-7)$$

onde  $T (T(q^{-1}))$  é um polinômio definido pelo usuário e  $R (R(q^{-1}))$  e  $S (S(q^{-1}))$  são obtidos a partir da seguinte equação *Diophantine*:

$$R \cdot \hat{A} \cdot \Delta + \hat{B} \cdot S = P_c \cdot T \quad (5.4-8)$$

com  $P_c$  sendo o polinômio que define a resposta em malha fechada do sistema.

No caso do GPC, este polinômio não é especificado diretamente pelo usuário, mas através da escolha de seus parâmetros. No entanto, existem casos onde  $P_c$  é explicitamente especificado, por exemplo, quando o GPC é projetado para trabalhar como controlador *Mean-level* ou *Dead-beat*.

Na estratégia *Mean-level*, os pólos da malha fechada são alocados na mesma posição dos pólos estimados em malha aberta e no caso *Dead-beat*, todos os pólos são alocados na origem. Ou seja,  $P_c = \hat{A}$ , para o controle *Mean-level*, e  $P_c = 1$ , para o controle *Dead-beat*.

Expressando o sistema descrito na figura V.3 na forma da equação (5.4-6), têm-se:

$$S = \gamma \cdot T \quad (5.4-9)$$

$$C = \frac{S}{R \cdot \Delta} \quad (5.4-10)$$

E a função de transferência de malha fechada torna-se:

$$G_c = \gamma \cdot \frac{\hat{B}}{P_c} \quad (5.4-11)$$

onde  $\gamma$  é uma constante tal que  $G_c$  tenha ganho unitário em regime permanente. Substituindo a equação (5.4-11) na equação (5.4-8), obtém-se:

$$|\Delta \cdot A| < \left| \frac{\gamma \cdot G \cdot T}{G_c \cdot S} \right| = \left| \frac{P_c \cdot G \cdot T}{\hat{B} \cdot S} \right| \quad (5.4-12)$$

#### V.4.1 - Influência do Polinômio Observador $T(q^{-1})$ sobre a Função de Transferência de Malha Fechada

Como geralmente a estratégia de controle *Dead-beat* é menos robusta que a *Mean-level* [ROBINSON 91], esta última foi adotada. Assim,  $P_c = \hat{A}$  e  $G = \hat{B} / \hat{A}$ . Reescrevendo-se as equações (5.4-12) e (5.4-8), têm-se:

$$R \cdot \hat{A} \cdot \Delta + \hat{B} \cdot S = \hat{A} \cdot T \quad (5.4-13)$$

$$|\Delta \cdot A| < \left| \frac{\hat{A}}{\hat{B}} \cdot \frac{G \cdot T}{S} \right| = \left| \frac{T}{S} \right| \quad (5.4-14)$$

Nota-se na equação (5.4-13) que  $\hat{A}$  é fator de dois dos três termos; pode-se então proceder-se uma alteração na equação para introduzir  $\hat{A}$  no termo que não o possui. Assim, define-se:

$$S = \hat{A} \cdot S_1 \quad (5.4-15)$$

Substituindo a equação (5.4-15) na (5.4-13), tem-se:

$$R \cdot \Delta + \hat{B} \cdot S_1 = T \quad (5.4-16)$$

Sabe-se que a transformação do GPC na forma de um controlador por alocação de pólos resulta num polinômio  $S$  com o mesmo grau do polinômio  $\hat{A}$  [ROBINSON 91]. Selecionando-se  $n_a = n_p + n_t$ , tem-se para  $S_1$  uma constante e, para determiná-la é suficiente analisar a equação (5.4-16) em regime permanente. Como  $\Delta(1) = 0$ , tem-se:

$$S_1 = T(1) / \hat{B}(1) \quad (5.4-17)$$

Assim,  $S$  vale:

$$S = \frac{T(1)}{\hat{B}(1)} \cdot \hat{A} \quad (5.4-18)$$

Substituindo a equação (5.4-18) na equação (5.4-14), obtém-se:

$$|\Delta \cdot A| < \left| \frac{T}{\hat{A}} \cdot \frac{\hat{B}(1)}{T(1)} \right| \quad (5.4-19)$$

A equação acima mostra a importância do polinômio  $T$  para a estabilização de malha fechada. Em baixa frequência,  $T$  possui pequeno efeito sobre a estabilidade pois  $T/T(1)$  vale aproximadamente 1, mas para altas frequências, onde os efeitos das dinâmicas não-modeladas são mais significativos, a presença de  $T$  no numerador permite melhorar a estabilidade.

### V.4.2 - Influência do Polinômio Seguidor do Modelo $P(q^{-1})$ sobre a Função de Transferência de Malha Fechada

Assim como o polinômio  $T(q^{-1})$ , o polinômio  $P(q^{-1})$  também aumenta a robustez do sistema em malha fechada. No entanto, enquanto  $T(q^{-1})$  afeta apenas a rejeição à perturbação,  $P(q^{-1})$ , além desta, afeta a resposta à mudança de *set-point*.

Com a introdução de  $P$ , a função de transferência de malha fechada é alterada para:

$$G_c = \frac{\gamma \cdot \hat{B}}{P_c \cdot P} \quad (5.4-20)$$

sendo que  $P$  é assumido ter ganho unitário em regime permanente ( $P(1) = 1$ ) para que não haja *off-set* em malha fechada.

Procedendo da mesma maneira que para  $T$ , obtém-se o seguinte limite de estabilidade:

$$|\Delta \cdot A| < \left| \frac{P \cdot T}{\hat{A}} \cdot \frac{\hat{B}(1)}{T(1)} \right| \quad (5.4-21)$$

Observa-se, portanto, que  $P$  afeta a robustez da mesma forma que o polinômio  $T$ .

### V.4.3 - Escolha dos Polinômios $T(q^{-1})$ e $P(q^{-1})$

Nota-se, pelo que foi descrito nas seções anteriores, que  $T$  e  $P$  possuem efeitos similares quanto à robustez. No entanto, como  $P$  também afeta a resposta em malha fechada, não se deve selecioná-lo tendo em mente apenas o aumento da robustez. Assim, o seguinte procedimento é sugerido por Robinson [ROBINSON 91].

1. Escolhe-se  $P(q^{-1})$  com raízes entre 0,5 e 0,9.
2. Define-se a ordem de  $T(q^{-1})$ ,  $n_t$ , como sendo:  $n_t = n_a - n_p$  (onde  $n_a$  e  $n_p$  são as ordens dos polinômios  $A$  e  $P$  respectivamente).
3. Seleciona-se as raízes de  $T(q^{-1})$ , incluindo-se o efeito de  $P(q^{-1})$ , tal que o limite de alta frequência dado pela equação (5.4-21) seja igual a 50% do ganho do modelo  $[\hat{B}(1) / \hat{A}(1)]$ .

O passo 1 define a resposta em malha fechada do sistema, além de contribuir para a redução da amplitude do sinal de controle. O passo 2 atua diretamente no aumento da robustez, pois quanto maior o grau de  $T(q^{-1})$ , maior será o limite de estabilidade. E, finalmente, o passo 3 pondera a robustez com a rejeição à perturbação de carga.

Assim, definido o polinômio  $P(q^{-1})$ , as raízes de  $T(q^{-1})$ ,  $\tau$ , podem ser calculadas a partir da equação (5.4-21). Para tanto, deve-se observar que, na conversão do tempo contínuo para o discreto, a frequência mais alta converge para  $\pi$  radianos/segundos, ou,  $q^{-1} = -1$  [ROBINSON 91]. A equação (5.4-21) torna-se:

$$|\Delta.A| < \left| \frac{P(-1).T(-1).\hat{B}(1)}{\hat{A}(1).T(1)} \right| \quad (5.4-22)$$

E de acordo com o passo 3:

$$\left| \frac{P(-1).\hat{B}(1)}{\hat{A}(-1)} \cdot \left( \frac{1+\tau}{1-\tau} \right)^{n_t} \right| = \frac{1}{2} \cdot \left| \frac{\hat{B}(1)}{\hat{A}(1)} \right| \quad (5.4-23)$$

Finalmente, obtém-se:

$$\tau = \frac{\beta - 1}{\beta + 1} \quad (5.4-24)$$

onde:

$$\beta = \sqrt[n_t]{\frac{1}{2} \cdot \left| \frac{\hat{A}(-1)}{\hat{A}(1).P(-1)} \right|} \quad (5.4-25)$$

## VI MATERIAL E MÉTODOS

A unidade experimental utilizada neste trabalho está localizada no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina.

Todos os processos existentes no laboratório são em escala piloto e estão interligados e controlados por um microcomputador PC-386/33MHz que, por sua vez, podem ser gerenciados por um outro 386DX2/40 MHz. A figura VI.1 mostra esquematicamente os equipamentos que fazem parte da unidade experimental utilizada nesta dissertação.

### VI.1 O Processo

O processo utilizado consiste, basicamente, num reator em batelada equipado com uma jaqueta externa, na qual circula um fluido (água) usado para aquecimento ou resfriamento do reator, um trocador de calor a placas, uma válvula de controle pneumática e, um microcomputador PC-386/33MHz equipado com uma placa de conversão AD/DA de 10 bits de resolução. Este sistema pode ser acrescido de uma linha de água da rede hidráulica cuja vazão pode ser manipulada por uma válvula de controle quando se deseja trabalhar com uma estratégia de controle dividido (*Split-Range Control*). A figura VI.2 mostra a disposição tridimensional das tubulações e equipamentos utilizados neste trabalho.

O trocador de calor a placas é um equipamento de fabricação italiana, marca Alfa Laval, construído em aço inox 316, e projetado para condensar todo vapor que entra até uma pressão de aproximadamente 10 kgf/cm<sup>2</sup>. suas dimensões são 30 cm x 7 cm x 3 cm, figura VI.3, o que facilita sua instalação em qualquer espaço disponível do laboratório.

O reator químico é um tanque cilíndrico feito em aço inox 316 de volume interno igual a 9,3 litros envolvido por uma jaqueta de 16,5 litros. O cilindro interno possui um diâmetro de 0,20 metros e o externo de 0,30 metros. Esse sistema de 2 cilindros concêntricos com espessura de parede de 0,003 metros pode processar vários tipos de reações químicas à pressão atmosférica, em regime de batelada ou semi-batelada. As dimensões do reator podem ser vistas na figura VI.4.

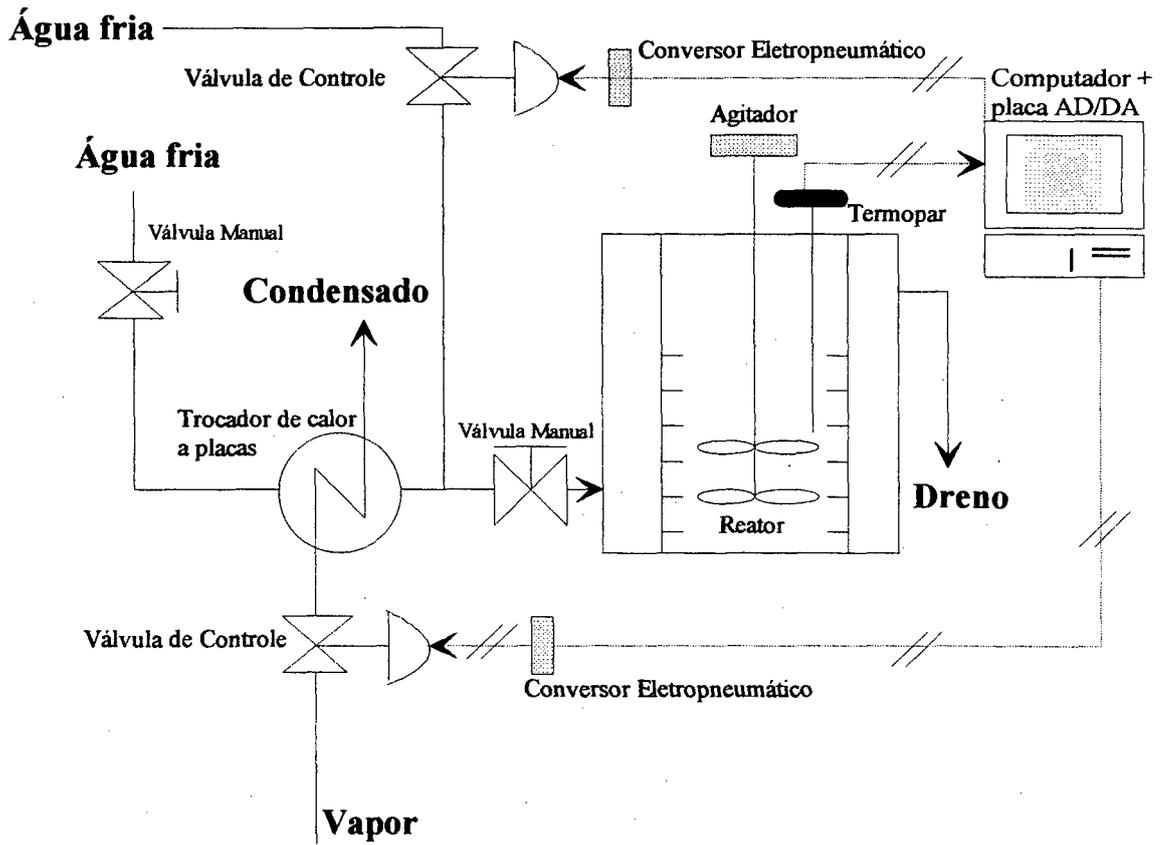


Figura VI.1 - Sistema de controle utilizado neste trabalho.

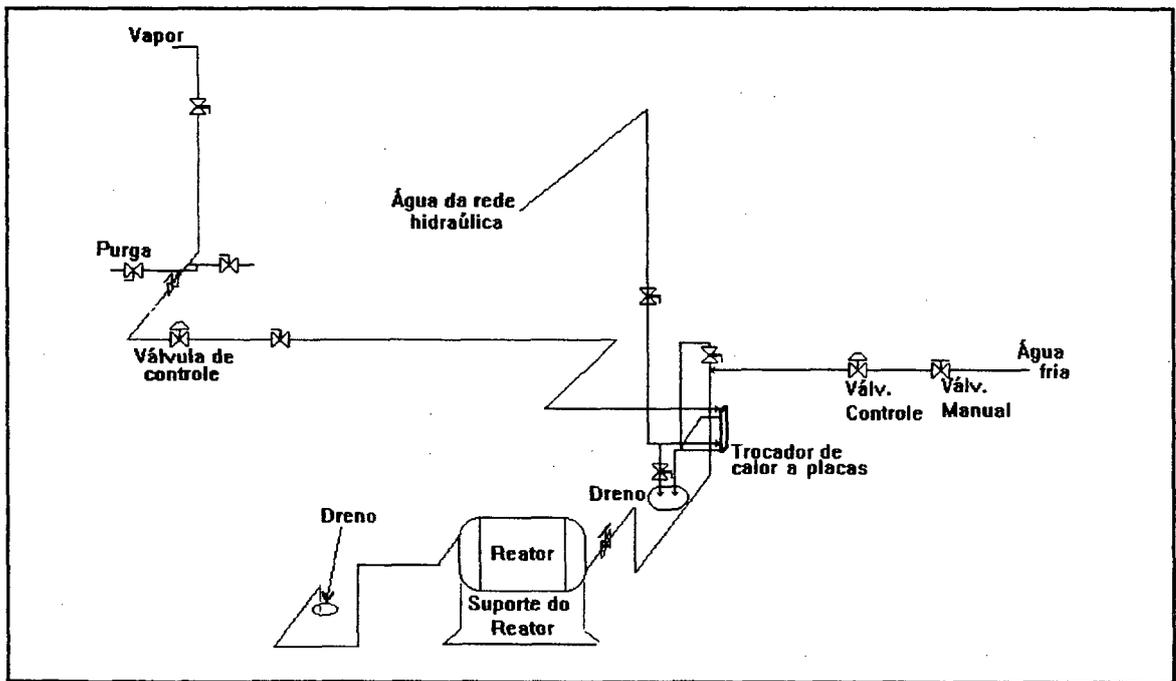


Figura VI.2 - Disposição dos tubos e principais equipamentos

As tampas superior e inferior do reator são presas às flanges dos cilindros através de parafusos, o que facilita a abertura do reator quando deseja-se limpá-lo, ou substituir algum acessório. A tampa superior possui janelas de inspeção, o que possibilita visualizar o andamento da reação.

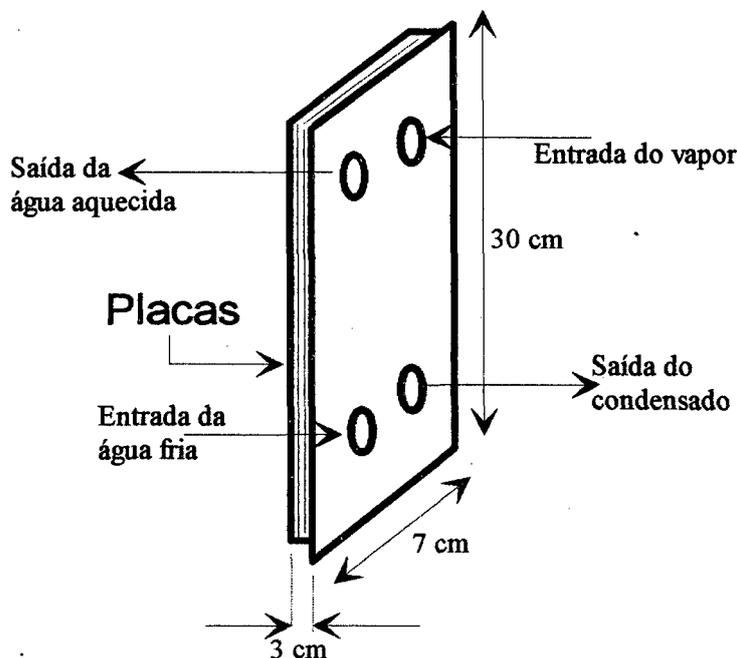


Figura VI.3 - Trocador de calor a placas

O reator é isolado termicamente para evitar a troca de calor entre a camisa e o meio ambiente, garantindo que só o calor produzido no sistema seja responsável pela troca térmica com a água da linha de água quente. O reator possui também chicanas retorcidas em seu interior para aumentar a turbulência do meio reacional.

