

**AGUSTINHO PLUCENIO**

**AUTOMAÇÃO DA PRODUÇÃO DE POÇOS DE PETRÓLEO OPERANDO  
COM ELEVAÇÃO ARTIFICIAL POR INJEÇÃO CONTÍNUA DE GÁS**

**FLORIANÓPOLIS**

**2003.**



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

**AUTOMAÇÃO DA PRODUÇÃO DE POÇOS DE PETRÓLEO OPERANDO  
COM ELEVAÇÃO ARTIFICIAL POR INJEÇÃO CONTÍNUA DE GÁS**

Dissertação submetida à  
Universidade Federal de Santa Catarina  
como parte dos requisitos para a  
obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

**AGUSTINHO PLUCENIO**

Florianópolis, Junho de 2003.

# AUTOMAÇÃO DA PRODUÇÃO DE POÇOS DE PETRÓLEO OPERANDO COM ELEVAÇÃO ARTIFICIAL POR INJEÇÃO CONTÍNUA DE GÁS

Agustinho Plucenio

Esta Dissertação foi julgada adequada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Elétrica, Área de Concentração em *Controle, Automação e Informática Industrial*, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Santa Catarina.

---

Daniel Juan Pagano, Dr.  
Orientador

---

Dr. Edson Roberto de Pieri  
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica

Banca Examinadora:

---

Daniel Juan Pagano, Dr.

---

Julio Elias Normey Rico, Dr.  
Co-orientador

---

Augusto H. Bruciapaglia, Dr.

---

Eduardo Camponogara, Dr.

---

Luis Carlos Geron, Eng.

*À minha esposa Márcia e meus filhos Daniel, Renata e Guilherme...*

## *Agradecimentos*

*Agradeço a minha família pela paciência e apoio, ao Dr. Daniel Juan Paganó pela confiança e entusiasmo e ao Dr. Augusto Humberto Brucciapaglia pela dedicação ao projeto.*

*Agradeço também a empresa Scandpower que nos forneceu licença para uso acadêmico do simulador OLGA com o qual efetuamos a maioria dos experimentos e a empresa SMAR que, por meio de convênio firmado com esta universidade, possibilitou o estudo prático de controle via rede Fieldbus.*

*Finalmente, gostaria também de agradecer o apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo - ANP - e da Financiadora de Estudos e Projetos - FINEP - por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor Petróleo e Gás - PRH-34-ANP/MCT.*

Resumo da Dissertação apresentada à UFSC como parte dos requisitos necessários para  
obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

**AUTOMAÇÃO DA PRODUÇÃO DE POÇOS DE PETRÓLEO OPERANDO  
COM ELEVAÇÃO ARTIFICIAL POR INJEÇÃO CONTÍNUA DE GÁS**

**Agustinho Plucenio**

Junho/2003

Orientador: Daniel Juan Pagano

Área de Concentração: Controle, Automação e Informática Industrial

Palavras-chave: Petróleo, Elevação artificial, Controle, Fieldbus.

Número de Páginas: 106

Quando a vazão de um poço de petróleo encontra-se abaixo de um nível economicamente aceitável, devido por exemplo a queda da pressão natural do reservatório e/ou devido as características do fluido sendo produzido, costuma-se utilizar algum dos métodos de elevação artificial de petróleo: Bomba de sucção com hastes, Bombas Elétricas Submersas, Injeção Contínua de Gás, Injeção Intermitente de Gás, etc. O método de Injeção Contínua de Gás utiliza injeção de gás no Tubo de Produção para diminuir a densidade média do fluido produzido e, conseqüentemente, a pressão exercida pelo mesmo na frente dos canhoneados. Gás é normalmente injetado no espaço anular Revestimento-Tubo de Produção e entra no Tubo de Produção por meio da Válvula Operadora de Injeção de Gás.

Uma das questões relacionadas com o método refere-se a otimização do uso de gás comprimido. Considerando o caso em que exista uma disponibilidade ilimitada de gás comprimido, deve-se buscar o ponto onde o valor do ganho de produção devido ao último incremento de gás comprimido injetado é igual ao custo deste incremento de injeção. A fim de determinar este ponto de operação torna-se necessário o completo conhecimento do desempenho do poço, da válvula de *gas lift*, do *choke* de injeção de gás, da queda de pressão no anular e no tubo de produção, do desempenho do *choke* de produção e das características PVT (Pressão-Volume-Temperatura) do fluido de produção e injeção. Embora inicialmente seja possível a obtenção dos parâmetros necessários para a utilização de um modelo completo do sistema e alcançar um resultado com uma incerteza razoável, na medida que a pressão do reservatório cai, torna-se necessário sua atualização através de medições que podem apontar para a necessidade de mudanças nas válvulas operadoras de *gas lift*. Tudo isto envolvendo custos de operação e perda de produção devido a interrupção da produção dos poços.

Uma outra questão relacionada ao método diz respeito a estabilidade da vazão de produção dos poços. Por causa da compressibilidade do gás, a vazão de produção de um poço operando com injeção de gás pode ser muito oscilatória ou até mesmo instável devido ao fenômeno conhecido como *heading*. Sabe-se que este comportamento é acentuado na medida que se diminui a vazão de injeção. Grandes oscilações na vazão de produção dos poços geram graves problemas para os processos à jusante, como transporte ou separação e precisam ser evitadas para diminuir custos no dimensionamento destes componentes. Válvulas operadoras de

injeção de gás mecânicas tem uma capacidade limitada de amortecer oscilações na produção para vazões de injeção muito baixas. Isto pode restringir a menor vazão de injeção a ser utilizada, o que, numa situação de restrição no fornecimento de gás comprimido, pode levar a necessidade de fechamento do poço.

Este trabalho propõe um método automático para controlar um grupo de poços operando com elevação por injeção contínua de gás. O método proposto utiliza controle via Rede *Fieldbus* para continuamente estabilizar a vazão de produção e otimizar um objetivo econômico sem interromper a produção dos poços, utilizando sensores e atuadores na superfície.

Abstract of Dissertation presented to UFSC as a partial fulfillment of the requirements for  
the degree of Master in Electrical Engineering.

**AUTOMATION OF OIL WELLS PRODUCTION OPERATING BY  
CONTINUOUS GAS LIFT**

**AGUSTINHO PLUCENIO**

June /2003

Advisor: Daniel Juan Pagano

Area of Concentration: Oil well, Artificial gas lift, Control Systems, Fieldbus.

Keywords: Automation etc.

Number of Pages: 106

When an oil well flow rate drops below a certain economic threshold due to factors like formation pressure decline and or production fluids properties, several artificial lifting methods may be employed: Sucker Rod Pump, Electrical Submersible Pump, Continuous Gas Lift, Intermittent Gas Lift, etc. The Continuous Gas Lift method uses gas injection in the Production Tubing to lower the average flowing fluid density and consequently the pressure exerted by it in the perforated zone. Gas is normally injected in the annular space Production Tubing-Casing and enters the Prod.Tubing via a Gas Lift Operating Valve.

One of the issues related with Continuous Gas Lift is the optimization of the use of compressed gas. Considering the case where there is enough compressed gas, each well should be operated at the point where the cost of any small increment of gas injection mass flow rate matches the gain due to the incremental production. In order to determine this operating point it becomes necessary the complete knowledge of the Well Performance, Fluid Properties, The Pressure Drop in the Production Tubing for multi phase flow, the performance of the Gas lift operating valve and the Production Choke Performance. Although a good knowledge of the required parameters may exist at the beginning of the operation, as the reservoir pressure declines, additional measurements might be necessary which could point to new settings of the Gas Lift Operating Valves. All of these requiring the interruption of the well production and involving operating costs.

Another issue is the one related with the well stability. Due to the gas compressibility, the flow of a well operated with continuous gas lift can be very oscillatory and even unstable due to heading. It is known that this behavior gets worst as the injection flow rate is decreased. Oscillatory flow rate poses several problems in the downstream processes like separation and should be avoided. A Pressure Operated Gas Lift Valve has a limited capacity to damp flow oscillations for low gas injection rates. This might impose a constraint on the minimum well operating injection flow rate which, in a situation of decreased gas supply, may force the well closing.

This work proposes an automated method to control a group of wells operated with Continuous Gas Lift. This method utilizes feedback control via Fieldbus network in order to stabilize the production flow and optimizes an economic objective without interrupting well production and using surface sensors and actuators.

# Sumário

<b>1</b>	<b>Introdução</b>	<b>1</b>
1.1	Formação e Acumulação de Petróleo . . . . .	1
1.2	Perfuração de Poços . . . . .	3
1.3	Completação de Poços . . . . .	6
1.4	A necessidade de Elevação Artificial . . . . .	9
1.5	Métodos de Elevação Artificial . . . . .	11
1.6	Elevação Artificial por Injeção Contínua de Gás . . . . .	12
1.6.1	Funcionamento em regime permanente . . . . .	14
1.6.2	Funcionamento durante a partida . . . . .	16
1.6.3	Análise do Processo de Elevação por Injeção de Gás . . . . .	17
1.7	Motivação da Dissertação . . . . .	20
<b>2</b>	<b>Descrição do Problema</b>	<b>25</b>
2.1	Modelagem Matemática do Processo . . . . .	25
2.2	Sistema implementado no Simulador . . . . .	28
2.3	Identificação utilizando a técnica dos Mínimos Quadrados não recursivo . . . . .	30
2.3.1	Identificação para o Controle da Vazão de Injeção . . . . .	32
2.3.2	Sinal de Identificação . . . . .	33

2.3.3	Identificação de $H_2(z) = q_I^\delta(z)/\phi^\delta(z)$ . . . . .	34
2.3.4	Identificação de $H_1(1) = q_W^\delta(z)/q_I^\delta(z)$ . . . . .	37
<b>3</b>	<b>Desenvolvimento do Controlador</b>	<b>43</b>
3.1	Considerações iniciais . . . . .	43
3.2	Posicionamento de Pólos para sistema representado por múltiplos modelos . .	44
3.2.1	Exemplo . . . . .	57
3.2.1.1	PRP x sintonia pelo modelo médio . . . . .	59
3.2.1.2	PRP x LQR-LMI . . . . .	65
<b>4</b>	<b>A técnica PRP aplicada à Elevação por Injeção Contínua de Gás</b>	<b>72</b>
4.1	Estrutura de Controle . . . . .	72
4.1.1	Síntese do Controlador para a malha interna . . . . .	74
4.1.2	Síntese do Controlador para a malha externa . . . . .	79
4.2	Respostas obtidas com o simulador OLGA . . . . .	82
4.3	Implementação do sistema em Rede <i>Fieldbus</i> . . . . .	92
4.4	Otimização de um Grupo de poços . . . . .	95
<b>5</b>	<b>Conclusões</b>	<b>101</b>

# Capítulo 1

## Introdução

### 1.1 Formação e Acumulação de Petróleo

O petróleo é uma substância orgânica formada principalmente por Carbono e Hidrogênio com impurezas como Nitrogênio, Enxofre e Oxigênio. Quando uma quantidade suficiente de matéria orgânica, vegetal e/ou animal, começou a ser depositada junto com finos sedimentos em ambientes de águas calmas iniciou-se o processo de formação de petróleo. A partir deste momento, foi necessário o soterramento desta lama por mais sedimentos de forma que esta massa ganhasse profundidade e rapidamente se isolasse da atmosfera oxidante. Ao ganhar profundidade houve um aumento da temperatura e pressão que, ao longo do tempo, agiram em um processo chamado de maturação. Neste processo, semelhante ao processo de cozimento em panela de pressão, pequenas quantidades de petróleo foram sendo liberadas desta rocha e, devido a menor densidade, iniciaram o processo de migração para a superfície. Em alguns casos o processo de migração terminou quando o óleo encontrou uma rocha permeável e porosa coberta por uma capa impermeável chamada trapa (*trap*). Esta rocha que acumulou o petróleo chama-se reservatório e é normalmente uma rocha sedimentar. Uma análise microscópica mostraria que existe um espaço entre os grãos do material que constitui a rocha sedimentar. Algumas rochas apresentam fissuras, ou fraturas naturais que contribuem para a porosidade total enquanto que rochas calcáreas podem apresentar porosidades oriundas de processos de dissolução do carbonato. Para uma unidade de volume de rocha a soma destes espaços chama-se porosidade  $\Phi$ . Ao longo dos anos muitos processos físico-químicos vão agir sobre a rocha de forma a alterar sua porosidade. Assim, a porosidade de uma rocha

sedimentar, que diminui com a profundidade devido a compactação, também diminui com a obstrução do espaço poroso intergranular devido a cimentação dos grãos por elementos como cálcio e intrusão de sedimentos finos como folhelho, etc. Em uma situação típica, o petróleo vai deslocar a água que ocupa o espaço poroso e saturar a rocha com petróleo. Nem toda a água será deslocada. Devido a efeitos como capilaridade, molhabilidade, etc., parte da água permanece. Esta quantidade de água constitui o que se chama *connatewater* ou água conata. Uma característica desejável do reservatório é uma boa porosidade, visto que para um reservatório com uma área  $A$ , altura média  $h$ , porosidade denotada por  $\Phi$ , saturação de água conata  $sw_{con}$ , o volume do óleo no local é dado pela equação

$$Ah\phi(1 - sw_{con}). \quad (1.1)$$

Dependendo das características do reservatório e do fluido de formação, a fração recuperável deste volume varia em torno de trinta por cento. Este fator pode aumentar dependendo do preço do barril no mercado e das tecnologias disponíveis para a exploração de petróleo. Uma propriedade desejável para o reservatório é que o fluido possa mover-se com facilidade através do meio poroso. Esta característica é a Permeabilidade ( $\kappa$ ), medida em Darcy homenageando o trabalho pioneiro de Henry Darcy na investigação de fluxo de água em filtros de areia. Para um único fluido com viscosidade  $\mu$ , o fluxo não turbulento em uma amostra de rocha de permeabilidade constante  $k$ , seção transversal  $A$  e comprimento  $l$  é descrito pela equação

$$\frac{Q}{A} \simeq \frac{k}{\mu} \frac{dp}{dl} \quad (1.2)$$

onde  $Q$  é a vazão e  $\frac{dp}{dl}$  é a queda de pressão ao longo do comprimento da amostra. Para os casos de fluxo de mais de uma fase, surge o conceito de permeabilidade relativa.

A busca por acumulações de petróleo é a parte do processo chamado de exploração. A grosso modo a medida da probabilidade da existência de um reservatório explotável depende da probabilidade da existência de uma rocha-mãe nas proximidades, de uma rocha reservatório com porosidade e permeabilidade aceitáveis, de uma trapa e de que tenha havido um caminho para a migração da rocha-mãe para o reservatório. Ao longo dos anos tem-se utilizado diversas técnicas que permitem, com maior ou menor grau de exatidão, a inferência de algumas das características mencionadas. Dentre estas técnicas temos, métodos que utilizam medidas gravitacionais, medições do nível médio do mar por satélite de forma a inferir a geometria das formações no subsolo devido a diferenças de densidade das rochas e principalmente Técnicas

utilizando Sísmica.

## 1.2 Perfuração de Poços

A partir da análise de um prospecto gerado por um grupo de geofísicos e geólogos decide-se pela perfuração de um poço exploratório. Uma vez que o poço exploratório revele a existência de um reservatório saturado com petróleo parte-se para a perfuração de poços semi-exploratórios com o intuito de delimitar o campo. Na maioria das vezes os poços descobridores são aproveitados na fase exploratória. Durante a perfuração dos poços faz-se a aquisição contínua de diversas variáveis envolvidas no processo de perfuração. Medidas da taxa de penetração da broca, descrição litológica dos detritos recolhidos na peneira, detecção de gás, etc., vão constar de um perfil chamado *mud logging*.

Ao término de cada fase perfurada com um diâmetro de broca realiza-se uma perfilagem. Isto consiste na descida de ferramentas suspensas por um cabo de aço ligado a uma unidade de controle e aquisição de dados. Este cabo contém em seu interior um grande número de fios elétricos que permite fornecer energia as ferramentas e estabelecer comunicação de dados bi-direcional ferramenta-unidade. A maioria das ferramentas realizam medidas quase contínuas (a cada 6 polegadas de poço, por exemplo) mas existem algumas ferramentas que são operadas estacionadas em profundidades selecionadas, seja para aquisição de dados ou para obtenção de amostras de formação ou de fluido de formação. Em geral as ferramentas vão fornecer medidas que permitirão a obtenção de informações sobre litologia, porosidade, saturações, permeabilidade, inclinação e direção das formações atravessadas, geometria do poço, pressões estáticas do fluido de formação, etc.

Um aspecto importante é a medida do tempo de trânsito de ondas acústicas compressionais que permite escalonar a seção sísmica em profundidade. A análise destes perfis permite a reinterpretação do conjunto de dados disponíveis. Depois de realizada a perfilagem, a fase perfurada é revestida com tubos de aço de diâmetro apropriado. Este revestimento pode ir do fundo até o início do revestimento anterior, quando é chamado de *liner* ou até a superfície, quando é chamado de *casing*. O espaço anular poço aberto-revestimento é cimentado para isolar diferentes formações. A figura 1.1 mostra, de forma simplificada, os principais elementos de um poço pronto para a produção, ou "completado", no jargão da indústria. Parte da seção do revestimento em frente à zona saturada de petróleo é canhoneada para permitir a entrada

de petróleo para o interior do poço. A operação de canhoneio consiste na detonação de cargas moldadas instaladas em canhões que vão perfurar o revestimento, a camada de cimento no espaço anular poço-revestimento e penetrar algumas polegadas na formação. O diâmetro de entrada do orifício produzido pelo tiro, a penetração, a densidade de disparos e a distribuição angular dos disparos varia conforme o canhão e a carga utilizada. Um canhão muito popular é o "casing-gun" que consiste em um canhão na forma de um tubo com diâmetro de quatro polegadas com 4 tipos/pé distribuídos com uma separação angular de 90 graus. A necessidade de otimizar a produção levou ao desenvolvimento de canhões sofisticados com alta densidade de tiros, alta penetração, grande diâmetro de entrada com sistemas de disparos via cabo ou coluna. O tipo de canhão, carga e sistema de disparo é selecionado conforme as características da formação, do poço e do tipo de completação.

O "packer" de produção é o elemento que permite ancorar o tubo de produção no fundo do poço e isolar hidraulicamente o espaço anular revestimento-tubo de produção abaixo e acima do mesmo.

O "choke" de produção é uma válvula de orifício construída para resistir ao efeito erosivo de partículas sólidas que porventura sejam produzidas junto com o fluido da formação. É comum utilizar uma medida da abertura do "choke" como um diâmetro igual a um múltiplo de  $\frac{1}{64}$  polegadas. Em geral, os poços exploratórios descobridores são testados. As técnicas e as ferramentas empregadas nos testes de formação tem evoluído continuamente. Os procedimentos de testes de formação são uma forma de identificação onde o sistema é perturbado pelo acionamento de válvulas instaladas na coluna de teste e na cabeça do poço e as variáveis como pressão e temperatura são registradas, tanto no fundo, através de registradores com memória, como na superfície. Os principais resultados de um teste de formação são a pressão estática do reservatório, a permeabilidade, a curva IPR (*Inflow Performance Relationship*), a análise PVT (Pressão, Volume, Temperatura) do fluido de formação, o teor de areia e as razões Água-Óleo (*WOR*) e Gás-Óleo (*GOR*).

Desde o início da exploração de petróleo adotou-se uma forma de relacionar a produção dos poços com a pressão na frente da zona produtora e a pressão estática da formação. É importante mencionarmos algumas definições antes da discussão (vide figura 1.2):

- Ponto de Bolha. É o ponto da relação Pressão - Temperatura para uma amostra de petróleo onde é liberada a primeira bolha de gás. Para uma determinada Temperatura constante este ponto caracteriza a pressão de bolha.

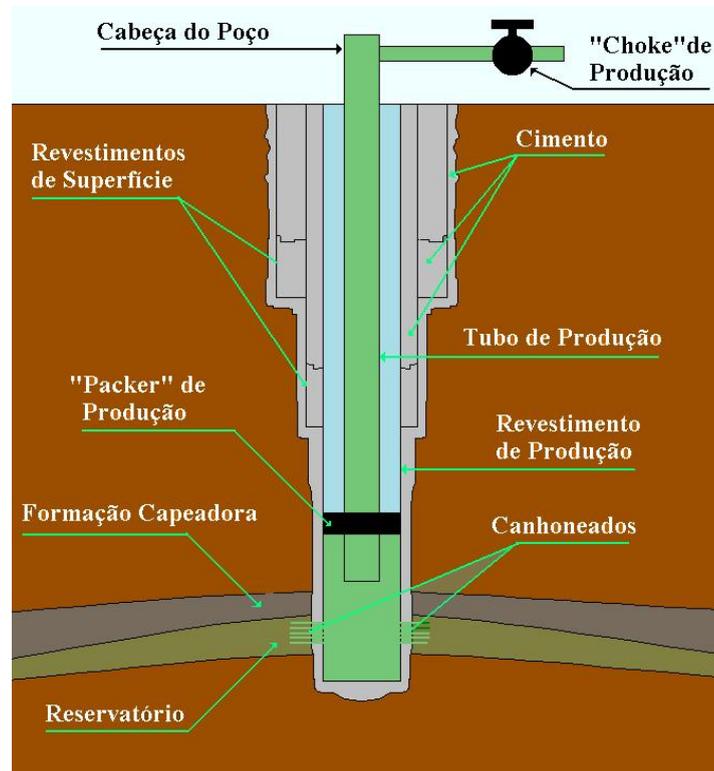


Figura 1.1: Poço Típico.

- Ponto de Orvalho. É o ponto da relação Pressão-Temperatura de uma amostra de petróleo onde o mesmo, encontrando-se no estado gasoso, forma a primeira gota de petróleo ao sofrer uma pequena variação na pressão e/ou temperatura.
- Gás Associado. É o gás liberado do petróleo quando, por exemplo para uma mesma Temperatura a pressão cai abaixo do ponto de bolha.
- Gás Natural. É o termo utilizado para gases produzidos por reservatórios de gás.
- Petróleo Subsaturado. É o petróleo na pressão acima do seu ponto de bolha.
- Petróleo Saturado. É o petróleo na pressão igual ou inferior ao seu ponto de bolha.

A figura 1.3 da esquerda mostra a curva IPR típica para fluido subsaturado e a da direita, para fluido saturado. Estas curvas relacionam a vazão de produção na cabeça do poço para diferentes valores de pressão na face dos canhoneados. Existem dois pontos importantes nestas curvas que são o ponto de Vazão nula, que corresponde a uma pressão na face dos canhoneados igual a Pressão estática do reservatório, e o ponto de Vazão Máxima que poderia ser obtida para o poço quando submetido a uma pressão nula na face dos canhoneados. Estes

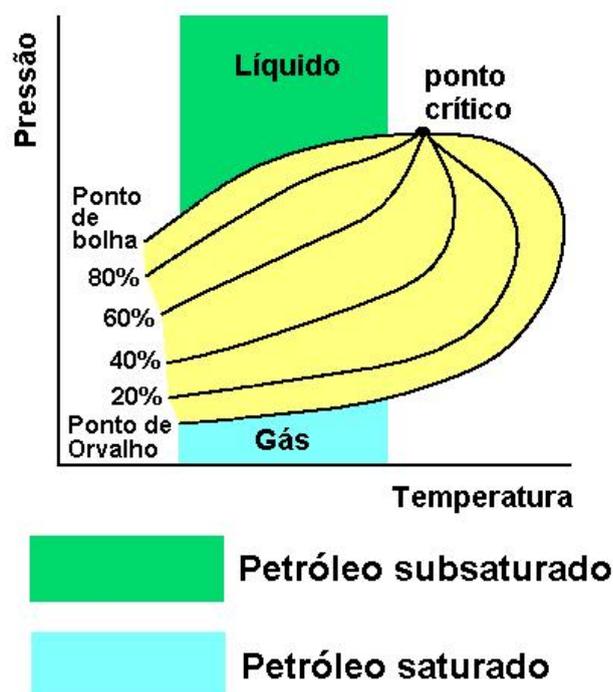


Figura 1.2: Relação Pressão-Temperatura típica para uma amostra de petróleo

pontos estão indicados na figura. A inclinação desta curva está relacionada com o Índice de produtividade do poço. Este conceito é mais facilmente utilizado para o caso de fluido subsaturado quando a relação é considerada linear.

### 1.3 Completação de Poços

O plano de exploração de um reservatório é feito objetivando maximizar um resultado econômico onde o ganho é o valor de mercado do volume recuperado de petróleo e a despesa está relacionada com o custo da atividade necessária para obter esta produção. Isto pode violar algumas restrições impostas pela agência reguladora que pode, por exemplo, ter como objetivo a máxima recuperação do petróleo existente no reservatório. Em um reservatório podemos ter, de baixo para cima devido a segregação natural, a combinação dos seguintes fluidos tomados de 1 a 1, 2 a 2 ou 3 a 3; água, óleo e gás. Em alguns casos a zona de água estará ligada de alguma forma à superfície, o que vai caracterizar um tipo de mecanismo natural de manutenção da pressão do reservatório durante a produção (*water drive mechanism*). Em outros casos a existência de um capa de gás pode servir como uma forma de mecanismo

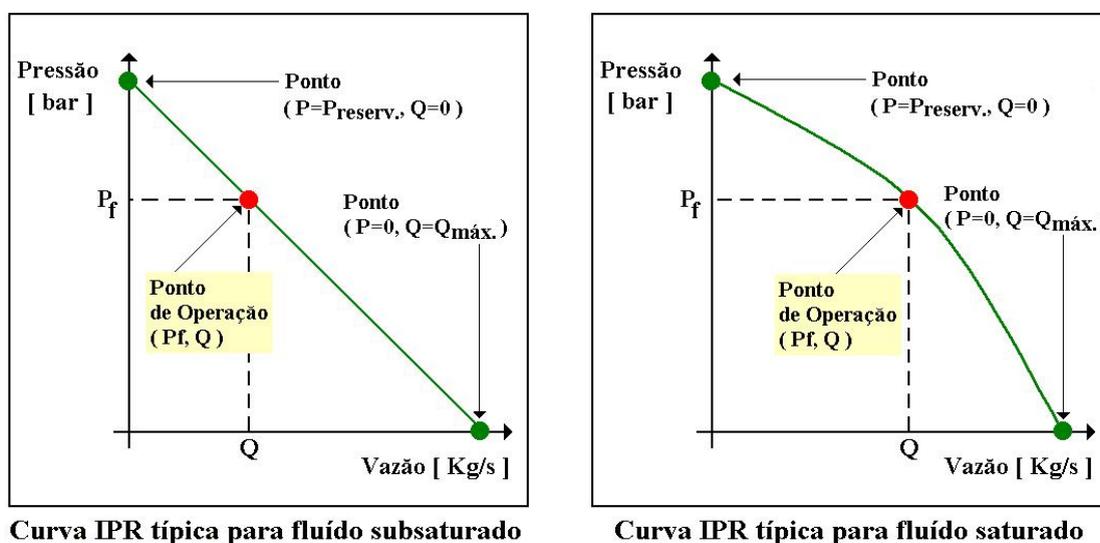


Figura 1.3: Curva típica "Inflow Performance Relationship".

de expulsão do petróleo, caso em que ocorre um decaimento da pressão do reservatório com a produção (*gas cap drive*). Quando a característica PVT ( Pressão-Volume-Temperatura ) do petróleo é tal que o petróleo, na pressão e temperatura do reservatório encontra-se muito próximo do ponto de bolha, a diminuição da pressão devido a produção libera gás que recupera parte da pressão (*dissolved gas driving mechanism*). Alguns reservatórios podem não dispor dos mecanismos de produção acima citados e portanto sofrerem uma diminuição da pressão com a produção numa taxa mais elevada. Em outros casos pode ocorrer a combinação dos mecanismos de produção mencionados. Quando o fluido ocupando o poro de uma camada da formação suporta parte da carga litostática acima dela, a pressão deste fluido será anormal. A maioria dos reservatórios, entretanto, apresentam um gradiente de pressão normal que corresponde a uma coluna hidrostática de água salgada. Como a densidade do petróleo é mais baixa que a da água, a pressão exercida no fundo do poço por uma coluna estática de petróleo é mais baixa que a pressão estática do reservatório. Ao fluir, deve-se considerar a queda de pressão na coluna de produção devido ao atrito. Temos assim, em regime permanente, duas componentes para a queda de pressão na coluna de produção: A componente devido a gravidade e aquela devido ao atrito. Para o caso monofásico pode-se escrever

$$\frac{dP}{dh} = \rho g + f \frac{\rho v^2}{2D}. \quad (1.3)$$

Nesta expressão

$\rho$  é a densidade do fluido,

$g$  é a aceleração da gravidade,

$D$  é o diâmetro do tubo de produção,

$v$  é a velocidade do fluido no tubo de produção e

$f$  é o fator de fricção *Fanning* que depende da rugosidade do tubo de Produção e do Número de *Reynolds*  $R$ , dado pela expressão.

$$R = \frac{Dv\rho}{\mu}, \quad (1.4)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade dinâmica do fluido.

Considerando que a vazão mássica  $q$  é dada pela expressão

$$q = \rho v A, \quad (1.5)$$

e  $A = \frac{\pi D^2}{4}$ , pode-se reescrever a equação 1.3 como

$$\frac{dP}{dh} = \rho g + \frac{8}{\pi^2} f \frac{q^2}{\rho D^5}. \quad (1.6)$$

No início da exploração do reservatório a pressão natural da formação é normalmente maior que a queda de pressão no tubo de produção devido à gravidade e ao atrito. Assim, muitos reservatórios iniciam a fase explotatória produzindo por elevação natural. De acordo com levantamentos feito pela empresa ABB (*Asea Brown Boveri*) existem cerca de 2 milhões de poços de petróleo em operação no mundo. Cerca de um milhão necessita de elevação artificial. Na maioria das vezes a vazão dos poços é limitada a um valor abaixo do valor máximo possível por razões diversas como evitar conificação de água, produção de areia, atendimento ao órgão regulador ( DOE <sup>1</sup> no EUA, ANP<sup>2</sup> no Brasil, etc. ) por exemplo. Isto é normalmente feito controlando a abertura de um *choke* de produção que mantém a pressão na cabeça do poço em um nível tal que somada à queda de pressão na coluna de produção fornece uma pressão no fundo do poço que vai corresponder a uma produção desejada. Isto caracteriza o ponto de operação ( $P_f, Q$ ) mostrado na figura 1.3.