A figura VI.5 mostra a estrutura do reator e alguns de seus acessórios. O agitador utilizado é da marca Fisatom, com velocidade de rotação de 0-6000 rpm, estando equipado com 2 pás de agitação planas. As resistências elétricas são usadas quando se quer aquecer os reagentes até uma certa temperatura sem o uso do vapor. Seu uso é limitado a corridas com água e algumas poucas reações. As resistências possuem potências de 1250 W e 500 W, respectivamente.

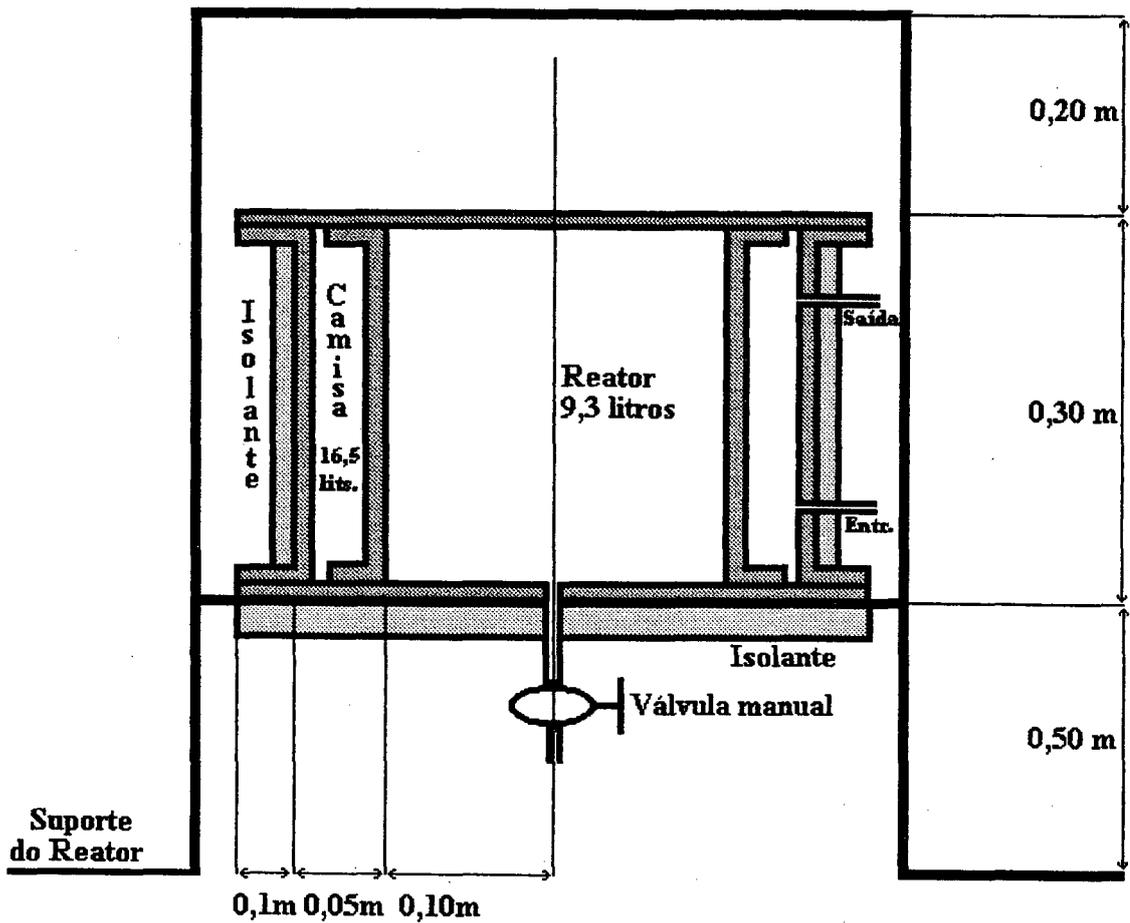


Figura VI.4 - Dimensões do Reator

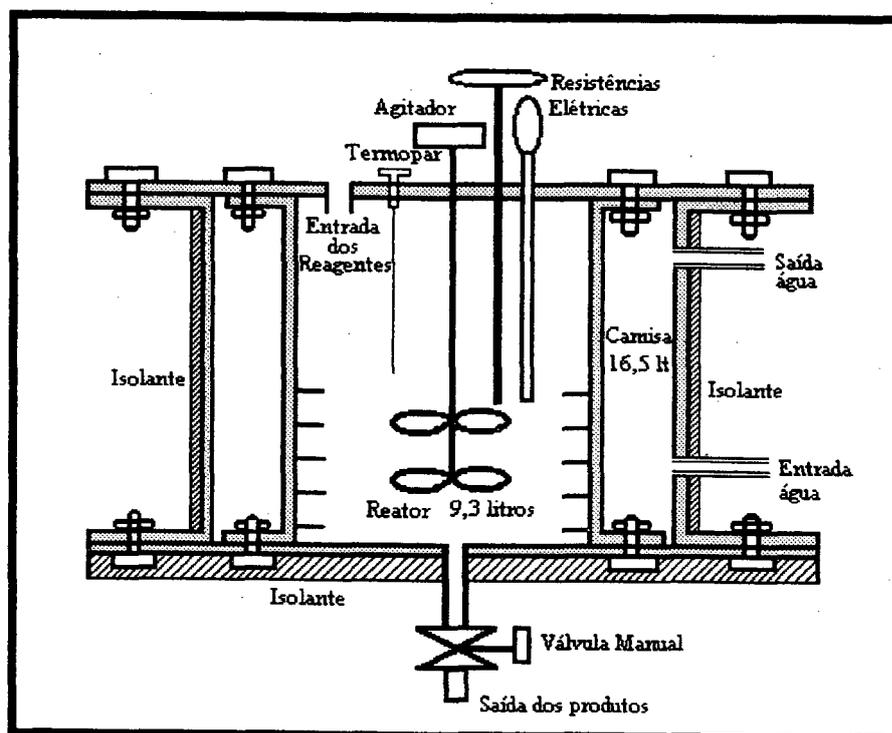


Figura VI.5 - Estrutura do Reator

## VI.2 O Sistema de Controle

O Sistema de controle utilizado pode ser visto nas figuras VI.6 e sob forma de diagrama de blocos na figura VI.7. Mede-se a temperatura interna do reator e manipula-se a vazão de vapor que entra no trocador de placas. O vapor, ao entrar no trocador é totalmente condensado e esquentava uma corrente de água proveniente da rede hidráulica que se dirige à jaqueta do reator, e desta maneira aquece a mistura contida em seu interior.

Pode-se, também, através de um esquema de controle dividido, manipular a vazão de uma linha de água fria adicional em conjunto com o vapor, conforme mostra a figura VI.6. A figura VI.8 mostra a instrumentação utilizada na instalação deste sistema.

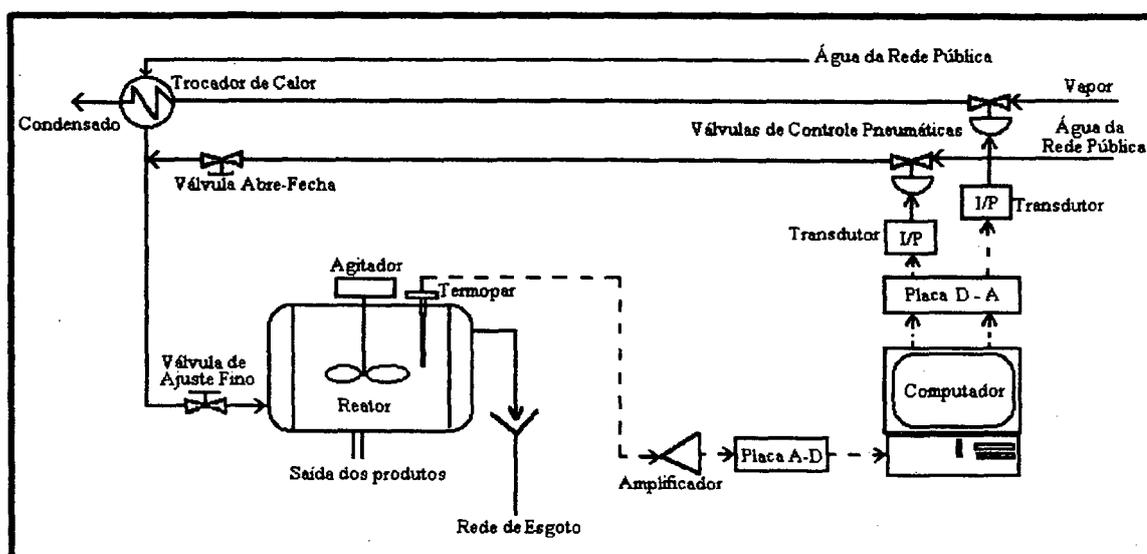


Figura VI.6 - Malha de controle utilizada

Utilizou-se nesta malha um computador IBM 386/33MHz, equipado com uma placa AD/DA de 10 bits da marca Taurus, como controlador. A utilização da placa AD/DA é necessária para se fazer a comunicação entre os sinais analógicos gerados na planta e os sinais do computador, que é um equipamento digital. A especificação da placa se encontra no Apêndice A, juntamente com a dos outros equipamentos.

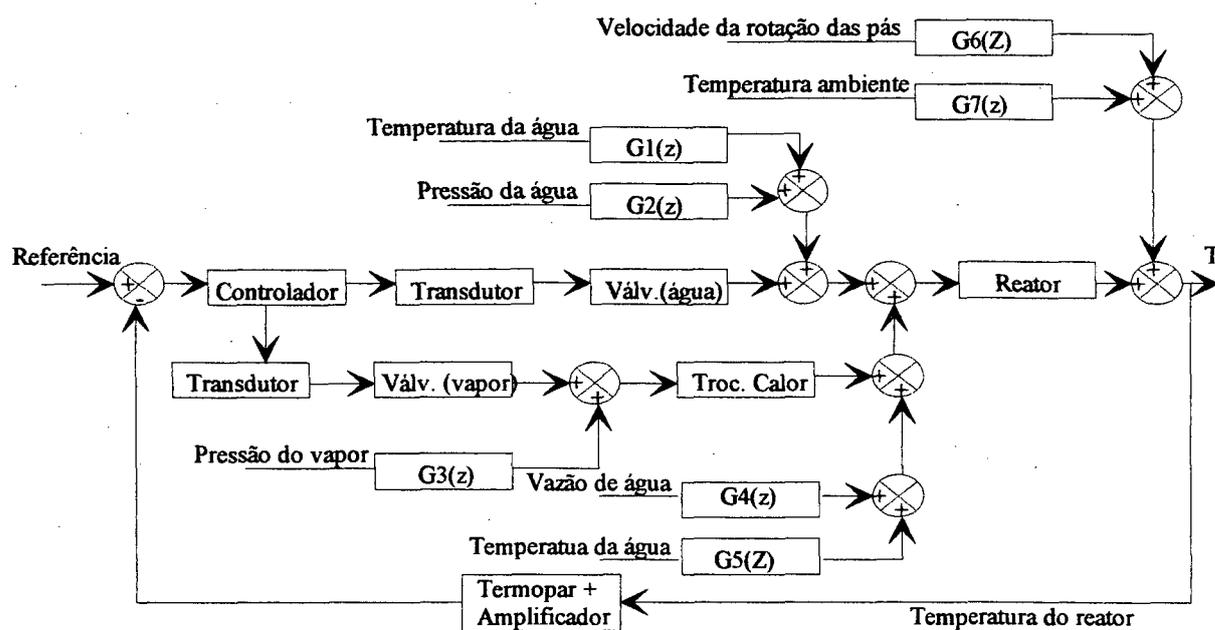


Figura VI.7 - Diagrama de blocos da malha de controle

Para medir a temperatura do reator, utilizou-se um termopar tipo T (Cobre-constantan). Os termopares emitem um sinal da ordem de 0 a 10 mV, portanto é necessário usar um amplificador de sinais antes do microcomputador. Utilizou-se um amplificador de ganho variável (1.000 a 10.000 vezes) da marca Microquímica. A curva de calibração do conjunto termopar-amplificador está no Apêndice B.

A rotina em tempo real que comanda o acionamento pelo microcomputador da placa AD/DA foi programada em linguagem C para trabalhar por interrupções. Nas leituras instalou-se um filtro digital para amenizar os ruídos. A versão básica desta rotina, bem como sua interface gráfica, foram cedidas pelo Laboratório de Controle e Microinformática do Departamento de Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Santa Catarina.

O sistema utilizado, chamado de Sistema de Desenvolvimento de Controladores Adaptativos (SDCA), é um *software* de tempo real que permite testar e comparar diferentes estratégias de controle adaptativo. Sua estrutura está baseada em técnicas de "engenharia de *software*" que facilitam o desenvolvimento integrado dos módulos e a sua manutenção. O programa possui uma estrutura modular, onde cada módulo foi definido levando-se em conta os critérios de coesão e acoplamento, reduzindo a sua complexidade e, conseqüentemente, diminuindo a possibilidade de erros nas suas interfaces. A implementação modularizada permite, por exemplo, utilizar outras placas AD/DA, ou implementar diferentes controladores adaptativos como módulos independentes, selecionáveis via teclado, ou ainda, a visualização gráfica e o

armazenamento das respostas do sistema em tempo real. A figura VI.9 mostra a estrutura deste sistema, em forma de diagrama de blocos.

O *software* utilizado no controle do reator é o GPCA. Desenvolvido no Departamento de Engenharia Elétrica da UFSC e aperfeiçoado no Departamento de Engenharia Química, este programa já foi testado através de simulações no ambiente SADECA<sup>#</sup>, e aplicado em situações práticas menos complexas do que a de um reator de polimerização em batelada, produzindo bons resultados [MENEZES 93].

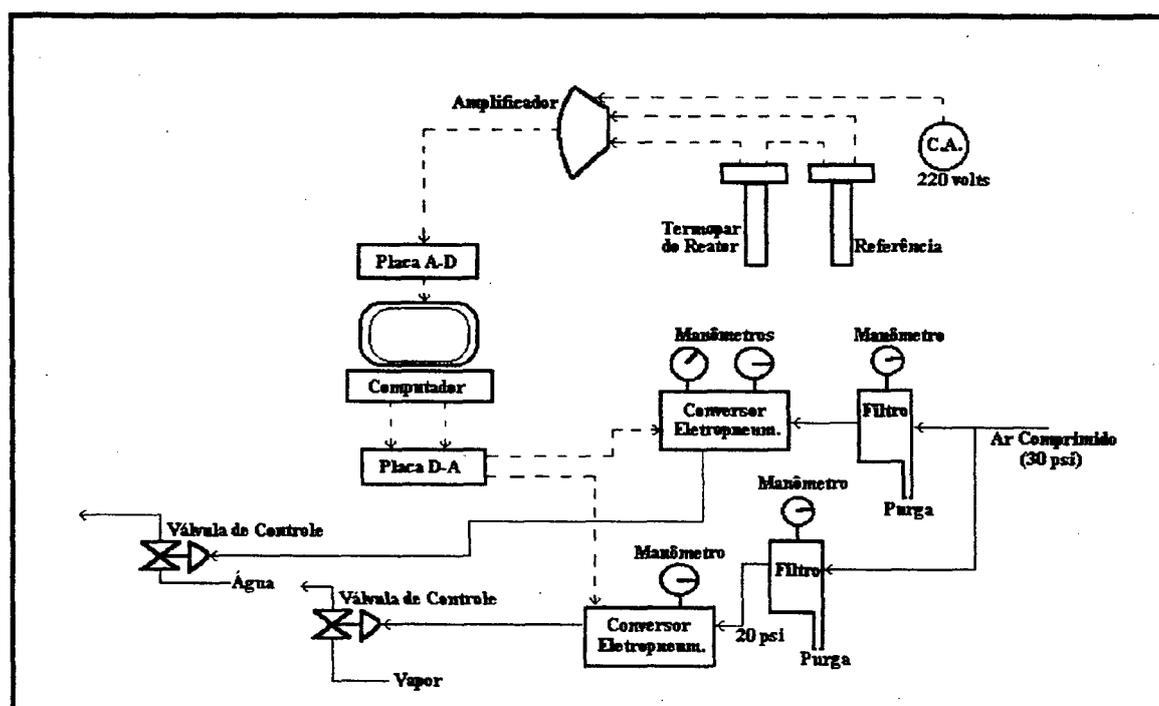


Figura VI.8 - Instrumentação utilizada na malha de controle

A ação de controle determinada pelo microcomputador é implementada através da manipulação da posição das válvulas de controle. Para a linha de vapor, utilizou-se uma válvula pneumática de fabricação norte-americana, da *Badger Meter Inc.*, de igual percentagem, do tipo ar-abre de faixa de operação de 3 a 15 psi. Sua comunicação com o microcomputador é feita através de um conversor da *ITT Fluid Technology Corporation*, com entrada de 4 a 20 mA e saída de 3 a 15 psi.

<sup>#</sup> SADECA - Sistema para Avaliação de DEsempenho de Controladores Adaptativos, desenvolvido no LCMI. Este ambiente permite a implementação de diferentes controladores adaptativos e a realização de testes sobre vários tipos de processo, de forma automática.

Para a linha "extra" de água fria utilizou-se uma válvula pneumática de fabricação nacional, marca Hiter, modelo 201, com característica de igual percentagem e do tipo ar-abre, cuja faixa de operação é de 3 a 15 psi. Para fazer a comunicação entre o microcomputador e a válvula utilizou-se um conversor eletropneumático, de marca Helix, com faixa de trabalho de 4 a 20 mA de entrada e saída de 3 a 15 psi.

A água disponível na rede hidráulica encontra-se em média a 1 atm de pressão e o vapor utilizado é gerado numa caldeira localizada na parte externa do laboratório e opera em média a 5 atm de pressão. O ar comprimido utilizado pelos conversores eletropneumáticos está disponível na rede pneumática, a 30 psi. Ele é fornecido por um compressor de ar situado dentro do laboratório. Instalou-se um filtro regulador de pressão na entrada de cada conversor para preservá-los do óleo e da água que podem estar presentes no ar comprimido.

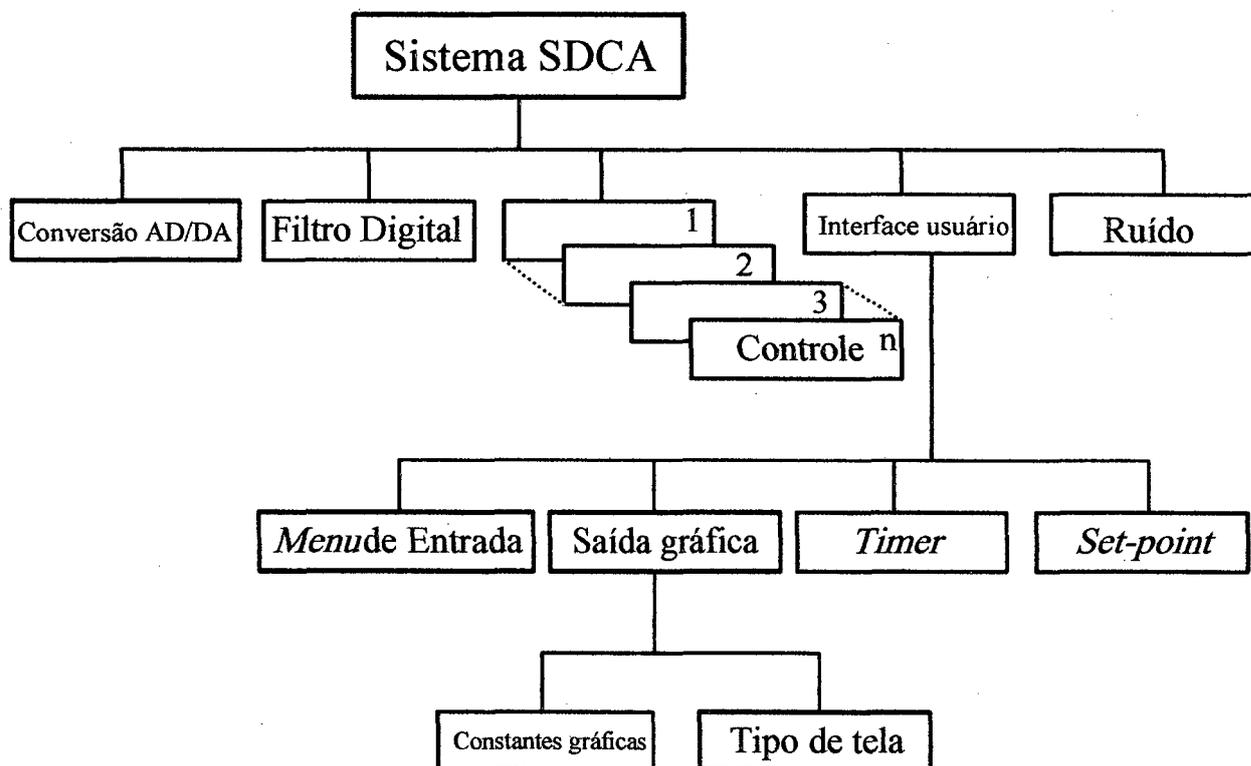


Figura VI.9 - Diagrama de Blocos do SDCA

### VI.3 A Reação

A reação a ser utilizada nos testes é a de polimerização do estireno em suspensão. Esta reação, além de poder ser conduzida à pressão atmosférica e não exigir temperaturas superiores a 100°C, foi escolhida por ser de interesse industrial na região e apresentar algumas dificuldades para o controle de sua temperatura.

A polimerização do estireno é classificada como uma reação de poliadição e ocorre via radicais livres, envolvendo três etapas principais: iniciação, propagação e terminação, todas com velocidades e mecanismos diferentes.

Na iniciação formam-se espécies químicas particularmente reativas a partir do monômero, figura VI.10, e a partir dessa espécie originam-se as moléculas de polímero. No presente trabalho, a iniciação é feita por um agente químico, mais especificamente, o peróxido de benzoíla, que quando aquecido a temperaturas superiores a 60°C libera radicais livres [MANO 85], conforme mostra a figura VI.11.

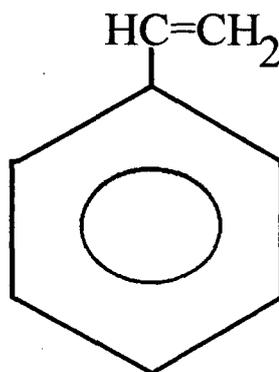


Figura VI.10 - Fórmula molecular do estireno.

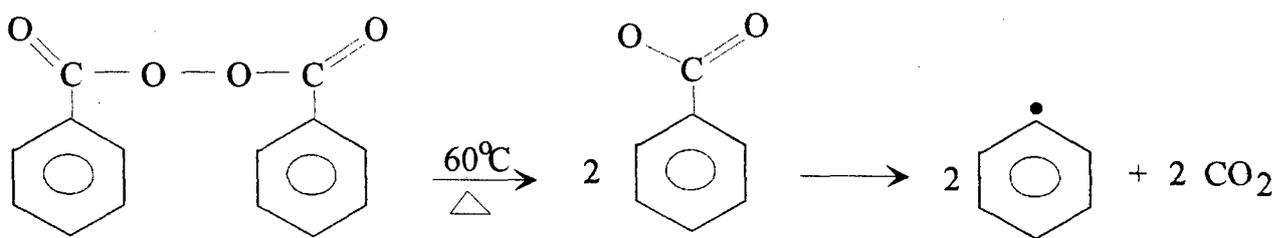


Figura VI.11 - Reações da fase de iniciação.

O radical livre, por sua vez, reage com a molécula de estireno, formando um novo radical livre, que irá reagir com outras moléculas de monômero. Esta etapa é chamada de propagação e é descrita pela reação da figura VI.12.

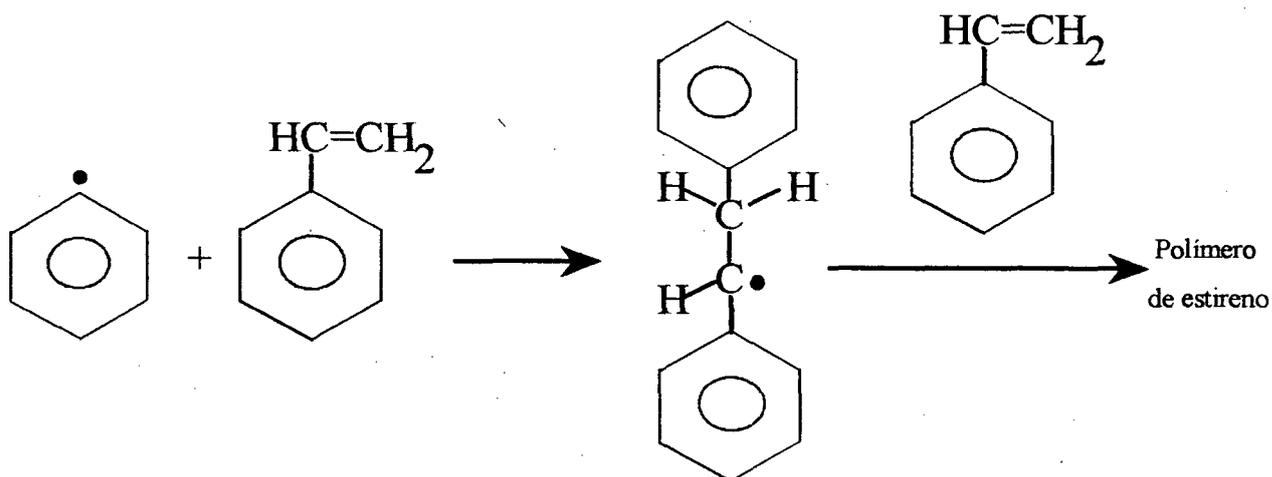


Figura VI.12 - Propagação da reação.

A terminação da cadeia pode ocorrer por diversos mecanismos:

a) Por combinação - Ocorre quando um macroradical livre em crescimento reage com outro macroradical ou outro radical livre, havendo desativação de ambos.

b) Por desproporcionamento - Ocorre quando a terminação é causada pela transferência de um átomo de hidrogênio de uma para outra cadeia em crescimento. Deste modo, cria-se uma ligação dupla na extremidade da outra cadeia.

c) Por transferência de cadeia - Ocorre quando o radical livre reage com uma molécula inativa, a qual passa a ser o radical livre. Quando a transferência é feita para uma molécula de polímero inativa, o radical livre é formado em qualquer ponto ao longo da macromolécula, ocasionando, conseqüentemente, ramificações. Neste caso o processo chama-se ramificação.

Ocorrem também outras etapas paralelas e indesejáveis de reações de transferência com algumas impurezas presentes no reator. Estas reações produzem compostos que diminuem a qualidade do polímero obtido. Deste modo, o controle do grau de pureza dos reagentes utilizados é de fundamental importância na produção do poliestireno

Estruturalmente, o homopolímero de estireno obtido via radicais livres é amorfo, linear e levemente sindiotático, figura VI.13. Um tratamento mais aprofundado sobre o assunto pode ser encontrado na literatura [SAUNDERS 88] [MANO 85] [BIESSENBERGER 83].

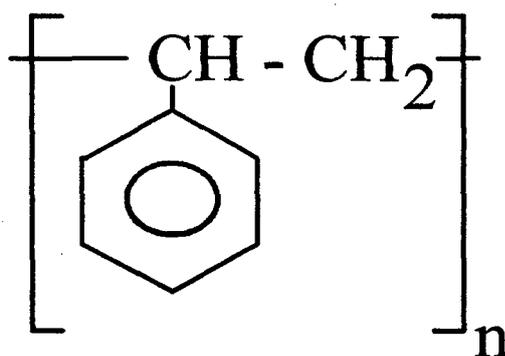


Figura VI.13 - Fórmula molecular do polímero de estireno (poliestireno).

Uma das principais dificuldades enfrentadas no controle da temperatura desta reação é a existência do "efeito-gel" (efeito *Trammsdorf*). Durante o transcorrer da reação, observa-se o aumento da viscosidade, o que conduz a um aumento acentuado da taxa de reação, devido à redução da quantidade de macrorradicais "vivos" e, conseqüentemente, da taxa de terminação. Este fenômeno de terminação retardada leva ao aumento do peso molecular do polímero, aumentando ainda mais a viscosidade da mistura e agravando as condições que causaram inicialmente o "efeito-gel".

Nesta etapa, a necessidade de um controle efetivo da temperatura do reator é imprescindível pois o calor liberado pode levar ao "disparo" da reação e conseqüente perda da carga [CARAFILAKIS 93].

Devido à alta exotermicidade das reações de polimerização do estireno e à presença do "efeito-gel", uma técnica muito difundida é a condução desta em suspensão. Neste trabalho, a reação foi conduzida em suspensão com água, à pressão atmosférica e a 90°C [BIESSENBERGER 83]. É usada esta temperatura por ser a que apresenta o melhor compromisso entre rendimento e segurança pois, reações conduzidas a temperaturas muito próximas de 100°C podem, por efeito de alguma perturbação, estar mais susceptíveis a um "disparo" da reação.

Na polimerização em suspensão, o monômero é disperso num meio de suspensão inerte (água) em pequenas gotas (*droplets*) mantidos em suspensão através de agitação vigorosa e da adição de agentes de suspensão (álcool polivinílico - PVA). Um iniciador (peróxido de benzoíla) solúvel no monômero e insolúvel em água é adicionado à mistura e a polimerização ocorre, então, no interior de cada gotícula. Estas podem ser consideradas como vários microreatores em massa (*bulk*), com grande relação área/volume.

As vantagens principais desta técnica são a facilidade de remoção do calor gerado pela reação, pois o estireno possui uma baixa condutividade térmica, e a obtenção do polímero em pequenas pérolas que são facilmente coletadas e secas. O polímero resultante é relativamente livre de contaminantes e não há necessidade de recuperação do solvente.

A próxima etapa da produção do poliestireno, e que não será realizada experimentalmente neste trabalho por necessitar de um reator pressurizado, é a impregnação das pérolas obtidas com um gás inerte, normalmente o pentano ou gás carbônico, para obter-se o polímero na sua forma expansível, comercial.

Aplicações e propriedades do poliestireno podem ser encontradas facilmente no dia-a-dia, sendo que a maioria destas estão descritas na literatura [SAUDERS 88] [MANO 85]. Estas não serão aqui explicadas por não fazer parte do escopo do trabalho.

Como o algoritmo utilizado dispensa a etapa de modelagem do processo na implementação do controlador, não foram feitos estudos mais profundos a respeito da cinética da reação.

Antes de se proceder à reação, o reator foi testado somente com aquecimento e resfriamento de água. Estes testes servem de base para a determinação dos parâmetros iniciais do controlador quando das experiências com a reação propriamente dita.

## VII. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo resume os principais resultados obtidos no controle da planta piloto de laboratório descrita no capítulo VI. Além do GPCA foi utilizado também para efeito de comparação um controlador PID clássico.

Conforme discutido nos capítulos anteriores a melhor partida para reatores em batelada é a que atinge a temperatura desejada no menor tempo possível sem apresentar sobre-elevação (*overshoot*). A existência de *overshoot* aumenta o tempo de processamento e compromete a qualidade do produto.

Um dos objetivos deste capítulo é apresentar um procedimento para a partida desses reatores com controladores preditivos de longo alcance, no caso o GPC adaptativo (GPCA). A técnica utilizada baseia-se em ajustar o controlador operando o reator somente com água, e utilizar o mesmo ajuste para o reator operando com a polimerização do estireno. A utilização desta técnica é possível por se tratar de um controlador adaptativo robusto que compensa possíveis erros nos parâmetros de ajuste.

### VII.1 Controle da Temperatura do Reator sem Reação Química

Existem dois problemas básicos no controle de processos: o problema regulador, isto é, a capacidade de rejeitar as perturbações, e o problema servo, ou seja, a capacidade do controlador de mudar de ponto de operação de forma eficiente e segura. Esta etapa do trabalho tem o objetivo de ajustar os controladores de maneira a se obter um bom desempenho na resolução desses problemas, que são mais fáceis de resolver operando sem reação química, e usar este ajuste na etapa seguinte, com reação, conforme já foi citado anteriormente.

Nesta etapa a água do interior do reator foi aquecida desde a temperatura ambiente até o valor desejado, mantendo-se esta temperatura independente das perturbações que ocorreram durante o decorrer do processo. As performances dos controladores foram então comparadas.

O tempo de amostragem para todos os controladores foi fixado em 18 segundos por ser o que melhor se adaptou a dinâmica do processo utilizado, e foi obtido através do ajuste automático do *software* utilizado, sendo aproximadamente 5 % do tempo de resposta (*Rise time*) da planta.

Para simular as perturbações foram usadas duas resistências elétricas que podem ser ligadas dentro do reator ou na camisa de refrigeração/aquecimento, uma forma de gelo (150 ml) que pode ser adicionada ao interior do reator, a manipulação da velocidade de rotação do agitador, que altera o coeficiente de troca térmica, e a abertura da válvula de entrada da jaqueta do reator, que altera a velocidade de troca térmica.

O sistema de controle da figura VII.1 operou nesta fase entre 25 e 45°C para evitar que se trabalhasse no limite do sistema de aquecimento. Esta limitação do sistema ocorre devido à variação de pressão do vapor gerado na caldeira (entre 3,4 e 5,2 kgf/cm<sup>2</sup>), que ao passar no trocador de calor para uma mesma abertura da válvula de controle, faz a temperatura da água aquecida oscilar, como pode-se ver na figura VII.2. Sugestões para amenizar este problema são citadas no capítulo VIII.

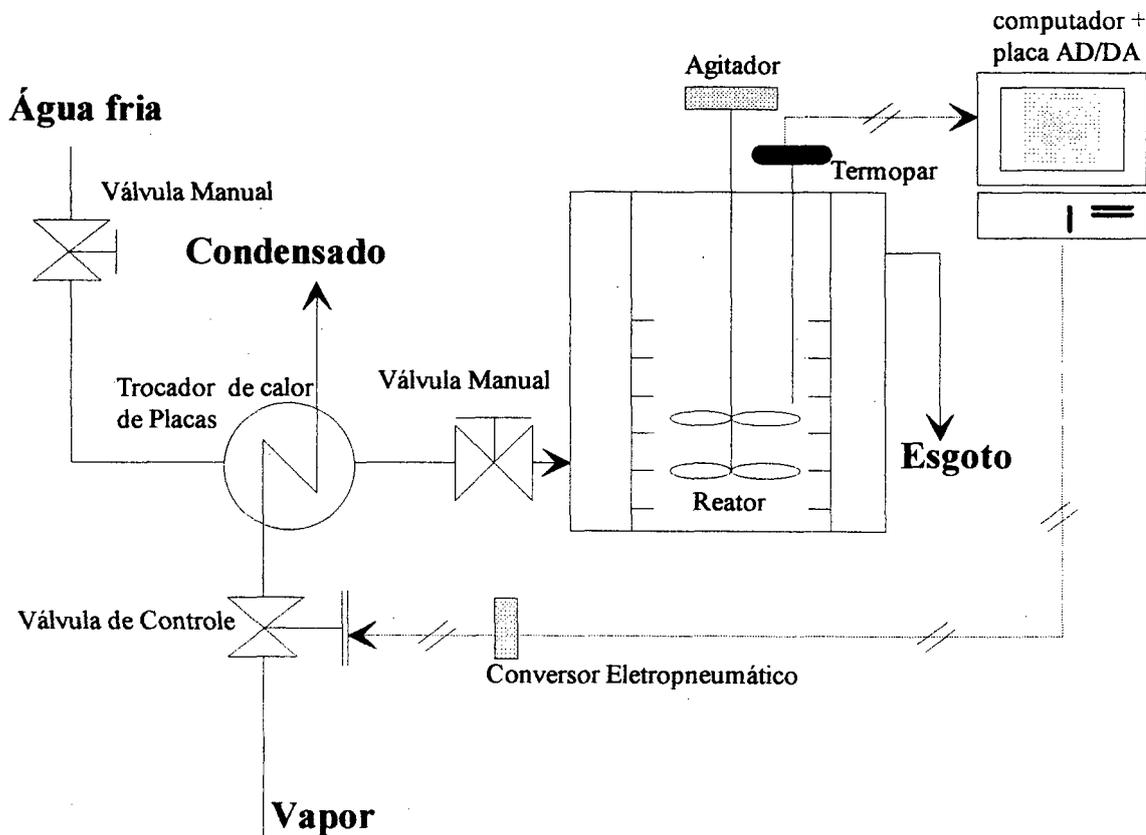


Figura VII.1 - Sistema de controle utilizado nos testes.