<sup>1</sup>DOE-U. S. Department Of Energy

<sup>2</sup>ANP-Agência Nacional de Petróleo

## 1.4 A necessidade de Elevação Artificial

Na medida que o reservatório produz, sua pressão média cai, numa taxa que depende, dentre outros fatores, do tamanho do reservatório e da taxa de produção. A queda da pressão média do reservatório pode ser modelada como originando uma nova curva IPR que, para simplificar, supomos ter a mesma inclinação, conforme mostramos na figura 1.4. A vazão de produção de um poço é determinada pela pressão na frente da zona canhoneada. Esta pressão, aqui denominada  $P_{canh}$  é, em regime permanente, igual a soma da queda de pressão no revestimento  $P_{revest}$ , queda de pressão no tubo de produção  $P_{tp}$  e pressão na cabeça do poço  $P_{cab}$ .

$$P_{canh} = P_{revest} + P_{tp} + P_{cab} \quad (1.7)$$

As componentes  $P_{revest}$  e  $P_{tp}$  apresentam, em regime permanente, como anteriormente mencionado, uma componente devido a gravidade e outra devido ao atrito. Considerando que a abertura do poço foi inicialmente controlada no início da produção, pode-se ir abrindo o choke de produção, diminuindo a pressão na cabeça do poço e assim manter o nível de produção desejado. Eventualmente, vai se chegar a uma situação onde, para a manutenção de uma

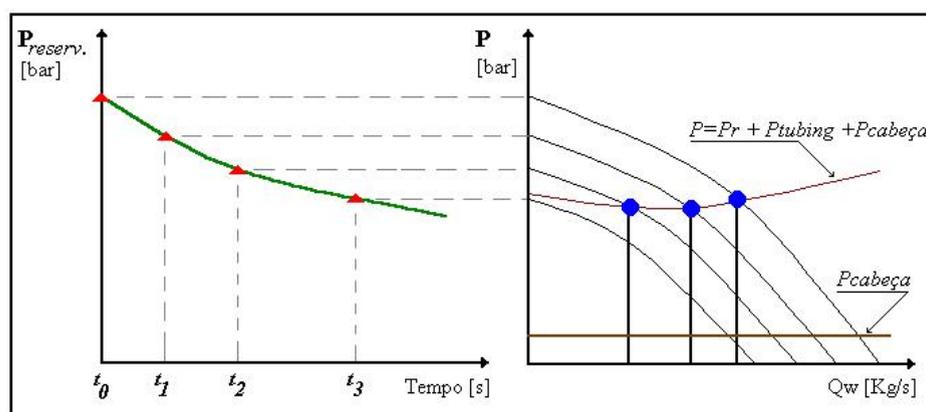


Figura 1.4: Queda da Produção de um poço.

pressão na cabeça do poço mínima necessária para os processos a jusante, (linha de produção, separador, etc), já não se consegue uma vazão economicamente satisfatória. Esta situação é representada na figura 1.4 onde a queda de pressão do reservatório dá origem a diferentes curvas IPR. Assim, conforme o tempo passa, supondo que a pressão na cabeça do poço seja mantida e que o fluido produzido pela formação mantenha as mesmas características (percentagem de gás e água), a vazão de produção cai. A figura 1.5 mostra o efeito da diminuição

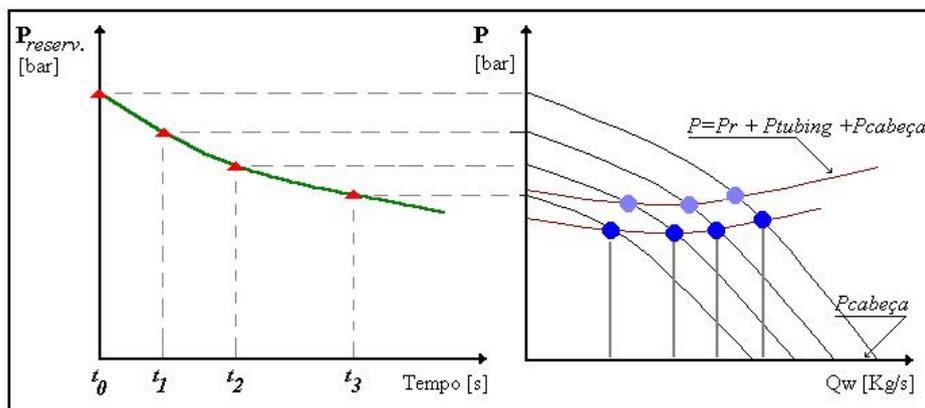


Figura 1.5: Controle da Vazão de Produção.

da pressão na cabeça do poço (no caso levando-a para zero).

Na prática, um histórico da produção de um poço mostra que em geral tanto a curva IPR como a curva que representa a queda de pressão variam com o tempo, particularmente para poços produzindo de reservatórios com óleo saturado. A contribuição de cada fase (água, óleo e gás) produzida pode variar. A fração de gás produzida pode aumentar quando a pressão cai abaixo do ponto de bolha. Em reservatórios com uma capa de gás acima da zona produtora, a queda de pressão na vizinhança do poço, formando um efeito "cone invertido", pode baixar o contato óleo-gás permitindo a entrada de gás pelos canhoneados. A entrada de água pode aumentar quando existe um contato água-óleo e a queda de pressão na vizinhança do poço eleva a profundidade do contato (efeito de conificação), permitindo a entrada de mais água pelos canhoneados. Água ou gás podem ainda entrar na produção oriundas de algum processo de injeção no reservatório. É claro que o plano de exploração de um reservatório poderá, a qualquer tempo, lançar mão de algum método de recuperação secundária que dentre outros efeitos pode agir na manutenção da pressão do reservatório, como a injeção de água, gás, vapor, polímero, etc. A escolha do método e do momento de sua aplicação vão depender de uma análise econômica, das características do reservatório e do fluido da formação. É possível então, que se tenha simultaneamente à aplicação de um método de recuperação secundária com injeção de algum fluido em poços injetores, a utilização de métodos de elevação artificial nos poços produtores.

## 1.5 Métodos de Elevação Artificial

Os principais métodos de elevação artificial utilizam alguma forma de bombeio, injeção de gás ou produção intermitente ou combinações destas formas.

- Bomba de Sucção com Hastes.
- Bomba de Cavidade Progressiva.
- Bomba Centrífuga Submersa
- Elevação por Injeção Contínua de Gás
- Elevação por Injeção Intermitente de Gás

A escolha de um determinado método de elevação artificial deve considerar inúmeras variáveis como a geometria do poço, profundidade, localização em terra ou mar (*on-shore* ou *offshore*), características do fluido produzido, teor de areia produzida pela formação, pressão estática do reservatório, etc. Além disso deve-se analisar a disponibilidade dos insumos necessários para a implementação do método como energia elétrica para as bombas ou gás para injeção. É interessante observar que enquanto a fração de gás apresenta uma dificuldade para as bombas centrífugas submersas, ela auxilia a elevação por injeção contínua de gás. Comparativamente a outros métodos de elevação artificial, a injeção contínua de gás apresenta desempenho igual ou melhor no que se refere à produção de sólidos, corrosão e temperatura. Além disso situa-se bem nos aspectos volume de produção e profundidade dos poços. Deve-se mencionar, entretanto, que este método não é recomendado para a elevação de petróleo de reservatórios muito depletados ( reservatórios com pressão de formação muito inferiores à pressão original devido a produção acumulada ). Isto porque existe um limite no quanto se pode baixar o peso da coluna de fluido sendo produzido e ainda assim elevar uma quantidade economicamente interessante de petróleo. Ou seja, se a pressão natural do reservatório baixa em demasia, fica difícil gaseificar a coluna de produção suficientemente para que a pressão exercida no fundo do poço permita a entrada de fluido para o interior do poço. Eventualmente têm-se que optar por um outro método de elevação como a injeção intermitente de gás ou a utilização de bombas submersas, por exemplo.

## 1.6 Elevação Artificial por Injeção Contínua de Gás

O método de Elevação Artificial por Injeção Contínua de Gás, como o nome diz, é aquele que utiliza injeção contínua de gás na coluna de produção para diminuir a densidade do fluido sendo produzido e assim baixar a pressão exercida pelo mesmo na frente da formação produtora. Uma forma de entender o princípio de funcionamento do método é imaginar um poço cuja pressão estática da formação é menor que a pressão da coluna de fluido de formação dentro do tubo de produção. O poço estaria morto e o nível do fluido de formação dentro do tubo de produção se encontraria em um nível abaixo da cabeça do poço conforme figura 1.6. Supondo a existência de uma válvula com ação direcional (*check-valve*) no tubo de produção,

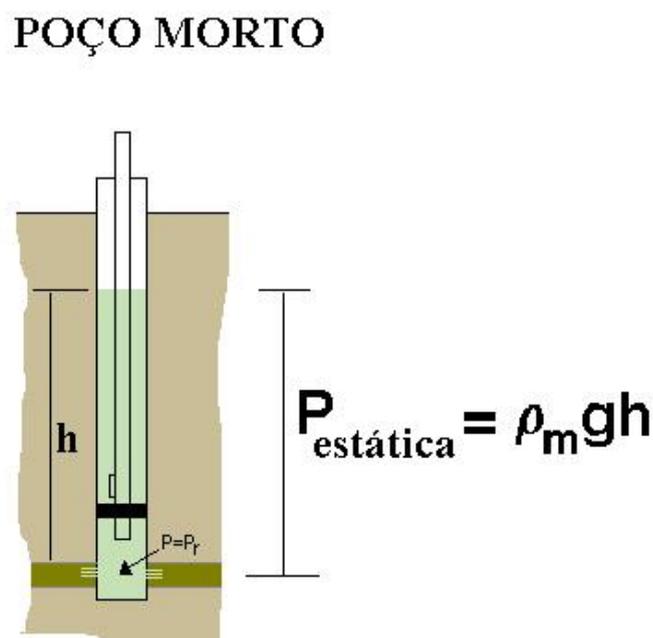


Figura 1.6: Poço Morto.

logo acima do *packer*, então ao iniciarmos o bombeio de gás a uma pressão ligeiramente maior que a pressão estática exercida pela coluna de fluido nesta profundidade teríamos fluxo de gás para dentro do tubo de produção. Este gás, por ser mais leve que o fluido da formação subiria e gaseificaria o conteúdo do tubo de produção. Pode-se imaginar que para vazões pequenas o gás viajaria até a superfície na forma de bolhas dispersas na fase líquida contínua formando o que se chama "fluxo tipo bolhas". As bolhas maiores sobem com maior velocidade e fundem-se no caminho com algumas bolhas menores. Atinge-se um ponto onde a agregação

de bolhas forma uma bolha tão grande que ocupa quase toda a seção transversal do tubo de produção e então tem-se um fluxo de líquido com bolhas separado por golfadas de gás. É o "fluxo tipo plugue". Na medida que o gás continua subindo para a superfície estas bolhas continuam aumentando de tamanho devido a diminuição da pressão estática do fluido até que se forma uma fase contínua de gás perto do centro do tubo de produção. Forma-se o "fluxo anular". Neste fluxo o gás viaja em forma contínua ocupando a parte central do tubo de produção carregando gotas da parte líquida enquanto que a parte líquida contínua viaja junto a parede do tubo na forma de um filme. Ao baixar a pressão ainda mais a expansão do gás é tal que até mesmo o filme da fase contínua líquida desaparece e todo o líquido viaja na forma de gotas carregadas pelo gás. Este é o "fluxo névoa". Em um poço pode-se esperar a ocorrência simultânea de mais de um tipo de fluxo. É claro que a pressão exercida pela coluna de fluido sobre a zona canhoneada iria mudando conforme a injeção de gás. Supondo um aumento gradual da vazão de injeção de gás, inicialmente a pressão cairia rapidamente devido a diminuição da componente gravitacional. Isto permitiria a entrada de petróleo para o interior do poço. Depois de um comportamento transitório, um equilíbrio seria alcançado onde a vazão de petróleo entrando no poço mais a vazão de gás dariam origem a um tipo de fluxo cuja queda de pressão na coluna de produção somada a pressão na cabeça do poço seria a pressão na frente dos canhoneados que obedecem a curva IPR do poço (relação pressão-vazão). A figura 1.7 mostra os principais componentes de um sistema de elevação artificial por injeção contínua de Gás. Os principais elementos são:

- A formação Produtora
- As Válvulas de *Gas Lift* (Válvulas de Descarga e Operadora)
- O *choke* de Produção
- O *choke* de Injeção de Gás.
- O Separador Água-Óleo-Gás
- O Compressor
- O Tubo de Produção
- O Revestimento.

A descrição do funcionamento do sistema deve ser separada em:

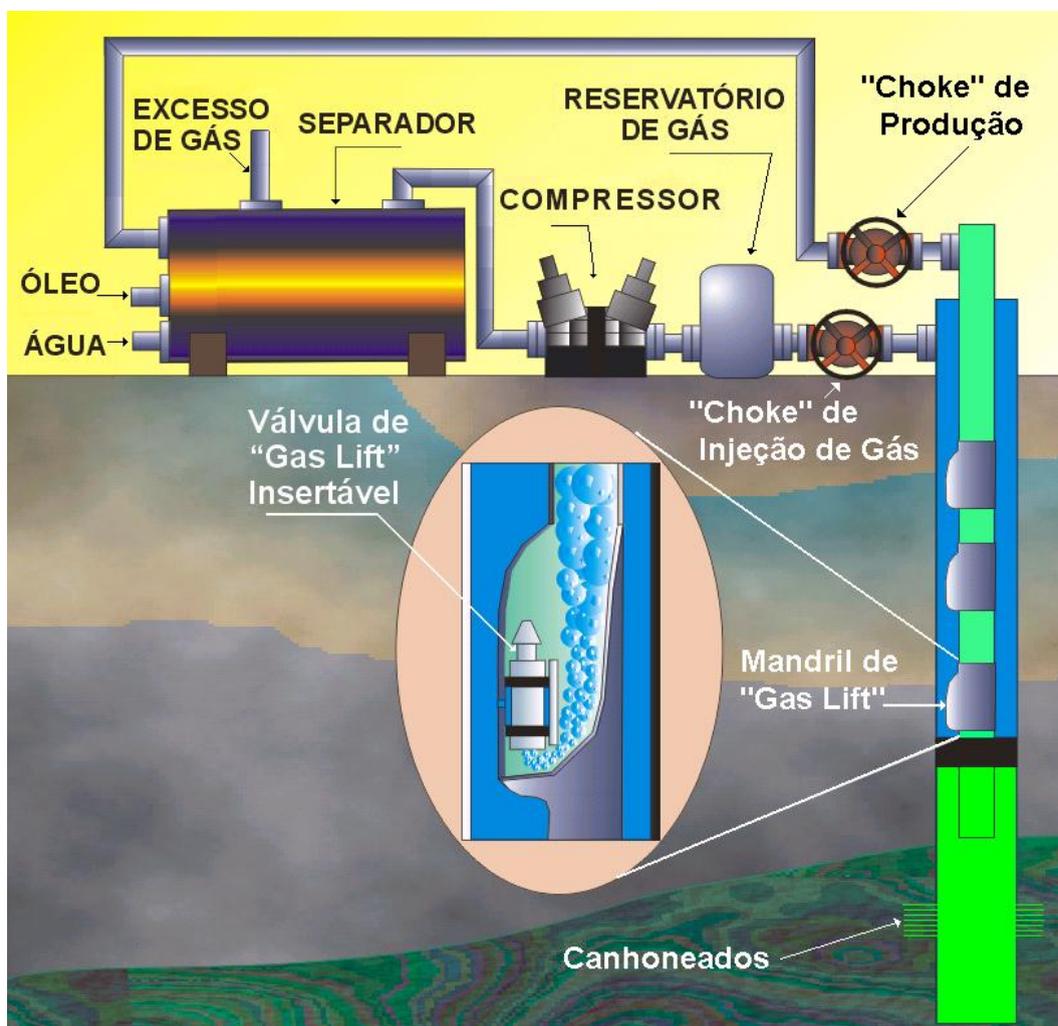


Figura 1.7: Elevação por Injeção Contínua de Gás.

- Descrição do funcionamento em regime permanente
- Descrição da partida ou início do funcionamento

### 1.6.1 Funcionamento em regime permanente

Uma vez em regime, gás é injetado normalmente no espaço anular Revestimento-Tubo de produção, passa pela válvula operadora de *Gas Lift* e entra no Tubo de Produção. A partir deste ponto, sobe junto com a produção do poço até a superfície. Na superfície a produção passa pelo *choke* de produção e normalmente, em seguida, entra no separador água-óleo-gás onde as fases são separadas. A maioria dos poços produz alguma quantidade de gás. Por isso, a partir do separador, o gás tem uma saída para o compressor e outra para o excesso de

gás produzido pela formação.

A partir do compressor o gás passa pelo *choke* de injeção, que, operando simultaneamente com a válvula operadora de *gas lift* vão determinar a vazão de injeção de gás. Na maioria das instalações procura-se projetar as válvulas de descarga de forma que elas mantenham-se fechadas em regime permanente. Supondo que todo o gás entre no tubo de produção pela válvula operadora, tem-se um comportamento entre a vazão de injeção e gás e vazão de produção da formação conforme a figura 1.8. Para pequenas vazões mássicas de injeção a queda de pressão na coluna de produção deve-se principalmente ao efeito gravitacional (peso da coluna de fluido) de forma que na medida que se aumenta a vazão de injeção de gás diminui-se ainda mais a queda de pressão na coluna de produção.

Para uma pressão constante na cabeça do poço, isto equivale a uma diminuição da pressão na frente dos canhoneados que, segundo a relação de influxo, causa um aumento na vazão de fluido da formação para o interior do poço, conforme pode ser observado na figura 1.3. Entretanto, na medida que se continua aumentando a vazão mássica de injeção de gás, a contribuição da queda de pressão no tubo de produção devido ao atrito começa a ter cada vez maior importância. O ganho de produção para o aumento da vazão de injeção torna-se, então, cada vez menor até que para uma determinada vazão de injeção atinge-se a vazão máxima de produção, ponto  $P_1$  na figura 1.8. A partir deste ponto, qualquer aumento na

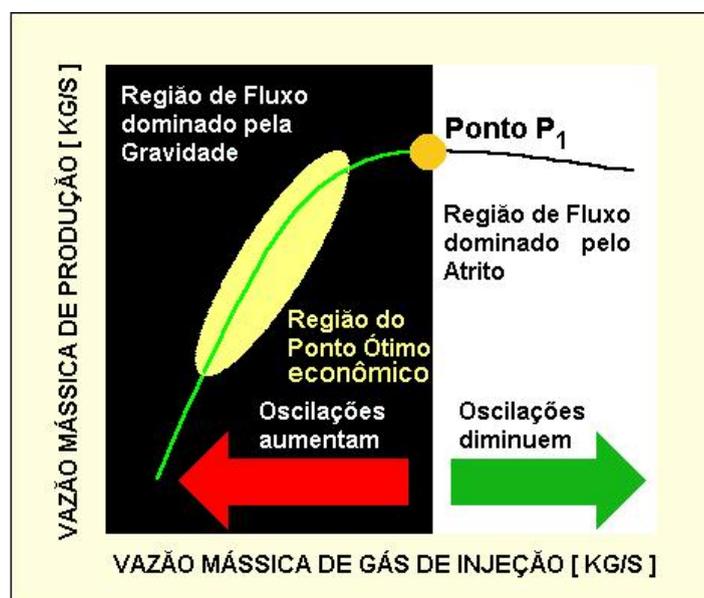


Figura 1.8: Vazão de Produção x Vazão de Injeção.

vazão mássica de gás injetado vai causar uma diminuição na vazão mássica de produção, já que o aumento da queda de pressão devido ao atrito é maior que a diminuição da queda de pressão devido a gravidade. Ao aumentar-se a vazão mássica de injeção na direção do ponto  $P_1$  atinge-se um ponto onde o valor financeiro do ganho de produção iguala-se ao valor do custo de compressão. O ponto onde isto ocorre depende de diversos parâmetros mas está situado imediatamente abaixo do ponto  $P_1$  na região do ponto ótimo econômico assinalada na figura 1.8.

### 1.6.2 Funcionamento durante a partida

No início do processo de elevação artificial por injeção contínua de gás, é comum encontrar o espaço anular revestimento-tubo de produção e mesmo o interior do tubo de produção ocupado por um fluido de completação que é um fluido preparado com características de densidade e composição tal que amortecem o poço e não causam danos à formação. Utilizando injeção de gás no espaço anular à partir da superfície, procura-se remover este fluido de completação para a superfície, sem no entanto utilizar uma pressão muito maior que a pressão de operação do sistema. Este objetivo é alcançado mediante a utilização de válvulas de descarga.

A figura 1.9 mostra o princípio de funcionamento do processo de descarga de um poço. As válvulas de descarga são aquelas válvulas de *gas-lift* operadas por pressão. São encontradas em dois tipos; Válvulas operadas por pressão de Injeção (*IPO - Injection Pressure Operated Valves*) ou Válvulas operadas por Pressão da coluna de Produção (*PPO - Production Pressure Operated Valves*). As válvulas de descarga são estrategicamente distribuídas ao longo do tubo de produção de forma que, ao aplicar-se uma injeção de gás no espaço anular revestimento-tubo de produção, ocorra uma gaseificação do fluido no tubo de produção de forma seqüencial. A entrada de gás no tubo de produção ocorre, inicialmente, pela válvula de descarga localizada mais próxima à superfície, que se mantém aberta até que o nível de fluido no anular atinja a válvula imediatamente abaixo. Esta seqüência de eventos é obtida através da especificação das válvulas utilizadas, que inclui, diâmetro de fluxo, pressão de abertura e fechamento. A etapa de descarga termina quando se atinge a válvula mais inferior que passa a ser a única válvula a operar e recebe o nome de válvula operadora.

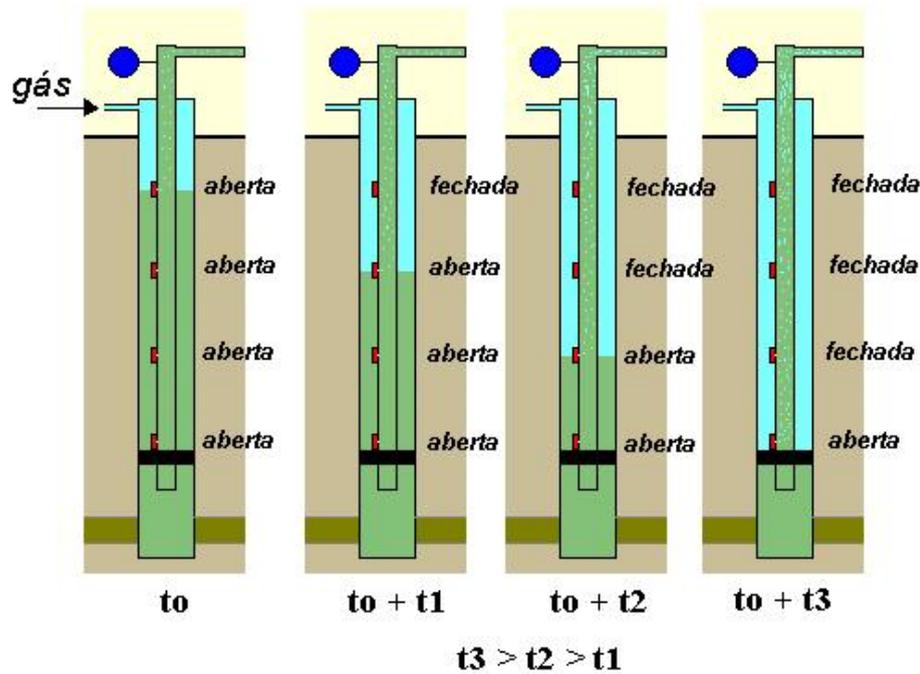


Figura 1.9: Processo de descarga

### 1.6.3 Análise do Processo de Elevação por Injeção de Gás

A análise da dinâmica de um sistema de Elevação por Injeção Contínua de Gás deve incluir a modelagem do:

- Influxo de Fluido da Formação para o interior do Poço.
- *Choke* de Injeção de Gás na superfície.
- Fluxo de Gás de Injeção no espaço anular Revestimento-Tubo de produção.
- Válvula de *Gas Lift* Operadora
- Fluxo no Tubo de Produção.
- *Choke* de Produção
- Equações de Estado do Gás de Injeção e Fluido produzido

Em geral as relações para o influxo podem ser empíricas ou teóricas. Para petróleo subsaturado, a expressão mais tradicional é aquela que relaciona linearmente a diferença entre a

pressão estática de formação e a pressão na frente dos canhoneados ( $p_{est} - p_{canh}$ ) com a vazão de produção  $q$  através do índice de produtividade  $J$ .

$$q = J(p_{est} - p_{canh}) \quad (1.8)$$

Nesta expressão o Índice de produtividade é escrito como:

$$J = 52.54\pi\kappa h / \mu B \ln(r_e/r_w) \quad (1.9)$$

onde

$J$  = Índice de Produtividade [bbl/dia/psi]

$\kappa$  = Permeabilidade [Darcy]

$h$  = altura dos canhoneados

$r_w$  = raio do poço

$r_e$  = raio do meio poroso

$\mu$  = viscosidade do fluido produzido

$B$  = Fator volume de Formação

Já em 1942 o trabalho pioneiro do engenheiro de petróleo M. Muskat apontava para o fato de que em reservatórios reais havia variações nas propriedades do petróleo e distribuição das permeabilidades relativas e saturações de acordo com a queda de pressão observada dentro do reservatório na direção do poço produtor. Então a relação esperada entre a vazão e a pressão de fundo era mais complexa do que linear especialmente em reservatórios produzindo abaixo da pressão de ponto de bolha. Embora não tenha desenvolvido uma expressão analítica para o comportamento não linear ele observou que o conceito do índice de produtividade não era constante mas dependia do valor de  $P_{est} - P_{canh}$  usado na medição. Este conceito de Índice de Produtividade diferencial é dado pela expressão

$$J(p_{canh}) = -dQ(p_{canh})/dp_{canh}. \quad (1.10)$$

J.V.Vogel (1968) obteve uma relação interessante para poços produzindo petróleo saturado e sem produção de água. Ele dividiu todas as pressões pela pressão estática do reservatório e

todas as vazões pelo potencial do poço e obteve:

$$q/q_{max} = 1 - 0.2\left(\frac{p_{canh}}{\bar{p}_{est}}\right) - 0.8\left(\frac{p_{canh}}{\bar{p}_{est}}\right)^2 \quad (1.11)$$

onde  $\bar{p}_{est}$  representa a pressão estática do reservatório. M.J.Fetkovich (1973) obteve a seguinte expressão partindo do trabalho de Vogel:

$$q_{p_{canh}} = J_{oj}(p_{est}^2 - p_{canh}^2)^n \quad (1.12)$$

sendo

$$J_{oj} = \frac{.007082\kappa h}{\left(\ln\left(\frac{r_e}{r_{canh}}\right) - 3/4 + s\right)} \left(\frac{\kappa_r}{\mu B}\right)_{p_{est}} \frac{1}{2p_{est}} \quad (1.13)$$

Nesta expressão  $s$  representa o fator dano de formação.

As referências [1], [2] e [3] mostram desenvolvimentos na modelagem de relações de influxo. O fluxo de fluidos multifásicos em dutos e orifícios é um assunto bastante complexo, motivo ainda hoje de constante pesquisa. Em geral o fluxo em dutos é descrito por equações diferenciais parciais derivadas da aplicação de conceitos da mecânica como conservação de massa, conservação da quantidade de movimento e conservação de energia. Além disso, utilizam-se as equações de estado dos fluidos envolvidos. Diante disso, existe uma grande dificuldade na obtenção de uma expressão algébrica para o comportamento dinâmico de uma variável em um determinado ponto de um poço operando com elevação por injeção contínua de gás. Já o comportamento em regime permanente tem sido objeto de estudo de muitos pesquisadores. A referência [4] por exemplo, trata do fluxo bifásico (óleo e gás), em dutos. Nesta dissertação de mestrado pode-se perceber a dificuldade que existe em se modelar os diferentes tipos de fluxos e transições que se manifestam em um fluxo bifásico em regime permanente. O tratamento matemático do fluxo multifásico em dutos e orifícios esta hoje inserido no contexto da dinâmica dos fluidos computacional, ou *Computational Fluid Dynamics* que teve uma rápida evolução a partir da segunda guerra mundial quando as primeiras modelagens começaram a ser formuladas para resolver problemas de vôo de aeronaves. O estudo da queda de pressão em tubos transportando misturas bi-fásicas remonta aos trabalhos de Poettman e Carpenter, Baxendell e Thomas e Gilbert, conforme referências [5], [6], [7], [8], [9]. Khalid Aziz, dentre muitos pesquisadores nesta área, destaca-se com trabalhos desde 1978, referência [10] e participação em outras publicações mais recentes como [11], [12], [13], [14]. As referências [15] e [16] são outros trabalhos nesta área.

## 1.7 Motivação da Dissertação

A motivação para este trabalho é a constatação da existência de inúmeros problemas decorrentes da utilização de válvulas mecânicas na coluna de produção. As válvulas mecânicas trabalham em conjunto com o *choke* de injeção de superfície. O *choke* de injeção na superfície controla o ponto de operação do poço ao ter sua abertura ajustada para fornecer uma vazão mássica de injeção desejada. As válvulas instaladas na coluna de produção tem inicialmente a função de dar partida no poço e em seguida, quando tudo corre como o previsto, permitir que todo o gás injetado entre no tubo de produção pela válvula mais profunda. Esta válvula é chamada de válvula operadora e tem a função de estabilizar a vazão de produção frente a perturbações. A ação estabilizadora da válvula operadora é necessária frente ao fenômeno chamado de *heading* que em última análise é o fenômeno que gera oscilações na vazão medida na cabeça do poço quando ocorrem mudanças na vazão de injeção, ao mudar-se o ponto de operação, ou quando ocorrem perturbações na pressão medida na cabeça do poço ou na pressão à montante do *choke* de injeção. O efeito *heading* pode ser compreendido quando se analisa o comportamento da vazão na cabeça do poço ao efetuar-se uma mudança na vazão de injeção de gás.

Supondo que a válvula operadora fosse um simples orifício poderíamos ter a seqüência de eventos que segue. Ao aumentar-se, por exemplo, a vazão de injeção de gás no espaço anular, têm-se que aumentar a pressão na vazão de injeção de superfície. Este aumento de pressão é rapidamente transferido para o fundo do poço, na frente da válvula operadora (orifício). Esta pressão é parcialmente transferida para o outro lado da válvula, na coluna de produção. O aumento de pressão neste ponto tem, inicialmente, dois efeitos. Um deles é agir no sentido de expulsar o fluido existente acima deste ponto na coluna de produção e gaseificar este espaço. O outro efeito é diminuir a entrada de fluido da formação para o interior do poço devido o aumento da pressão na frente dos canhoneados (veja curva IPR). Na superfície, têm-se inicialmente um aumento da vazão mássica seguido por uma grande diminuição com a chegada da frente de gás. Já no fundo do tubo de produção, a pressão exercida pelo fluido de produção, agora mais gaseificado, diminui, fazendo com que a pressão na frente dos canhoneados também diminua, permitindo o aumento da entrada de fluido da formação para o interior do poço. Este fluido ocupa o tubo de produção e é produzido na superfície onde a vazão mássica aumenta novamente. O fluido no tubo de produção torna-se mais pesado fazendo com que a pressão no fundo do poço aumente diminuindo a entrada de

fluido da formação para o interior do poço e o ciclo se repete até que eventualmente estas oscilações desapareçam atingindo-se um novo ponto de operação. As válvulas de *gas lift* são projetadas para atenuar ou eliminar estas oscilações.

Em geral as válvulas são projetadas para responder às variações na pressão de injeção, pressão de produção ou pressão diferencial através da válvula. Uma válvula típica possui uma passagem que é fechada por uma superfície esférica na extremidade de uma haste. A maioria das válvulas possuem um pequeno volume de nitrogênio pressurizado para agir sobre a haste no sentido de fechar a passagem de gás. Em contrapartida a esta força de fechamento age a pressão de injeção e a pressão do lado da coluna de produção. Válvulas projetadas para serem mais sensíveis à pressão de injeção são denominadas *Injection Pressure Operated Valve* enquanto que aquelas mais sensíveis à pressão do lado da coluna de produção são chamadas *Production Pressure Operated Valves*. Em geral as válvulas de *gas lift* são do tipo insertáveis, instaladas em tubos especiais chamados mandril de *gas-lift*, conforme figura 1.7.

O projeto da coluna de produção, a localização dos mandris e as características das válvulas de *gas lift* levam em conta dados como pressão estática do reservatório, características PVT do fluido produzido pela formação, profundidade do poço, etc. Entretanto, ainda que as válvulas selecionadas sejam as ideais para aquele momento na vida do poço, sabe-se que na maioria das vezes, devido às mudanças na pressão natural do reservatório, elas terão de ser substituídas por outras ou sofrerem modificações. As principais razões para a necessidade de mudanças nas características das válvulas de "gas lift" instaladas na coluna de produção são as mudanças na pressão natural do reservatório e mudanças na composição do fluido produzido. Na medida que se produz a partir de um reservatório, sua pressão natural muda. A forma como estas mudanças ocorrem está intimamente ligada ao mecanismo de produção do reservatório ("*water drive mechanism, solution gas drive, gas cap drive, combination drive, etc.*").