A figura VII.3 mostra como fica o controle da temperatura do reator com o GPCA ajustado manualmente, a partir do ajuste automático, quando a válvula de vapor é requisitada numa abertura superior a 50%. Os parâmetros utilizados pelo controlador estão apresentados na mesma figura. Foram impostas algumas perturbações ao sistema. No tempo igual a 20 minutos foi adicionado 150 ml de gelo no interior do reator, a temperatura baixou cerca de 3<sup>o</sup> C, sendo posteriormente compensada, porém a variação da pressão do vapor impede a visualização deste efeito, já que a temperatura quando estabilizada fica oscilando numa faixa de aproximadamente 2,50<sup>o</sup> C.

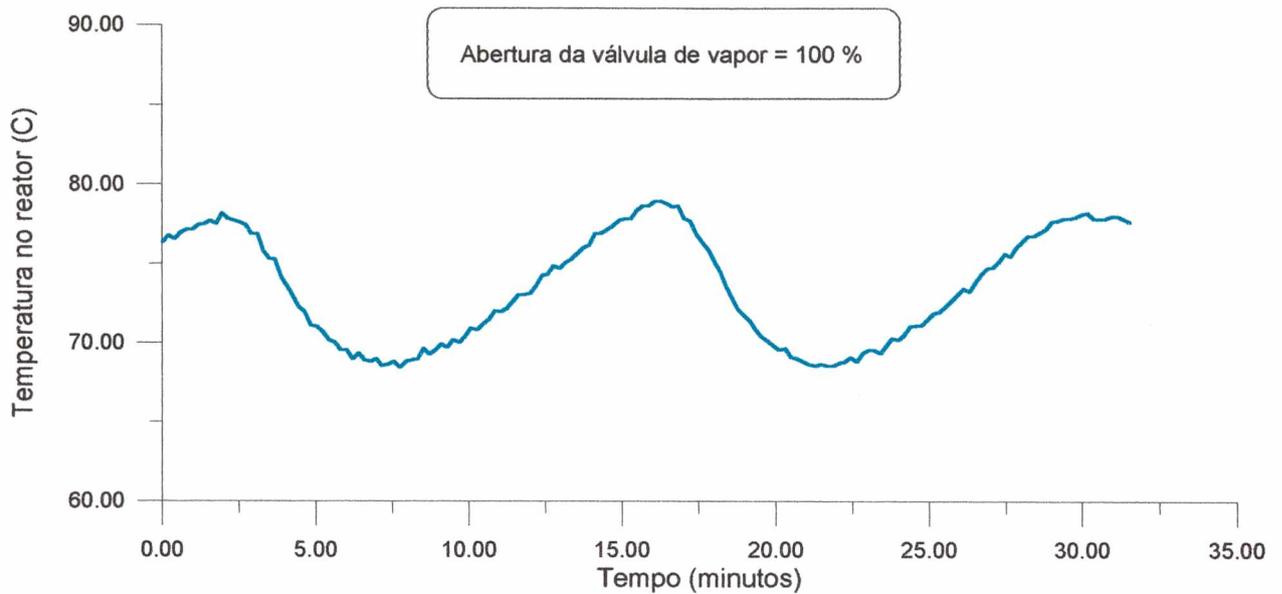


Figura VII.2 - Oscilação da temperatura do reator (abertura da válvula = 100 %)

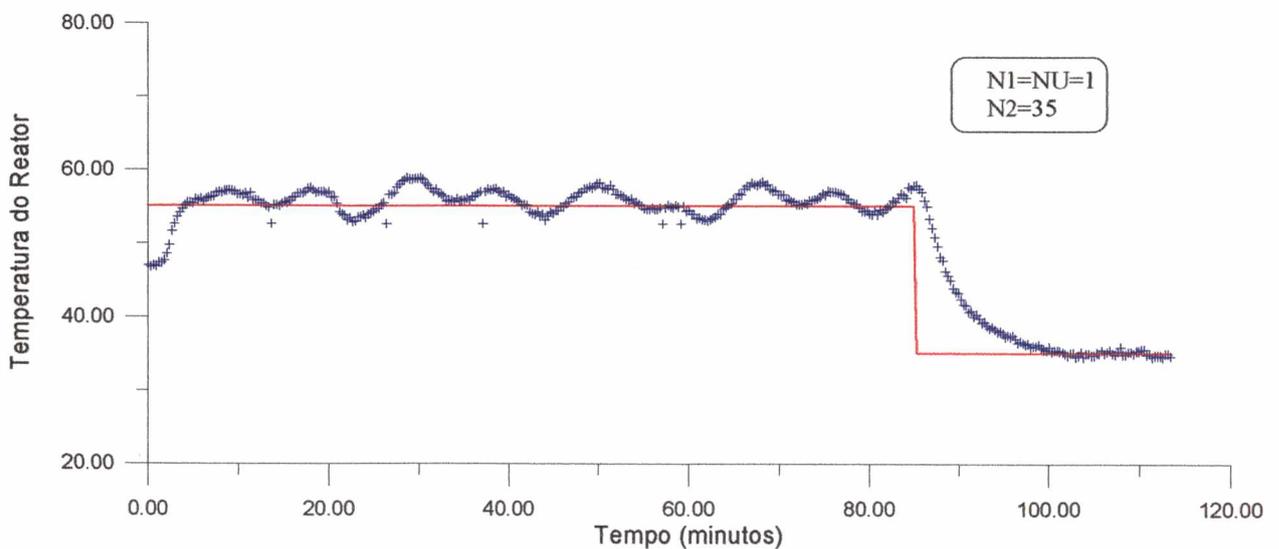


Figura VII.3a - Controle da temperatura do reator sem reação química

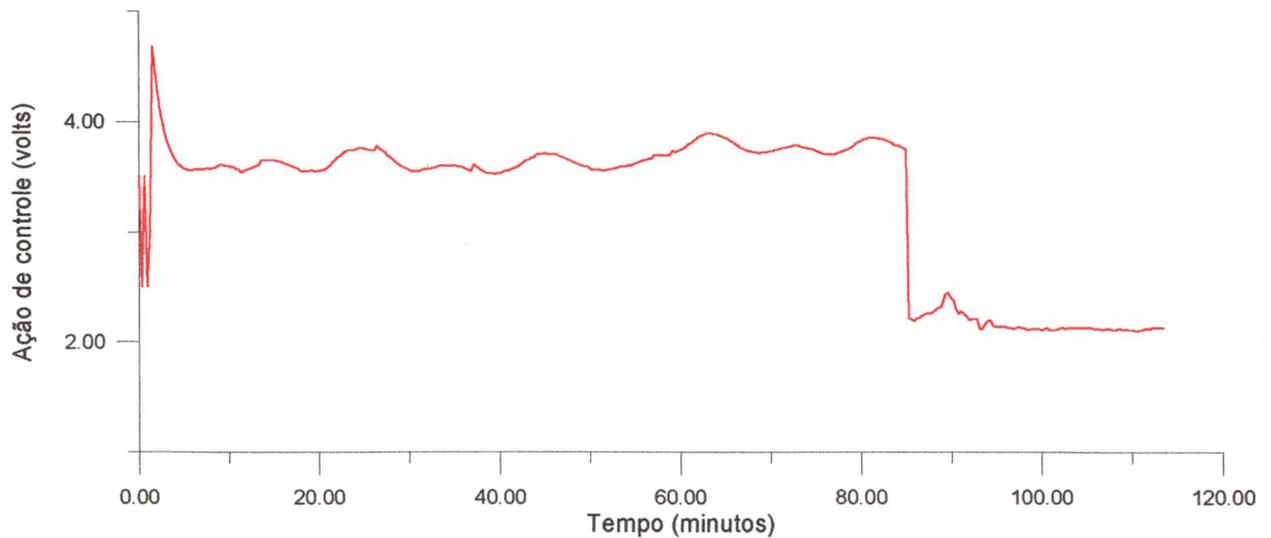


Figura VII.3b - Ação de controle correspondente à figura VII.3a.

No instante  $t = 58,5$  min, a resistência elétrica, que até então estava ligada dentro do reator foi desligada. A temperatura manteve-se na sua faixa de oscilação, porém, neste caso, a rejeição à perturbação pode ser sentida através da mudança de posição da válvula de controle que teve que aumentar a sua abertura para compensar o calor que era cedido pela resistência elétrica.

Quando o *set-point* é mudado para  $35^{\circ}\text{C}$  ( $t = 85$  min), a resposta é imediata, levando a válvula de controle para uma posição em que a temperatura do reator chega a  $35^{\circ}\text{C}$  sem sobre-elevação e sem oscilação após atingir o valor desejado. Isto ocorre porque neste ponto de operação, com a abertura da válvula em torno de 25%, o sistema está operando longe das limitações do sistema de aquecimento e, com isso, não ocorrem as oscilações na pressão do vapor que é alimentado pela caldeira.

Esses resultados, apesar das oscilações observadas, devido à limitação do equipamento, evidenciam a capacidade do controlador de se adaptar ao processo e compensar as perturbações.

O GPCA, conforme descrito no capítulo V, escolhe os parâmetros de projeto do controlador ( $N_1$ ,  $N_2$ , tempo-morto e tempo de amostragem) com o sistema de ajuste automático, através de um teste em malha aberta. Observou-se, porém, que os parâmetros escolhidos pelo controlador nem sempre são os mais adequados ao controle pois, devido às perturbações e ao ruído variável presente na planta, a identificação em malha aberta é, às vezes, dificultada e o ajuste escolhido pelo controlador, para uma mesma situação, pode apresentar algumas variações, levando a diferentes desempenhos do controlador.

Na metodologia utilizada a utilidade do teste de malha aberta está em fornecer uma boa base para a escolha definitiva dos parâmetros de projeto do controlador. Este recurso permite que usuários que não possuem conhecimento de controle preditivo possam fazer o ajuste deste controlador para processos diferentes e desconhecidos. No caso do reator de polimerização, o ajuste com a operação do reator somente com água é uma etapa que pode ser testada como um ajuste fino para o controlador.

O mais recomendável, com o equipamento disponível no laboratório é seguir o conselho da literatura [INGLIS 91] [SOUZA JUNIOR 89] e usar um ajuste mais conservativo para os parâmetros do GPC. Utilizou-se nos testes N1 e NU iguais a 1 e N2 grande o suficiente para englobar quase toda a resposta da planta. No caso deste trabalho N2 foi fixado sempre maior que 25 amostras (para tempos de amostragem maiores que 15 segundos), de modo a ultrapassar o tempo de resposta da planta. Os outros parâmetros que devem ser considerados no ajuste são  $\alpha$ ,  $\lambda$  e o polinômio observador  $T(q^{-1})$ .

O parâmetro  $\lambda$  (ponderação da ação de controle), como já foi dito anteriormente tem o valor inicial de 0,01 e aumenta 5 % cada vez que a diferença entre o valor lido e o *set-point* for menor que 5 vezes a faixa de ruído calculada (ver capítulo V). Isto pode ser encarado como controle geométrico e faz com que a ação de controle seja cada vez mais suave quando o valor medido estiver muito próximo do valor desejado.

O parâmetro  $\alpha$  atenua as ações de controle. Os seus efeitos são mais acentuados para valores próximos de 1 (ver capítulo III). Porém, testes experimentais mostraram que o uso do polinômio observador como um parâmetro fixo de projeto praticamente descarta a utilização de  $\alpha$  e conduz a um melhor desempenho do controlador.

O polinômio observador  $T(q^{-1})$ , ao ser usado, pode ser considerado como um filtro passa-baixa que ignora as componentes de alta frequência da planta, resultando em ações de controle mais suaves em detrimento da velocidade de rejeição das perturbações.

Segundo recomenda Inglis [INGLIS 91], para se obter bons resultados sem ações de controle excessivas, deve-se usar um filtro passa-baixa representado pela expressão abaixo:

$$T(q^{-1}) = (1 - 0,9 \cdot q^{-1})^2 / \Delta \quad (7.1-1)$$

Nas figuras VII.4a e VII.4b mostra-se a influência do polinômio  $T(q^{-1})$  na ação de controle de um controlador GPCA com os parâmetros descritos anteriormente. Inicialmente, até o

tempo de 62 minutos, o polinômio T foi utilizado e, a partir deste tempo até o final (80 minutos), o controlador funciona sem o polinômio observador. As consequências desta mudança podem ser melhores visualizadas na ação de controle (figura VII.4b), onde se observam ações suaves quando da utilização de T e ações mais bruscas quando este não é utilizado.

O controlador possui também um algoritmo de ajuste automático deste polinômio, conforme descrito no capítulo III, que a cada intervalo de amostragem calcula o grau e a raiz do polinômio T segundo a metodologia proposta por Robinson [ROBINSON 91].

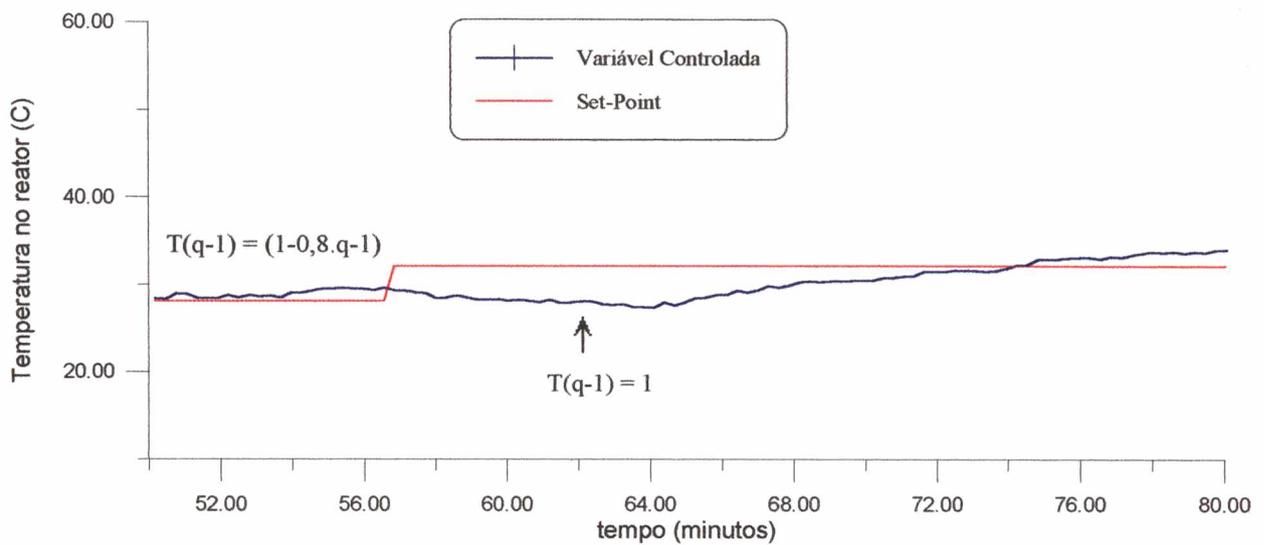


Figura VII.4a - Influência do polinômio T na variável controlada.

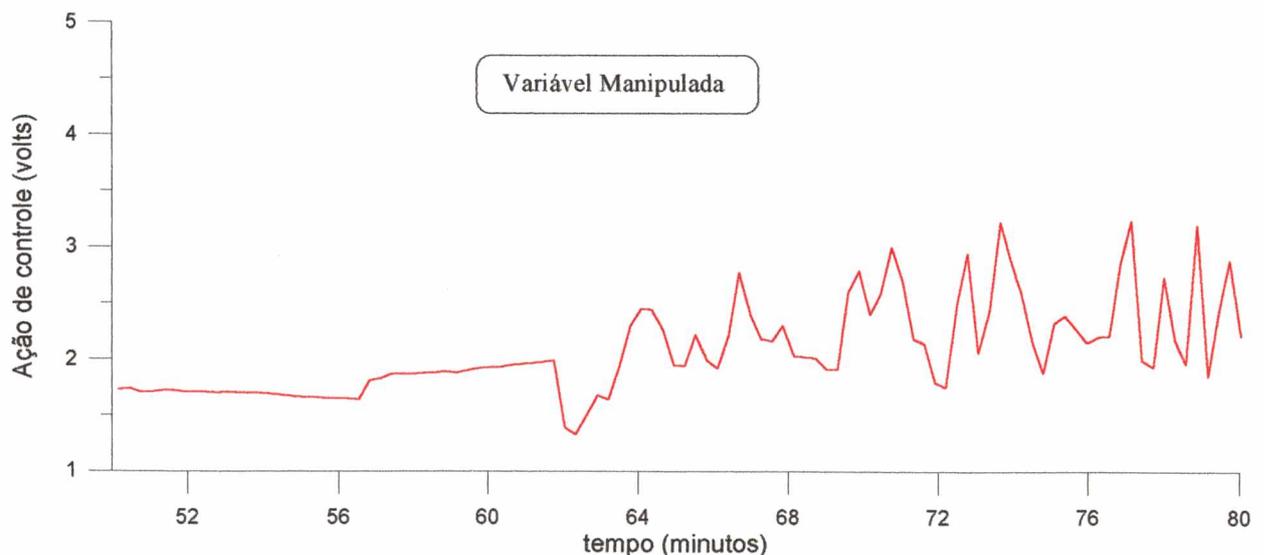


Figura VII.4b - Influência do polinômio T na variável manipulada.

Observou-se dos testes realizados, inclusive com a sugestão de Inglis, que as opções que apresentam os melhores compromissos entre o desempenho do controlador e a penalização (ação

Observou-se dos testes realizados, inclusive com a sugestão de Inglis, que as opções que apresentam os melhores compromissos entre o desempenho do controlador e a penalização (ação excessiva) da válvula de controle são, ou utilizar o sistema de ajuste automático deste polinômio (descrito no capítulo V) ou utilizar o polinômio T com grau 1 e raiz igual a 0,80.

De posse dos melhores parâmetros para o controlador, fizeram-se alguns testes experimentais com o reator sem reação química. As figuras VII.5a e VII.5b apresentam o resultado de um dos testes.

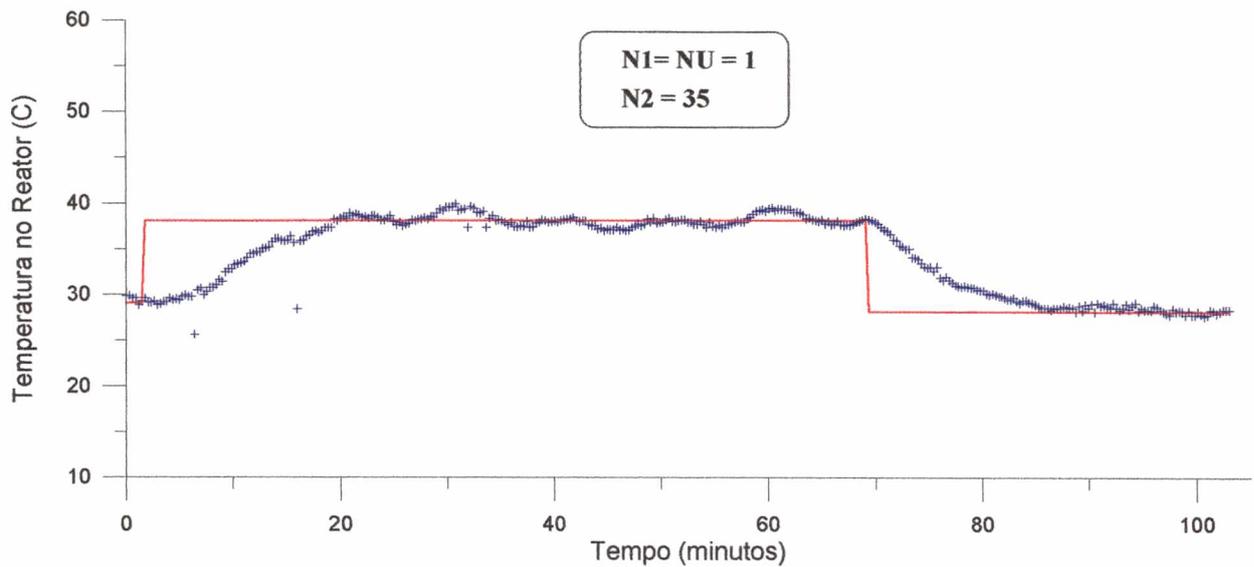


Figura VII.5a - Controle da temperatura do reator com o GPCA

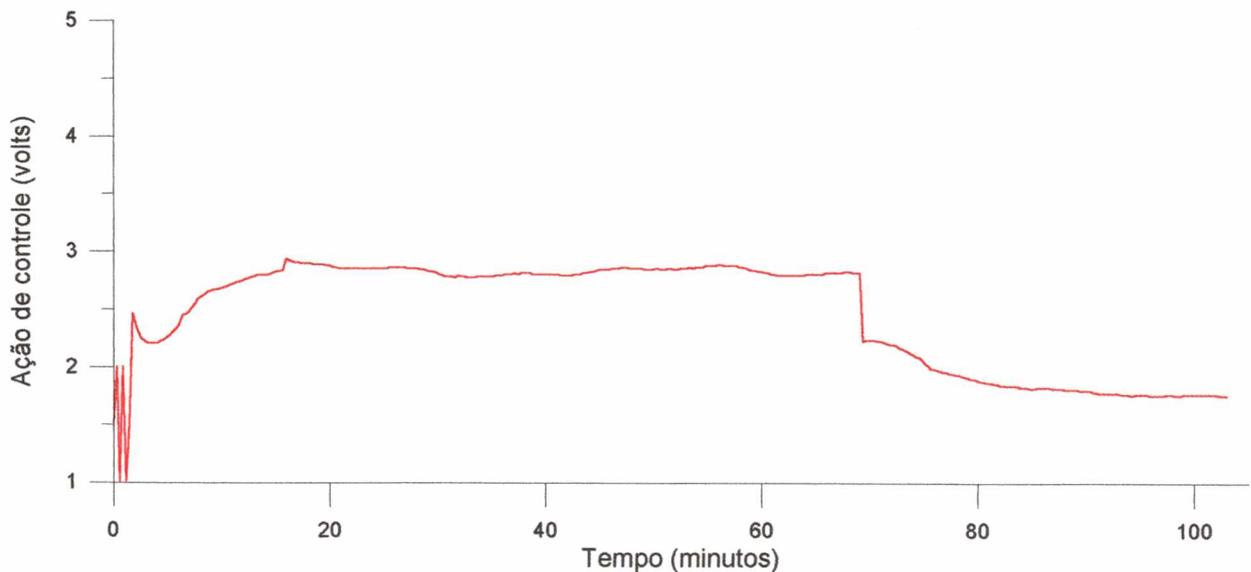


Figura VII.5b - Ação de controle correspondente à figura VII.5a

Nota-se que o GPCA com o ajuste de parâmetros utilizado neste teste atinge o *set-point* de maneira relativamente rápida e sem *overshoot*. É importante observar que o tempo de subida, ou seja, o tempo para se atingir o valor desejado, é limitado pela constante de tempo do sistema, que é de aproximadamente sete minutos. Embora os parâmetros escolhidos produzam um controle relativamente conservativo, o reator opera de maneira segura e mantém o *set-point*, independentemente das variações de pressão que ocorrem na caldeira.

A figura VII.6 mostra como o controlador com esse mesmo ajuste rejeita as perturbações que lhe são impostas, nos instantes de tempo correspondentes às letras a, b e c. No instante "a" foram despejados 150 cm<sup>3</sup> de gelo dentro do reator, no instante "b", a rotação do agitador foi alterada de 2000 para 700 rpm e, no instante "c", a rotação retornou para 1200 rpm. Todas estas perturbações foram facilmente rejeitadas pelo controlador que, só não consegue evitar as oscilações que ocorrem a partir da segunda mudança de *set-point* (temperatura = 60°C) pois estas ocorrem devido às oscilações da pressão da caldeira (nota-se que a válvula de controle, figura VII.6b, não consegue achar a sua posição definitiva para este ponto de operação).

Os resultados dessas duas últimas corridas evidenciam que estes são parâmetros adequados para se utilizar nos testes com reação de polimerização, assunto tratado no item VII.2.

Como a reação a ser processada é exotérmica a 70°C, a partir desse ponto deve-se cessar o aquecimento e iniciar o resfriamento do processo (que deve ser mantido a 90°C), pois a própria reação começará a gerar o calor necessário à sua manutenção.

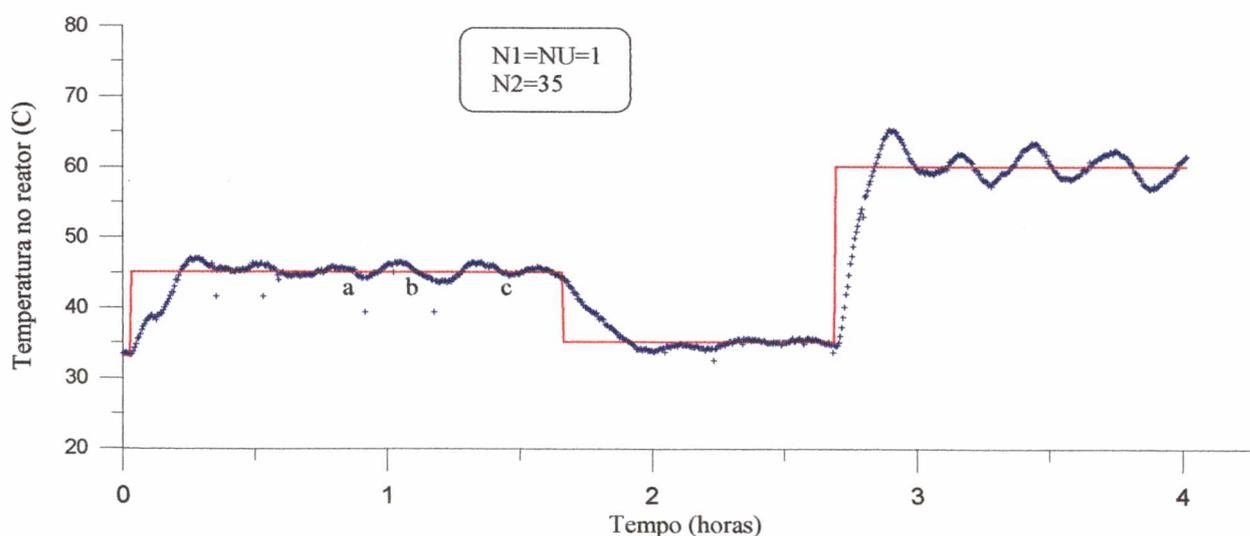


Figura VII.6a - Controle da temperatura do reator sujeito a perturbações.

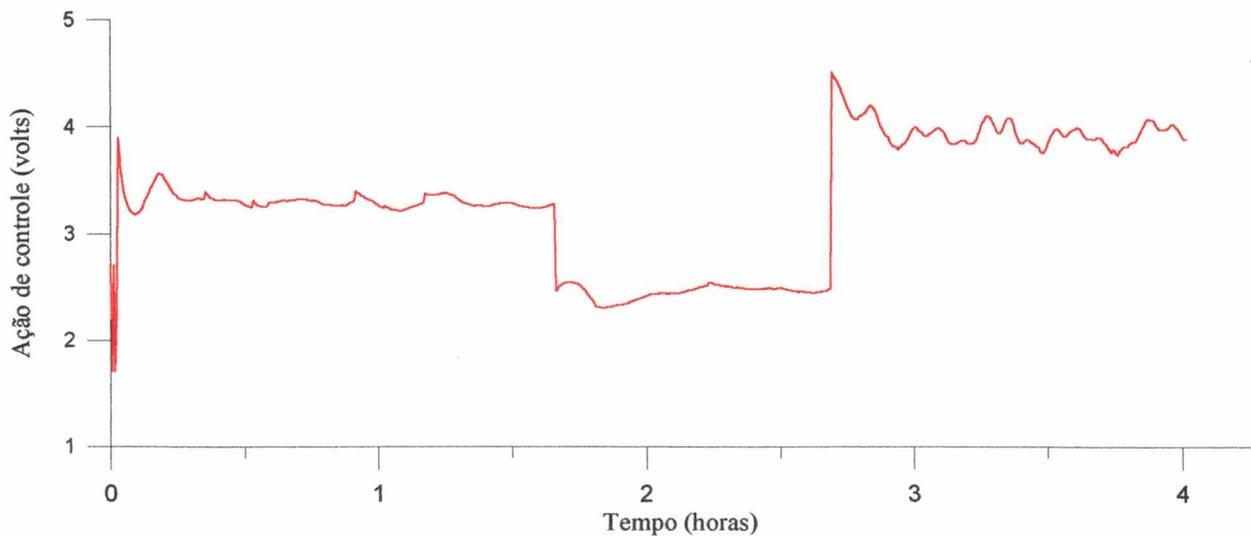


Figura VII.6b - Ação de controle correspondente à figura VII.6a.

Então, devido a esta característica, uma estratégia de controle alternativa para aumentar o poder de resfriamento do sistema é a aplicação do controle dividido (*Split-range control*) à planta do laboratório. Esta estratégia calcula um sinal de saída e, quando de sua implementação o divide em dois e os envia para duas válvulas de controle, conforme explicado no capítulo III. Uma das válvulas utilizadas é a mesma do sistema anterior, que manipula o vapor que aquece a água do trocador de calor, e a outra é uma válvula extra que adiciona água a temperatura ambiente à jaqueta do reator.

Essas válvulas operam de maneira que quando uma está totalmente aberta a outra está totalmente fechada e vice-versa, conforme explicado no capítulo III. Essa nova configuração do sistema com a válvula de água fria é a mesma mostrada na figura VI.1 (capítulo VI). O comportamento do sistema com a utilização dessa estratégia de controle se encontra nas figuras VII.7a e VII.7b.

Observou-se que o sistema comportou-se de maneira similar aos anteriores, que manipulavam somente uma válvula. O *set-point* foi alterado duas vezes, de 34 para 44°C e de 44 para 35°C, e nessas duas mudanças o sistema se comportou bem. Observou-se porém, que apesar de todas as precauções tomadas, há presença excessiva de ruídos de leitura que podem prejudicar o comportamento do controlador se este não estiver bem ajustado e com o uso do polinômio observador, T. Observou-se também a ocorrência de um período de instabilidade entre cento e sete e cento e dez minutos, provavelmente devido a alguma falha no algoritmo de estimação do modelo.

Para efeito de comparação, foi testado o desempenho de um controlador PI clássico, monovariável, com ajuste conservativo. Os parâmetros do PI foram calculados baseados na resposta da planta em malha aberta (apêndice E) pelos métodos ITAE e Cohen-Coon ( $K_C = 0,20$  e  $T_i = 350$ ). Os resultados do controle estão na figura VII.8

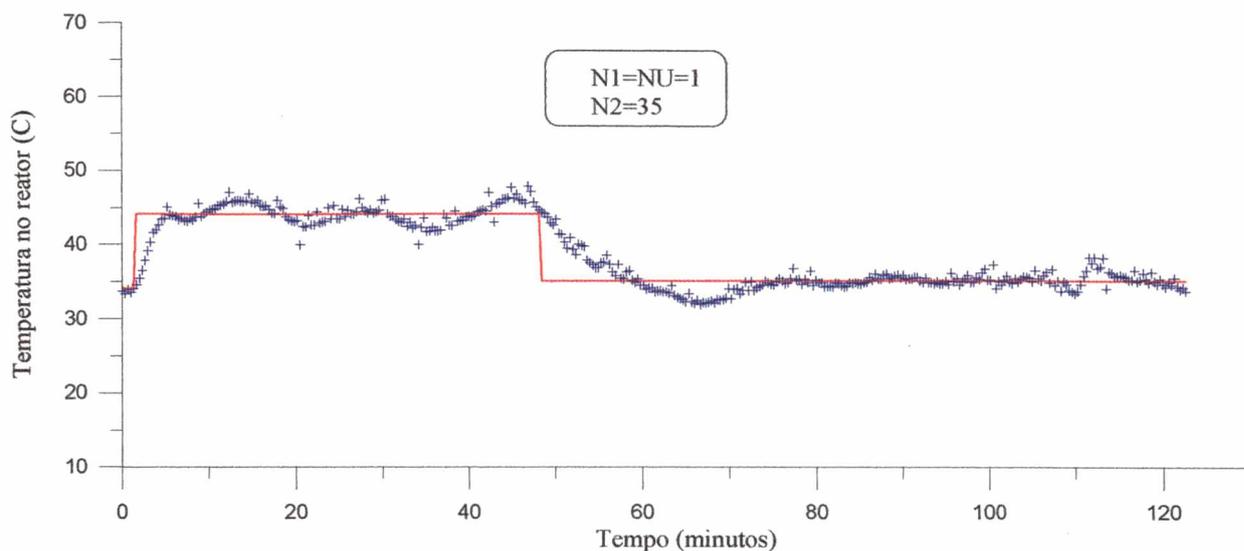


Figura VII.7a - Temperatura do reator com o GPCA operando com esquema *Split-Range Control*.

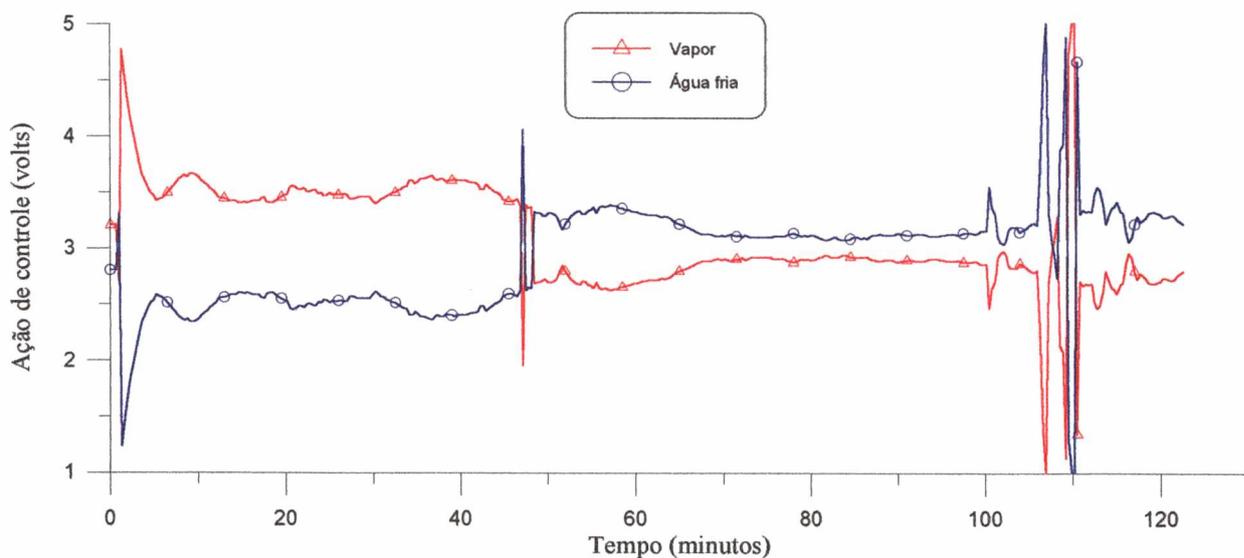


Figura VII.7b - Ação de controle com o controlador operando com esquema *Split-Range Control*

Observa-se das figuras, abaixo, que, a qualidade do controle apresentado pelo PI é inferior à do GPC, embora o desempenhos conseguido seja razoável. Fica evidenciado que o PI é muito sensível aos ruídos da planta, não conseguindo, com isso, uma posição definitiva para a válvula de controle.