A lenta e gradual mudança na pressão natural do reservatório gera a ocorrência de outros fenômenos como mudanças na profundidade do contato água-óleo, mudanças na profundidade do contato óleo-gás, liberação de gás devido às operações com pressão e temperatura abaixo do ponto de bolha. Estes fenômenos contribuem para mudanças nas frações de água, óleo e gás do fluido produzido. Apesar de que, dependendo do tipo e da intensidade das alterações mencionadas possa haver a necessidade de refazer a completação do poço, para pequenas variações, seria interessante continuar operando de forma ótima, tanto no aspecto da definição

do ponto de operação como no controle da dinâmica do poço. Isto requer que as válvulas mecânicas sejam retiradas e modificadas. Outras razões para a necessidade de substituição das válvulas são falhas mecânicas e comportamento diferente do esperado. A operação de substituição ou retirada para modificação das válvulas de *gas lift* mecânicas é realizada por uma equipe especializada utilizando uma unidade de *slick-line*. Trata-se de uma unidade guincho que opera um fino cabo de aço enrolado em uma bobina. Na extremidade do cabo é fixado um conjunto de ferramentas que termina em um dispositivo apropriado para pescar a válvula de *gas lift* instalada no tubo chamado mandril de *gas lift*. Esta operação requer a parada na produção do poço e sua partida após a instalação das novas válvulas. Dependendo da localização do poço, a movimentação da equipe, unidade e ferramentas, além da taxa de serviço constitui uma despesa adicional na operação do poço. Além disso, operações de *slick-line* apresentam riscos para o poço devido a possibilidade de acidentes como a quebra do cabo, dificuldade ou impossibilidade de retirada da válvula devido acumulação de detritos sobre a mesma, etc.

Um outro aspecto importante é que, devido ao custo da operação de substituição das válvulas e da disponibilidade do serviço de *slick-line*, opera-se muitas vezes de forma sub-ótima por um tempo considerável até que o problema seja resolvido. A identificação de problemas é normalmente feita quando se observam oscilações na vazão de produção ou na pressão medida na cabeça de produção. As oscilações na vazão de produção são indesejáveis já que prejudicam a operação do separador. Assim, ou aumenta-se o tamanho do separador a fim de que este possa operar com entradas oscilantes ou diminui-se as oscilações na vazão de produção. Muitas vezes, até que o problema seja resolvido com a correção das válvulas, a solução mais comum é aumentar-se a vazão de injeção buscando operar na região mais estável do poço. Isto eleva o consumo de energia utilizada na compressão do gás de injeção, levando a uma operação sub-ótima do sistema. A referência [17] mostra uma análise do comportamento de um poço onde o aumento da fração de água levou o poço a comportar-se de forma instável.

Esta dissertação propõe um novo método para o controle de poços de petróleo operando com elevação artificial por injeção contínua de gás. Neste trabalho mostramos o desenvolvimento de uma estratégia de controle que permitiria operar o poço com o melhor controlador e no ponto ótimo de operação sem interrupção na produção. A estratégia baseia-se na instalação de uma única válvula na coluna de produção com abertura fixa e toda a ação de controle efetuada no *choke* de injeção na superfície via rede *Fieldbus*. A válvula instalada na coluna de produção seria uma válvula de orifício com ação direcional. Já o *choke* de superfície

seria uma válvula proporcional com atuador tipo *fieldbus* ( ex: Atuador FY-302 da Smar <sup>3</sup> ). Deve-se observar entretanto, que não tratamos o problema da descarga. Ou seja, estudamos o controle do poço depois de que este tenha sido colocado em funcionamento. Fica em aberto o estudo de uma estratégia de controle para o procedimento de descarga utilizando a estrutura que vamos adotar. Uma solução para a descarga seria a utilização de um compressor auxiliar específico para este fim, por exemplo. É importante salientar que, se por um lado não podemos utilizar o método atual de descarga, por outro lado a automação permitiria operar o poço numa faixa maior de injeção de gás, além de eliminar a necessidade da interrupção da produção para reparos e/ou manutenção das válvulas de *gas lift*. Com tudo isto, o processo de descarga seria utilizado com menos frequência.

Nossa proposta é efetuar periodicamente, via rede, testes de identificação que permitam redimensionar os parâmetros do controlador da válvula de injeção e a relação em regime permanente entre a vazão mássica de injeção e a vazão mássica de produção a fim de atualizar um algoritmo que determine o ponto ótimo de operação de cada poço mesmo com restrições na disponibilidade de gás comprimido para injeção. Como mencionado anteriormente, a elevação por injeção contínua de gás deixa de ser interessante para reservatórios muito depletados. É pouco provável que este método de elevação seja o último método a ser utilizado na vida útil de um poço. Este é mais um motivo para a utilização de controle via Rede *Fieldbus* para a elevação por injeção contínua de gás. Os equipamentos *Fieldbus*, diferentemente de válvulas mecânicas e outros dispositivos, podem ser facilmente reutilizados em novas configurações para controlar e supervisionar outros métodos de elevação.

Este trabalho está organizado da seguinte maneira. No capítulo II apresentamos a descrição e identificação do processo. Mostramos a técnica de Identificação utilizada e a aplicamos em um poço, montado em um simulador comercial, para a obtenção de uma família de funções de transferência que descrevem o processo. No capítulo III, com o intuito de encontrar os parâmetros de um controlador PID para múltiplos modelos, desenvolvemos uma nova técnica que denominamos Posicionamento Robusto de Pólos (PRP). Mostramos o desenvolvimento da técnica proposta comparando-a com outro método de projeto, através da aplicação em um exemplo. No capítulo IV apresentamos a estrutura de controle proposta e utilizamos a técnica PRP para a síntese dos parâmetros do controlador PI da malha interna e dos parâmetros PID da malha externa. Analisamos a robustez teórica do sistema e mostramos os resultados obtidos com a aplicação no simulador de poços. Ainda neste capítulo

---

<sup>3</sup>Smar-Empresa Brasileira pioneira no desenvolvimento de equipamentos Fieldbus Foundation

apresentamos algumas considerações sobre a implementação do sistema em uma rede *Fieldbus* e propomos uma função objetivo para o problema de otimização de um grupo de poços. No capítulo V apresentamos as conclusões e sugestões para desenvolvimento futuro nesta área.

## Capítulo 2

# Descrição do Problema

Neste capítulo apresentamos a modelagem e a identificação da dinâmica do processo de elevação artificial de um poço de petróleo, operando por injeção contínua de gás. Numa primeira abordagem formulamos a relação entre a vazão mássica na cabeça do poço e a vazão mássica de injeção de gás. Esta formulação pressupõe um controle sobre a vazão mássica de injeção de gás utilizando um *choke* de injeção de gás na superfície. Temos assim dois problemas de identificação. O primeiro consiste em encontrar a relação entre incrementos de vazão mássica de injeção e incrementos de abertura do *choke* de injeção de gás. A partir destas identificações encontraremos o controlador que permitirá obter a vazão mássica de injeção desejada através do controle da abertura do *choke* de injeção. Com o controlador do *choke* de injeção inserido no modelo iremos então identificar a relação entre incrementos de vazão na cabeça do poço e incrementos de vazão de injeção.

### 2.1 Modelagem Matemática do Processo

A descrição matemática do processo de elevação por Injeção Contínua de Gás (ICG) exige a solução de equações diferenciais parciais que descrevem o fluxo multifásico em tubos e válvulas. Existem diversos trabalhos nesta área para a solução do problema em regime permanente, como os de Ansari A. M. et al (1994) [15] e N. Pétales e K. Aziz (1998) [11]. Neste trabalho, estamos interessados na relação dinâmica entre as variáveis que podem ser medidas na superfície. A tarefa de escrever uma expressão analítica relacionando tempo e variáveis associadas com o fluxo de injeção e na cabeça do poço demonstra-se muito complexa. Como mencionamos na introdução, este problema está inserido no contexto das técnicas

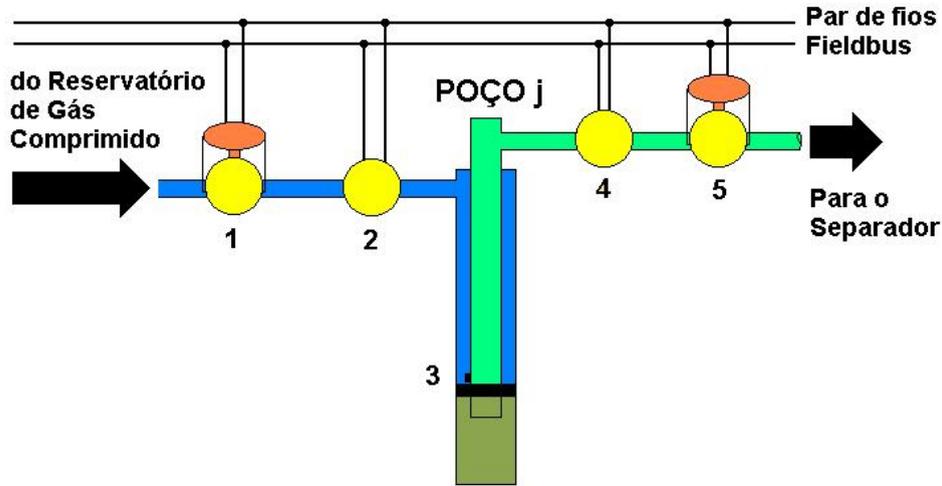
computacionais para simulação da dinâmica de fluidos (*Computational Fluid Dynamics-CFD*) onde utilizam-se técnicas como algoritmos baseados em volumes ou elementos finitos.

Do ponto de vista do amortecimento das oscilações apenas, existem trabalhos como os de Bård Jansen et al (1999) [18] mostrando estratégias de controle, que utilizam a medida da pressão em algum ponto da linha de injeção ou da linha de produção, com bons resultados. Como queremos um sistema que seja também capaz de otimizar o processo, necessitamos de medições da vazão mássica de injeção e produção. Decidimos então trabalhar com a Vazão Mássica de Injeção de Gás  $Q_I$  e a Vazão Mássica de Produção na superfície  $Q_W$ . Sabendo que o sistema é não linear, optamos pela linearização das relações entre estas variáveis ao redor de um ponto de operação. A referência [19] mostra o procedimento de controle para um sistema linearizado semelhante ao que utilizamos neste trabalho. Assumindo que estas variáveis tenham atingido regime permanente no ponto  $j$ , definimos

$$q_w^\delta = q_w - q_w^{ssj}, \quad (2.1)$$

$$q_I^\delta = q_I - q_I^{ssj}, \quad (2.2)$$

onde  $q_w$  e  $q_I$  são os valores instantâneos das variáveis, o sobrescrito  $ssj$  significa valor em regime permanente no ponto  $j$  e o sobrescrito  $\delta$  significa variável incremental. Na formulação do modelo dinâmico discreto, vamos supor que a pressão na cabeça do poço seja mantida constante. Isto poderia ser obtido por exemplo, se todos os poços entregassem sua produção para um separador, cuja pressão fosse mantida constante pela ação de um controle local. A consideração de pressão constante na cabeça do poço simplifica a formulação paramétrica do problema. Variações na pressão da cabeça do poço serão tratadas como perturbações. A figura 2.1 mostra a estratégia proposta. Como mencionado, caso estivéssemos interessados em operar com uma mesma pressão na cabeça de todos os poços, o choke de produção de abertura controlada poderia ser substituído por uma válvula manual que teria uma função de segurança apenas. A fim de obter uma representação na forma de equações a diferenças entre as variáveis incrementais definidas em 2.1 e 2.2 partimos da premissa de que, para pequenas variações na vazão de injeção, o incremento de vazão mássica na cabeça do poço é uma função linear do incremento de vazão mássica a jusante do choke de injeção. A vazão na cabeça do poço depende da quantidade de fluido sendo injetado e da parcela que entra pelos canhoneados. A parcela que entra no interior do poço pelos canhoneados depende da pressão neste ponto que esta relacionada com a pressão a jusante do choke de injeção. Assim, o comportamento da



- 1-Válvula de Injeção de Gás com posicionador Fieldbus**  
**2-Transmissor de Pressão e Vazão Mássica Fieldbus**  
**3-Válvula de Orifício com ação direcional**  
**4-Transmissor de Pressão e Vazão Mássica Fieldbus**  
**5-Choke de Produção com posicionador Fieldbus**

Figura 2.1: Estratégia de Controle para um poço

vazão na cabeça do poço tem uma relação com a vazão de injeção e também com a pressão de injeção. A figura 2.2 mostra o comportamento típico da vazão mássica na cabeça do poço para variações na vazão mássica de injeção de gás. Pode-se observar claramente que na medida que se diminui a vazão de injeção, aumenta-se as oscilações da vazão na cabeça do poço para degraus na vazão de injeção. Ou seja, as oscilações aumentam continuamente na medida que se diminui a vazão de injeção. Observando a dinâmica da vazão mássica na cabeça do poço para degraus na vazão de injeção, resolvemos adotar uma relação de segunda ordem para o comportamento dinâmico entre as variáveis incrementais  $q_w^\delta$  e  $q_I^\delta$ . Com estas suposições montamos a seguinte formulação utilizando a representação tipo ARX (*Auto-Regressive with eXogenous input*)

$$q_w^\delta(k) + \sum_{i=1}^{nw} a_i q_w^\delta(k-i) = \sum_{i=1}^{ni} b_i q_I^\delta(k-i-d), \quad (2.3)$$

onde  $a_i$  e  $b_i$  são os coeficientes do modelo que devem ser identificados e  $d$  representa o atraso de transporte. Depois de diversas tentativas verificamos que  $d = 1$  é o atraso que fornece o melhor resultado. Assim, com  $nw = ni = 2$  e  $d = 1$  a equação 2.3 pode ser reescrita como

$$q_w^\delta(k) = -a_1 q_w^\delta(k-1) - a_2 q_w^\delta(k-2) + b_1 q_I^\delta(k-2) + b_2 q_I^\delta(k-3). \quad (2.4)$$

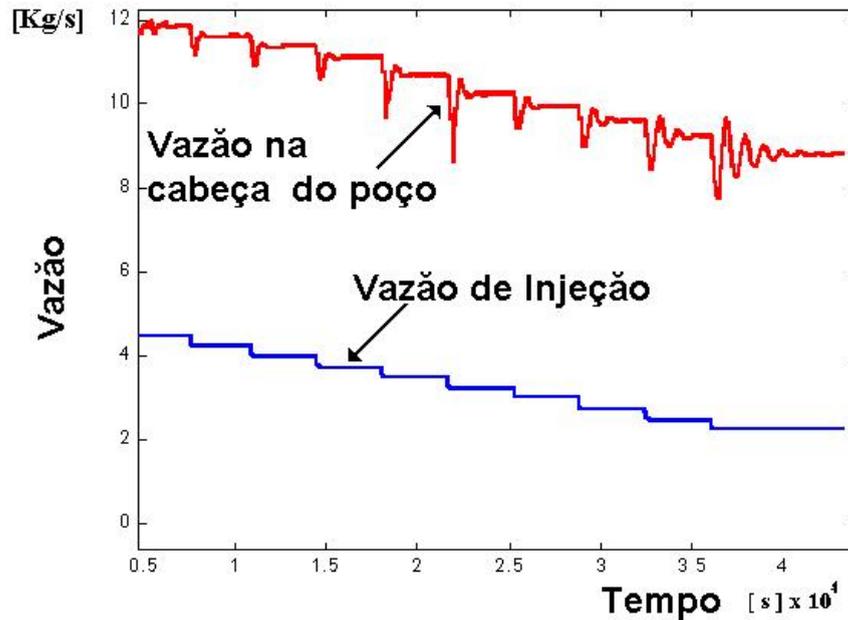


Figura 2.2: Comportamento dinâmico Vazão na cabeça x Vazão de Injeção

A equação acima define a seguinte função de transferência entre  $Q_w^\delta(z)$  e  $Q_I^\delta(z)$ :

$$H_1(z) = \frac{(b_1 z + b_2) z^{-1}}{z^2 + a_1 z + a_2} \quad (2.5)$$

ou

$$H_1(z) = \frac{b_1 z + b_2}{z^3 + a_1 z^2 + a_2 z}. \quad (2.6)$$

## 2.2 Sistema implementado no Simulador

A fim de avaliar a proposta de controle apresentada, utilizamos o simulador comercial OLGA da empresa Scandpower para montarmos um sistema de elevação por injeção contínua de gás. O sistema montado no simulador é mostrado na figura 2.3. Trata-se da modificação de um modelo fornecido pela própria Scandpower utilizado na modelagem de um poço em águas profundas no Golfo do México. O modelo montado apresenta as seguintes características:

- Pressão estática do reservatório igual a 33,196,118.92 Pa .
- Temperatura do reservatório igual a 93.3 C.

- Formação com índice de produtividade de  $2 \cdot 10^{-6}$  Kg/Pa/s.
- Pressão no reservatório de gás igual a 8,030,254.85 Pa.
- Temperatura do gás de injeção igual a 25 C.
- Pressão na cabeça do poço igual a 5,099,983.01 Pa.
- Choke de injeção com abertura nominal de 1.25 polegadas(.03175 m).

Neste modelo, considera-se que tanto a pressão à montante do *choke* de injeção, como a pressão no separador são constantes (*pressure boundaries*). Do ponto de vista de controle do

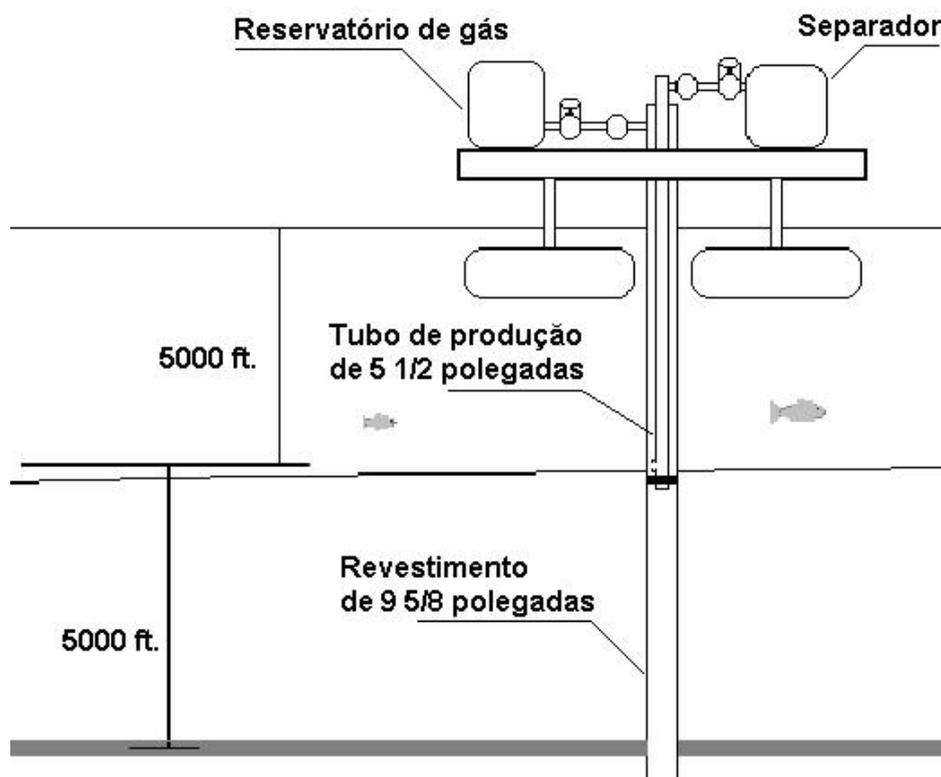


Figura 2.3: Sistema Montado no Simulador

processo, o *choke* de injeção tem a sua abertura controlada por um controlador PID discreto. O tempo de amostragem do PID foi selecionado como  $T = .4s$ , que esta dentro da faixa de tempos obtidos para um *macrocycle* de uma rede *Fieldbus Foundation*, por exemplo. O modelo do *choke* de injeção permite a introdução de diferentes *stroke time* que é o tempo necessário para que a abertura da válvula mude de fechada à totalmente aberta. Para nosso

modelo utilizamos um tempo de abertura de 10 segundos. Este é o tempo de abertura da válvula FY-302 da planta didática *Fieldbus Foundation* da SMAR. A introdução de um PID discreto em modo manual com um tempo de amostragem da ordem do tempo de um *macrocycle* típico de uma rede *Fieldbus*, mais a possibilidade de introduzir o tempo de atuação do *choke* de injeção no modelo, aproxima a resposta do modelo àquela que teríamos com o sistema real ligado na rede *Fieldbus Foundation*.

## 2.3 Identificação utilizando a técnica dos Mínimos Quadrados não recursivo

Na seção 2.1 formulamos o problema de identificação relacionando as variáveis incrementais  $q_w^\delta$  e  $q_I^\delta$ . Nesta seção mostramos a aplicação da técnica dos Mínimos Quadrados não recursivo na identificação dos parâmetros da equação 2.6 para o sistema implementado no simulador mostrado na seção anterior. O conjunto de parâmetros

$$\Theta_1 = \begin{bmatrix} a_1 \\ a_2 \\ b_1 \\ b_2 \end{bmatrix}, \quad (2.7)$$

pode ser determinado utilizando-se o método de identificação dos Mínimos Quadrados não recursivo. Definindo

$$X(k) = \begin{bmatrix} -q_W^\delta(k-1) & -q_W^\delta(k-2) & q_I^\delta(k-2) & q_I^\delta(k-3) \end{bmatrix}, \quad (2.8)$$

a variável incremental  $q_W^\delta(k)$  estimada pode ser escrita como

$$\hat{q}_W^\delta(k) = X(k)\hat{\Theta} \quad (2.9)$$

A variável com chapéu representa a variável estimada. O erro entre o valor da variável estimada e real é dado pela expressão

$$e_{qw}(k) = q_W^\delta(k) - \hat{q}_W^\delta(k). \quad (2.10)$$

O método de identificação dos Mínimos Quadrados não recursivo determina o vetor  $\hat{\Theta}_1$  que minimiza o somatório do quadrado do erro entre as variáveis medidas e estimadas. Isto é obtido aplicando-se um sinal de identificação apropriado e fazendo-se a aquisição dos dados a cada iteração  $k$  separada por um período de amostragem  $T_1$ . Para um sinal de identificação de  $N$  amostras pode-se obter os parâmetros desejados como os elementos do vetor  $\hat{\Theta}_1$  que minimiza a seguinte função custo:

$$G = \sum_{k=4}^N e_{qw}(k)' e_{qw}(k). \quad (2.11)$$

Nesta expressão  $e_{qw}(k)'$  representa o transposto de  $e_{qw}(k)$ . Substituindo 2.10 e 2.9 em 2.11 temos:

$$G = \sum_{k=4}^N [q_W^\delta(k) - X(k)\hat{\Theta}_1]' [q_W^\delta(k) - X(k)\hat{\Theta}_1]. \quad (2.12)$$

O somatório inicia com o índice  $k = 4$  que fornece o primeiro valor para  $q_I^\delta(k-3)$ . A expressão 2.12 pode ser escrita em forma matricial montando-se as matrizes

$$Q_W^\delta = \begin{bmatrix} q_W^\delta(4) \\ q_W^\delta(5) \\ \vdots \\ q_W^\delta(N) \end{bmatrix} \quad (2.13)$$

$$X_{QW} = \begin{bmatrix} -q_W^\delta(3) & -q_W^\delta(2) & q_I^\delta(2) & q_I^\delta(1) \\ -q_W^\delta(4) & -q_W^\delta(3) & q_I^\delta(3) & q_I^\delta(2) \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ -q_W^\delta(N-1) & -q_W^\delta(N-2) & q_I^\delta(N-2) & q_I^\delta(N-3) \end{bmatrix} \quad (2.14)$$

com as medições obtidas no tempo  $t = kT_1$  com  $k = 1$  até  $N$  ao aplicar-se o sinal de identificação  $Q_I(kT_1)$ . A partir da definição das matrizes  $Q_W^\delta$  e  $X_{QW}$  podemos redefinir a expressão para a função custo 2.12 como

$$G = (Q_W^\delta - X_{QW}\hat{\Theta}_1)' (Q_W^\delta - X_{QW}\hat{\Theta}_1). \quad (2.15)$$

Pode-se provar que o vetor  $\hat{\Theta}_1$  que minimiza  $G$  é obtido pela expressão:

$$\hat{\Theta}_1 = \begin{bmatrix} a_1 & a_2 & b_1 & b_2 \end{bmatrix}' = (X_{QW}' X_{QW})^{-1} X_{QW}' Q_W^\delta \quad (2.16)$$

### 2.3.1 Identificação para o Controle da Vazão de Injeção

O procedimento de identificação descrito no início deste capítulo pressupõe que a vazão de injeção possa ser controlada. No capítulo seguinte estaremos mostrando a estrutura de controle que permitirá que isto aconteça. Nesta seção mostramos o processo de identificação que permitirá encontrar funções de transferência relacionando incrementos de vazão mássica de injeção  $q_I^\delta$ , com incrementos de abertura do *choke* de injeção  $\phi^\delta$ . A abertura considerada é a fração entre a área de abertura do *choke* e a abertura nominal, admitindo portanto um valor entre 0 e 1. Novamente, supondo que o sistema tenha atingido regime permanente no ponto  $j$ , definimos

$$\phi^\delta = \phi - \phi^{ssj}, \quad (2.17)$$

onde  $\Phi^{ssj}$  representa o valor da abertura do *choke*  $\Phi$  em regime permanente. Adotamos uma relação de segunda ordem entre a variável incremental  $q_I^\delta$  definida em 2.2 e  $\phi^\delta$  definida em 2.17.

$$q_I^\delta(k) + g_1 q_I^\delta(k-1) + g_2 q_I^\delta(k-2) = h_1 \phi^\delta(k-1) + h_2 \phi^\delta(k-2), \quad (2.18)$$

De forma similar ao exposto anteriormente, o vetor de parâmetros  $\hat{\Theta}_2 = \begin{bmatrix} g_1 & g_2 & h_1 & h_2 \end{bmatrix}'$  pode ser determinado pelo método dos mínimos quadrados não recursivo. Neste caso, as medidas de  $q_I^\delta$  e  $\phi^\delta$ , no tempo  $t = kT_2$  para um sinal de identificação ocorrendo desde  $k = 1$  até  $k = N$  com tempo de amostragem  $T_2$ , são inseridas nas matrizes  $Q_I^\delta$  e  $X_\Phi$  como segue

$$Q_I^\delta = \begin{bmatrix} q_I^\delta(3) \\ q_I^\delta(4) \\ \vdots \\ q_I^\delta(N) \end{bmatrix}, X_\Phi = \begin{bmatrix} -q_I^\delta(2) & -q_I^\delta(1) & \phi^\delta(2) & \phi^\delta(1) \\ -q_I^\delta(3) & -q_I^\delta(2) & \phi^\delta(3) & \phi^\delta(2) \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ -q_I^\delta(N-2) & -q_I^\delta(N-1) & \phi^\delta(N-1) & \phi^\delta(N-2) \end{bmatrix}. \quad (2.19)$$

O vetor  $\hat{\Theta}_{Q_I}$  é então obtido com a expressão

$$\hat{\Theta}_2 = \begin{bmatrix} g_1 & g_2 & h_1 & h_2 \end{bmatrix}' = (X_\Phi' X_\Phi)^{-1} X_\Phi' Q_I^\delta \quad (2.20)$$

A função de transferência entre  $q_I^\delta$  e  $\phi^\delta$  é dada pela expressão

$$H_2(z) = q_I^\delta(z)/\phi^\delta(z) = \frac{h_1 z + h_2}{z^2 + g_1 z + g_2}. \quad (2.21)$$

### 2.3.2 Sinal de Identificação

Até aqui mencionamos que para a identificação dos vetores de parâmetros  $\Theta_1$  e  $\Theta_2$  devemos aplicar um sinal de identificação apropriado. Neste trabalho utilizamos um sinal de identificação do tipo PRBS (*pseudo random binary signal*) projetado de acordo com a referência [20]. Conforme mencionado na referência o projeto do sinal de identificação analisa a resposta ao degrau para determinar uma faixa de frequência do sinal de identificação. Já a amplitude do sinal PRBS é um compromisso entre a manutenção do comportamento linear entrada-saída e a relação sinal-ruído das variáveis medidas. Neste trabalho, não consideramos o efeito do ruído no processo de identificação, já que a versão do simulador utilizado não permite a adição de um sinal ruído. Entretanto, trabalhos na área de identificação como o da referência [21] mostram que pode-se praticamente eliminar a influência do ruído branco (média nula) com a aplicação de sucessivas sequências PRBS. A aplicação de um número adequado de sequências PRBS pode fornecer um conjunto de dados igual a média dos sinais obtidos com cada sequência PRBS, de uma forma muito similar ao que se faz com a técnica *stacking* para sinais de linha sísmica.

Utilizando o simulador de poços OLGA determinamos a faixa de valores de vazão de injeção mássica. Os limites de vazão de injeção são definidos por considerações econômicas e de segurança da instalação. Para o limite superior  $q_{I\max}$  é interessante selecionar um valor que esteja no topo da faixa de valores ótimo do ponto de vista econômico, ou ligeiramente abaixo do ponto ótimo matemático mostrado na figura 1.8 no capítulo 2. Para o limite inferior, o interesse é um valor que corresponda a um comportamento dinâmico com um fator de amortecimento determinado. Este fator de amortecimento deve ser escolhido de forma a garantir que o sistema continue estável durante a identificação mesmo considerando a incerteza na determinação deste parâmetro. A tabela 2.1 mostra os valores de abertura do *chokede* injeção e as respectivas vazões de injeção desejadas para a montagem inserida no simulador. Estes valores correspondem aos pontos de operação que serão utilizados para a identificação dos parâmetros  $\Theta_2$  e  $\Theta_1$  que permitirão a obtenção das funções de transferências  $H_2(z)$  e  $H_1(z)$  respectivamente. Na subseção seguinte mostraremos os resultados do procedimento de identificação para a obtenção de 3 funções de transferência  $H_2(z) = q_1^\delta(z)/\phi^\delta(z)$ . Estas funções de transferência serão determinadas para variações na abertura do *choke* de injeção em torno das aberturas nominais que correspondem às vazões de injeção mínima, máxima e média  $q_{I\min}$ ,  $q_{I\max}$  e  $\frac{1}{2}(q_{I\min} + q_{I\max})$  mostradas na tabela 2.1. A partir destas funções

Tabela 2.1: Vazão de Injeção x Abertura do *choke* de Injeção

Abertura do <i>choke</i> de injeção	Vazão Mássica em Reg. Permanente [Kg/s]
.66	4.25
.53	3.25
.405	2.25

de transferência projetamos um controlador PI conforme procedimento mostrado no capítulo seguinte. Com este controlador incorporado no modelo do poço, efetuamos a identificação das três funções de transferência  $H_1(z) = q_W^\delta(z)/q_I^\delta(z)$  para as vazões de injeção também mostradas na tabela 2.1.

### 2.3.3 Identificação de $H_2(z) = q_I^\delta(z)/\phi^\delta(z)$

Nesta subseção mostramos alguns resultados do processo de identificação da função de transferência discreta  $H_z = q_I^\delta(z)/\phi^\delta(z)$  utilizando o simulador. Seguindo a técnica apresentada na referência [20], efetuamos um degrau na abertura do *choke* de injeção e analisamos o transitório do incremento de vazão de injeção. Em seguida, avaliando-se a constante de tempo aproximada e o ganho da resposta projeta-se o sinal de identificação. O sinal de identificação é projetado para excitar o sistema em uma faixa de frequência o mais plana possível numa tentativa de evitar que os parâmetros identificados sejam influenciados pelo tipo de sinal aplicado. A figura 2.4 mostra os resultados do processo de identificação aplicado em torno do ponto  $q_I = 4.25\text{kg/s}$ . Nesta figura os incrementos de vazão mássica de injeção  $q_I^\delta$  real e estimado (variável com chapéu), estão expressos na unidade  $\text{Kg/s}$ . Os valores da abertura incremental do *choke* de injeção  $\Phi^\delta$  são mostrados como a fração entre a variação da área e a área nominal da abertura do *choke*. A figura 2.4-a mostra o degrau aplicado na abertura do *choke* e efeito no incremento de vazão mássica de injeção mostrado na curva tracejada. Já a figura 2.4-b mostra o sinal de identificação obtido a partir da análise da resposta do incremento de vazão mássica de injeção obtida na curva contínua. A curva em tracejado

mostra a resposta do incremento de vazão mássica ao aplicar-se o sinal de identificação. A figura 2.4-c mostra a transformada de Fourier do sinal de identificação. A figura 2.4-d mostra a comparação do incremento de vazão mássica de injeção real e a resposta estimada com os parâmetros encontrados em tracejado.