Mesmo com um ajuste conservativo, o PI apresenta ações de controle bem mais bruscas que o GPC, tal que uma simples falha da placa, conforme indicado no gráfico VII.8a, pode comprometer todo o desempenho do controlador. Nota-se também que, por não ser um algoritmo adaptativo, o PI produz controles de diferente qualidade em cada ponto de operação.

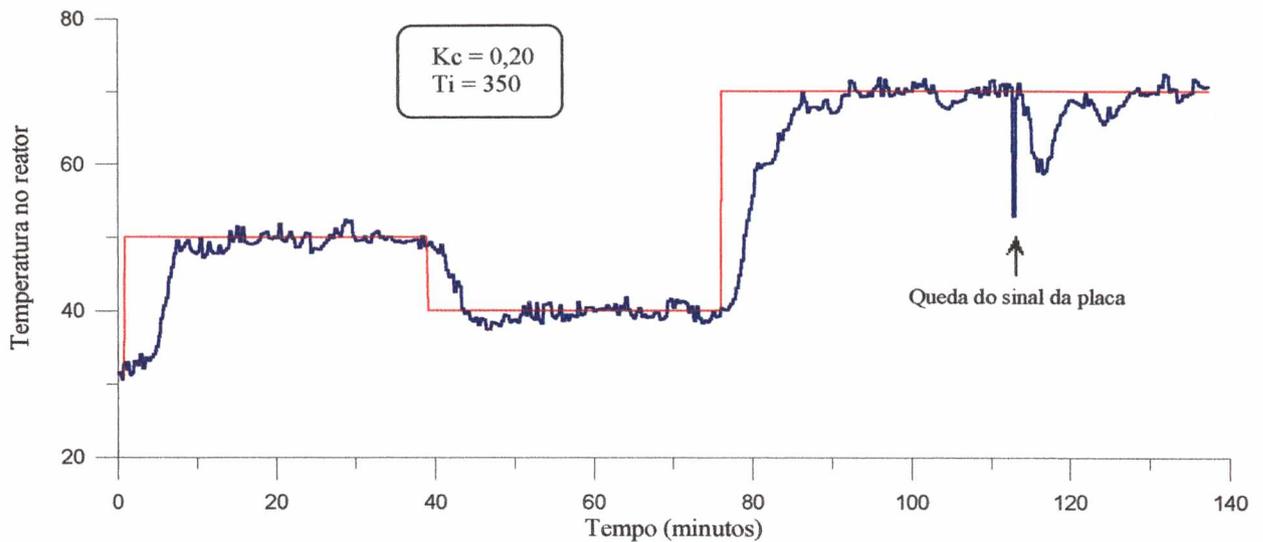


Figura VII.8a - Controle do reator com o PI clássico.

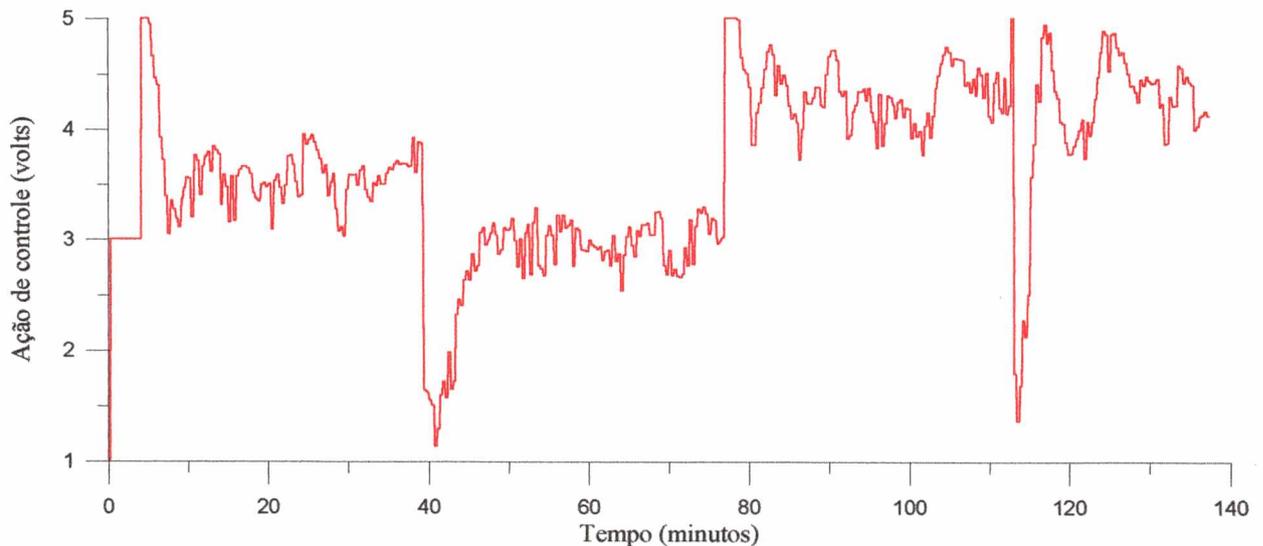


Figura VII.8b - Ação de controle correspondente ao PI.

É importante observar que estes testes foram feitos buscando a melhor estratégia para implementar o controle da temperatura do reator operando com a reação de polimerização.

## VII.2 Testes com a Polimerização do Estireno

Após os testes anteriores, decidiu-se implementar a estratégia do GPC monovariável, por ser mais robusta que o *split-range control*.

Nesta etapa, o reator foi carregado com 4 litros de água desmineralizada, inicializador, agentes de suspensão, outros coadjuvantes da reação (anti-espumantes, lubrificantes das cadeias internas, etc.) e 2 litros de estireno, perfazendo uma relação estireno/água igual a 0.30. A rotação do agitador, responsável pela troca térmica e pela manutenção da suspensão foi de 1000 rpm e a temperatura foi controlada em 90°C, conforme explicado no capítulo VI.

A reação, como já foi explicado anteriormente, foi conduzida em uma planta piloto composta de um reator em batelada de 9,3 litros, um trocador de calor de placas, uma válvula de controle pneumática e um computador PC-386/33MHz equipado com uma placa de conversão AD/DA de 10 bits de resolução, como controlador, conforme mostra a figura VII.1.

O procedimento utilizado foi o seguinte:

- 1 - Ambientação do reator com água desmineralizada,
- 2 - Carregamento do reator com água desmineralizada e início da agitação,
- 3 - Carregamento do reator com o inicializador, agente de suspensão e outros coadjuvantes (anti-espumante, lubrificante interno das cadeias, etc.),
- 4 - Carregamento do reator com estireno,
- 5 - Partida da reação (ativação do controlador);
- 6 - Manutenção da temperatura em 90°C e;
- 7 - Resfriamento do polímero obtido.

O processamento de uma reação de polimerização em batelada possui muitas fases de operação, exigindo um controlador robusto o suficiente para se adaptar e acompanhar a dinâmica do processo. A figura VII.9 mostra os resultados do controle de temperatura da reação de polimerização do estireno em suspensão. O controlador teve seus parâmetros de projeto

ajustados com base nos testes feitos com o reator operando só com água, conforme citado anteriormente.

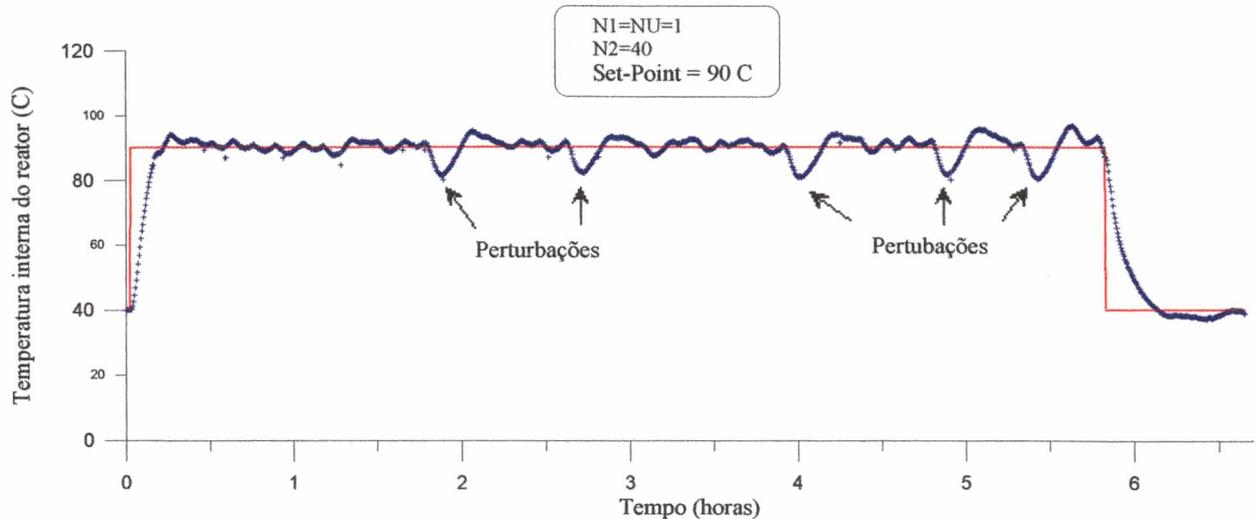


Figura VII.9a - Controle da temperatura da reação de formação do poliestireno.

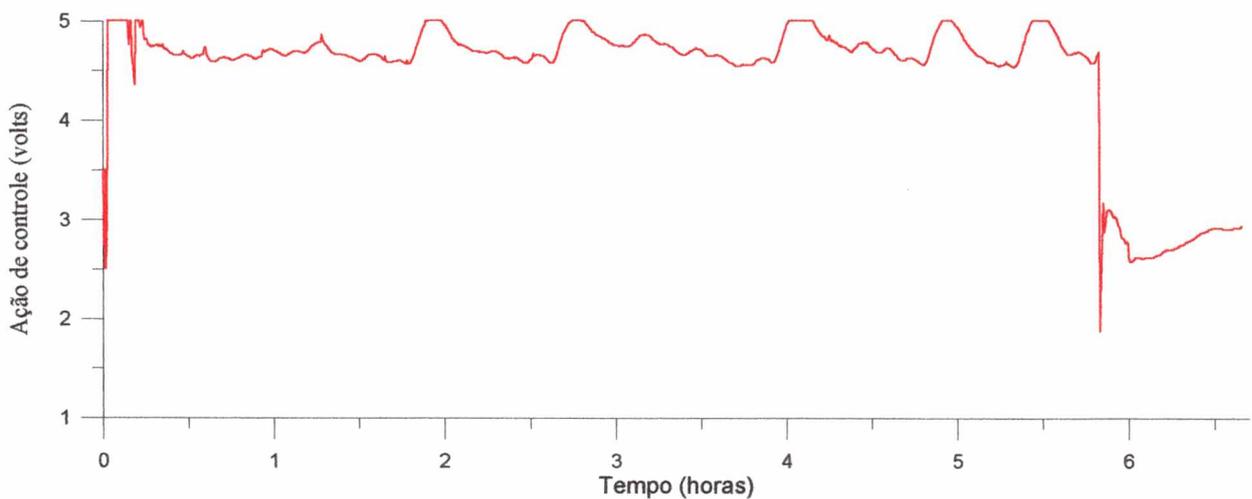


Figura VII.9b - Ação de controle correspondente a figura VII.9a.

Nota-se que o controlador consegue acompanhar a dinâmica do processo, mantendo a temperatura no valor desejado. As perturbações que ocorrem, devido, principalmente às quedas de pressão da caldeira foram rejeitadas com ações suaves que não castigam a válvula de controle. As últimas perturbações são mais dificilmente rejeitadas porque, além do sistema estar operando próximo do seu limite máximo de aquecimento, no final do processo vai se formando uma crosta de poliestireno nas chicanas e nas paredes do reator, que aliada à elevada viscosidade da mistura nesta fase da operação dificultam a troca térmica entre a camisa e o reator, ocasionando uma alteração na dinâmica do sistema.

Pode-se notar que o controlador consegue efetuar uma partida rápida, sem praticamente apresentar *overshoot*. O mesmo ocorre na etapa de resfriamento.

O controlador rejeita também os ruídos presentes no sinal de saída medido da planta através da utilização de um horizonte de predição máximo grande ( $N_2$ ), que torna o controlador menos sensível aos ruídos [SOUZA JUNIOR 89], e da utilização do polinômio observador  $T(q^{-1})$ , que funciona como uma espécie de filtro passa-baixa, evitando saltos da válvula quando ocorrem ruídos na leitura.

Quanto ao polímero produzido, a análise granulométrica das pérolas de poliestireno obtidas, figura VII.10, mostrou que mais de 85 % da massa do produto possuía um diâmetro médio entre 0,30 e 1,50 milímetros, que é a faixa de granulometria de interesse comercial. Uma próxima etapa para o prosseguimento deste trabalho, já em andamento no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química da UFSC, é implementar uma estratégia de controle para a granulometria das pérolas e para o peso molecular médio do polímero obtido.

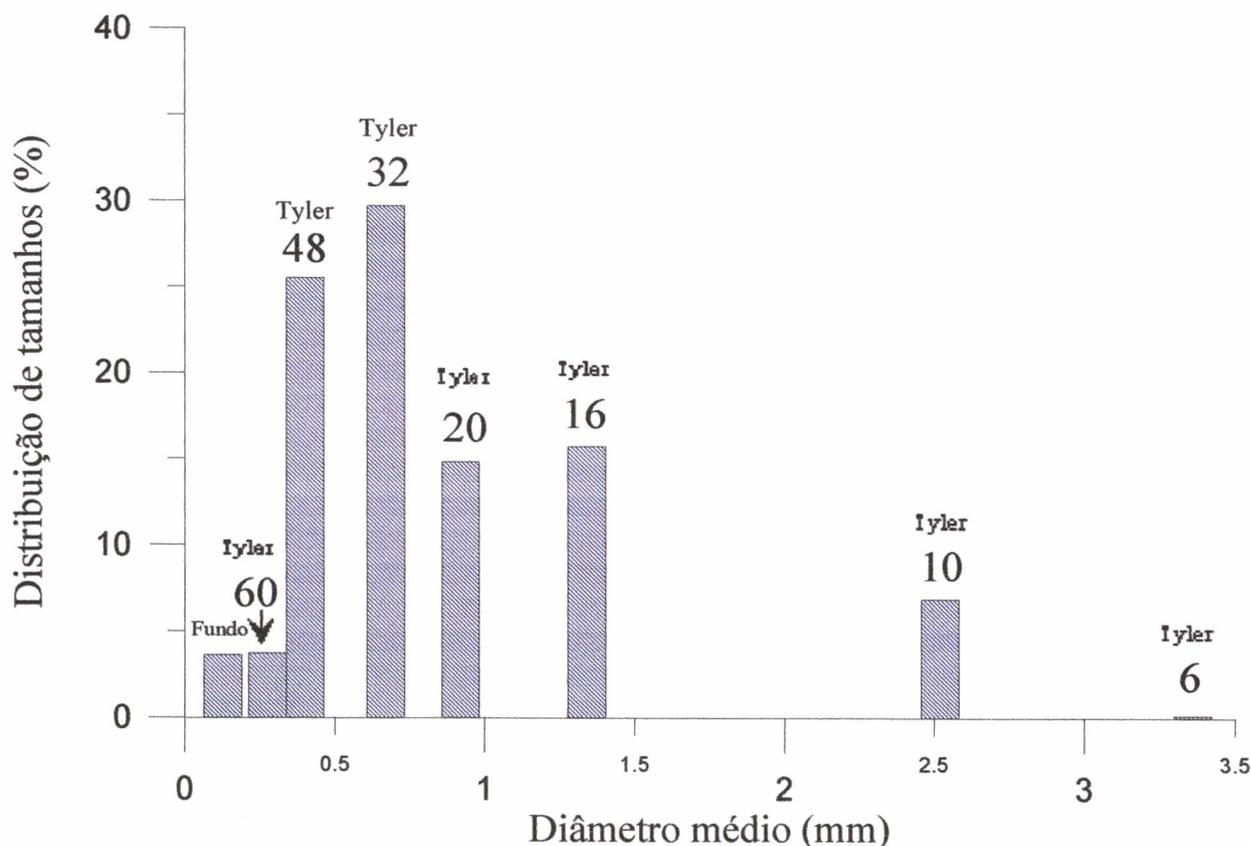


Figura VII.10 - Análise granulométrica das pérolas de polímero obtidas

É importante observar que as três etapas do processamento de um reator em batelada, ou seja, aquecimento, reação e resfriamento, foram feitas automaticamente pelo controlador, dispensando a ação de um operador, prática muito comum no meio industrial

De uma maneira geral, o controlador mostrou se robusto o suficiente para passar de uma fase para outra sem a necessidade de intervenção externa.

## VIII. CONCLUSÃO E SUGESTÕES

Neste trabalho testou-se a aplicação de um controlador GPC adaptativo a um reator em batelada que processa a reação de polimerização do estireno em suspensão com água. O controlador comportou-se bem durante a partida e adaptou seus parâmetros com o decorrer do tempo para acompanhar a dinâmica do processo, mostrando, com isso, que é robusto para controlar processos desta natureza. Mostrou-se, também, que a estratégia proposta de ajustar os parâmetros do controlador com testes realizados somente com água é viável, produzindo um controlador robusto, que consegue controlar todo o ciclo de operação de um reator que opera em batelada.

Apesar do filtro digital instalado na leitura, os sinais da planta apresentaram uma quantidade considerável de ruído, o que poderia comprometer a performance do controlador. Porém, como foi mostrado através dos resultados obtidos, o emprego de N2 "grande" (no caso "conservativo"), que contribui para tornar o controlador menos sensível a perturbações estocásticas [SOUZA JUNIOR 89], e o uso do polinômio observador,  $T(q^{-1})$ , que funciona como uma espécie de filtro das ações de controle, fizeram com que os ruídos fossem praticamente ignorados e não comprometessem a qualidade do controle que desejava-se implementar.