Tabela 2.2: Funções de Transferência da malha interna

Vazão Mássica em Reg. Permanente [Kg/s]	Função de Transferência $H_z = q_1^\delta(z)/\phi^\delta(z)$
4.25	$\frac{0.924z + 2.098}{z^2 - .7138z + .2091}$
3.25	$\frac{0.8818z + 2.002}{z^2 - .715z + .2065}$
2.25	$\frac{0.7087z + 1.628}{z^2 - .7274z + .2083}$

A tabela 2.2 mostra as funções de transferência encontradas utilizando o procedimento descrito, para todos os pontos de operação.

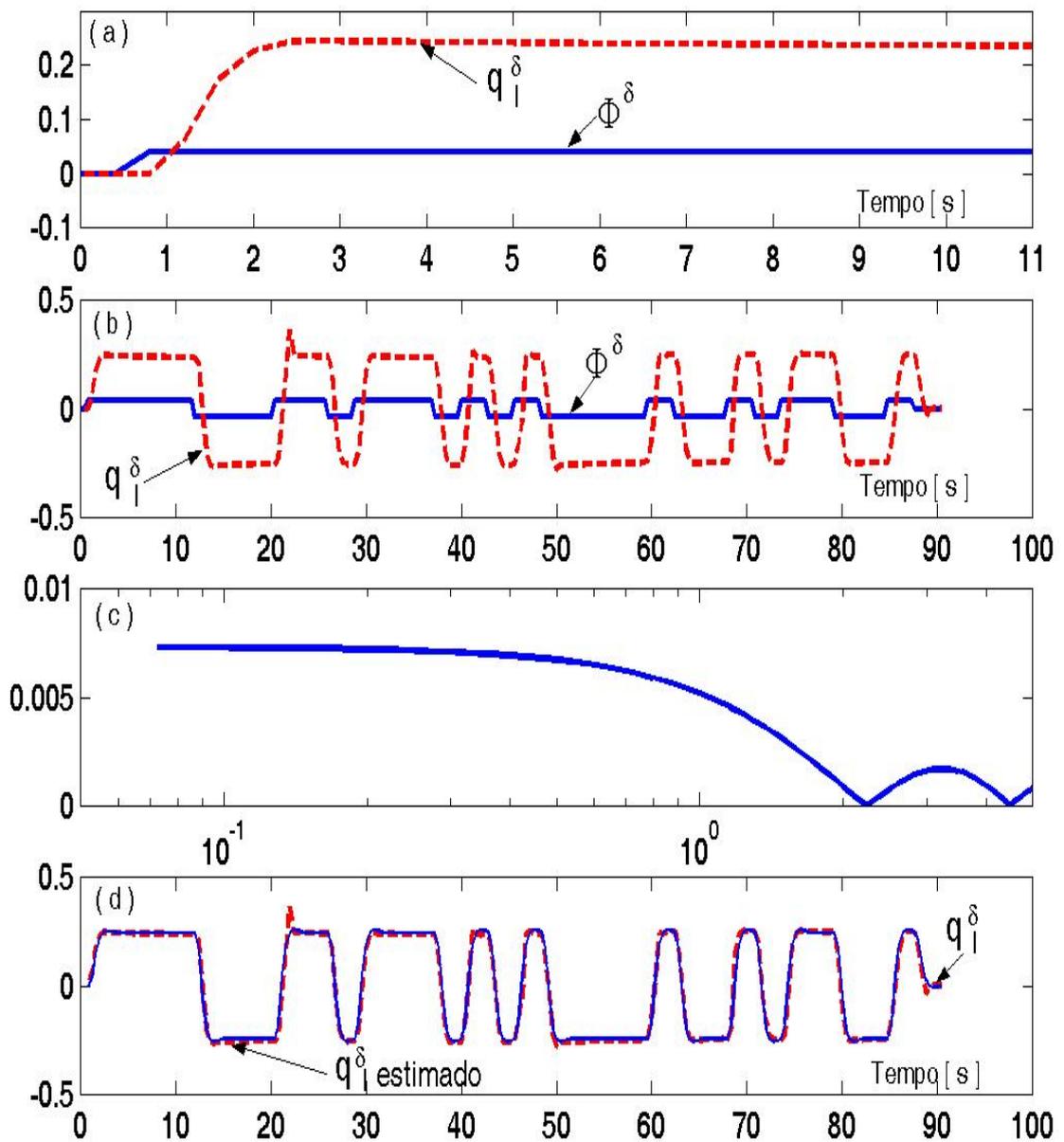


Figura 2.4: (a)-Degrau Teste,(b)-Sinal de Identificação,(c)-FFT do Sinal de Identificação,(d)-Comparação Resposta Real x Estimada

### 2.3.4 Identificação de $H_1(z) = q_W^\delta(z)/q_I^\delta(z)$

Conforme visto anteriormente, o comportamento dinâmico da vazão na cabeça do poço torna-se mais oscilatório quanto mais se diminui a vazão mássica de injeção. O objetivo da identificação é obter funções de transferência  $H_z = q_W^\delta(z)/q_I^\delta(z)$  que serão utilizadas no desenvolvimento do controlador. No capítulo seguinte apresentamos uma nova técnica para a síntese dos parâmetros de um controlador PID que denominamos Posicionamento Robusto de Pólos. Esta técnica requer um número de funções de transferência que representem o processo em uma faixa de operação. Ainda que a técnica não limite o número de funções de transferência utilizadas, é interessante trabalhar com a menor quantidade possível. Isto porque a obtenção de cada função de transferência significa a aplicação do procedimento de identificação sobre o processo. Caso o procedimento fosse realizado sobre o processo real via Rede *Fieldbus*, seria desejável minimizar o tempo total de identificação, já que durante este tempo o poço não estaria operando no seu ponto ótimo. Considerando ainda o comportamento contínuo da dinâmica da planta em relação à vazão de injeção, decidimos pela identificação em três pontos de operação caracterizados pela vazão mássica de injeção. Estes pontos correspondem aos valores extremos da faixa de valores da vazão de injeção e do valor médio entre estes dois pontos. Efetuamos então a identificação de funções de transferência para pontos de operação onde  $q_I = 4.25$ ,  $q_I = 3.25$  e  $q_I = 2.25$  kg/s. Durante todas as operações de identificação, a vazão mássica de injeção foi controlada por um controlador PI, cujo projeto será mostrado na seção seguinte. Utilizamos a opção de controle digital oferecida pelo simulador, com um tempo de amostragem de 0.4 segundos que representa, de forma razoável, o tempo de ciclo macro do nível mais baixo de uma rede *Fieldbus Foundation*. A aquisição de  $q_w$  e  $q_I$  foi realizada em intervalos de tempo de 10 segundos. Tempos menores forneciam pólos discretos muito próximos da unidade enquanto que tempos maiores comprometiam a representatividade de sinais com conteúdo de frequência mais altas. O tempo de amostragem de 10s é facilmente implementável em uma rede de nível superior. Utilizando o modelo implementado no simulador OLGA, adotamos o seguinte procedimento para cada ponto de operação:

- Com o Controlador de vazão mássica de injeção aplicado, operamos o sistema até a estabilização no ponto de operação desejado.
- Aplicamos um degrau de vazão de injeção para avaliação do conteúdo de frequência na medida de vazão na cabeça do poço.

Tabela 2.3: Funções de transferência da malha externa

No. FT	$q_I$ [Kg/s]	$q_W$ [Kg/s]	Função de Transferência $H_z = q_W^\delta(z)/q_I^\delta(z)$
FT1	4.25	11.553	$\frac{(0.2166z - 0.1989)z^{-1}}{z^2 - 1.886z + 0.8994}$
FT2	3.25	10.157	$\frac{(0.1778z - 0.1626)z^{-1}}{z^2 - 1.928z + 0.9387}$
FT3	2.25	8.735	$\frac{(0.2667z - 0.2531)z^{-1}}{z^2 - 1.976z + 0.9807}$

- A partir do conteúdo de frequência projetamos um sinal PRBS utilizando o algoritmo recomendado por C. Brosilow and B. Joseph [20].
- Em seguida o sinal PRBS projetado é aplicado no lugar do degrau e a resposta é exportada pelo simulador na forma de arquivo texto.
- Utilizando um software para desenvolvimento de controladores, os dados obtidos na forma de arquivo texto são processados para realizar pequenos ajustes do tempo de amostragem, ordenamento em matrizes e finalmente os parâmetros  $\Theta_1$  são calculados.

As figuras 2.5, 2.6 e 2.7 mostram os resultados do processo de identificação realizados com a vazão de injeção em torno de 4.25, 3.25 e 2.25 Kg/s respectivamente. Em cada figura apresentamos 2 gráficos. O gráfico inferior mostra a sequência PRBS adicionada ao valor da vazão mássica de injeção em regime. No gráfico superior apresentamos a comparação entre a vazão mássica incremental real na cabeça do poço e seu valor estimado a partir dos parâmetros  $\Theta_1$  identificados. A tabela 2.3 mostra as funções de transferência que são o resultado final da etapa de identificação. A figura 2.8 mostra o diagrama de Bode para as três funções de transferência identificadas. Nota-se que as funções de transferência obtidas apresentam um efeito de ressonância. Este efeito é maior para modelos obtidos com menores vazões de injeção. Além disso, a frequência de ressonância diminui com a vazão de injeção.

Neste capítulo apresentamos uma estratégia de controle via rede *Fieldbus* para um poço operando com elevação por injeção contínua de gás. Com o auxílio de um simulador comercial

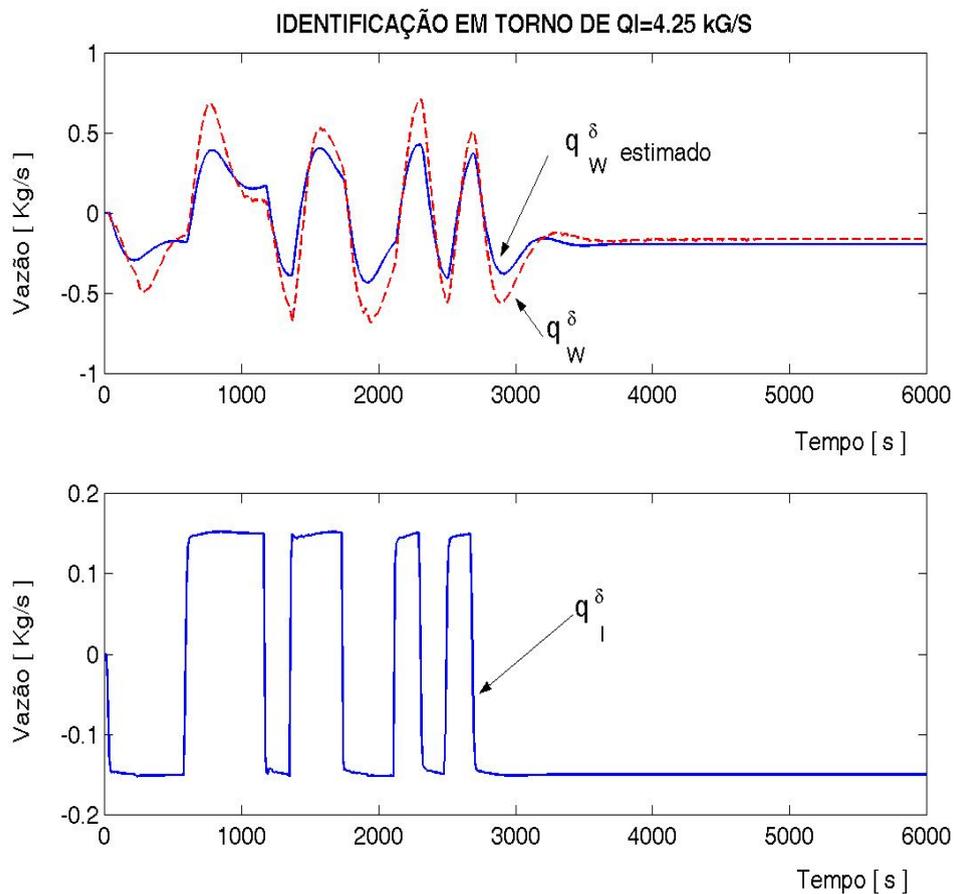


Figura 2.5: Identificação em torno de  $QI=4.25$  Kg/s

mostramos a dinâmica entre a vazão de injeção e a vazão na cabeça do poço. Diante do comportamento não linear entre estas variáveis decidimos pela linearização da dinâmica entre variações das mesmas ao redor de pontos de operação. Estes pontos de operação são os limites da faixa de operação da vazão de injeção e seu valor médio. De forma similar encontramos também a relação entre incrementos de vazão de injeção e incrementos de abertura do *choke* de injeção de gás para os pontos de operação definidos anteriormente. Utilizando a técnica de identificação dos Mínimos quadrados não recursivo, encontramos 3 funções de transferência entre incrementos de vazão de injeção e incrementos de abertura do *choke* de injeção. A partir destas funções de transferência e utilizando a técnica PRP que será descrita no capítulo seguinte, encontraremos os parâmetros do controlador PI utilizado no controle da abertura do *choke* de injeção. Com o controlador PI introduzido no simulador, efetuamos a identificação de 3 funções de transferência entre incrementos de vazão de injeção e incrementos de vazão na cabeça do poço. No capítulo seguinte apresentaremos uma nova técnica que denominamos

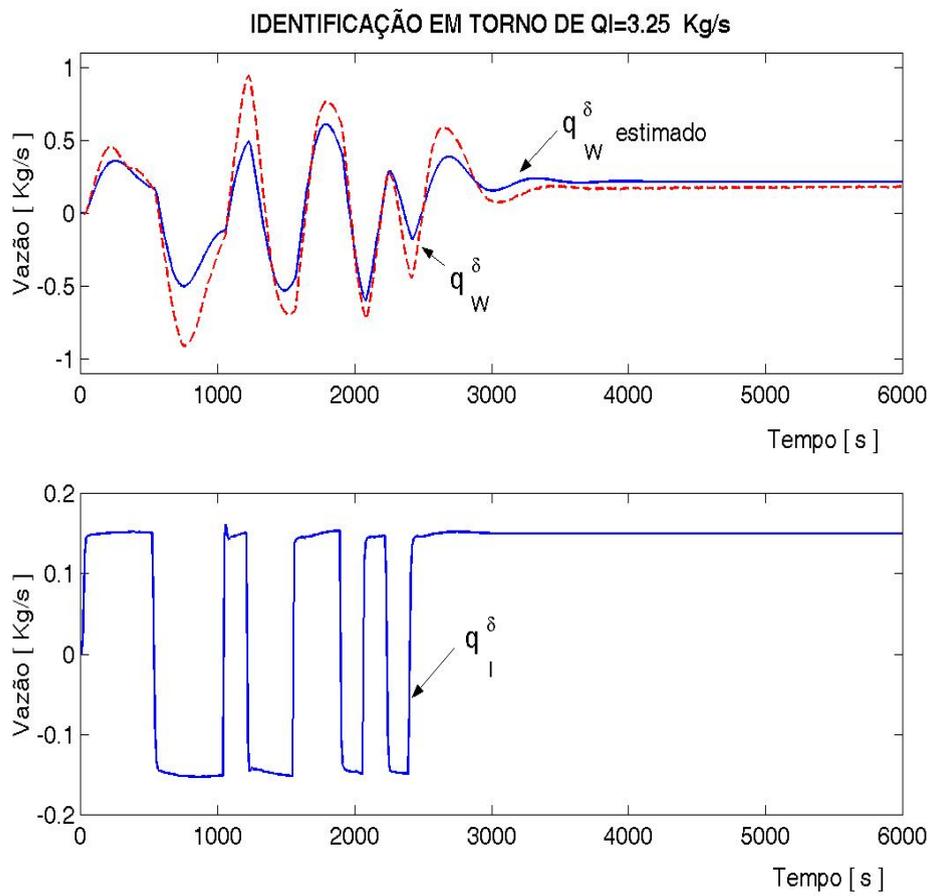


Figura 2.6: Identificação em torno de  $QI=3.25$  Kg/s

Posicionamento Robusto de Pólos. Esta técnica permite a síntese de controladores PID a partir de um número de funções de transferência que descrevem o processo.

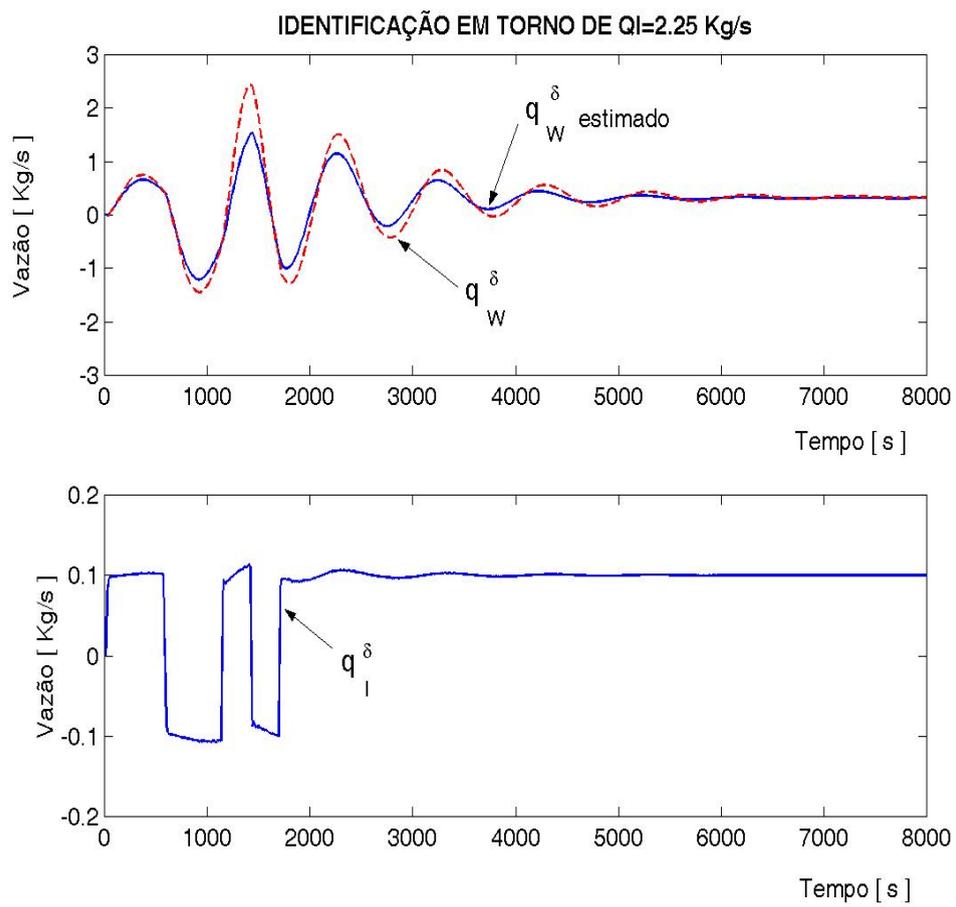


Figura 2.7: Identificação em torno de QI=2.25 Kg/s

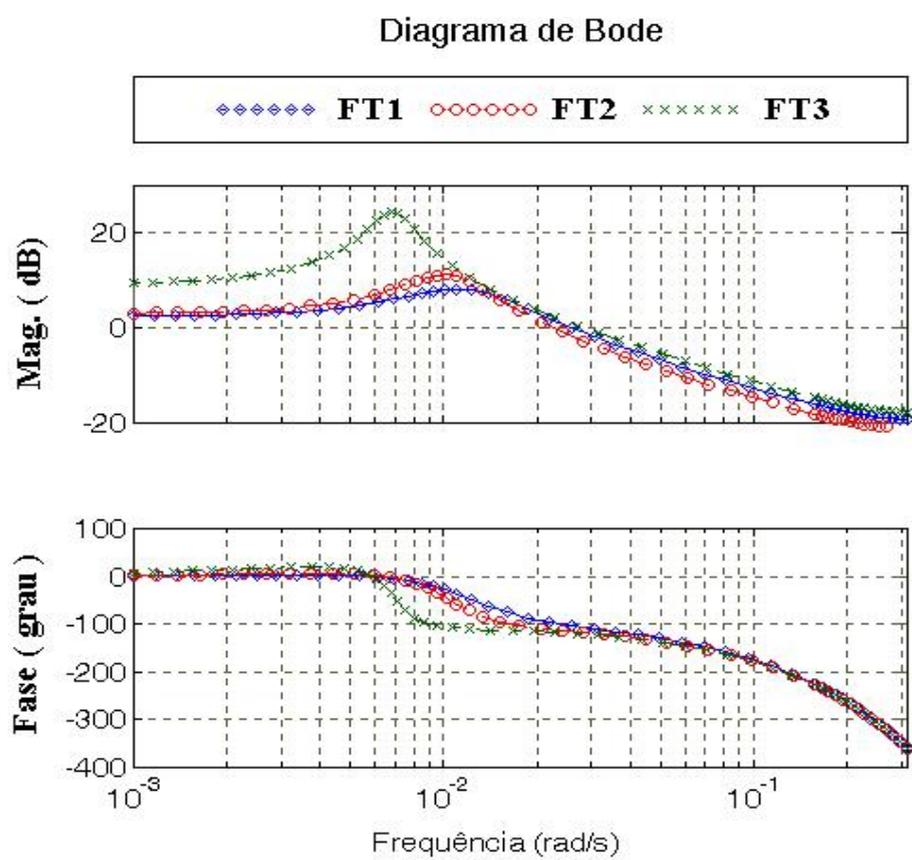


Figura 2.8: Diagrama de Bode

## Capítulo 3

# Desenvolvimento do Controlador

Neste capítulo apresentamos a técnica utilizada na síntese do Controlador. Trata-se, até onde o autor conhece, de uma nova técnica que denominamos Posicionamento Robusto de Pólos (PRP). Esta técnica tem como objetivo encontrar os parâmetros de um controlador que aplicado a um sistema monovariável e não-linear apresente uma resposta em malha fechada o mais semelhante possível a uma resposta desejada em qualquer ponto de operação do sistema. Para isso o sistema não-linear é representado por uma família de funções de transferência que traduzem a dinâmica linearizada em diferentes pontos de operação do sistema. O algoritmo PRP é então aplicado a estas funções de transferência de forma a obter as respostas em malha fechada semelhantes entre si e à uma resposta desejada. Se pudermos obter um controlador que forneça funções de transferência em malha fechada com o mesmo erro em relação à uma resposta desejada, então o sistema teria o mesmo comportamento em qualquer ponto de operação. Isto é uma característica de um sistema linear. Na prática não vamos conseguir este objetivo na sua totalidade, mas ao sintetizar um controlador que diminua o erro em relação à resposta desejada e ao mesmo tempo torne estas respostas semelhantes, estaremos nos aproximando do objetivo.

### 3.1 Considerações iniciais

Neste capítulo descrevemos o procedimento utilizado na síntese do Controlador. É importante ressaltar que nossa proposta consiste na utilização de controle via Rede *Fieldbus*. Numa rede *Fieldbus* as tarefas são implementadas pela ligação de blocos de funções que podem ser alocados nos instrumentos. Estes instrumentos se comunicam entre si de forma digital por

um simples par de fios, seguindo uma estratégia de controle definida pelo usuário. O controle de processos utilizando redes industriais tipo *Fieldbus* apresenta em geral pelo menos dois níveis de comunicação: o nível mais baixo (por exemplo o Nível H1 na tecnologia *Fieldbus Foundation*) e o nível supervísório. No nível mais baixo da rede as atividades são determinadas pela estratégia de controle que consiste na interligação de Blocos de Funções que são selecionadas para a aplicação e cujos parâmetros são programados para a realização da tarefa. Os blocos de funções são alocados nos instrumentos da rede e a comunicação entre os blocos utiliza o barramento quando estes blocos estão alocados em instrumentos diferentes. Uma vez que a estratégia de controle seja definida, ela é carregada na rede e então os instrumentos, transmissores e atuadores, iniciam a comunicação entre si de forma a atender a estratégia de controle. A fim de poder otimizar e prover segurança aos processos, o sistema possui normalmente um nível supervísório que se comunica com a rede primária de forma a permitir a leitura de variáveis e a atualização de parâmetros importantes nos blocos de funções. Deve-se, entretanto, levar em consideração que quanto mais tarefas puderem ser realizadas no nível mais baixo da rede, mais livre fica o controle supervísório, tornando-o mais simples e confiável e permitindo que o mesmo atenda um número maior de processos. Os controladores do tipo PID estão disponíveis como bloco de funções nas redes *Fieldbus*. Isto nos motiva a buscar uma técnica que permita a síntese dos parâmetros utilizados em um bloco de funções PID previamente definido pelos fabricantes de cada sistema.

### 3.2 Posicionamento de Pólos para sistema representado por múltiplos modelos

Diante de um número de funções de transferência representando a dinâmica linearizada entre incrementos de vazão de produção e incrementos de vazão de injeção devemos buscar um método de síntese do controlador. Como mencionado anteriormente, estamos interessados na síntese de um controlador PID já que estes controladores estão disponíveis no nível mais baixo da rede *Fieldbus* na forma de blocos de funções. A síntese de controladores para múltiplos modelos que atendam critérios de robustez e desempenho é ainda hoje assunto de pesquisa e desenvolvimento, vide referências [22], [23], [24]. Algumas abordagens utilizam técnicas de otimização que incorporam diferentes restrições relativas ao desempenho no domínio do tempo e da frequência buscando garantir estabilidade, seguimento de referência, um grau de rejeição à perturbações, etc, vide referência [25]. Os problemas de otimização gerados são

bastante complexos e requerem grande esforço computacional. Neste capítulo desenvolvemos uma técnica de posicionamento de pólos para múltiplos modelos que parte do trabalho de C. Pedret *et al*, referência [26]. Como o objetivo é obter um controlador que garanta estabilidade e desempenho para um sistema não linear numa faixa de operação caracterizada por uma variável escalonadora e está baseado na técnica de posicionamento de pólos, estaremos nos referindo a esta técnica como Posicionamento Robusto de Pólos (PRP). O objetivo final é utilizar esta técnica para obtermos os parâmetros  $K = [K_p, K_i, K_d]$  de um controlador PID que controle o sistema em qualquer ponto de operação dentro de uma faixa determinada por uma variável escalonadora. Seja o sistema genérico representado na figura 3.1. Para este

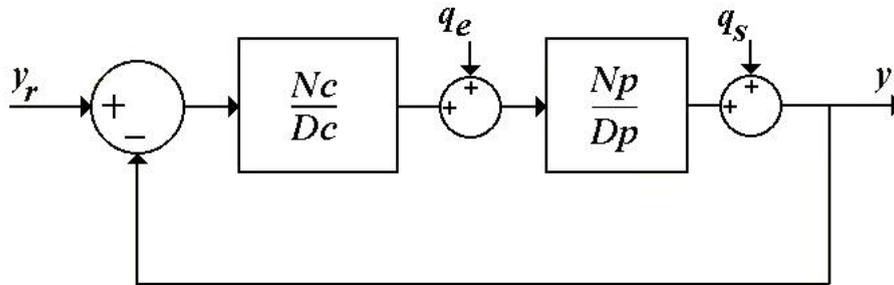


Figura 3.1: Sistema de Controle Realimentado

sistema pode-se escrever diversas funções de transferência relacionando a saída com o sinal de referência, a perturbação na entrada e a perturbação na saída.

A equação 3.1 representa a função de transferência de malha fechada relacionando a saída com o sinal de referência  $y_r$  (seguimento de referência).

$$\frac{y}{y_r} = \frac{N_c N_p}{D_p D_c + N_p N_c} \quad (3.1)$$

A equação 3.2 é a função de transferência entre a saída e a perturbação de entrada  $q_e$  (resposta à perturbação na entrada).

$$\frac{y}{q_e} = \frac{D_c N_p}{D_p D_c + N_p N_c} \quad (3.2)$$

A equação 3.3 é a função de transferência entre a saída e a perturbação na saída  $q_s$  (resposta à perturbação na saída).

$$\frac{y}{q_s} = \frac{D_c D_p}{D_p D_c + N_p N_c} \quad (3.3)$$

Pode-se observar que todas as funções de transferência apresentam o mesmo denominador.

Isto significa pólos em malha fechada iguais para a mudança de referência ou perturbações. Em geral, para o seguimento de referência, o efeito do termo  $N_c N_p$  no transitório é compensado por um filtro introduzido após a aplicação do sinal de referência. Se desejarmos que a resposta a uma perturbação degrau seja nula em regime permanente, devemos garantir ganho estático nulo das funções de transferência 3.2 e 3.3. Para sistemas amostrados, representados em função da variável atraso  $z^{-1}$ , a aplicação do teorema do valor final exige a estabilidade e que  $D_c(1)N_p(1) = 0$  e  $D_c(1)D_p(1) = 0$ . Devemos então garantir que  $D_c(1) = 0$ . Isto é obtido garantindo que o polinômio  $D_c$  tenha o fator  $(z - 1)$ , ou seja, que o controlador tenha ação integral. Para um sistema discreto, escreve-se  $N_p$ ,  $D_p$ ,  $N_c$  e  $D_c$  como polinômios de  $z^{-1}$ .

$$N_p = z^{-1}B(z^{-1}), \quad (3.4)$$

$$D_p = A(z^{-1}). \quad (3.5)$$

Para um controlador do tipo PID completo com a expressão temporal abaixo

$$u(t) = k_c(e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t)dt + \frac{de(t)}{dt}), \quad (3.6)$$

obtem-se diferentes expressões, utilizando-se o operador atraso  $z^{-1}$ , dependendo da forma como se efetua o cálculo da integral do erro. Supondo que o sistema seja amostrado em intervalos de tempo igual a  $T$ , então, para a forma retangular do cálculo da integral, temos

$$(1 - z^{-1})U(z^{-1}) = k_c E(z^{-1}) \left( \left(1 + \frac{T}{T_i} + \frac{T_d}{T}\right) + (-1 - 2\frac{T_d}{T})z^{-1} + \frac{T_d}{T}z^{-2} \right). \quad (3.7)$$

Para a integral calculada pela forma trapezoidal obtém-se

$$(1 - z^{-1})U(z^{-1}) = k_c E(z^{-1}) \left( \left(1 + \frac{T}{2T_i} + \frac{T_d}{T}\right) + \left(-1 + \frac{T}{2T_i} - 2\frac{T_d}{T}\right)z^{-1} + \frac{T_d}{T}z^{-2} \right). \quad (3.8)$$

De forma compacta

$$\frac{U(z^{-1})}{E(z^{-1})} = \frac{N_c(z^{-1})}{D_c(z^{-1})}, \quad (3.9)$$

com

$$N_c = \Gamma(z^{-1}) = \gamma_0 + \gamma_1 z^{-1} + \gamma_2 z^{-2}, \quad (3.10)$$

$$D_c = (1 - z^{-1}), \quad (3.11)$$

ou, multiplicando numerador e denominador por  $z^2$ , tem-se

$$\frac{U(z)}{E(z)} = \frac{\gamma_0 z^2 + \gamma_1 z + \gamma_2}{z(z-1)} \quad (3.12)$$

Se definirmos  $K_p = K_c$ ,  $K_i = \frac{K_c}{T_i}$  e  $K_d = k_c T_d$ , podemos escrever, para a forma trapezoidal,

$$\gamma_0 = (k_p + k_i \frac{T}{2} + k_d \frac{1}{T}), \quad (3.13)$$

$$\gamma_1 = (-k_p + k_i \frac{T}{2} - k_d \frac{2}{T}), \quad (3.14)$$

$$\gamma_2 = k_d \frac{1}{T} \quad (3.15)$$

e para a forma retangular,

$$\gamma_0 = (k_p + k_i T + k_d \frac{1}{T}), \quad (3.16)$$

$$\gamma_1 = (-k_p - k_d \frac{2}{T}), \quad (3.17)$$

$$\gamma_2 = k_d \frac{1}{T}. \quad (3.18)$$

Para uma estrutura de controle do tipo PID a técnica de posicionamento de pólos consiste em ajustar  $\Gamma$  de forma a obter-se uma equação característica desejada, abaixo denominada  $P_d$ .

$$A(z^{-1})(1 - z^{-1}) + z^{-1}B(z^{-1})\Gamma(z^{-1}) = P_d(z^{-1}), \quad (3.19)$$

A relação entre os coeficientes do polinômio  $\Gamma$  com os parâmetros do controlador  $K = [K_p, K_i, K_d]$  pode ser escrita através de uma matriz cujos elementos dependem do tempo de amostragem  $T$  e da configuração PID utilizada.

$$\Gamma = GK. \quad (3.20)$$

e

$$\Gamma = \begin{bmatrix} \gamma_0 \\ \gamma_1 \\ \gamma_2 \end{bmatrix}, \quad (3.21)$$

A matriz  $G$  pode ter diferentes representações, dependendo da estrutura do controlador PID e da forma como a integral do erro é calculada. Para o caso da estrutura PID representada na

forma contínua pela equação 3.6 e, utilizando a forma trapezoidal da integral do erro, temos

$$G = \begin{bmatrix} 1 & \frac{T}{2} & \frac{1}{T} \\ -1 & \frac{T}{2} & \frac{-2}{T} \\ 0 & 0 & \frac{1}{T} \end{bmatrix}. \quad (3.22)$$

Utilizando a forma retangular do cálculo do erro, temos

$$G = \begin{bmatrix} 1 & T & \frac{1}{T} \\ -1 & 0 & \frac{-2}{T} \\ 0 & 0 & \frac{1}{T} \end{bmatrix}. \quad (3.23)$$

$$K = \begin{bmatrix} K_p \\ K_i \\ K_d \end{bmatrix}. \quad (3.24)$$

Para um controlador PI onde a ação de controle é a soma da ação proporcional e integral pode-se obter, para a forma trapezoidal do cálculo do erro,

$$G = \begin{bmatrix} 1 & \frac{T}{2} \\ -1 & \frac{T}{2} \end{bmatrix}. \quad (3.25)$$

Para a forma retangular do cálculo do erro obtém-se,

$$G = \begin{bmatrix} 1 & T \\ -1 & 0 \end{bmatrix}. \quad (3.26)$$

$$\Gamma = \begin{bmatrix} \gamma_0 \\ \gamma_1 \end{bmatrix}, \quad (3.27)$$

$$K = \begin{bmatrix} K_p \\ K_i \end{bmatrix}. \quad (3.28)$$

As operações de multiplicação de polinômios podem ser convertidas em operações sobre vetores e matrizes. Supondo, como exemplo, um sistema de segunda ordem controlado por um controlador tipo PI, pode-se escrever:

$$(1+a_1z^{-1}+a_2z^{-2})(1-z^{-1})+z^{-1}(b_0+b_1z^{-1})(\gamma_0+\gamma_1z^{-1}) = 1+p_1z^{-1}+p_2z^{-2}+p_3z^{-3}. \quad (3.29)$$

Esta expressão pode ser reescrita de forma matricial com a expressão polinomial substituída por vetores cujos elementos são os coeficientes de  $z^{-k}$ , ordenados desde  $k = 1$  até  $k = n$ , onde  $n$  é a ordem do polinômio,

$$A_d + B\Gamma = P \quad (3.30)$$

onde

$$A_d = \begin{bmatrix} (a_1 - 1) \\ (a_2 - a_1) \\ (-a_2) \end{bmatrix}, \quad (3.31)$$

$$B = \begin{bmatrix} b_0 & 0 \\ b_1 & b_0 \\ 0 & b_1 \end{bmatrix}, \quad (3.32)$$

$$\Gamma = \begin{bmatrix} \gamma_0 \\ \gamma_1 \end{bmatrix}, \quad (3.33)$$

e

$$P = \begin{bmatrix} p_1 \\ p_2 \\ p_3 \end{bmatrix}. \quad (3.34)$$

A utilização da técnica de posicionamento de pólos nos leva ao problema de encontrar  $\Gamma$  de forma que o polinômio característico  $P$  se aproxime do polinômio desejado  $P_d$ . Definindo o erro associado como

$$E = P - P_d, \quad (3.35)$$

nosso problema consiste em encontrar  $\Gamma = \Gamma^*$  que minimiza o erro quadrático  $S = E'E$ . A expressão de  $S$  pode ser escrita como

$$S = E'E = (P - P_d)'(P - P_d) = [(A_d - P_d) + B\Gamma]'[(A_d - P_d) + B\Gamma] \quad (3.36)$$

ou

$$S = (A_d - P_d)'(A_d - P_d) + 2\Gamma'B'(A_d - P_d) + \Gamma'B'\Gamma. \quad (3.37)$$

O mínimo de  $S$  ocorre para  $\Gamma = \Gamma^*$  que faz  $\frac{dS}{d\Gamma} = 0$ , i.e.,

$$\frac{dS}{d\Gamma} = 2B'(A_d - P_d) + 2B'\Gamma^* = 0 \quad (3.38)$$

que nos fornece

$$\Gamma^* = -(B'B)^{-1}B'(A_d - P_d) = -pinv(B)(A_d - P_d), \quad (3.39)$$

onde  $(B'B)^{-1}B'$  é a pseudo-inversa de  $B$ , ou  $(pinv(B))$ . Para o caso em que a planta seja descrita por  $m$  funções de transferência, podemos buscar  $\Gamma$  que minimiza o erro entre todos os  $m$  polinômios com relação ao polinômio desejado. Portanto, devemos encontrar  $\Gamma$  que minimiza

$$S_{total} = E_1'E_1 + E_2'E_2 + \dots + E_m'E_m \quad (3.40)$$

Definindo

$$A_{dj} = \begin{bmatrix} (a_{1j} - 1) \\ (a_{2j} - a_{1i}) \\ (-a_{2j}) \end{bmatrix} \quad (3.41)$$

$$B_j = \begin{bmatrix} b_{0j} & 0 \\ b_{1j} & b_{0i} \\ 0 & b_{1j} \end{bmatrix} \quad (3.42)$$

onde  $j = 1, 2, \dots, m$  e considerando as matrizes

$$A_T = \begin{bmatrix} A_{d1} - P_d \\ A_{d2} - P_d \\ \vdots \\ A_{dm} - P_d \end{bmatrix} \quad (3.43)$$

$$B_T = \begin{bmatrix} B_1 \\ B_2 \\ \vdots \\ B_m \end{bmatrix} \quad (3.44)$$

podemos encontrar  $\Gamma$  que minimiza o somatório do quadrado do erro entre os coeficientes das equações características de todos os modelos com relação a equação característica desejada.

$$\Gamma = -pinv(B_T)(A_T) \quad (3.45)$$

O procedimento que acabamos de descrever parte da premissa de que o melhor controlador é aquele que minimiza o quadrado da diferença entre os coeficientes de mesma ordem de

todos os polinômios característicos e os coeficientes do polinômio característico desejado. Entretanto isto não é sempre verdade. Limitações do erro máximo para os coeficientes dos pólos em malha fechada não se traduzem diretamente em limitações sobre os erros entre os pólos já que existem inúmeras combinações de erros de pólos que resultam na mesma faixa de erro sobre os coeficientes do polinômio característico. Devemos então buscar um método para encontrar  $\Gamma$  que minimiza o somatório do erro quadrado entre os pólos dos polinômios característicos em malha fechada e os pólos do polinômio característico desejado. Nosso problema se transforma em: para a planta representada por  $m$  funções de transferência com resposta em malha fechada de ordem  $n$ , encontre  $\Gamma$  que minimiza  $J$ , onde

$$J = \sum_{j=1}^m \sum_{k=1}^n (\theta_{jk} - \theta_{dk})^2. \quad (3.46)$$

Nesta expressão  $\theta_{jk}$  representa o pólo  $k$  de malha fechada do modelo  $j$ ,  $\theta_{dk}$  representa o pólo desejado  $k$ ,  $m$  é o número de modelos e  $n$  é a ordem do sistema em malha fechada. A fim de estabelecer uma relação entre a variação nos coeficientes da equação característica e os pólos em malha fechada do sistema, seguimos utilizando o exemplo anterior. Ao aplicar um controle PI, a resposta em malha fechada terá três pólos. A fim de considerar a possibilidade de que todos os pólos estejam no eixo real bem como a existência de um par complexo conjugado mais um pólo no eixo real, utilizamos a seguinte representação genérica para o caso de três pólos,

$$\theta_1 = z_{1r} + jz_i, \quad (3.47)$$

$$\theta_2 = z_{2r} - jz_i \text{ e} \quad (3.48)$$

$$\theta_3 = z_3. \quad (3.49)$$

Nesta expressão  $z_{1r}$  e  $z_{2r}$  representam a parte real e  $z_i$  a parte imaginária. A expressão para o polinômio característico é

$$P(z^{-1}) = 1 + (-z_{1r} - z_{2r} - z_3)z^{-1} + (z_{1r}z_3 + z_{2r}z_3 + z_{1r}z_{2r} + z_i^2)z^{-2} + (-z_3z_{1r}z_{2r} - z_3z_i^2)z^{-3} \quad (3.50)$$

ou

$$P(z^{-1}) = 1 + p_1(\Theta)z^{-1} + p_2(\Theta)z^{-2} + p_3(\Theta)z^{-3}. \quad (3.51)$$

Ordenando de forma matricial, temos

$$P = \begin{bmatrix} p_1(\Theta) \\ p_2(\Theta) \\ p_3(\Theta) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -z_{1r} - z_{2r} - z_3 \\ z_{1r}z_3 + z_1z_{2r} + z_{2r}z_3 + z_i^2 \\ -z_3z_{1r}z_{2r} - z_3z_i^2 \end{bmatrix}. \quad (3.52)$$

Definindo

$$\Theta = \begin{bmatrix} z_{1r} \\ z_{2r} \\ z_i \\ z_3 \end{bmatrix} \quad (3.53)$$

podemos calcular o Jacobiano  $J$ ,

$$J = \frac{dP}{d\Theta} = \begin{bmatrix} \frac{dp_1}{dz_{1r}} & \frac{dp_1}{dz_{2r}} & \frac{dp_1}{dz_i} & \frac{dp_1}{dz_3} \\ \frac{dp_2}{dz_{1r}} & \frac{dp_2}{dz_{2r}} & \frac{dp_2}{dz_i} & \frac{dp_2}{dz_3} \\ \frac{dp_3}{dz_{1r}} & \frac{dp_3}{dz_{2r}} & \frac{dp_3}{dz_i} & \frac{dp_3}{dz_3} \end{bmatrix} \quad (3.54)$$

ou

$$J = \frac{dP}{d\Theta} = \begin{bmatrix} -1 & -1 & 0 & -1 \\ z_3 + z_{2r} & z_3 + z_{1r} & 2z_i & z_{1r} + z_{2r} \\ -z_3z_{2r} & -z_{1r}z_3 & -2z_3z_i & -z_{1r}z_{2r} - z_i^2 \end{bmatrix} \quad (3.55)$$

A expressão do Jacobiano, pode ser usada para calcular a variação nos coeficientes do polinômio  $P$  para uma pequena variação em  $\theta$  igual a  $\Delta\Theta$ , isto é.

$$\Delta P = J\Delta\Theta \quad (3.56)$$

Utilizando a expressão para o polinômio característico dada pela equação 3.30 e a derivando em relação a  $\Gamma$  temos:

$$\frac{dP}{d\Gamma} = B \quad (3.57)$$

Novamente, para uma pequena variação de  $\Gamma$  temos uma pequena variação de  $P$ ,

$$\Delta P = B\Delta\Gamma. \quad (3.58)$$

As expressões 3.30, 3.39, 3.55, 3.56 e 3.58 podem ser utilizadas para a construção de um algoritmo iterativo para a determinação dos parâmetros de um controlador que forneça uma

resposta em malha fechada cujos pólos se aproximem de um conjunto de pólos desejados. Supondo que tenhamos 3 modelos para o sistema de segunda ordem mencionado anteriormente. Então podemos utilizar a expressão 3.39 para encontrar o primeiro  $\Gamma = \Gamma_o$ . A partir de  $\Gamma_o$  podemos calcular o polinômio característico para cada um dos modelos:

$$P_j(z^{-1}) = A_j(z^{-1})(1 - z^{-1}) + z^{-1}B_j(z^{-1})\Gamma_o(z^{-1}) \quad (3.59)$$

Cada polinômio característico vai fornecer um conjunto de pólos

$$\Theta_j = \begin{bmatrix} z_{1j} \\ z_{2j} \\ z_{ij} \\ z_{3j} \end{bmatrix}. \quad (3.60)$$

Deve-se observar que para  $z_i \neq 0$ ,  $z_1 = z_2$ . Calcula-se a diferença entre cada  $\Theta_j$  e o conjunto de pólos desejado  $\Theta_d$ .

$$\Delta\Theta_j = \Theta_j - \Theta_d \quad (3.61)$$

Sendo  $\Theta_d$  os pólos resultantes do polinômio característico desejado  $P_d$  escrito na forma equivalente a  $\Theta_j$ , como

$$\Theta_d = \begin{bmatrix} z_{1d} \\ z_{2d} \\ z_{id} \\ z_{3d} \end{bmatrix}. \quad (3.62)$$

Para cada conjunto de pólos  $\Theta_j$  calcula-se o Jacobiano  $J_j$  conforme a equação 3.55. Caso os elementos do Jacobiano fossem constantes o algoritmo precisaria de uma iteração apenas. Entretanto, como estes dependem dos valores de  $\Theta$  devemos utilizar um processo iterativo corrigindo frações de  $\Delta\Theta$  a cada iteração. O próximo passo consiste então na determinação da variação polinomial necessária para corrigir uma fração da diferença entre os pólos desejados e os pólos de cada modelo. Isto é feito utilizando-se a expressão 3.56 modificada por um fator  $\epsilon$ .

$$\Delta P_j = J\epsilon\Delta\Theta_j \quad (3.63)$$

Calcula-se em seguida a variação de  $\Gamma$  necessária para obter-se a variação de  $P$ , utilizando-se a expressão 3.58.

$$\Delta\Gamma_j = \text{pinv}(B_j)\Delta P_j \quad (3.64)$$

Finalmente,  $\Gamma$  é atualizado pela seguinte expressão:

$$\Gamma_1 = \Gamma_0 + \Sigma \Delta \Gamma_j \tag{3.65}$$

O processo então se reinicia com o cálculo dos polinômios característicos em malha fechada utilizando-se a equação 3.59 com  $\Gamma_1$  no lugar de  $\Gamma_0$  para todos os modelos. Entretanto, a minimização do somatório do quadrado da diferença entre os pólos de malha fechada de todos os modelos e os pólos de malha fechada desejados pode favorecer um modelo em detrimento de outro ao efetuar a minimização requerida. O ideal seria obter um controlador que minimizasse o erro total mantendo as respostas em malha fechada de todos os modelos o mais semelhante possível. Requerer que os sistemas tenham respostas semelhantes em malha fechada equivale a exigir que estes apresentem diagramas de *Nyquist* semelhantes. A figura 3.2 ilustra o objetivo que queremos alcançar. Supondo que um sistema seja representado por 5 funções de transferência, o diagrama de *Nyquist* da esquerda mostra o resultado da aplicação do controle para o controlador  $C$  sintonizado para a função de transferência número 3. Já a figura da direita mostra o resultado da aplicação do controlador  $C_r$  encontrado quando se objetivou minimizar o erro dos pólos de malha fechada de todas as funções de transferência ao mesmo tempo em que se buscou minimizar a diferença entre os erros. As equações 3.64 e

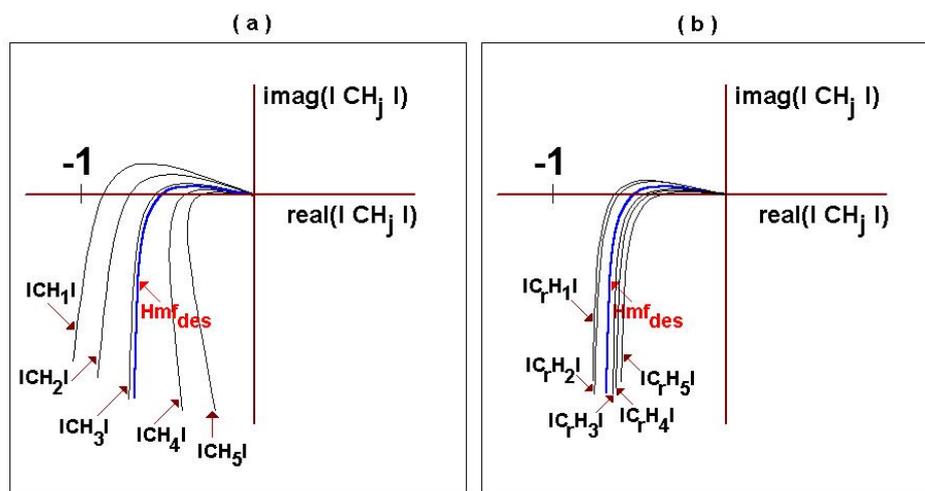


Figura 3.2: a-Diagrama de Nyquist com o controlador obtido pelo modelo central, b-Diagrama de Nyquist com o controlador obtido pela técnica PRP.

3.65 mostram que a correção efetuada sobre  $\Gamma$  recebe, a cada iteração, uma contribuição de

cada modelo, da forma

$$\Delta\Gamma = \Delta\Gamma_1 + \Delta\Gamma_2 + \dots + \Delta\Gamma_m \quad (3.66)$$

Uma maneira de guiarmos a evolução dos pólos de cada modelo de forma a obtermos nosso objetivo consiste na aplicação de "pesos"  $W_j$  sobre cada  $\Delta\Theta_j$ . Ou seja, procuramos formular uma expressão para os pesos que:

- efetue a correção  $\Delta\Theta_j$  para todos os modelos  $j$  de forma sistemática aumentando a correção para aqueles modelos que apresentem erros maiores que a média.
- aplique uma correção positiva proporcional para modelos cuja relação erro/erro médio seja maior que um. Em caso contrário aplique uma correção negativa também proporcional à diferença entre esta relação e um.

A equação 3.67 mostra a aplicação dos pesos  $W_j$  na obtenção do incremento  $\Delta\Gamma$ .

$$\Delta\Gamma = W_1\Delta\Gamma_1 + W_2\Delta\Gamma_2 + \dots + W_m\Delta\Gamma_m \quad (3.67)$$

A idéia é formular um peso que tenha uma componente forçando a diminuição do erro total e outra forçando o sistema a apresentar erros semelhantes. A expectativa é que se todos os modelos apresentarem o mesmo erro então o sistema em malha fechada comportaria-se da mesma forma em qualquer ponto de operação, apesar de apresentar um erro em relação ao comportamento desejado. Este comportamento seria muito semelhante ao de um sistema linear. Na prática não esperamos obter o mesmo erro para todos os sistemas mas conseguir erros semelhantes e pequenos. O somatório do quadrado do erro entre os pólos obtidos em malha fechada e os pólos desejados pode ser determinado como:

$$D_j = \Delta\Theta_j' W \Delta\Theta_j \quad (3.68)$$

$$W = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.69)$$

O elemento  $W(3,3) = 2$  leva em conta o fato de que a parte imaginária é comum a dois pólos.

Definimos o erro quadrado médio para os  $m$  modelos como:

$$D_m = \left( \frac{1}{N} \sum (D_j)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \quad (3.70)$$

A diferença entre o quadrado do erro do modelo  $j$  e o erro quadrado médio pode ser expressa por:

$$\frac{D_j - D_m}{D_m} = \frac{D_j}{D_m} - 1 \quad (3.71)$$

A partir das equações 3.68, 3.70 e 3.71 podemos estabelecer uma formulação para os pesos como:

$$W_j = \left( \left( \frac{D_j}{D_m} \right)^2 - 1 \right) + \frac{D_j}{D_m} \lambda \quad (3.72)$$

O termo  $\left( \left( \frac{D_j}{D_m} \right)^2 - 1 \right)$  age no sentido de diminuir a diferença entre os erros de cada modelo. No caso em que  $D_j$  seja maior que  $D_m$  este termo é positivo e será negativo em caso contrário. Deve-se notar que o uso do quadrado da razão  $\left( \frac{D_j}{D_m} \right)$  faz com que as correções sejam maiores para razões maiores que um. Isto parece conveniente já que as correções negativas tem o efeito de aumentar o quadrado do erro para aquele modelo. O termo  $\frac{D_j}{D_m} \lambda$  age no sentido de diminuir o erro quadrado total e a razão  $\frac{D_j}{D_m}$  faz com que a correção seja maior para aqueles modelos que apresentam erro maior. Deve-se notar ainda que no caso em que todos os modelos atinjam o mesmo erro  $D_j$  o peso resume-se a  $\lambda$ . O fator  $\lambda$  é ajustado de forma a controlar a taxa com que os dois termos agem. Nos parece que o ideal é obter um comportamento onde tanto o erro médio como a diferença entre os erros caiam assintoticamente. Os objetivos diminuir a diferença entre os erros e diminuir o erro total podem ser conflitantes e devemos formular uma expressão para uma função que represente o objetivo final desejado. Para isso definimos uma variável que representa a diferença entre os erros dos  $m$  modelos como:

$$Dif = \frac{1}{3} \sum (abs(D_j - D_m)) \quad (3.73)$$

Nossa função objetivo pode então ser definida como:

$$F = D_m^2 + \gamma Dif^2 \quad (3.74)$$

Sendo que  $\gamma$  representa um fator de ponderação que será ajustado para priorizar o atendimento maior ou menor a cada um dos objetivos. Ou seja, para uma  $\gamma$  grande exige-se uma maior semelhança entre as respostas em detrimento ao atendimento aos pólos desejados. Já, para um  $\gamma$  pequeno, admite-se uma solução com respostas diferentes mas com um melhor

atendimento aos pólos desejados. O algoritmo deve então, a cada iteração, agir sobre  $\Gamma$  de forma a minimizar a função objetivo  $F$ . A função objetivo  $F$  é calculada a cada iteração e é utilizada como critério de parada da execução do algoritmo. Ou seja, o algoritmo é interrompido quando  $F$  atinge seu mínimo.

### 3.2.1 Exemplo

Para exemplificar a aplicação da técnica vamos mostrar o desenvolvimento do controlador para o exemplo 2 citado na referência [25]. Numa primeira abordagem estaremos mostrando na subseção 3.2.1.1 a diferença entre o controlador obtido com a aplicação da técnica de posicionamento de pólos para múltiplos modelos e aquele resultante da sintonia com o modelo linearizado no ponto de operação médio. Numa segunda etapa, na subseção 3.2.1.2, estaremos comparando o desempenho do controlador obtido pela técnica de posicionamento de pólos para múltiplos modelos com a técnica LQR-LMI <sup>1</sup> demonstrada no artigo. O problema relatado em [25] trata do controle do nível de um tanque tipo cone invertido onde a relação entre o nível  $h$  e a vazão  $F$  é dada pela relação:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{kF(t - \tau)}{h(t)^2} - \frac{k\beta}{h(t)^{1.5}} \quad (3.75)$$

As constantes  $k, \beta$  e  $\tau$  tem os seguintes valores:

$$k = 2, \tau = 1, \beta = 5 \quad (3.76)$$

A figura 3.3 mostra o sistema de controle do nível do tanque. Embora não mencionado no artigo, supomos que o atraso é introduzido por uma malha interna de controle da abertura da válvula para fornecer a vazão  $F$ . Neste artigo o sistema é linearizado nos pontos  $h = 2$ ,  $h = 6$  e  $h = 10$  e encontra-se os parâmetros  $K_p$  e  $K_i$  de um controlador PI baseado numa combinação de técnicas LQR e LMI que satisfazem requisitos de estabilidade e comportamento dinâmico. Para a linearização do processo, definimos duas variáveis incrementais:

$$h_\delta(t) = h(t) - h_* \quad (3.77)$$

e

$$F_\delta(t) = F(t) - F_* \quad (3.78)$$

---

<sup>1</sup>LQR-LMI: Linear Quadratic Regulator-Linear Matrix Inequalities

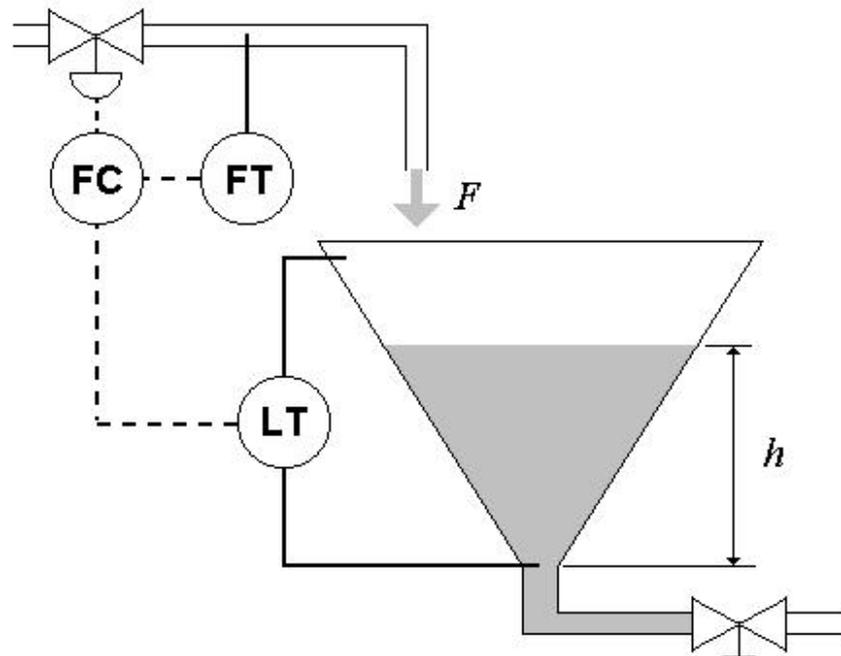


Figura 3.3: Controle do nível do tanque

onde  $h_*$  e  $F_*$  são os valores de  $h$  e  $F$  no ponto de equilíbrio  $\dot{h} = 0$ .

$$\frac{kF_*}{h_*^2} - \frac{k\beta}{h_*^{1.5}} = 0. \quad (3.79)$$

Definindo,

$$f(t) = \frac{kF(t - \tau)}{h(t)^2} - \frac{k\beta}{h(t)^{1.5}} \quad (3.80)$$

temos

$$\dot{h}_\delta(t) = ah_\delta(t) + bF_\delta(t), \quad (3.81)$$

onde

$$a = \left. \frac{\partial f}{\partial h} \right|_{h=h_*, F=F_*} \quad (3.82)$$

e

$$b = \left. \frac{\partial f}{\partial F} \right|_{h=h_*, F=F_*} \quad (3.83)$$

Obtém-se assim diferentes funções de transferência entre as variáveis  $h_\delta$  e  $F_\delta$  da forma:

$$H(s) = \frac{h_\delta(s)}{F_\delta(s)}. \quad (3.84)$$

### 3.2.1.1 PRP x sintonia pelo modelo médio

Supondo que queremos controlar o nível do tanque para variações ao redor de 3m. Poderíamos linearizar a relação  $\dot{h} = f(h, F)$  no ponto de operação  $h = 3m$ , achar a função de transferência entre a variável incremental  $h_\delta$  e  $F_\delta$  e sintonizar um controlador PI por exemplo. A função de transferência para  $h=3m$  é obtida com as equações 3.77 a 3.84 como:

$$H(s) = \frac{.69}{3.12s + 1} e^{-s} \quad (3.85)$$

Utilizando a técnica de ajuste de controladores para sistemas de primeira ordem com atraso de transporte descritas na referência Brosilow e Joseph [20], obtemos os seguintes parâmetros para um controlador PI:  $K_p = 3.62$  e  $K_i = 1$ . Convém salientar mais uma vez que o objetivo não é comparar os controladores mas verificar a diferença que existe quando aplicamos a técnica PRP comparada com um controlador sintetizado para o modelo médio. Para utilizar a técnica PRP temos de estabelecer uma região de operação. Escolhemos uma região definida por  $1.7m < h < 4.3m$ . Definimos 3 funções de transferência para  $h=1.7m$ ,  $h=3.0m$  e  $h=4.3m$ . Para  $h=1.7m$ :

$$H(s) = \frac{.52}{.75s + 1} e^{-s} \quad (3.86)$$

Para  $h=3.0m$ :

$$H(s) = \frac{.69}{3.12s + 1} e^{-s} \quad (3.87)$$

Para  $h=4.3m$ :

$$H(s) = \frac{.83}{7.67s + 1} e^{-s} \quad (3.88)$$

Para a utilização de nossa técnica resolvemos simplificar a expressão do atraso utilizando a aproximação de *Padé* de primeira ordem:

$$e^{-s} = \frac{e^{-.5s}}{e^{.5s}} \cong \frac{1 - .5s}{1 + .5s} \quad (3.89)$$

As expressões para as funções de transferência foram modificadas com a utilização da expressão acima e em seguida convertidas para a forma discreta utilizando um sustentador de ordem zero com um tempo de amostragem  $T_s = 0.15s$ . Para os pólos de malha fechada

selecionamos:

$$s_1 = -0,7 + j0,7 \tag{3.90}$$

$$s_2 = -0,7 - j0,7 \tag{3.91}$$

$$s_3 = -0,7 \tag{3.92}$$

Que correspondem na forma discreta aos pólos

$$\Theta = \begin{bmatrix} z_{1r} \\ z_{2r} \\ z_i \\ z_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} .8954 \\ .8954 \\ .0944 \\ .9003 \end{bmatrix} \tag{3.93}$$

Os parâmetros do controlador PI obtidos foram  $K_p = 1.24$  e  $K_i = .64$ . As figuras 3.4 e 3.5 mostram alguns resultados obtidos a cada iteração do algoritmo. A figura 3.4 mostra

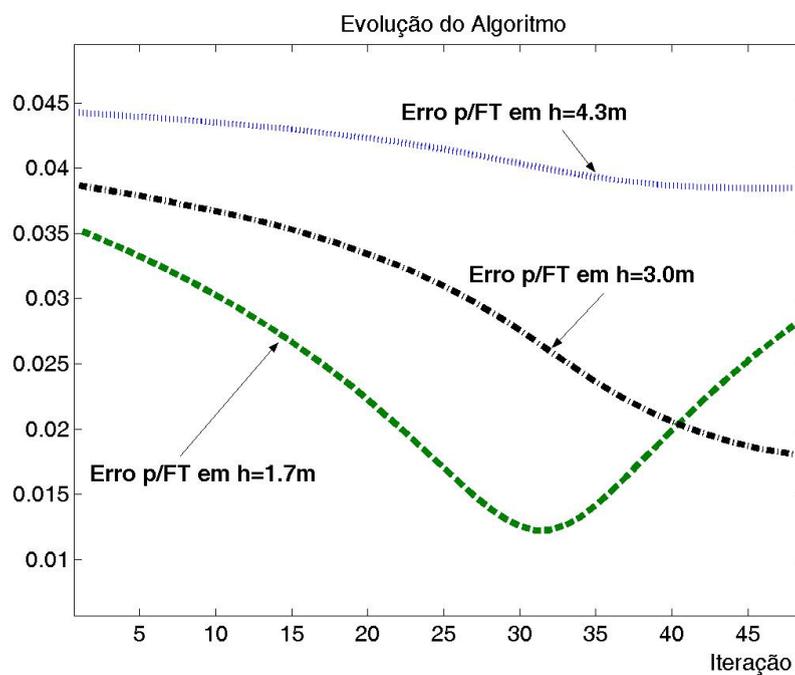


Figura 3.4: Evolução do somatório do erro quadrado dos pólos em malha fechada de todos os modelos.

a evolução do somatório do quadrado do erro entre os pólos em malha fechada e os pólos desejados para o cada função de transferência em função do número de iterações. A figura 3.5-a mostra os parâmetros do  $K_p$  e  $K_i$  em função do número de iterações. Na figura 3.5-b