No entanto, observou-se que este ajuste, que possibilita a utilização do controlador em plantas com alto grau de ruído e produz ações de controle muito suaves, pode penalizar o controle quanto à velocidade de rejeição das perturbações estocásticas que ocorrem no processo, no caso, as quedas de pressão da caldeira.

Quanto ao problema da caldeira, este pode ser facilmente resolvido através da utilização de outra fonte de calor ou, pela troca do controlador de pressão da caldeira por outro que permita um diferencial de pressão menor.

Caso se deseje continuar utilizando a atual caldeira, deve-se usar vapor apenas como ajuste fino de temperatura. Neste caso, seria necessário a instalação de um pequeno tanque pulmão para armazenar água quente.

Quanto à reação utilizada, esta foi escolhida por ser de interesse industrial e apresentar várias dificuldades de processamento como alta exotermicidade e a presença do "efeito-gel", que alteram muito a dinâmica do processo.

No que diz respeito ao controlador implementado, concluiu-se que:

O comportamento do GPC depende principalmente das escolhas dos horizontes ( $N1$ ,  $N2$  e  $NU$ ) e do uso ou não do polinômio observador,  $T(q^{-1})$ . O algoritmo do GPC é também relativamente robusto a erros de modelagem, em termos de tempo-morto e ordem do modelo. No presente trabalho, o uso do polinômio observador, de um  $N2$  conservativo e de  $NU$  unitário foi suficiente para se obter uma boa performance. O uso destes parâmetros reduz a carga computacional do algoritmo de controle e não compromete o desempenho do controlador. No entanto, ainda faltam ser determinadas regras mais sólidas para o ajuste dos parâmetros do GPC, de acordo com o tipo de processo e o desempenho desejado.

A estrutura competitiva de modelos a cada amostragem ajusta o modelo do processo dentro da faixa de modelos pré-definida pelo usuário. Esta estrutura é a responsável pela capacidade do controlador de acompanhar as mudanças na dinâmica do reator. Apesar de seu desempenho satisfatório, uma alternativa para essa estrutura é utilizar um único modelo, mais realista, que possa prever todas as fases de operação da polimerização do estireno, de modo a obter um controle de melhor qualidade. No entanto, por se tratar de um processo altamente não-linear, assim que se possuir um modelo representativo para este processo, o mais recomendável é tentar a aplicação de algum controlador não-linear, haja visto, a qualidade dos resultados obtidos com este tipo de controle [SOROUSH 92].

O mecanismo de ajuste automático funciona como uma base para a escolha dos parâmetros definitivos do GPC e permite que usuários sem conhecimento de controle preditivo possam utilizar este sistema.

Sugere-se, também, como prosseguimento deste trabalho: o desenvolvimento de um aplicativo para *WINDOWS*®, de modo a oferecer aos usuários uma interface gráfica mais avançada.

Mais genericamente, outra sugestão seria a comparação de diferentes algoritmos, como PID, STC baseados em redes neurais, quanto às suas performances de controle e facilidade de ajuste de seus parâmetros.

---

® *Windows* é marca registrada da *Microsoft Corporation*.

## IX. NOMENCLATURA

$A(q^{-1})$	Polinômio em $q^{-1}$ , de grau $n_a$ .
$a_j$	Coefficiente de $A(q^{-1})$ .
$\tilde{A}$	$\Delta.A(q^{-1})$ .
$\tilde{a}_j$	Coefficiente de $\tilde{A}$ .
$a(t)$	Parâmetro da zona-morta.
$B(q^{-1})$	Polinômio em $q^{-1}$ , de grau $n_b$ .
$b_j$	Coefficiente de $B(q^{-1})$ .
$C$	Função de transferência do controlador.
$C(q^{-1})$	Polinômio em $q^{-1}$ , de grau $n_c$ .
$c_j$	Coefficiente de $C(q^{-1})$ .
$d$	Número de amostragens correspondente ao atraso de transporte.
$E$	Esperança matemática.
$e(t)$	Sinal erro (diferença entre o <i>set-point</i> e a saída).
$\hat{e}(t)$	erro estimado.
$E_j(q^{-1})$	Polinômio em $q^{-1}$ , de grau $j-1$ .
$e_j$	Coefficiente de $E_j(q^{-1})$ .
$E_p(t)$	Somatório dos erros de predição.
$E_p^*(t)$	Somatório dos erros de predição ponderado.
$f(t)$	Componente de $\hat{y}(t)$ que não depende do controle futuro.
$\underline{f}$	Vetor dos valores de $f(t)$ .
$\underline{f}_n$	Fatores de esquecimento.
$\underline{F}$	Matriz Diagonal dos fatores de esquecimento.

$F_j(q^{-1})$	Polinômio em $q^{-1}$ , de grau $n_a$ .
$f_j$	Coefficiente de $F_j(q^{-1})$ .
$G$	Função de transferência nominal do processo.
$G_c$	Função de transferência de malha fechada.
$G_{creal}$	Função de transferência real de malha fechada.
$G_p$	Função de transferência real do processo.
$\Delta G$	Dinâmica (aditiva) não-modelada do processo.
$G_{=}$	Matriz triangular inferior de dimensão $N2 \times N2$ .
$G_{=1}$	Matriz triangular inferior de dimensão $N2 \times NU$ .
$G_j(q^{-1})$	Polinômio em $q^{-1}$ , definido por $E_j(q^{-1}).B(q^{-1})$ .
$g_j$	Coefficiente de $G_j(q^{-1})$ .
$I$	Matriz Identidade.
$j$	Contador.
$J$	Função custo do GPC, a minimizar.
$J_1$	Função custo do GPC na forma vetorial.
$k$	Contador relacionado com $j$ através da equação: $k = j - d - 1$ .
$k(t)$	Parâmetro do algoritmo de estimação RELS.
$k^*(t)$	Parâmetro do algoritmo PLS.
$K_c$	Ganho do controlador PID.
$Lg$	Primeira linha transposta de $(\underline{G}^T . \underline{G} + \lambda . I)^{-1} . \underline{G}^T$
$M(t)$	Conjunto de modelos formulado pela estrutura competitiva de modelos.
$N1$	Horizonte mínimo de predição.
$N2$	Horizonte máximo de predição.
$NU$	Horizonte de controle.
$n_d$	Número de pontos pesquisado.

<b>p</b>	Ordem do modelo.
<b>P(q<sup>-1</sup>)</b>	Polinômio seguidor do modelo definido pelo usuário.
<b>P<sub>n</sub>(q<sup>-1</sup>)</b>	Numerador do polinômio seguidor.
<b>P<sub>d</sub>(q<sup>-1</sup>)</b>	Denominador do polinômio seguidor.
<b>R(q<sup>-1</sup>)</b>	Polinômio em q <sup>-1</sup> , de grau j-1.
<b>r<sub>j</sub></b>	Coefficiente de R(q <sup>-1</sup> ).
<b>S<sub>p</sub>(t)</b>	Índice percentual de adequação do modelo pesquisado.
<b>T(q<sup>-1</sup>)</b>	Polinômio observador, definido pelo usuário.
<b>t</b>	Indicador de tempo.
<b>T<sub>i</sub></b>	Tempo Integral do Controlador PID.
<b>u(t)</b>	Sinal de saída gerado pelo controlador.
<b>ũ</b>	Δ.u.
<b>ũ</b>	Vetor dos valores de ũ.
<b>u<sup>f</sup>(t)</b>	Sinal de saída do controlador filtrado pelo polinômio observador.
<b>u<sub>1</sub></b>	Ação de controle sobre a válvula de controle de água fria.
<b>u<sub>2</sub></b>	Ação de controle sobre a válvula de controle do vapor.
<b>w(t)</b>	<i>Set-point</i> em função do tempo.
<b>x(t)</b>	Perturbação estocástica.
<b>y(t)</b>	Saída do processo.
<b>ŷ(t)</b>	Saída estimada do processo.
<b>y<sub>SP</sub></b>	Valor constante do <i>set-point</i> .
<b>y<sub>r</sub>(t)</b>	Valor de referência.
<b>y<sup>f</sup>(t)</b>	Saída do processo filtrada pelo polinômio observador.
<b>Ŷ</b>	Vetor dos valores de saída estimados.
<b>Y<sub>-SP</sub></b>	Vetor dos valores de referência.

**Letras Gregas**

$\alpha$	Parâmetro de projeto do GPC.
$\beta$	Parâmetro da raiz de $T(q^{-1})$ .
$\gamma$	Constante utilizada na análise da função de transferência de malha fechada.
$\delta$	Faixa de ruído.
$\Delta$	Operador; $1-q^{-1}$ .
$\Phi$	Faixa da ordem dos modelos pesquisados definido pelo usuário.
$\lambda$	Ponderação do somatório dos erros de predição.
$\lambda_a$	Fator de esquecimento do critério de adequação.
$\lambda_e$	Fator de esquecimento do algoritmo de estimação paramétrica.
$\lambda_0$	Ponderação da ação de controle constante entre 0 e 1.
$\lambda(j)$	Fator de esquecimento (ou ponderação sobre a ação de controle).
$\mu_p(t)$	Medida de adequação do modelo pesquisado p.
$v(t)$	Sinal de saída do controlador multiplicado por $P(q^{-1})$ .
$\Sigma$	Somatório.
$\theta$	Vetor de parâmetros do modelo do processo.
$\hat{\theta}$	Vetor de parâmetros do modelo do processo estimado.
$\hat{\theta}_p(t)$	Vetor de parâmetros estimado do modelo do processo p.
$\tau$	Raízes de $T(q^{-1})$ .
$\xi(t)$	Ruído branco.
$\Psi(t)$	Saída auxiliar do processo definida por $P(q^{-1}).y(t)$ .
$\underline{\Psi}(t)$	Vetor regressor (dos dados) na estimação dos parâmetros.

### Lista de Siglas

<b>AD/DA</b>	Analógica-Digital/Digital-Analógica
<b>CARIMA</b>	<i>Controlled Auto Regressive and Integrated Moving Average</i>
<b>CARMA</b>	<i>Controlled Auto Regressive and Moving Average</i>
<b>DARMA</b>	<i>Deterministic Auto Regressive and Moving Average</i>
<b>DMC</b>	<i>Dynamic Matrix Control</i>
<b>ECM</b>	Estrutura Competitiva de Modelos
<b>EPSAC</b>	<i>Extended Prediction Self-Adaptive Control</i>
<b>GLC</b>	<i>Globally Linearization Control</i>
<b>GMV</b>	<i>Generalized Minimum Variance</i>
<b>GPC</b>	<i>Generalized Predictive Controller</i>
<b>GPCA</b>	<i>Generalized Predictive Controller Adaptativo</i>
<b>IDCOM</b>	<i>Identification Command</i>
<b>ITAE</b>	Integral Absoluta do Erro Ponderado
<b>LCMI</b>	Laboratório de Controle e Microinformática
<b>LQG</b>	<i>Linear Quadratic Gaussian</i>
<b>LRPC</b>	<i>Long Range Predictive Control</i>
<b>MBPC</b>	<i>Model Based Predictive Controller</i>
<b>MHz</b>	Megahertz
<b>ML</b>	Máxima Verossimilhança
<b>MMA</b>	Metil-Metacrilato
<b>MPHC</b>	<i>Model Predictive Heuristic Control</i>
<b>MV</b>	<i>Minimum Variance</i>
<b>PC</b>	<i>Personal Computer</i>
<b>PI</b>	Controlador Proporcional-Integral
<b>PID</b>	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo

---

<b>PLS</b>	<i>Predictive Least Squares</i>
<b>PRBS</b>	<i>Pseudo Random Binary Sequence</i>
<b>PVA</b>	Álcool Polivinílico
<b>RELS</b>	<i>Recursive Extended Least Squares</i>
<b>RLS</b>	<i>Recursive Least Squares</i>
<b>RML</b>	Máxima Verossimilhança Recursiva
<b>RPM</b>	Rotações por Minuto
<b>SADECA</b>	Sistema para a Avaliação de Desempenho de Controladores Adaptativos
<b>SDCA</b>	Sistema de Desenvolvimento de Controladores Adaptativos
<b>STC</b>	<i>Self-Tuning Control</i>
<b>STPID</b>	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo Auto-Ajustável
<b>STR</b>	<i>Self-Tuning Regulator</i>
<b>UFSC</b>	Universidade Federal de Santa Catarina

## **X. APÊNDICES**

**X.1 Apêndice A - Especificação dos Equipamentos.**

**X.2 Apêndice B - Calibração do conjunto Termopar-Amplificador.**

**X.3 Apêndice C - Eliminação Natural do *Off-Set* através da Utilização do Modelo CARIMA.**

**X.4 Apêndice D - Computação de Gj.**

**X.5 Apêndice E - Identificação em Malha Aberta do Sistema.**

## **Apêndice A - Especificação dos Equipamentos**

### **A.1 Válvula de controle da linha de água fria**

Marca Hiter - Série 201, atuador DN0021-AC,  
Ar-abre, igual percentagem,  $C_v = 3,5$ ,  
Alimentação 20 psi, sinal de comando 3 a 15 psi,  
Parte interna de aço inox 316, corpo de aço carbono,  
Conexões tipo rosca de 3/4 in.

### **A.2 Válvula de controle da linha de vapor**

Fabricante - Badger Meter Inc.,  
Ar-abre, igual percentagem,  
Alimentação 20 psi, saída de 3 a 15 psi  
Parte interna de aço inox 316, corpo de aço carbono,  
Conexões tipo rosca de 1/2 in.

### **A.3 Conversor eletropneumático da linha de água fria**

Marca Hélix - tipo P11-1111-2,  
Sinal de entrada: 4 a 20 mA,  
Sinal de saída: 3 a 15 psi,  
Alimentação: 20 psi.

### **A.4 Conversor Eletropneumático da Linha de vapor**

Marca Conoflow (ITT Fluid Technology Corporation),  
Sinal de entrada: 4 a 20 mA,  
Sinal de saída: 3 a 15 psi,  
Alimentação: 20 psi.

### **A.5 Filtro regulador de pressão da linha de água fria**

Marca Hélix - tipo F11-11,  
Alimentação: 30 psi, Saída: 20 psi.

### **A.6 Filtro regulador de pressão da linha de vapor**

Marca Conoflow (ITT Fluid Technology Corporation),

Alimentação: 30 psi, Saída: 20 psi.

### **A.7 Termopar**

Marca Ecil - tipo T (cobre-constantan),

Sinal de saída - entre 0 e 10 mV.

### **A.8 Amplificador**

Marca Microquímica - modelo 308 A,

Ganho: 1.000 a 10.000,

Entrada: 0 a 10 mV, Alimentação: 220 V.

### **A.9 Agitador**

Marca Fisatom - modelo 713-T,

Velocidade de agitação: 0 a 6.000 rpm,

Potência: 80 W, Alimentação: 220 V.

### **A.10 Controlador**

Microcomputador tipo PC 386DX/33MHz,

Marca Dismac,

Co-processador aritmético 8087-II,

Disco rígido de 100 MB, 1 unidade de disco flexível.

### **A.11 Placa Analógica-Digital / Digital-Analógica**

Marca Taurus 10 bits,

Canais de entrada: 8 canais de 1 a 5 Volts,

Canais de saída: 8 canais de 1 a 5 Volts e 2 canais de 4 a 20 mA,

Tempo de conversão mínimo - 6  $\mu$ s.

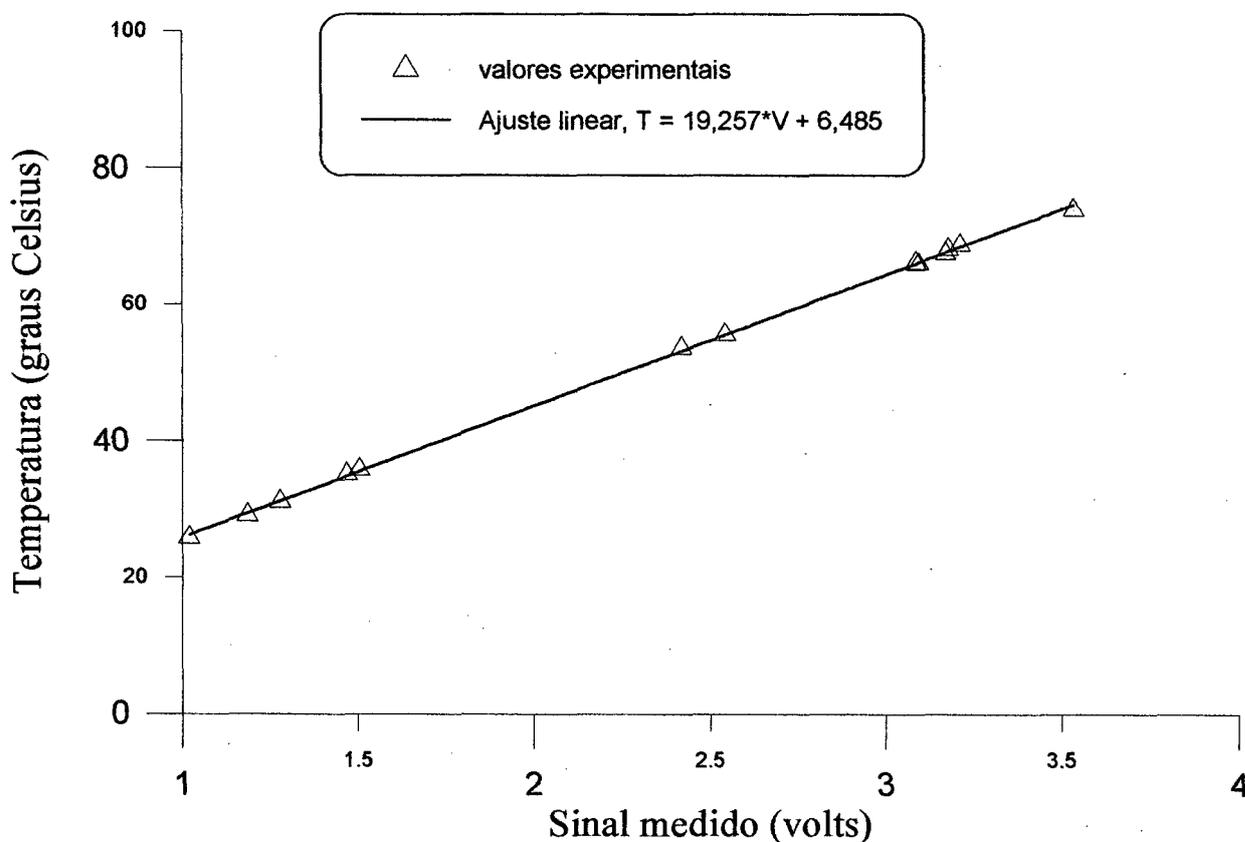
## Apêndice B - Calibração do Conjunto Termopar- Amplificador

Utilizou-se um termopar do tipo Cobre-constantan e um amplificador com ganho de 1000. Foi feita uma calibração obtendo-se com isso a curva da figura X.1 que relaciona a temperatura do reator com o sinal de tensão recebido pelo microcomputador.