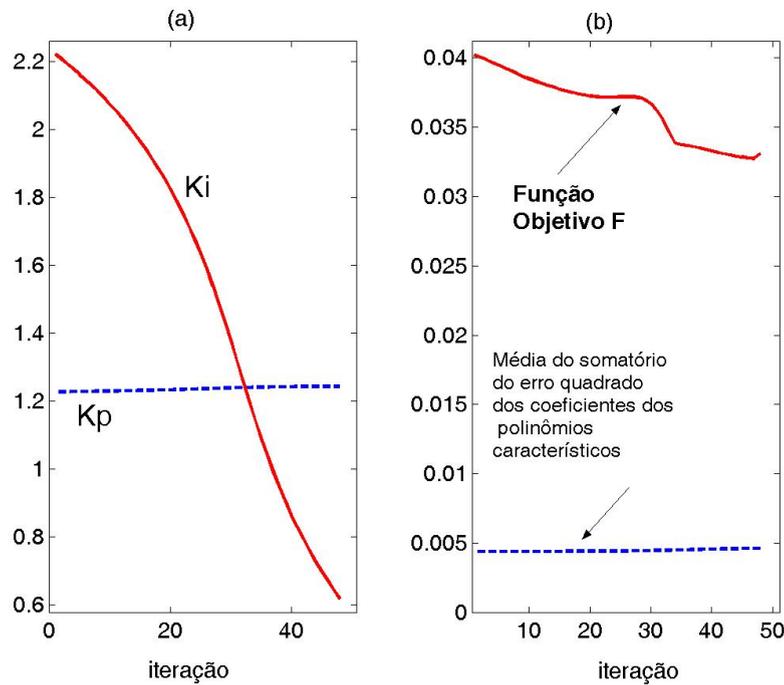


Figura 3.5: (a)Evolução dos parâmetros do Controlador.- (b)Controle de Qualidade

mostramos a evolução da função objetivo  $F$  definida na equação 3.74 e a média do somatório do erro quadrado dos coeficientes dos polinômios característicos de cada sistema em malha fechada em relação ao polinômio característico desejado. A figura 3.6 mostra a comparação das respostas obtidas com os dois controladores aplicados em uma simulação com o modelo contínuo implementado em um simulador de processos. A resposta obtida para mudança de referência em torno de  $h = 3m$  é sem dúvida mais rápida para o controlador obtido com o modelo central. Por isso mesmo, o esforço de controle mostrado na figura (b) é também muito maior para este controlador. O efeito da perturbação, introduzida na forma de um degrau unitário na entrada, é também menor na resposta com o controlador obtido pelo modelo central. Entretanto, pode-se observar que a resposta obtida com o método PRP, apesar de mais lenta, não é demasiadamente diferente daquela obtida com o controlador sintonizado pelo modelo central. O menor esforço de controle, por exemplo, pode ser uma vantagem na prática quando se busca evitar a saturação do controle. Entretanto a real vantagem do método aparece quando nos afastamos do ponto de operação  $h=3m$ . As figuras 3.7 e 3.8 mostram o diagrama de Nyquist obtidos quando se lineariza o sistema em pontos de operação desde 1m até 5m. A figura 3.7 mostra o que acontece quando se utiliza o controlador obtido para o modelo central ( $h = 3.0m$ ) enquanto a figura 3.8 mostra o resultado obtido com o controlador

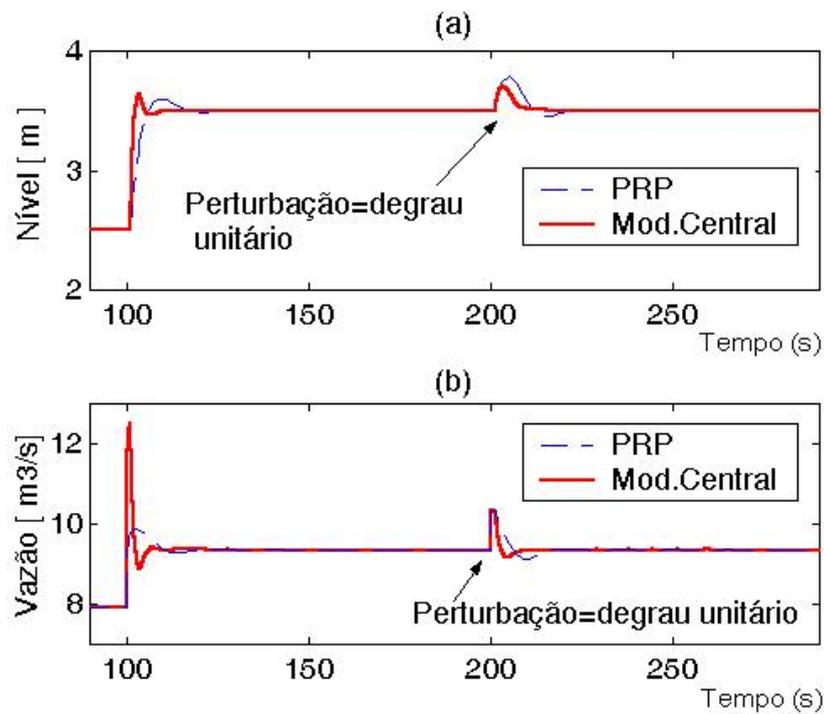


Figura 3.6: Resposta ao redor de  $h=3\text{m}$ -(a) Nível x Tempo,(b) Sinal de Controle x Tempo

desenvolvido pelo método PRP. Devemos ressaltar que no desenvolvimento do controlador utilizamos funções de transferência para o sistema linearizado em  $h=1.7\text{m}$ ,  $h=3\text{m}$  e  $h=4.3\text{m}$  e ainda assim o diagrama de Nyquist mostra estabilidade para  $1.0\text{m} < h < 5.0\text{m}$ . A figura 3.9 mostra o comportamento dinâmico obtido pela simulação com o modelo implementado em um simulador de processos para mudanças de referência desde  $h=3.0\text{m}$  até  $h=1.0\text{m}$  quando se utiliza o controlador obtido com a técnica de Posicionamento robusto de pólos. A figura 3.10 mostra os resultados obtidos com o controlador sintonizado com o modelo linearizado em  $h=3.0\text{m}$ . Pode-se verificar que o sistema torna-se instável em malha fechada na mudança de referência de  $h=2.0\text{m}$  para  $h=1.5\text{m}$ .

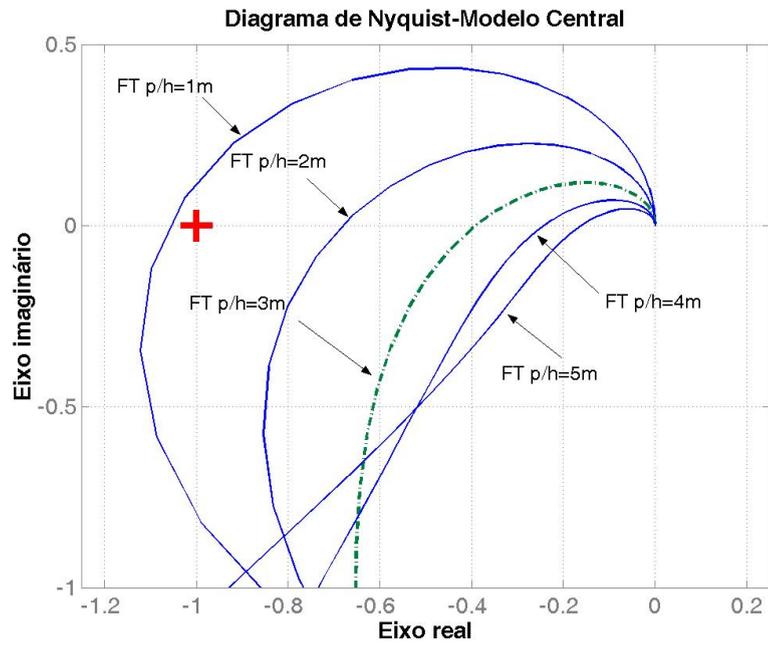


Figura 3.7: Diagrama de Nyquist utilizando o Controlador para o modelo Central

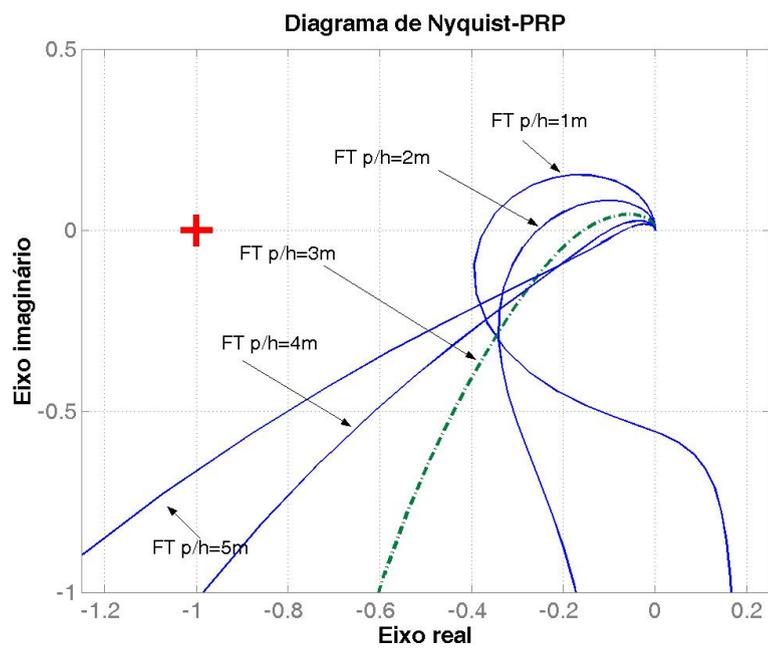


Figura 3.8: Diagrama de Nyquist utilizando o controlador obtido pelo PRP

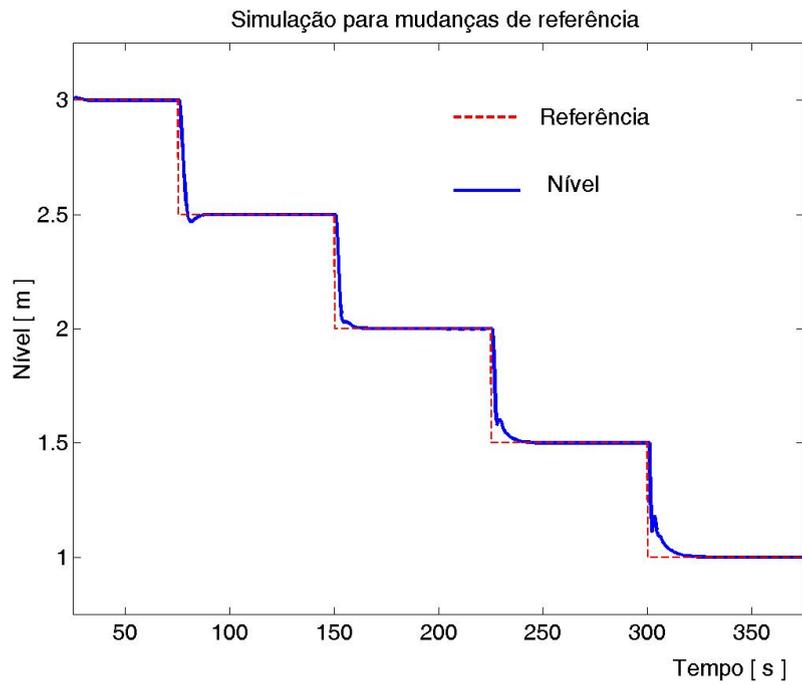


Figura 3.9: Resposta com o Controlador sintonizado pelo método PRP

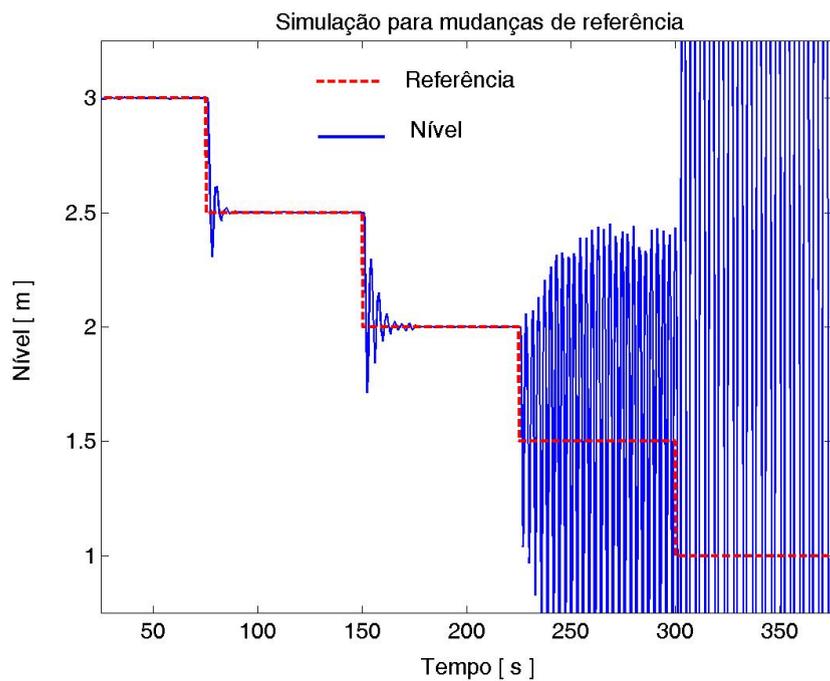


Figura 3.10: Resposta com o Controlador sintonizado pelo modelo central(h=3.0m)

### 3.2.1.2 PRP x LQR-LMI

A fim de comparar o desempenho da técnica de Posicionamento robusto de pólos com outra técnica com objetivos semelhantes, vamos aplicá-la ao problema do controle do nível de um tanque cônico tratado na referência [25]. O problema consiste na determinação dos parâmetros do controlador PI que garantam estabilidade para a faixa de operação de  $h=2\text{m}$  até  $h=10\text{m}$ , rejeição à perturbação e comportamento dinâmico com baixo sobrepasso. As seguintes funções de transferência foram utilizadas no artigo.

Para  $h=2\text{m}$ :

$$H(s) = \frac{.57}{1.13s + 1} e^{-s} \quad (3.94)$$

Para  $h=6\text{m}$ :

$$H(s) = \frac{.98}{17.63s + 1} e^{-s} \quad (3.95)$$

Para  $h=10\text{m}$ :

$$H(s) = \frac{1.26}{63.25s + 1} e^{-s} \quad (3.96)$$

Utilizando a técnica LQR-LMI os autores encontraram o seguinte conjunto de parâmetros para o controlador PI:

$$K = [K_p; K_i] = [5.33; 0.56] \quad (3.97)$$

Diante da grande diferença entre as constantes de tempo dos modelos linearizados decidimos trabalhar com uma versão da técnica PRP para o domínio  $s$ . Novamente utilizamos a aproximação de Padé para o atraso, reescrevemos as funções de transferência 3.94, 3.95 e 3.96.

Para  $h=2\text{m}$ :

$$H(s) = \frac{-.5s + 1}{s^2 + 2.884s + 1.768} \quad (3.98)$$

Para  $h=6\text{m}$ :

$$H(s) = \frac{-0.05556s + 0.1111}{s^2 + 2.057s + 0.1134} \quad (3.99)$$

Para  $h=10\text{m}$ :

$$H(s) = \frac{-0.02s + 0.04}{s^2 + 2.016s + 0.03162} \quad (3.100)$$

As funções de transferência 3.98, 3.99 e 3.100 apresentam a seguinte forma genérica,

$$H(s) = \frac{b_0s + b_1}{s^2 + a_1s + a_2} = \frac{B(s)}{A(s)}. \quad (3.101)$$

O controlador PI no domínio  $s$  é escrito como

$$C(s) = K_p + \frac{K_i}{s} = \frac{K_p s + K_i}{s} = \frac{K(s)}{s}. \quad (3.102)$$

De forma similar ao caso discreto, desejamos encontrar os coeficientes do polinômio  $K(s)$  que forneçam um polinômio característico  $P(s)$ , próximo a um polinômio característico desejado  $P_d(s)$ . A expressão para  $P(s)$  pode ser escrita como,

$$P(s) = A(s)s + B(s)K(s) \text{ ou} \quad (3.103)$$

$$P(s) = s^3 + p_1s^2 + p_2s + p_3 = (s^2 + a_1s + a_2)s + (b_0s + b_1)(K_p s + K_i). \quad (3.104)$$

Omitindo o coeficiente de  $s^3$ , a expressão de  $P(s)$  pode ser escrita de forma matricial. Definindo

$$P = \begin{bmatrix} p_1 \\ p_2 \\ p_3 \end{bmatrix}, \quad (3.105)$$

$$A_d = \begin{bmatrix} a_1 \\ a_2 \\ 0 \end{bmatrix}, \quad (3.106)$$

$$B_m = \begin{bmatrix} b_0 & 0 \\ b_1 & b_0 \\ 0 & b_1 \end{bmatrix} e \quad (3.107)$$

$$K_m = \begin{bmatrix} K_p \\ K_i \end{bmatrix}, \quad (3.108)$$

podemos escrever

$$P = A_d + B_m K_m. \quad (3.109)$$

Se o polinômio desejado é também escrito na forma matricial

$$P_d = \begin{bmatrix} pd_1 \\ pd_2 \\ pd_3 \end{bmatrix}, \quad (3.110)$$

podemos então escrever, de forma análoga ao problema discreto, a expressão do erro entre os coeficientes do polinômio  $P$  e  $P_d$ , como

$$E = P - P_d. \quad (3.111)$$

A partir deste ponto o procedimento é o mesmo que o adotado para o caso discreto. Um passo crucial na utilização do algoritmo é a definição dos pólos que definem o polinômio característico desejado  $P_d$ . A qualidade da resposta final cai para respostas desejadas muito rápidas. Assim, a seleção dos pólos desejados é um compromisso entre o menor valor obtido com a função objetivo definida na equação 3.74 e as características da resposta desejada como tempo de subida, sobrepasso, etc. Selecionamos os seguintes pólos para malha fechada.

$$s_1 = -1,5 + j0,82 \quad (3.112)$$

$$s_2 = -1,5 - j0,82 \quad (3.113)$$

$$s_3 = -0,3 \quad (3.114)$$

A aplicação do algoritmo forneceu os seguintes parâmetros para o controlador PI

$$K = [K_p; K_i] = [4,01; 0,40]. \quad (3.115)$$

As figuras 3.11 e 3.12 mostram a evolução do algoritmo em termos do erro, da função objetivo e dos parâmetros do controlador.

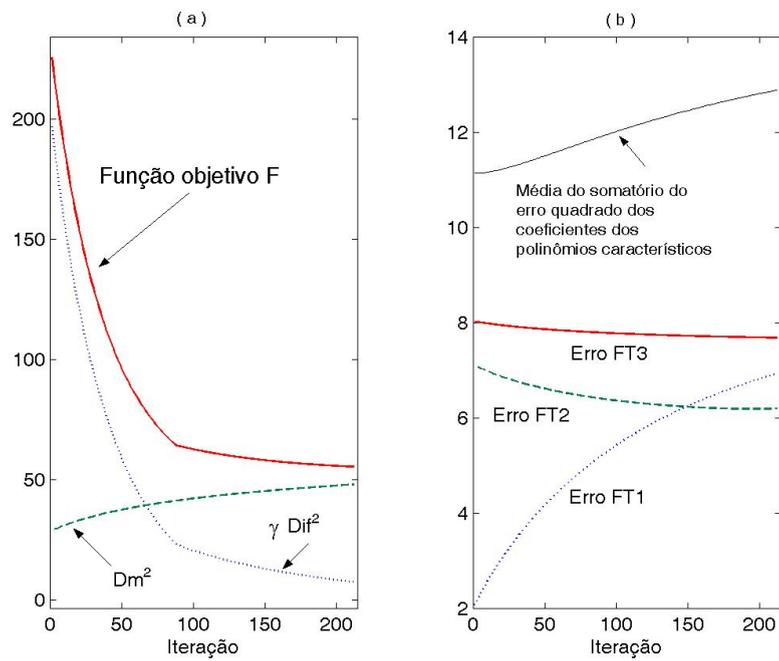


Figura 3.11: (a)-Função Objetivo, (b)-Evolução dos erros

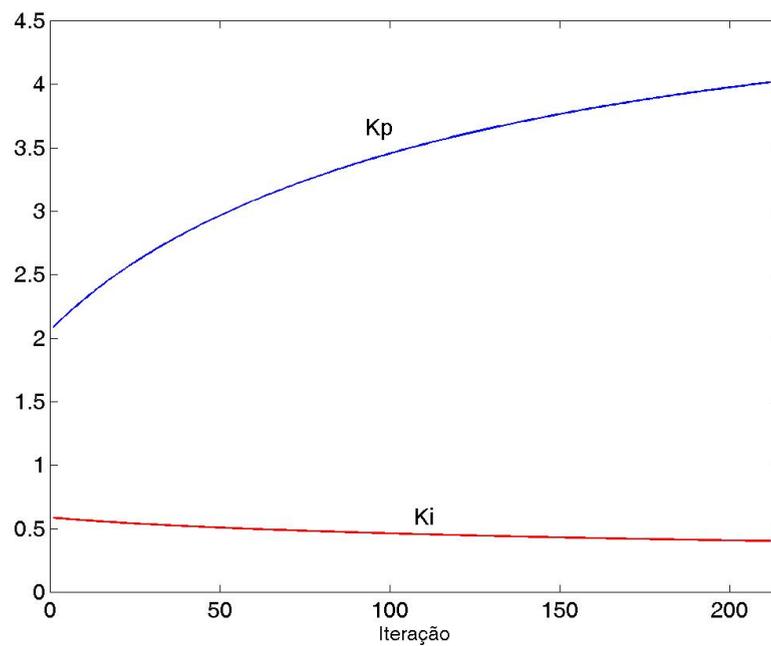


Figura 3.12: Evolução dos parâmetros do controlador

Pode-se observar que os parâmetros iniciais do controlador favorecem a função de transferência para  $h=2.0\text{m}$  em detrimento das demais funções. Como é impossível obter erro nulo utilizando apenas um controlador para sistemas diferentes, o algoritmo age no sentido de "distribuir" o erro. Neste caso, nota-se claramente que a principal ação do algoritmo foi a de diminuir a diferença entre os erros dos 3 sistemas. A figura 3.13 mostra o diagrama de Nyquist obtido quando se aplicam os controladores sobre os modelos linearizados em  $h=2\text{m}$ ,  $h=6\text{m}$  e  $h=10\text{m}$ . O gráfico à esquerda foi obtido aplicando o controlador obtido com o método LQR-LMI. O gráfico à direita mostra os resultados com a aplicação do controle obtido pelo método do posicionamento de pólos para múltiplos modelos ou robusto (PRP). Pode-se verificar que o diagrama utilizando o controlador obtido com a técnica PRP cruza o eixo imaginário com uma distância maior ao ponto  $-1 + j0$  para todos os 3 modelos. O sistema linearizado em  $h=2\text{m}$  mostra-se particularmente comprometido quando controlado pelo controlador obtido pela técnica LQR-LMI enquanto que com a técnica PRP, o cruzamento com o eixo imaginário acontece com uma margem razoável. A figura 3.14 mostra a comparação entre a resposta

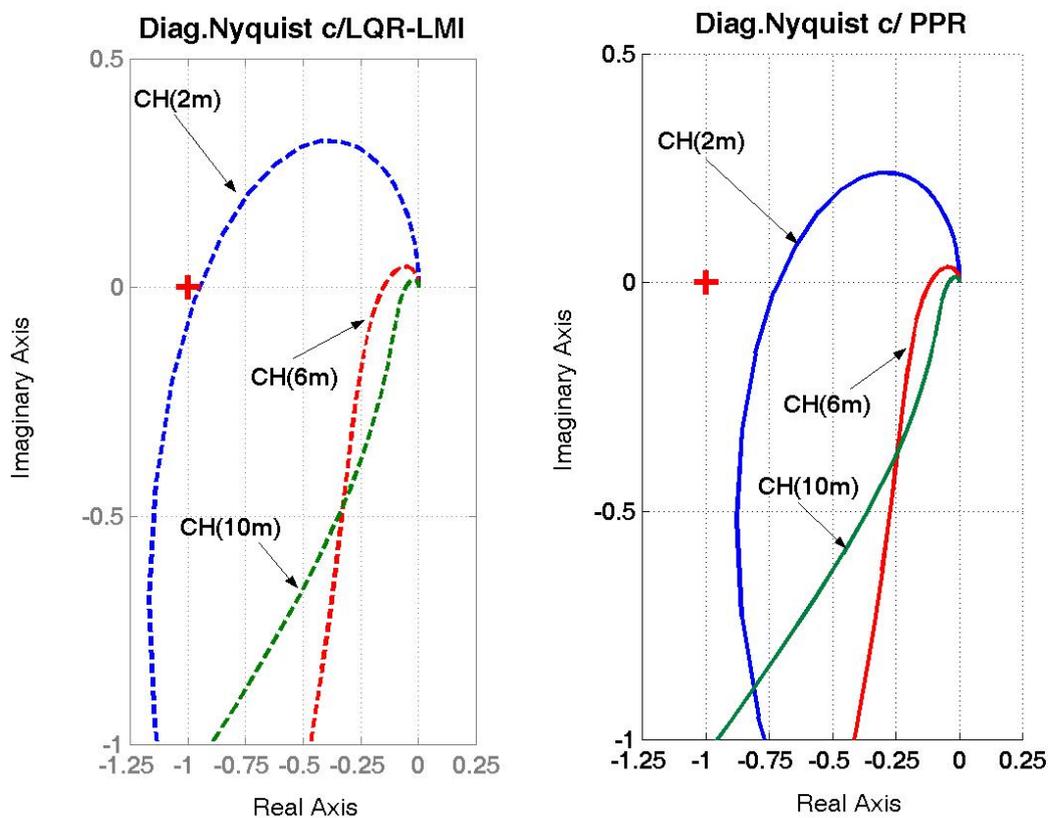


Figura 3.13: Comparação do Diagrama de *Nyquist* LQR-LMI e PRP

dinâmica obtida com os dois controladores, LQR-LMIR e PRP para mudanças de referência e perturbação tipo degrau utilizando o sistema contínuo implementado em um simulador comercial. Como era previsto pelo Diagrama de *Nyquist*, a região  $h=2m$  beira a instabilidade quando o controlador LQR-LMI é utilizado. Já o controlador obtido com a técnica PRP estabiliza o sistema em toda a faixa de operação enquanto fornece as características para a resposta transitória semelhantes aquelas obtidas com o controlador LQR-LMI. O controlador LQR-LMI apresenta uma resposta ligeiramente mais rápida que aquela obtida com a técnica PRP. Entretanto esta perda de desempenho é compensada pelo menor esforço de controle e maior robustez.

A técnica Posicionamento Robusto de Pólos (PRP) que apresentamos neste capítulo mostrou-se capaz de fornecer os parâmetros de um controlador PI para o problema do controle de nível apresentado. Este processo apresenta um comportamento dinâmico não linear que varia de forma contínua conforme a variação de uma variável do processo. Comparativamente à técnica LQR-LMI, o método PRP mostrou que, embora as respostas obtidas fossem ligeiramente mais lentas, ganhou-se na robustez. Como mencionamos ao longo do capítulo, estamos interessados em controladores PID para serem implementados em Redes Industriais tipo *Fidelbus*. Neste sentido, a técnica PRP torna-se interessante ao permitir a determinação do conjunto de parâmetros do controlador PID que utilizado no controle de processos deste tipo forneçam uma resposta com características desejadas. O comportamento da vazão na cabeça de um poço operando sob injeção contínua de gás apresenta um comportamento dinâmico que varia continuamente com o valor da vazão de injeção de gás. No capítulo seguinte estaremos aplicando a técnica PRP para este processo.

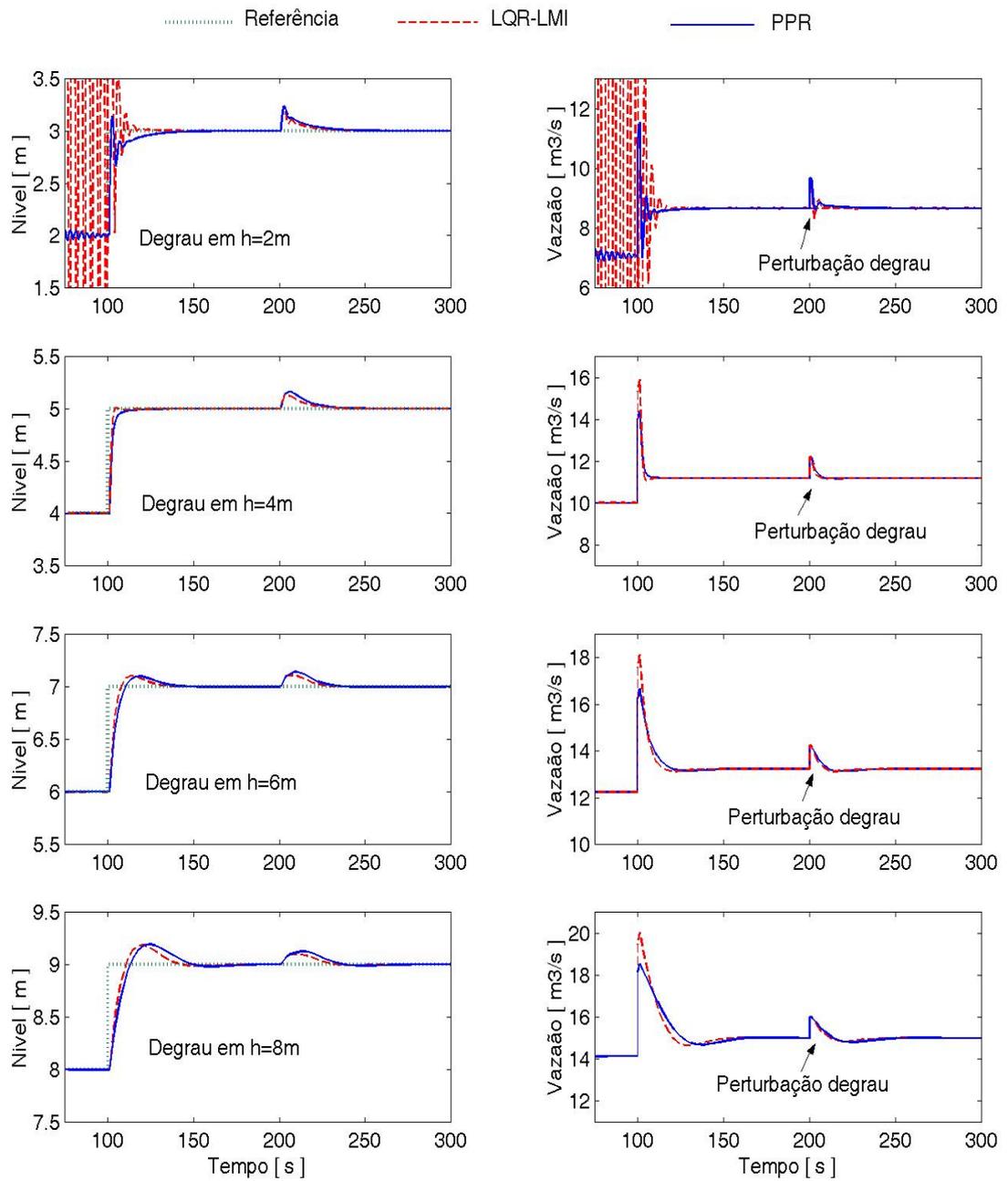


Figura 3.14: Respostas à mudança de referência e perturbação degrau p/ LQR-LMI e PRP

## Capítulo 4

# A técnica PRP aplicada à Elevação por Injeção Contínua de Gás

Neste capítulo apresentamos o desenvolvimento dos controladores que serão aplicados ao problema do poço operando sob elevação por injeção contínua de gás. Como já mencionado anteriormente, desejamos controlar a produção do poço por meio de uma estratégia que utiliza instrumentos *Fieldbus* para medir a vazão mássica na cabeça do poço, a vazão mássica de gás de injeção e um *choke* de injeção de gás. No fundo do poço está instalada uma válvula tipo orifício com ação direcional. O *choke* de produção mostrado é uma válvula manual para denotar que não participa da ação de controle, mas poderia ser também do tipo *Fieldbus*, conectado na rede para incorporar ações de segurança. A figura 4.1 mostra a estratégia de controle sugerida onde  $FTq_I$  e  $FTq_W$  representam os Transmissores de vazão de injeção e na cabeça do poço respectivamente.

### 4.1 Estrutura de Controle

A figura 4.2 mostra a estrutura de controle proposta. Trata-se de um controle em Cascata onde a malha mais interna controla a abertura da válvula de superfície a fim de fornecer a vazão de injeção mássica calculada pelo controlador da malha externa. Conforme visto no capítulo 2, a planta foi identificada com o controlador mais interno incluído para funcionamento em diferentes pontos de operação. As funções de transferência obtidas nas simulações apresentaram as seguintes características: Sistema de segunda ordem, atraso de transporte

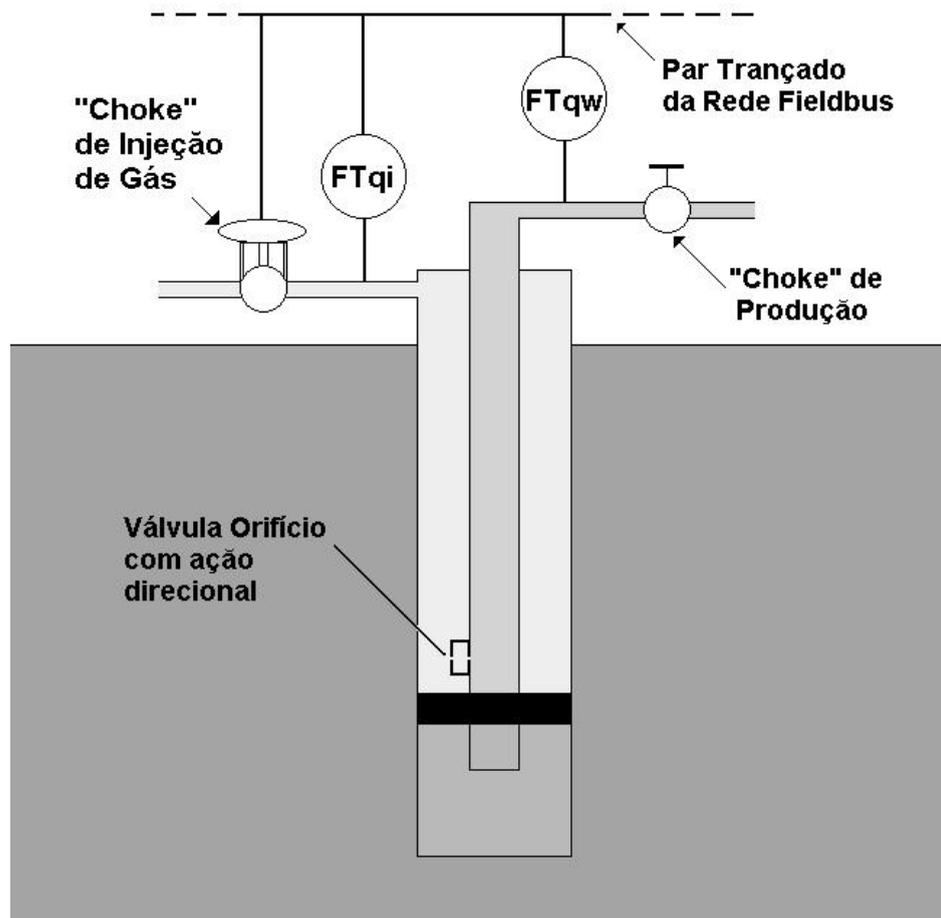


Figura 4.1: Estratégia de Controle

igual a um Tempo de amostragem e fator de amortecimento diminuindo para os modelos correspondentes a operações com baixa vazão de injeção. As características acima nos levam a questionar se o sistema pode ser controlado por um único controlador PID. De fato, a referência [27] mostra um trabalho sobre o controle da vazão de um poço utilizando um controlador PID sem demonstrar a técnica utilizada na obtenção de seus parâmetros. A dificuldade que se apresenta é a sintonia de um controlador PID que possa operar em qualquer ponto de operação dentro de um intervalo

$$q_{injmin} \leq q_{inj} \leq q_{injmax} \quad (4.1)$$

e apresente um grau suficiente de rejeição à perturbações e erros de modelagem.

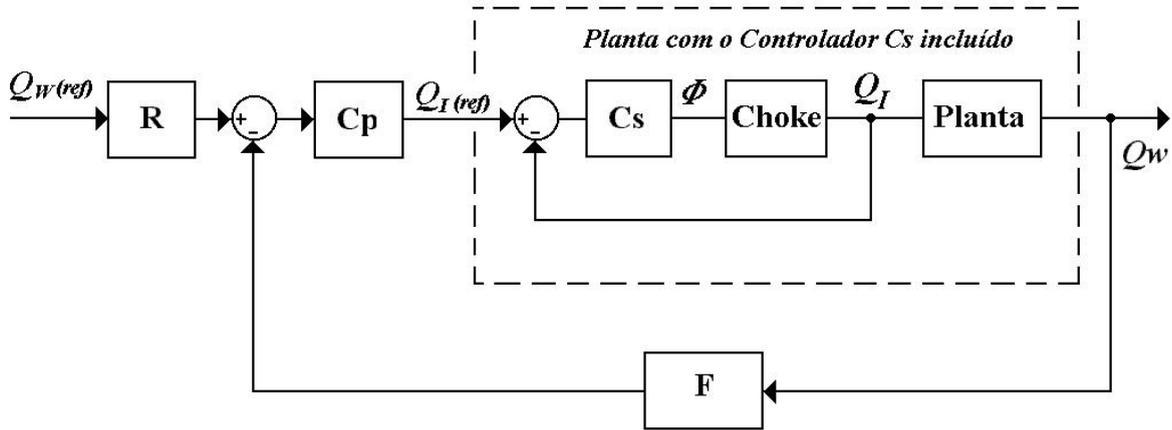


Figura 4.2: Estrutura de Controle

#### 4.1.1 Síntese do Controlador para a malha interna

Nesta seção mostramos o desenvolvimento do controlador da vazão de injeção, denominado  $C_s$  na figura 4.2. A ação deste controlador sobre a abertura do choke de injeção permite que as vazões de injeção requeridas pela malha externa sejam realizadas. No capítulo 2 utilizamos o simulador de poços para identificar diversas funções de transferência entre as variáveis incremento de vazão mássica de injeção,  $q_I^\delta$  e incremento de abertura do *choke* de injeção de gás,  $\phi^\delta$ ,  $H_2(z) = q_I^\delta(z)/\phi^\delta(z)$ . Estas funções de transferência são apresentadas na tabela 2.2 e mostram os valores obtidos para os valores extremos e central do intervalo  $q_{injmin} \leq q_{inj} \leq q_{injmax}$ . Utilizando estas funções de transferência e o algoritmo PRP determinamos os parâmetros de um controlador PID que permitisse um rápido seguimento de referência sem apresentar sobrepasso. As perturbações esperadas sobre o controle da vazão de injeção são aquelas devido a variações na pressão à montante do *choke* de injeção. As variações de pressão à montante do *choke* de injeção traduzem-se rapidamente em variações de vazão. Diante disso, o controlador é projetado para fornecer um ótimo seguimento de referência. A aplicação da técnica PRP inicia com a especificação de um comportamento desejado. Uma rápida análise do lugar das raízes das funções de transferência, como mostrado na figura 4.4, demonstra que um controlador PI é suficiente. Os pólos desejados de malha fechada foram selecionados de forma a manter a velocidade da válvula mas evitar sobrepasso. Os pólos desejados foram

$$s_1 = -1.3 + j1.3, \quad s_2 = -1.3 - j1.3, \quad s_3 = -1.3 \quad (4.2)$$

Com o tempo de amostragem de .4s (Tempo de amostragem utilizado na identificação) isto equivale a

$$z_1 = 0.5159 + 0.2954j, \quad z_2 = 0.5159 - 0.2954j, \quad z_3 = 0.5945 \quad (4.3)$$

A figura 4.3 mostra a resposta desejada para o sistema contínuo e amostrado. Deve-se

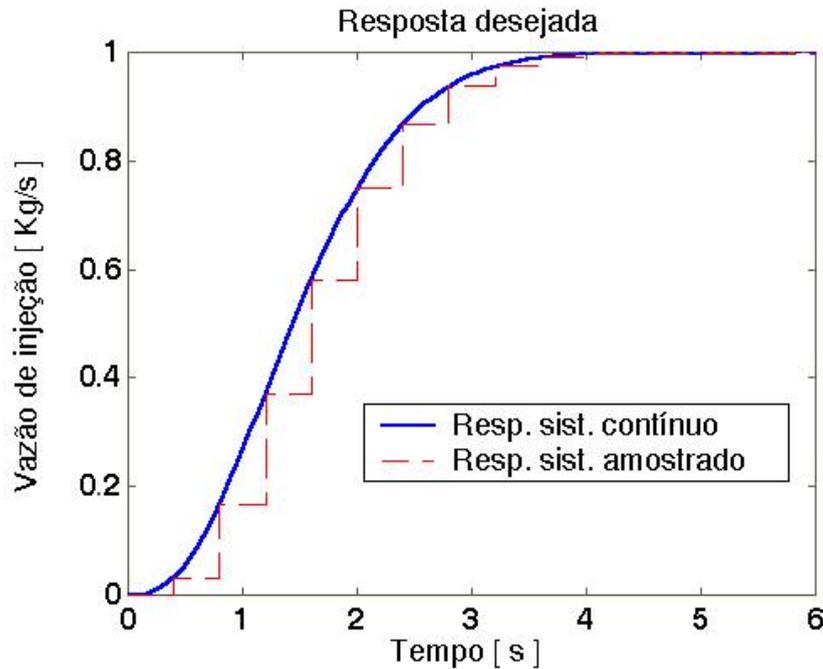


Figura 4.3: Resposta desejada

observar que o sistema é amostrado 10 vezes antes de atingir regime permanente. A referência [28] na página 127, sugere como um ponto de partida para taxa de amostragem, um valor igual a 1/4 do tempo que o sistema leva para ir de 10% a 90% do valor em regime permanente (tempo de subida). A taxa de amostragem de .4s equivale a 1/5 do tempo de subida para o sistema desejado em malha fechada. A figura 4.5 mostra as iterações do algoritmo PRP sobre as 3 funções de transferência identificadas no capítulo anterior. A figura 4.5-a mostra a evolução dos parâmetros  $K_p$  e  $T_i$ , a figura 4.5-b mostra a evolução dos parâmetros que controlam a qualidade como a função objetivo e suas duas componentes  $\gamma Dif^2$  e  $D_m^2$ . A figura 4.5-c mostra a evolução do somatório do quadrado do erro dos pólos para as três funções de transferência representado por  $\sum e_{FT1}^2$ ,  $\sum e_{FT12}^2$  e  $\sum e_{FT3}^2$ . A figura 4.5-c mostra a resposta em malha fechada esperada ao degrau unitário ( $Rmf_{FT1}$ ,  $Rmf_{FT2}$ ,  $Rmf_{FT3}$ ) para cada uma das funções de transferência. As figuras 4.6 e 4.7 mostram os resultados do controle da vazão de injeção durante o processo de identificação entre incrementos de vazão de injeção

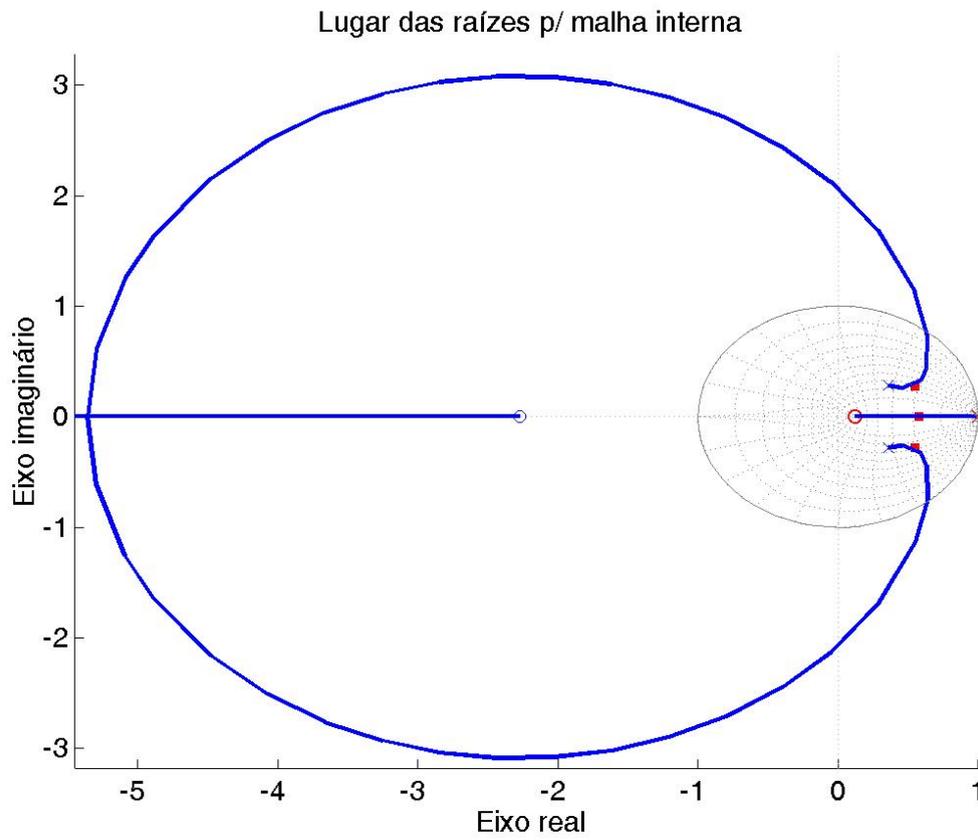


Figura 4.4: Lugar das raízes (LR) para FT1 da malha interna

e incrementos de vazão na cabeça do poço. Como a malha externa está aberta, existe uma componente de baixa frequência no sinal da vazão mássica de injeção.

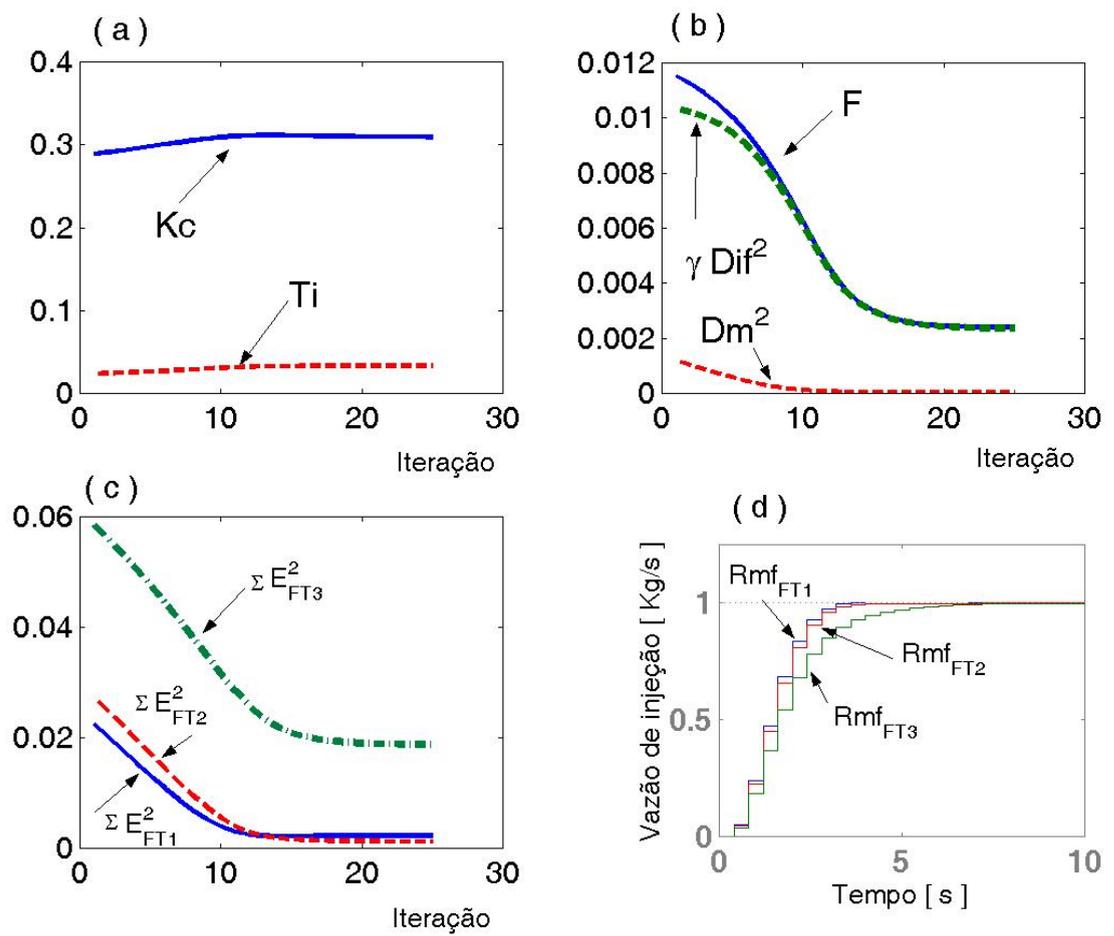


Figura 4.5: Resultados PRP na malha interna

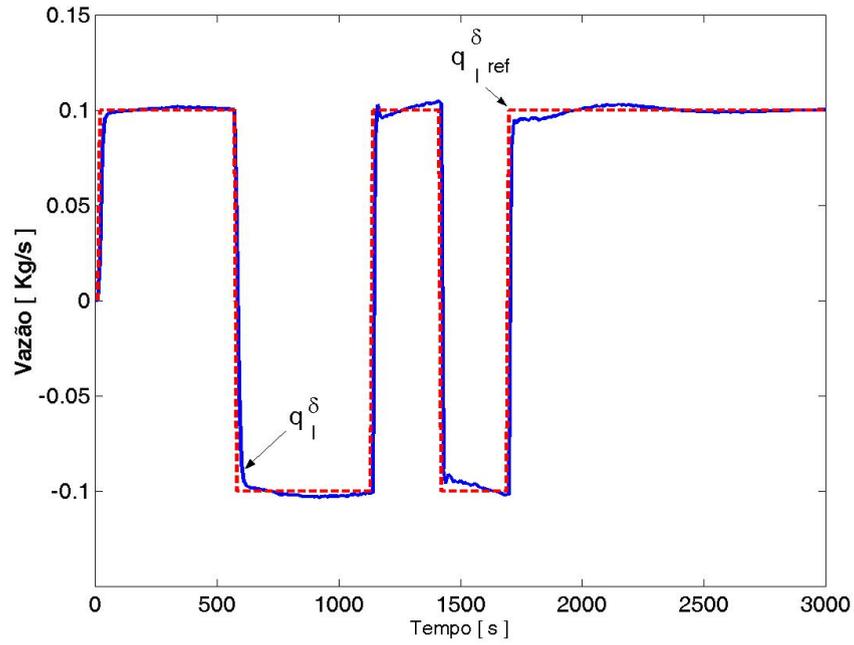


Figura 4.6: Controle da Vazão em torno de  $Q_i = 2.75$  Kg/s

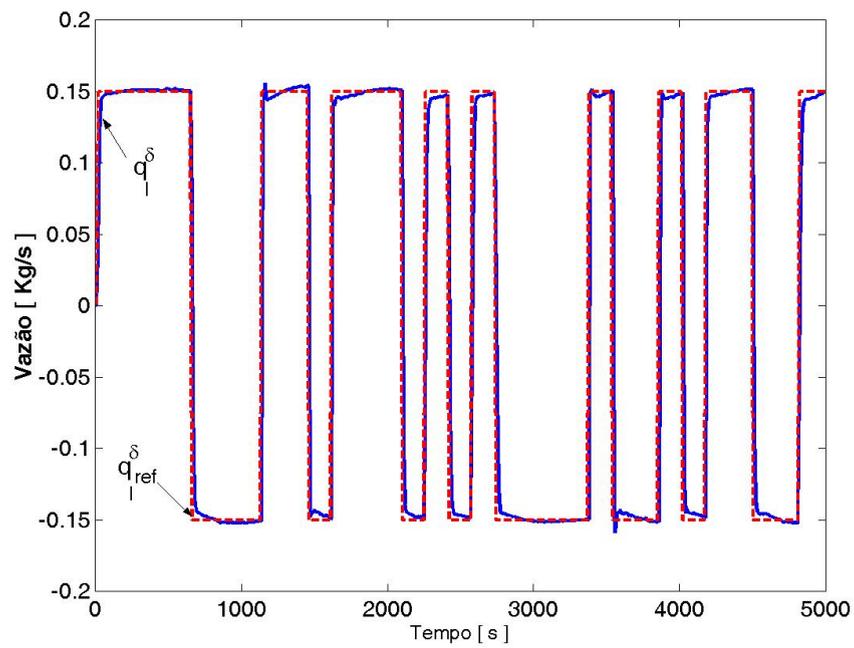


Figura 4.7: Controle da Vazão em torno de  $Q_i = 4.0$  Kg/s

### 4.1.2 Síntese do Controlador para a malha externa

A linearização da relação entre  $q_w = f(q_I)$  para regiões em torno de pontos de equilíbrio nos forneceu três funções de transferência entre as variáveis incrementais  $q_w^\delta$  e  $q_I^\delta$ . As funções de transferência foram obtidas no capítulo anterior e agrupadas na tabela 2.3. Como mencionado no capítulo 3, o comportamento dinâmico da vazão na cabeça do poço torna-se mais oscilatório conforme se diminui a vazão mássica de injeção. Este comportamento ocorre de forma contínua dentro da faixa que vai de  $q_{I\max}$  a  $q_{I\min}$ . Nossa estratégia então é sintetizar um controlador que estabilize as funções de transferência que representam o comportamento do sistema para a vazão de injeção máxima, mínima e média. Com isso acreditamos poder estabilizar o sistema para qualquer ponto de operação entre as vazões de injeção máxima e mínima. Aplicamos assim a técnica PRP para os 3 modelos do sistema representados pelas funções de transferência para  $QI=4.25$  Kg/s,  $3.25$  Kg/s e  $2.25$  Kg/s. Vamos utilizar a técnica PRP para a determinação dos parâmetros de um controlador PID da malha externa da configuração mostrada na figura 4.2 que garanta a estabilidade do sistema, apresente uma resposta aceitável às perturbações e permita um rápido seguimento de referência.

As principais perturbações para o sistema são: variações na pressão do gás de injeção à montante do *choke* de injeção e variações da pressão na cabeça do poço. As variações na pressão à montante do *choke* de injeção traduzem-se rapidamente em variações na vazão de injeção. Para a estrutura de controle em cascata utilizada, esta perturbação é rejeitada pela capacidade de seguimento de referência da malha interna. Entretanto as variações de pressão na cabeça do poço tem um efeito sobre a vazão na cabeça do poço que pode ser modelado como uma perturbação na saída. A possibilidade de utilizarmos um filtro de referência  $R$  para compensar o efeito dos zeros do controlador, permite a seguinte estratégia de projeto. Inicialmente ajustamos os parâmetros do controlador objetivando minimizar o efeito da perturbação na saída e em seguida ajustamos o filtro para obtermos um seguimento de referência desejado. A tabela 4.1 mostra um resumo dos pólos e zeros dos três modelos. A aplicação de um controle PID completo para as funções de transferência da tabela 2.3 vão resultar em polinômios de ordem 5. A fim de otimizar a aplicação da técnica PRP devemos efetuar uma rápida inspeção no lugar das raízes destas funções de transferência antes de definirmos os pólos desejados. A idéia é observar alguma característica própria do sistema que permita a formulação de um polinômio característico de malha fechada factível. A figura 4.8 mostra o lugar das raízes para a FT em  $QI=4.25$  kg/s utilizando controle proporcional. A figura 4.9

Tabela 4.1: Pólos e Zeros das FT utilizadas no algoritmo PRP

Número da FT	Pólos	Zeros
1	0.9430 + 0.1008j 0.9430 - 0.1008j 0.0	0.9183
2	0.9640 + 0.097j 0.9640 - 0.097j 0.0	0.9145
3	0.988 + 0.0675j 0.988 - 0.0675j 0	0.949

mostra o lugar das raízes para a mesma FT com a aplicação de um controle PID caracterizado por um pólo na origem e outro em 1 e dois zeros, escolhidos como reais e posicionados no eixo real positivo do plano Z. Pode-se verificar que o zero de malha aberta em  $z = .9183$  impõe, para esta estrutura de controle, um pólo em malha fechada entre 1 e .9183, limitando a velocidade máxima do sistema em malha fechada. Como todas as FT apresentadas na tabela 4.1 apresentam um zero nesta região, é aconselhável prever um pólo em malha fechada que tenha um valor ligeiramente menor que o menor dos zeros apresentados por todas as funções de transferência nesta região. Depois destas considerações, selecionamos os seguintes pólos desejados:

$$\begin{aligned}
 &0.900 \\
 &0.8 + 0.2250i \\
 &0.8 - 0.2250i \\
 &0.25 + 0.1000i \\
 &0.25 - 0.1000i
 \end{aligned} \tag{4.4}$$

Antes de apresentar os resultados obtidos com a aplicação do algoritmo PRP, devemos ressaltar que utilizamos a representação do controlador PID que calcula a integral como a área trapezoidal. A razão da escolha é que este formato representa melhor a ação integral e melhora o cálculo dos parâmetros do controlador PID que serão utilizados no nível mais baixo da rede onde o tempo de amostragem é muito mais baixo  $T = .4s$ . Os parâmetros encontrados para o controlador PID foram

$$\begin{aligned}
 K_p &= 1.57 \\
 T_i &= 46.2s \\
 T_d &= 1.32s
 \end{aligned} \tag{4.5}$$

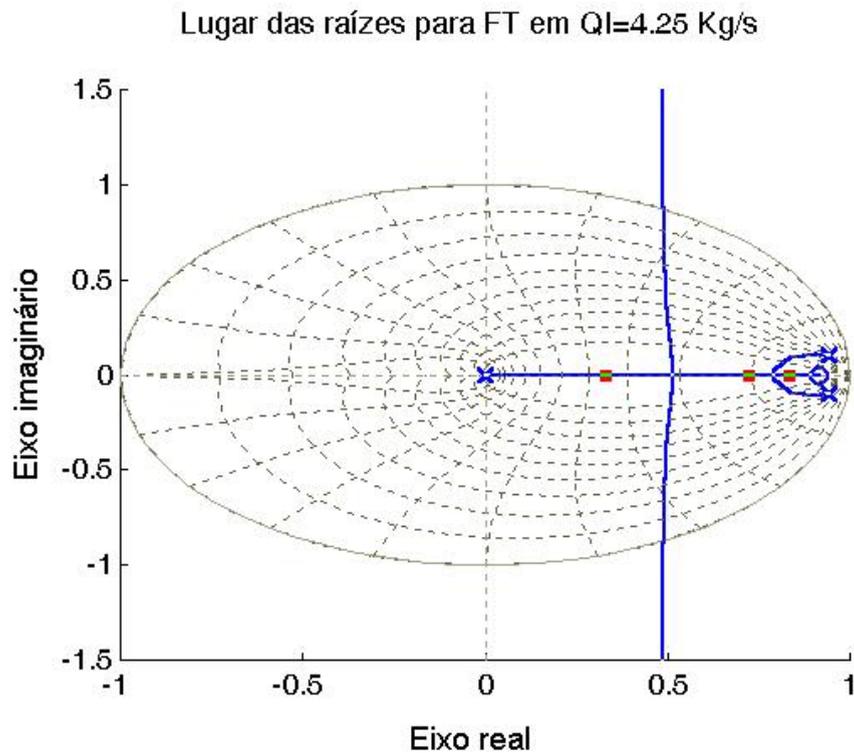


Figura 4.8: Lugar das raízes (LR) para a FT em 4.25 kg/s

As figuras 4.10-a, b e c mostram a evolução dos parâmetros  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$  ao aplicar-se o algoritmo PRP. A figura 4.10-d mostra a função objetivo e suas componentes. A figura 4.10-e mostra a evolução do somatório do quadrado do erro entre os pólos desejados e os pólos obtidos com o controlador calculado para os modelos 1, 2 e 3. A figura 4.10-f, g e h mostra a evolução dos pólos dos modelos 1, 2 e 3 respectivamente. A figura 4.10-i mostra a evolução dos pesos 1, 2 e 3. Deve-se salientar que os valores iniciais do controlador são obtidos com a minimização do erro entre os coeficientes da equação característica desejada com os coeficientes obtidos ao aplicar-se o controlador em cada um dos modelos. A figura 4.11 mostra a localização dos pólos desejados e a evolução dos pólos dos três modelos. A figura 4.12 mostra a localização final dos pólos de malha fechada ao aplicar-se o controle a cada uma das três funções de transferência. Espera-se que, devido à incerteza na modelagem, o comportamento do sistema em malha fechada apresente pólos nas regiões assinaladas. A figura 4.13 mostra o diagrama de Nyquist para os três modelos ampliado para observarmos o cruzamento com o eixo real. Observa-se que o controle consegue estabilizar todos os modelos com uma margem de ganho razoável. O modelo para  $q_I = 2.25$  kg/s é aquele com menor

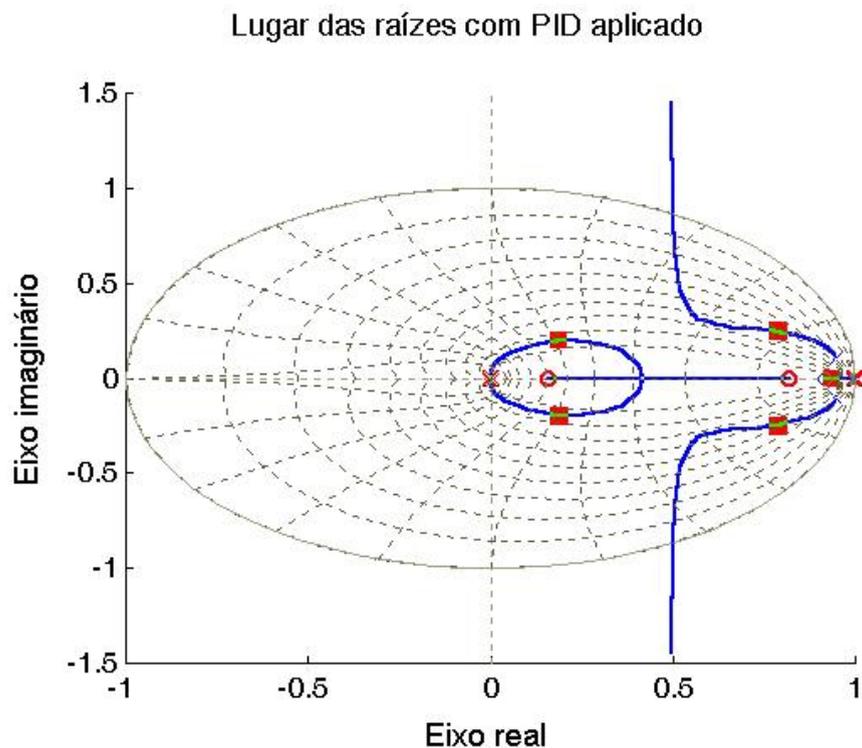


Figura 4.9: LR para a FT em 4.25 kg/s com PID aplicado

margem de ganho como esperávamos.

Na figura 4.15 temos a resposta ao degrau esperada para cada modelo. Pode-se verificar que existe um efeito dos zeros do sistema em malha fechada que precisam ser levados em conta. Isto é feito introduzindo-se um filtro após a entrada da referência, representado pelo bloco  $R$  na figura 4.2. A figura 4.16 nos mostra a resposta teórica esperada para os três modelos utilizando-se um filtro com constante de tempo igual a 50 segundos. Na determinação da constante de tempo do filtro procurou-se minimizar o sobrepasso na vazão de saída a fim de evitar dificuldades operacionais nos processos a jusante da cabeça do poço como o processo de separação, por exemplo.

## 4.2 Respostas obtidas com o simulador OLGA

A fim de avaliar o desempenho do controlador projetado, utilizamos o simulador OLGA, com o poço montado conforme mostrado na seção 2.2 do Capítulo 2, para testar o desempenho do controlador com relação aos aspectos seguimento de referência e rejeição a perturbações.