A expressão que representa esta curva é dada por :

$$T = 19,26.V + 6,485 ,$$

Onde T é a temperatura em graus Celsius e V é o sinal de tensão do amplificador, dado em volts. O coeficiente de regressão linear da curva obtida, apartir de 13 pontos experimentais é de 0,9996.



### Fit Results

Fit 1: Linear,  $Y=B*X+A$  Equation:  $Y = 19.2576 * X + 6.48546$

Number of data points used = 13 Coef of determination, R-squared = 0.999632

Residual mean square,  $\sigma\text{-hat-sq'd} = 0.129049$

Figura X.1 - Curva de Calibração do Conjunto Termopar-Amplificador

### Apêndice C - Eliminação Natural do *Off-Set* através da Utilização do Modelo CARIMA

A equação Diophantine:

$$1 = E_j(q^{-1}) \cdot A(q^{-1}) \cdot \Delta + q^{-j} \cdot F_j(q^{-1})$$

Quando calculada para um valor de  $q^{-1}=1$ , produz:

$$1 = E_j(1) \cdot A(1) \cdot \Delta(1) + F_j(1)$$

Como  $\Delta(1) = 0$ , então  $F_j(1) = 1$ , tal que  $f(t+j) = F_j \cdot y(t)$  é um sinal cujo valor médio é igual ao valor médio de  $y(t)$ .

Retornando à equação Diophantine do início e multiplicando-a por  $y(t)$ , têm-se:

$$F_j(q^{-1}) \cdot q^{-j} \cdot y(t) = y(t) \cdot (1 - E_j(q^{-1}) \cdot A \cdot \Delta)$$

$$q^{-j} \cdot F_j(q^{-1}) \cdot y(t) = y(t) - E_j(q^{-1}) \cdot A \cdot \Delta \cdot y(t)$$

A equação acima mostra que se  $y(t)$  é uma constante  $\bar{y}$ , tal que  $\Delta \cdot y(t) = 0$ , então a componente do lado direito da igualdade acima reduz-se a  $\bar{y}$ . Isto, junto com a ação de controle dado pela equação abaixo, assegura o comportamento livre de "off-set" pela ação integral inerente ao modelo utilizado.

$$u(t) = u(t-1) + g^{-T} (y_r - f) \quad \text{Ação de Controle}$$

Onde  $g^{-T}$  é a primeira linha transposta de  $(G^T \cdot G + \lambda \cdot I)^{-1} \cdot G^T$

$$y_p = q^{-j} \cdot F_j(q^{-1}) \cdot y(t) = y(t) = y = \text{constante}$$

### Apêndice D - Computação de $G_j$

Na derivação da equação do preditor j-passos à frente, obtém-se:

$$y(t+j) = E_j \cdot B \cdot \Delta \cdot u(t+j-1) + F_j \cdot y(t) + E_j \cdot \xi(t+j)$$

Como  $E_j(q^{-1})$  é de grau  $j-1$ , as componentes do ruído estão todas no futuro. Então, o preditor ótimo, dadas as saídas até o tempo  $t$  e  $u(t+i)$ , para  $i > 1$ , é:

$$\hat{y}(t+j/t) = G_j \cdot \Delta \cdot u(t+j-1) + F_j \cdot y(t)$$

onde,  $G_j = E_j \cdot B$ .

Reorganizando a equação acima, observa-se que:

$$G_j(q^{-1}) = \frac{B(q^{-1})}{\Delta \cdot A(q^{-1})} [1 - q^{-j} \cdot F_j(q^{-1})]$$

Tal que, uma maneira de se calcular  $G_j$  é simplesmente considerar a transformada-z das respostas da planta ao degrau e tomar os primeiros  $j$ -termos [CLARKE 85].

## Apêndice E - Identificação em Malha Aberta do Sistema

A identificação experimental do sistema sem reação química foi feita através de um degrau na abertura da válvula de controle do vapor, de 2,0 (abertura de 25%) até 5,0 volts (abertura máxima), figura X.2.

Baseado nessa identificação, o processo pode ser modelado como um sistema de primeira ou segunda ordem, de acordo com a conveniência da situação. No caso de um sistema de primeira ordem, obtém-se um modelo com os seguintes parâmetros: K (ganho) = 20 graus/volt,  $\tau$  (constante de tempo) = 370 s e  $\theta$  (tempo-morto) = 90 s, como mostra a equação abaixo:

$$G_p(s) = 20 \cdot \exp(-90 \cdot s) / (370 \cdot s + 1)$$

Essa identificação do sistema serviu como base para o cálculo dos parâmetros de um controlador PID clássico, testado neste trabalho e cujos resultados de controle se encontram na figura VII.8, capítulo VII.

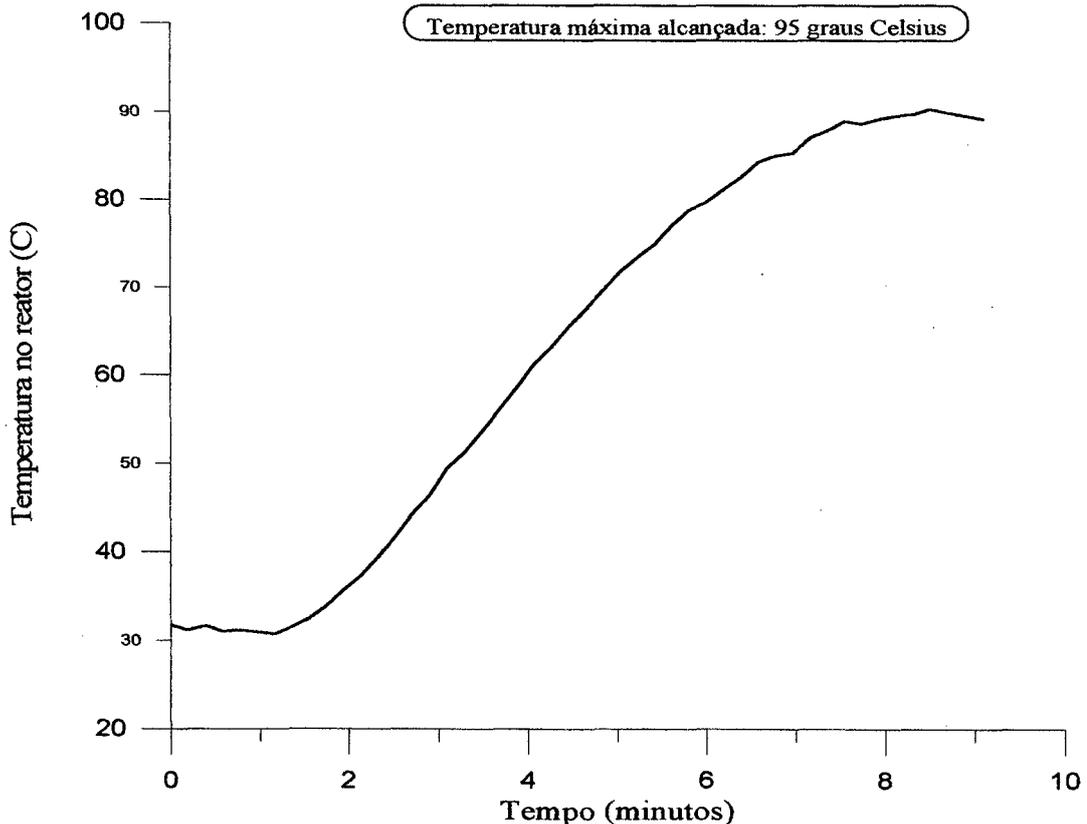


Figura X.2 - Identificação do sistema sem reação química em malha aberta.

## XI. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[ ANDERSON 94 ]

ANDERSON, J., BACKX, T., VAN LOON, J. & KING, M., "Getting the Most from Advanced Process Control". Chemical Engineering, pp. 78-90, March 1994.

[ ÅSTRÖM 70 ]

ÅSTRÖM, K. J., "Introduction to Stochastic Control Theory". Academic Press Inc., New York, 1970.

[ ÅSTRÖM 73 ]

ÅSTRÖM, K. J. & WITTENMARK, B., "On-Self Tuning Regulators". Automatica, vol. 9, pp. 185-199, 1973.

[ ÅSTRÖM 84 ]

ÅSTRÖM, K. J. & WITTENMARK, B., "Computer Controlled Systems - Theory and Design". Prentice-Hall, New Jersey, 1984.

[ ÅSTRÖM 87 ]

ÅSTRÖM, K.J., "Adaptative Feedback Control". Proceedings IEEE, vol. 75, no. 2, pp.185-217, 1987

[ ÅSTRÖM 89 ]

ÅSTRÖM, K. J. & WITTENMARK, B., "Adaptative Control". Addison-Wesley Publishing Company, 1989.

[ BIESSENBERGER 83 ]

BIESSENBERGER, J. & SEBASTIAN, D.H. "Principles of Polymerization Engineering". John Wiley & Sons Inc., New York, 1983.

[ BOLZAN 91 ]

BOLZAN, A., "Ajuste e Implementação de um Controle Adaptativo para um Reator Semi-Batelada". Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, Dezembro 1991.

## [ CARAFILAKIS 93 ]

CARAFILAKIS, S., "Estratégias Ótimas de Controle de um Reator Descontínuo de Polimerização via Radicais Livres". Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 1993.

## [ CLARKE 75 ]

CLARKE, D.W. & GAWTHROP, P.J., "Self-Tuning Controller". Proceedings IEE-D, vol. 122, pp. 929-934, 1975.

## [ CLARKE 79 ]

CLARKE, D.W. & GAWTHROP, P.J., "Self-Tuning Control". Proceedings IEE-D, vol. 126, pp. 633-640, 1979.

## [ CLARKE 85 ]

CLARKE, D.W. & ZHANG, L., "Does Long Range Predictive Control Work ?". IEE Conference "Control 85", Cambridge, 1985.

## [ CLARKE 87a ]

CLARKE, D.W., MOHTADI, C. & TUFFS, P.S. "Generalized Predictive Control - Part I. The Basic Algorithm". Automatica, vol. 23, pp. 137-148, 1987.

## [ CLARKE 87b ]

CLARKE, D.W., MOHTADI, C. & TUFFS, P.S., "Generalized Predictive Control - Part II. Extensions and Interpretations". Automatica, vol. 23, pp.149-160, 1987.

## [ CLARKE 89 ]

CLARKE, D.W. & MOHTADI, C., "Properties of Generalized Predictive Control". Automatica, vol. 25, no.6, pp. 859-875, 1989.

## [ CUTLER 80 ]

CUTLER, C.R. & RAMAKER, B.L., "Dynamic Matrix Control - A Computer Control Algorithm". JACC, San Francisco, 1980.

## [ DEFAYE 93 ]

DEFAYE, G., REGNIER, J., CHABANON, L., CARALP, L. & VIDAL, C., "Adaptative-Predictive Temperature Control of Semi-Batch Reactors". Chemical Engineering Science, vol. 48, no. 19, pp. 3373-3382, 1993.

[ DE KEYSER 85 ]

DE KEYSER, R.M.C. & VAN CAUWENBERGHE, A.R., "Extended Prediction Self-Adaptive Control". IFAC Symp. Ident. Syst. Param. Est., New York, 1985.

[ DESOER 75 ]

DESOER, C.A. & VIDYASAGAR, M., "Feedback Systems: Input-Output Properties". Academic Press, New York, 1975.

[ INGLIS 91 ]

INGLIS, M.P., CLUETT, W.R. & PENLIDIS, A., "Long Range Predictive Control of a Polymerization Reactor". The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 69, pp. 120-129, 1991.

[ ISERMANN 81 ]

ISERMANN, R., "Digital Control Systems". Springer Verlag, Berlin, 1981.

[ ISERMANN 93 ]

ISERMANN, R., HECKER, O. & KNAPP, T., "Robust Adaptive Control of a Time Varying Process Using Parallel Recursive Estimators". 12th IFAC World Congress, vol. 3, pp. 185-188, Sydney, Australia, 1993.

[ KAILATH 80 ]

KAILATH, T., "Linear Systems". Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1980.

[ KATENDE 93 ]

KATENDE, E. & JUTAN, A., "A New Constrained Self-Tuning PID Controller". The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 71, pp. 625-633, 1993.

[ KRAVARIS 87 ]

KRAVARIS, C. & CHUNG, C.B., "Nonlinear State Feedback Synthesis by Global Input/Output Linearization". AIChE Journal, vol. 33, pp. 592, 1987.

[ KRAVARIS 90 ]

KRAVARIS, C. & SOROUSH, M., "Synthesis of Multivariable Nonlinear Controllers by Input/Output Linearization". AIChE Journal, vol. 36, pp. 249, 1990.

[ McINTOSH 91 ]

McINTOSH, A.R., SHAH, S.L. & FISHER, D.G., "Analysis and Tuning of Adaptive Generalized Predictive Control". *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 69, pp. 97-110, 1991.

[ MANO 85 ]

MANO, E.B., "Introdução a Polímeros". Editora Edgar Blücher, São Paulo, 1985.

[ MENEZES 93 ]

MENEZES, M.A.S., "Implementação de um Controlador GPC Adaptativo Aplicado a Processo Industriais". Tese de Mestrado, PPGEE/UFSC, 1993.

[ MORARI 91 ]]

MORARI, M., "Process Control and Operations: Recent Trends and a Look at the Future". *Proceedings of the 4th World Congress of Chemical Engineering*, 1991.

[ PETERKA 84 ]

PETERKA, v., "Predictor-Based Self-Tuning Control". *Automatica*, vol. 20, pp. 39-50, 1984.

[ RICHALET 78 ]

RICHALET, J, RAULT, A., TESTUD, L. & PAPPON, J, "Model Predictive Heuristic Control: Applications to Industrial Processes". *Automatica*, vol. 14, pp. 413-418, 1978.

[ RIPPIN 91 ]

RIPPIN, D.W.T.; "Think Batch - Part I". *Chemical Engineering*, May, 1991, pp. 101-107.

[ RISSANEN 86 ]

RISSANEN, J.A. "A Predictive Least Squares Principle". *IMA J. Math Control. Inform.*, pp. 211-212, 1986.

[ ROBINSON 91 ]

ROBINSON, B.D. & CLARKE, D.W. "Robustness Effects of a Prefilter in Generalized Predictive Control". *IEE Proceedings-D*, vol 138, pp. 02-08, January, 1991.

[ SAUNDERS 88 ]

SAUNDERS, K.J. "Organic Polymer Chemistry". Ed. Chapman and Hall, 2nd edition, London, 1988.

[ SEBORG 86 ]

SEBORG, D.E., EDGAR, T.F. & SHAH, S.L., "Adaptive Control Strategies for Process Control: A Survey". *AIChE Journal*, vol. 32, no. 6, pp. 881-913, 1986.

[ SEBORG 89 ]

SEBORG, D.E., EDGAR, T.F. & MELLICHAMP, D.A., "Process Dynamics and Control". John Wiley and Sons, Singapore, 1989.

[ SHAH 91 ]

SHAH, S.L. & CLUETT, W.R., "Recursive Least Squares Based Estimation Schemes for Self-Tuning Control". *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 69, pp. 89-96, 1991.

[ SMITH 58 ]

SMITH, O.J.M., "Feedback Control Systems". McGraw-Hill, New York, 1958.

[ SODERSTRAM 90 ]

SODERSTRAM, T. & STOICA, P., "System Identification", Prentice-Hall, 1990.

[ SOROUSH 92 ]

SOROUSH, M. & KRAVARIS, C., "Non-Linear Control of a Batch Polymerization Reactor : An Experimental Study". *AIChE Journal*, vol. 38. nº.9, pp 1429-1448, 1992.

[ SOUZA JUNIOR 89 ]

SOUZA JUNIOR, M.B., "Controle Preditivo de Longo Alcance : Uma Investigação". Tese de Mestrado, COPPE/UFRJ, 1989.

[ STEPHANOPOULOS 84 ]

STEPHANOPOULOS, G., "Chemical Process Control : An Introduction to Theory and Practice". Prentice-Hall, New Jersey, 1984.

[ TUFFS 85 ]

TUFFS, P.S., "Self-Tuning Control: Algorithms and Applications". Report OUEL number 1567/85, University of Oxford, 1985.

[ TZOUANAS 89 ]

TZOUANAS, V.K. & SHAH, S.L., "Adaptative Pole-Assignment Control of a Batch Polymerization Reactor". *Chemical Engineering Science*, vol. 44, pp. 1183-1193, 1989.

[ VILLERMAUX 93 ]

VILLERMAUX, J., "Future Challenges for the Basic Research in Chemical Engineering". Chemical Engineering Science, vol 48, pp. 2525-2535, 1993.

[ WELLSTEAD 79 ]

WELLSTEAD, P.E., PRAGER, D. & ZANKER, P., "Pole Assignment Self-Tuning Regulator". Proceedings IEE-D, vol. 126, pp. 781-787, 1979.

[ YDSTIE 84 ]

YDSTIE, B.E., "Extended Horizon Adaptive Control". IFAC 9th World Congress, Budapest, Hungary, 1984.