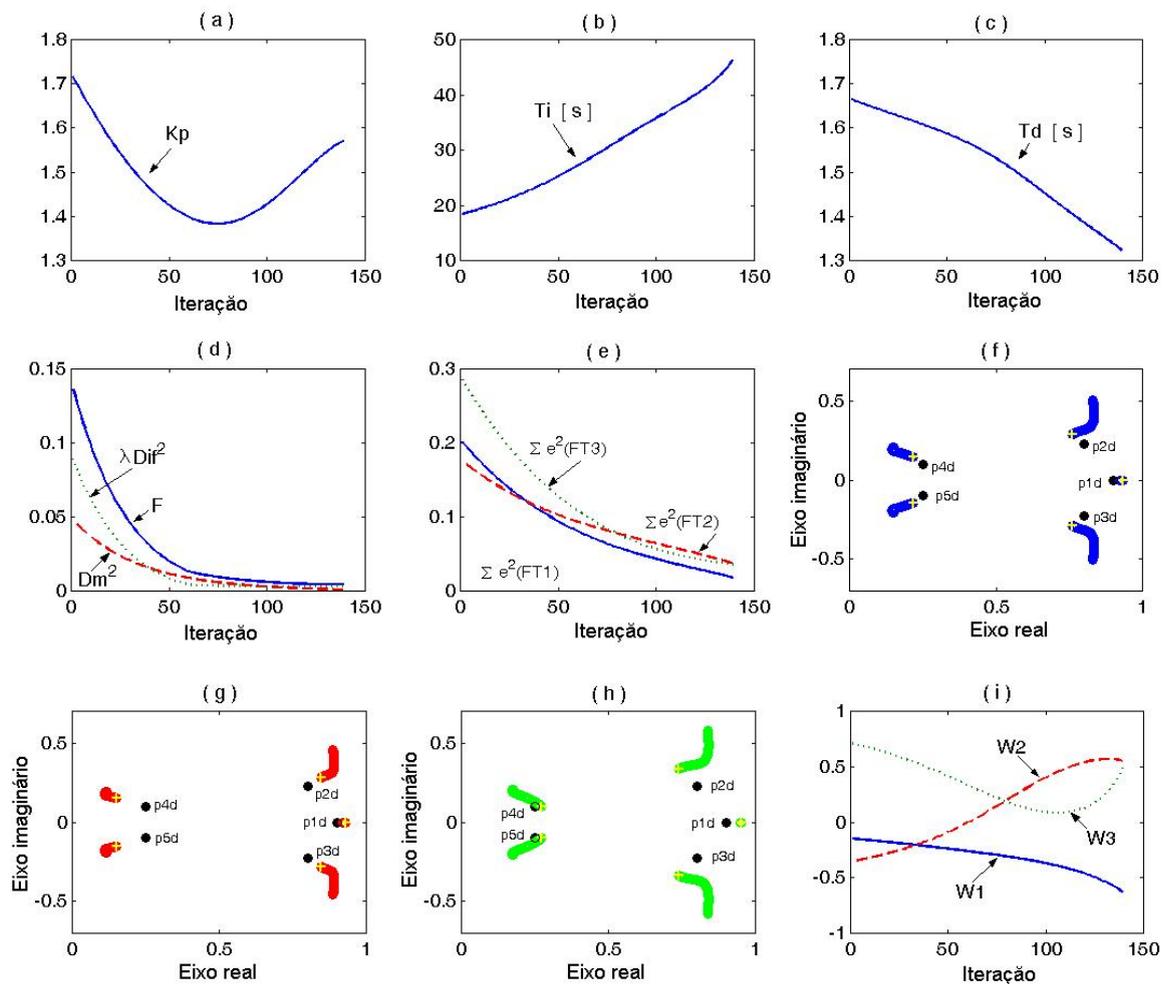


Figura 4.10: Evolução do algoritmo para a malha interna

As simulações foram realizadas para valores de vazão na cabeça do poço entre 11 e 8.5 kg/s, correspondendo aos limites impostos para as vazões de injeção máxima e mínima. Inicialmente simulamos uma operação manual do sistema. Nesta operação a vazão de injeção é mudada, na forma de degrau, para os valores que fornecem, em regime permanente, as vazões desejadas na cabeça do poço. Esta simulação corresponde, aproximadamente, à situação em que um operador controla a abertura do *choke* de injeção de gás de forma a obter uma vazão mássica de injeção desejada. Os resultados desta simulação são mostrados na figura 4.17. Observa-se então claramente o efeito "heading" quando a vazão mássica de injeção passa de 4.1 para 2.2 kg/s. Em contrapartida, a figura 4.18 mostra a resposta obtida quando aplica-se o controlador para a obtenção das mesmas vazões na cabeça do poço. Observa-se que com a aplicação do controle elimina-se praticamente as oscilações e obtém-se um ótimo seguimento

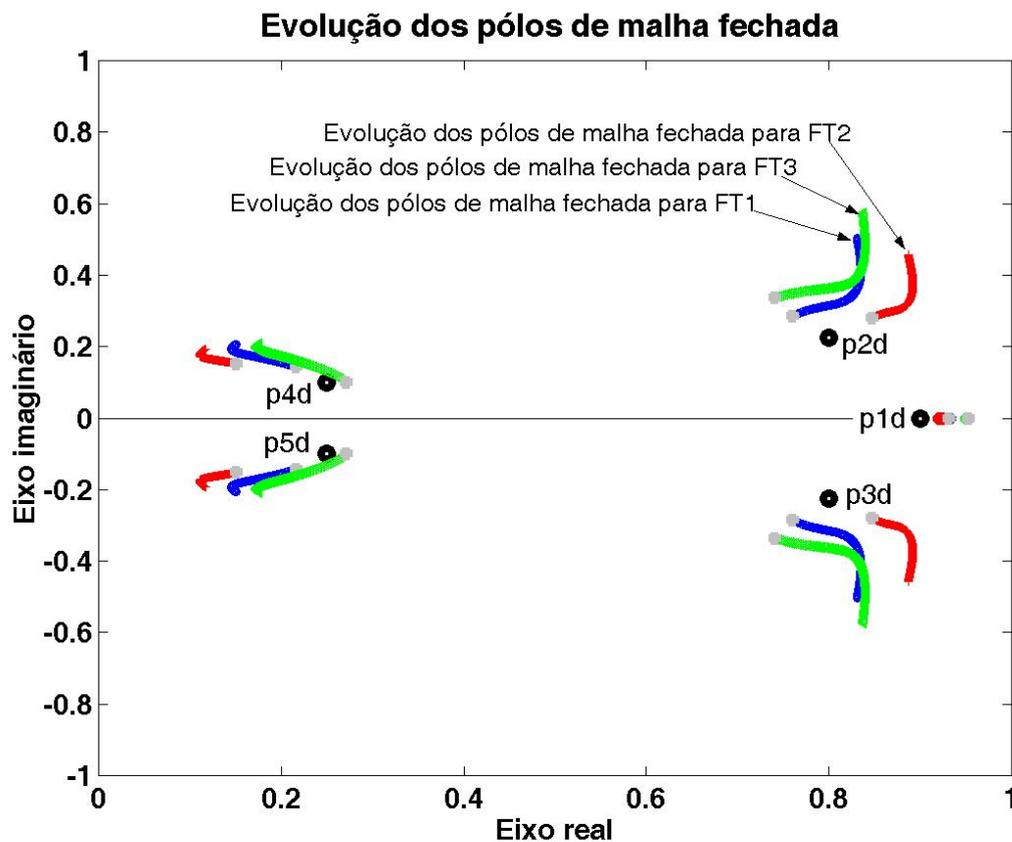


Figura 4.11: Evolução dos pólos de malha fechada

de referência, atingindo-se as vazões desejadas em menos de 500s. A figura 4.19 mostra o comportamento da vazão de injeção e a figura 4.20 mostra o comportamento da pressão a jusante do *choke* de injeção. Observa-se que a aplicação do controle elimina também as oscilações na pressão de injeção que, com a aplicação do controle, apresenta uma mudança suave. Um aspecto importante no desempenho de um sistema de controle é a rejeição às perturbações. Para analisar o comportamento de nossa estratégia de controle neste quesito efetuamos uma simulação onde introduzimos uma variação de 25 *psia*, ou 172,4 *Kpa* no valor da pressão na cabeça do poço num intervalo de tempo de três minutos. Isto foi realizado para o sistema funcionando em um valor de vazão mássica de injeção de 8.5 kg/s que corresponde ao ponto de funcionamento mais oscilatório em malha aberta. O comportamento da vazão mássica na cabeça do poço, da vazão mássica de gás de injeção e da abertura da válvula é mostrado na figura 4.21. Pode-se verificar que o sistema responde à perturbação de maneira razoável com uma oscilação menor que .5 kg/s que desaparece em cerca de 2 minutos. Numa outra avaliação da capacidade de rejeição à perturbação, simulamos a variação de 25 *psia*,

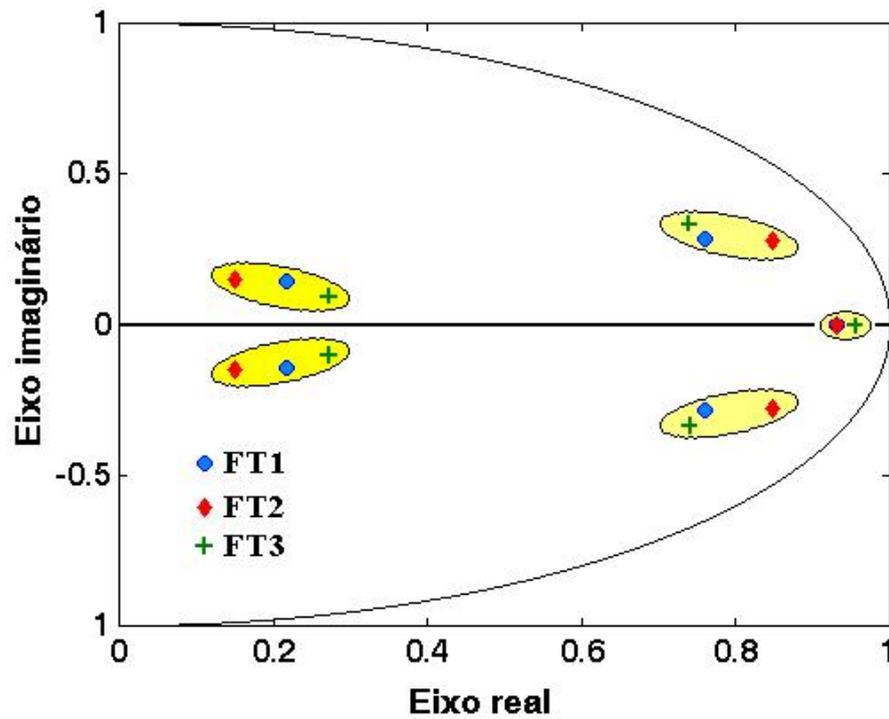


Figura 4.12: Região dos pólos em malha fechada no círculo unitário

ou 172,4 *Kpa* na pressão à montante do *choke* de injeção de gás. A figura 4.22 mostra o comportamento da vazão na cabeça do poço e demais variáveis envolvidas. Nota-se que a vazão na cabeça do poço é praticamente insensível à esta variação. Isto se deve à rápida atuação da malha interna do controle em cascata que atua na abertura do *choke* de forma a manter a vazão de injeção de gás constante conforme pode-se verificar na figura.

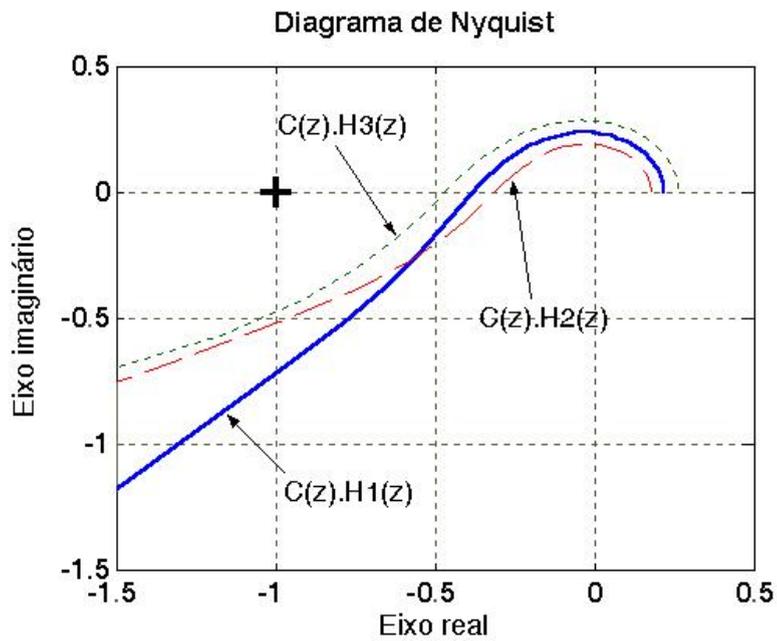


Figura 4.13: Diagrama de Nyquist para os três modelos

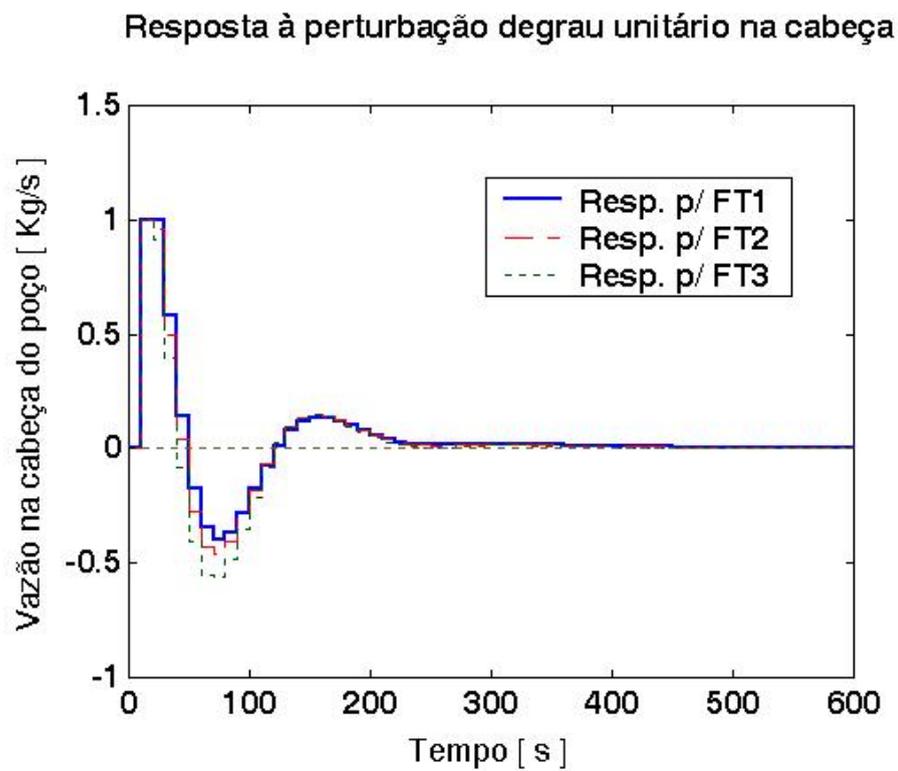


Figura 4.14: Resposta à perturbação degrau unitário na cabeça

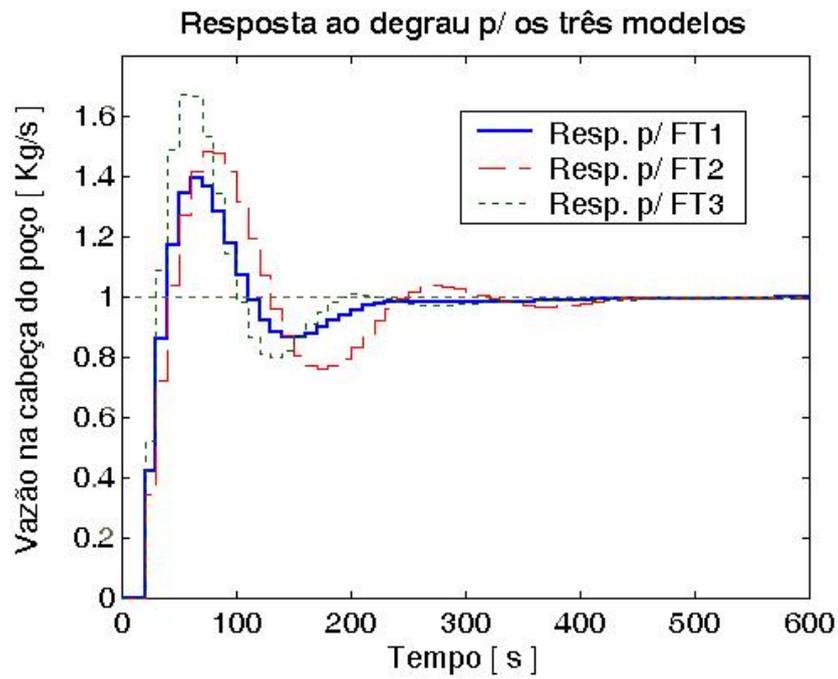


Figura 4.15: Resposta ao degrau para os três modelos

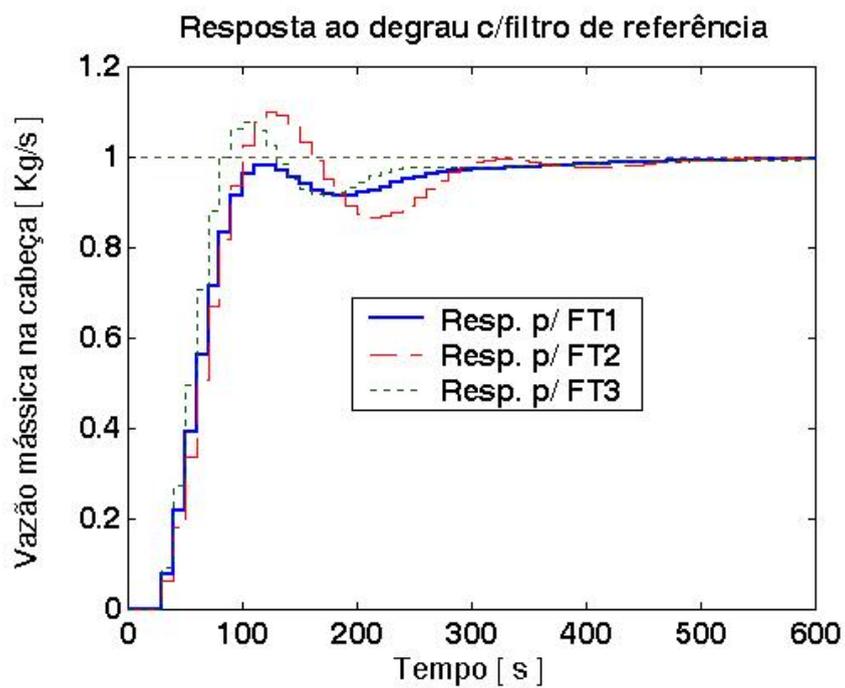


Figura 4.16: Resposta ao degrau com filtro na referência

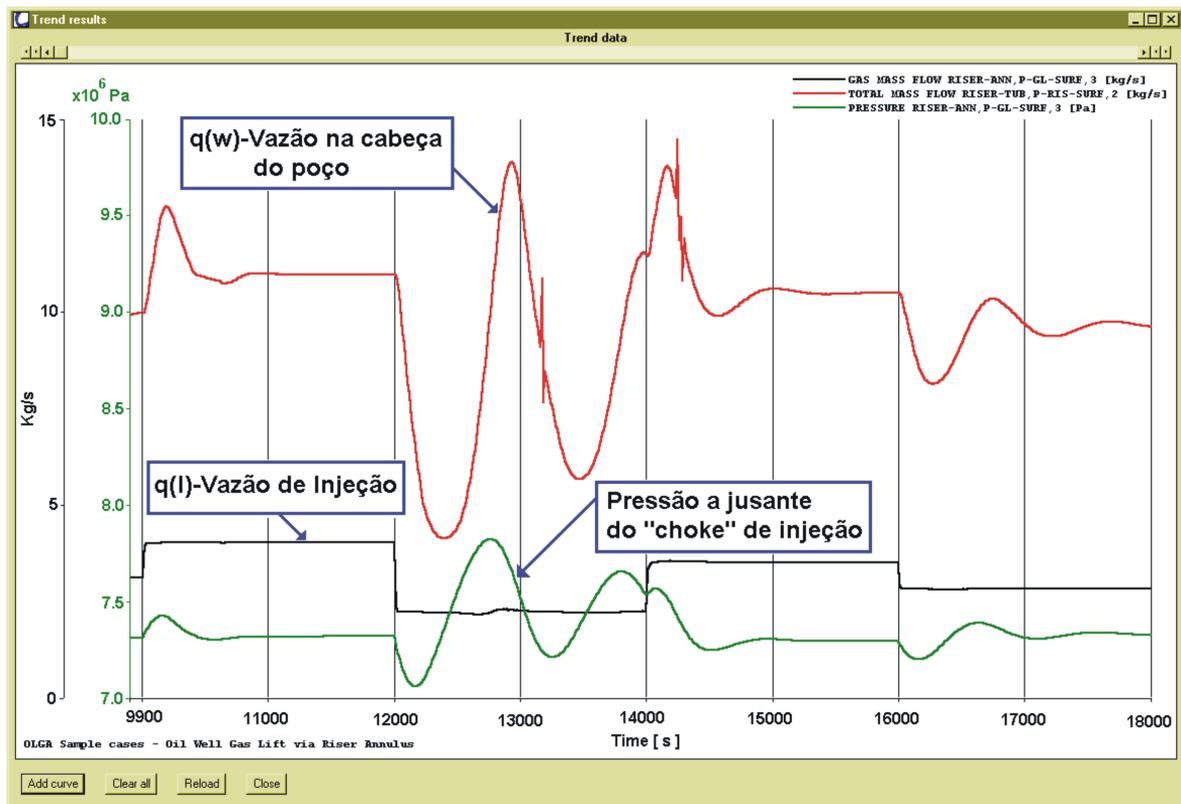


Figura 4.17: Resposta em Malha Aberta

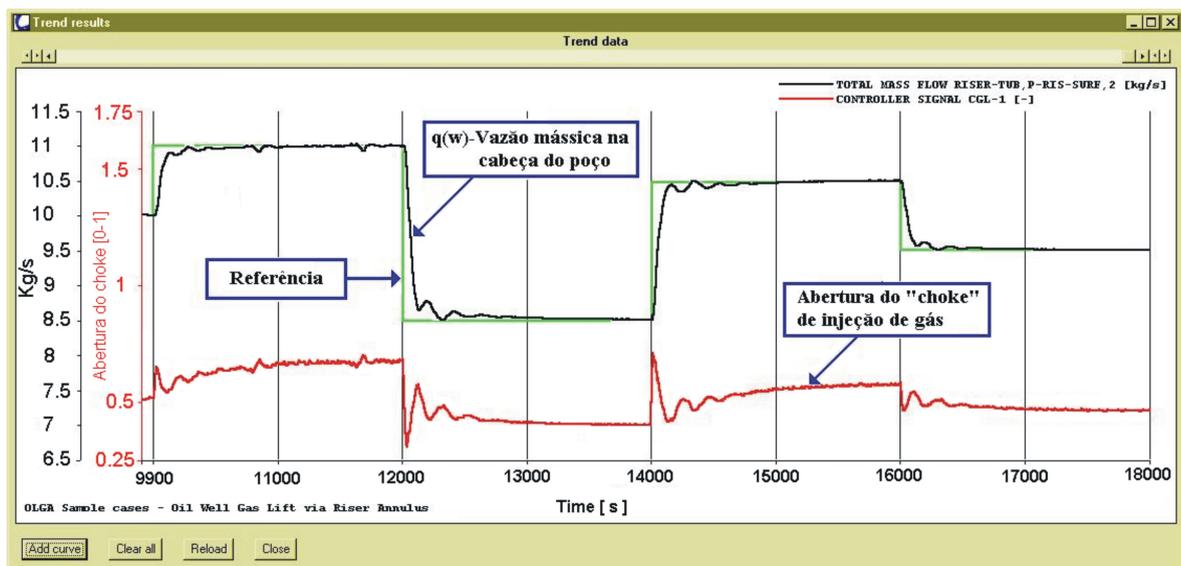


Figura 4.18: Seguimento de referência

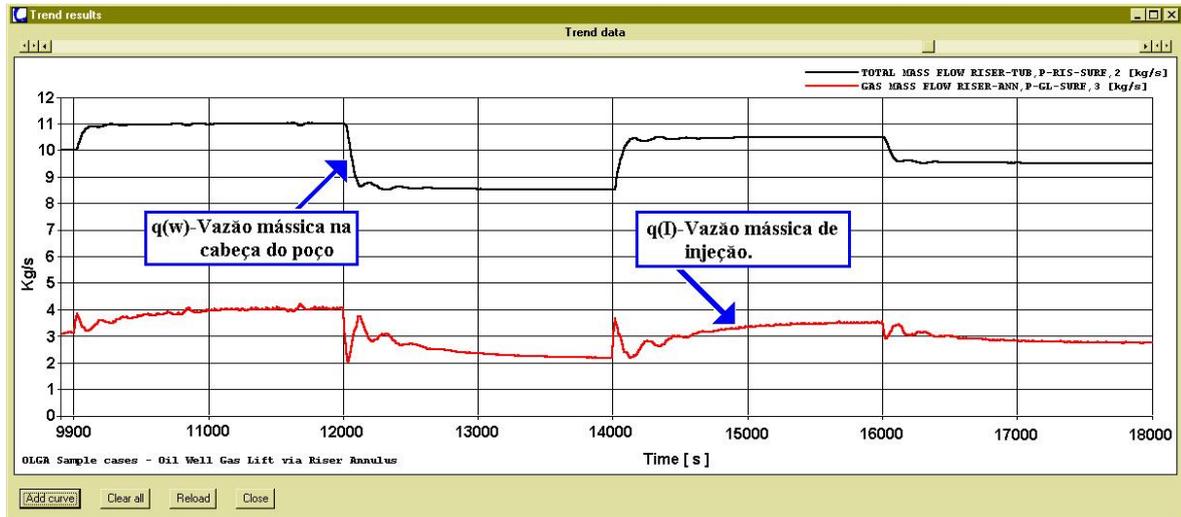


Figura 4.19: Vazão de injeção

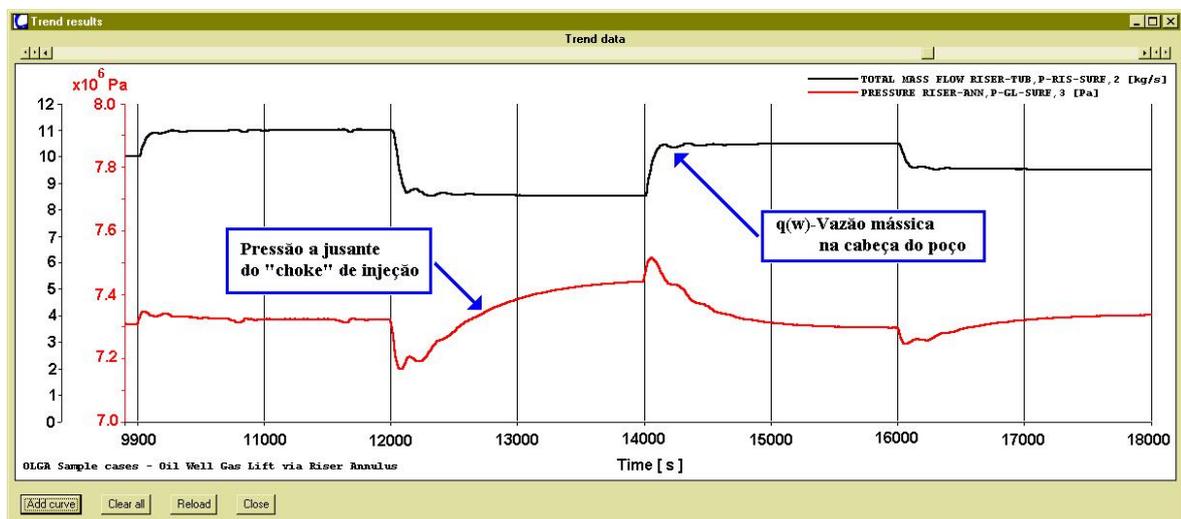


Figura 4.20: Pressão a jusante do "choke" de injeção de gás

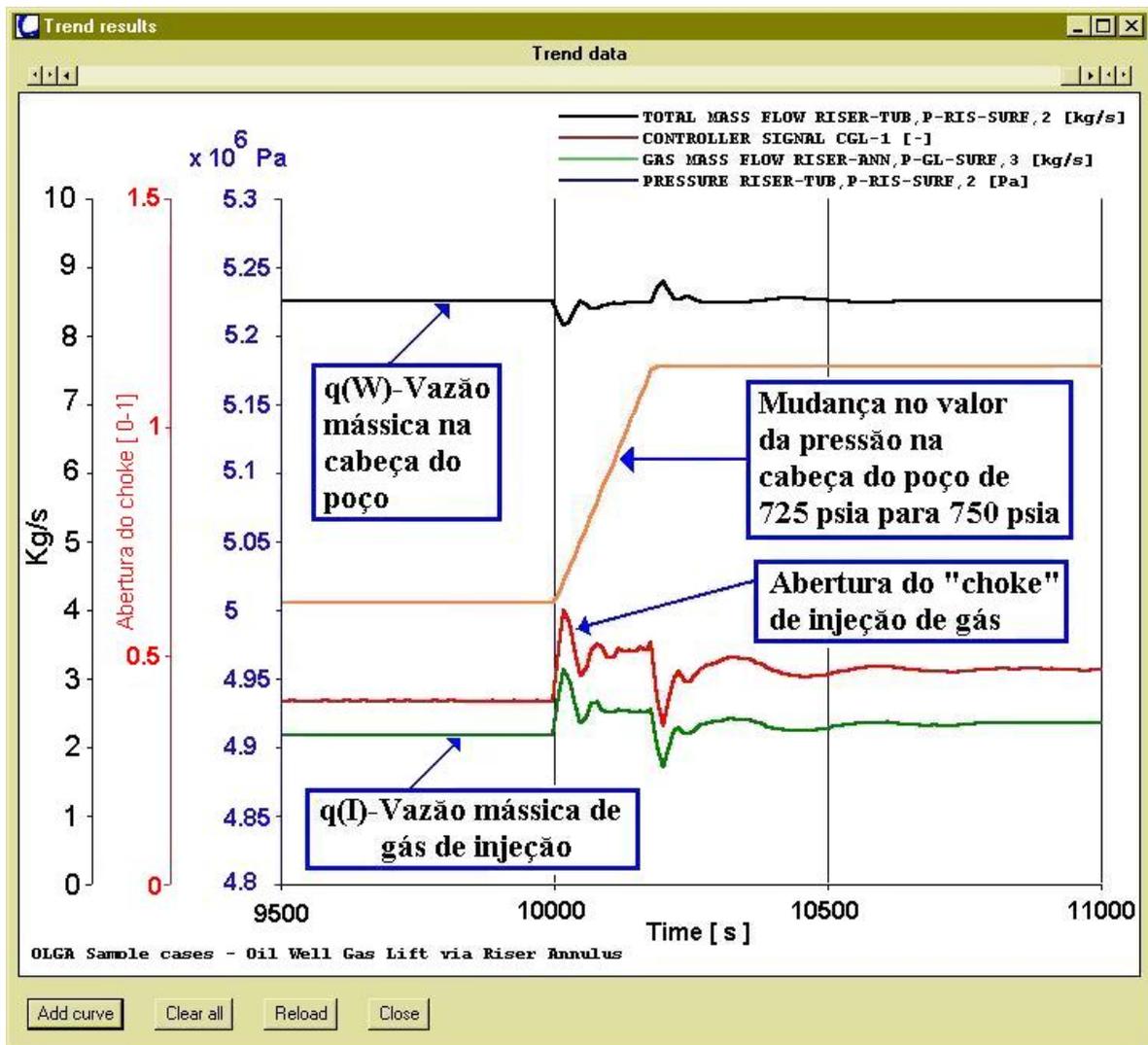


Figura 4.21: Rejeição à mudança na pressão na cabeça do poço

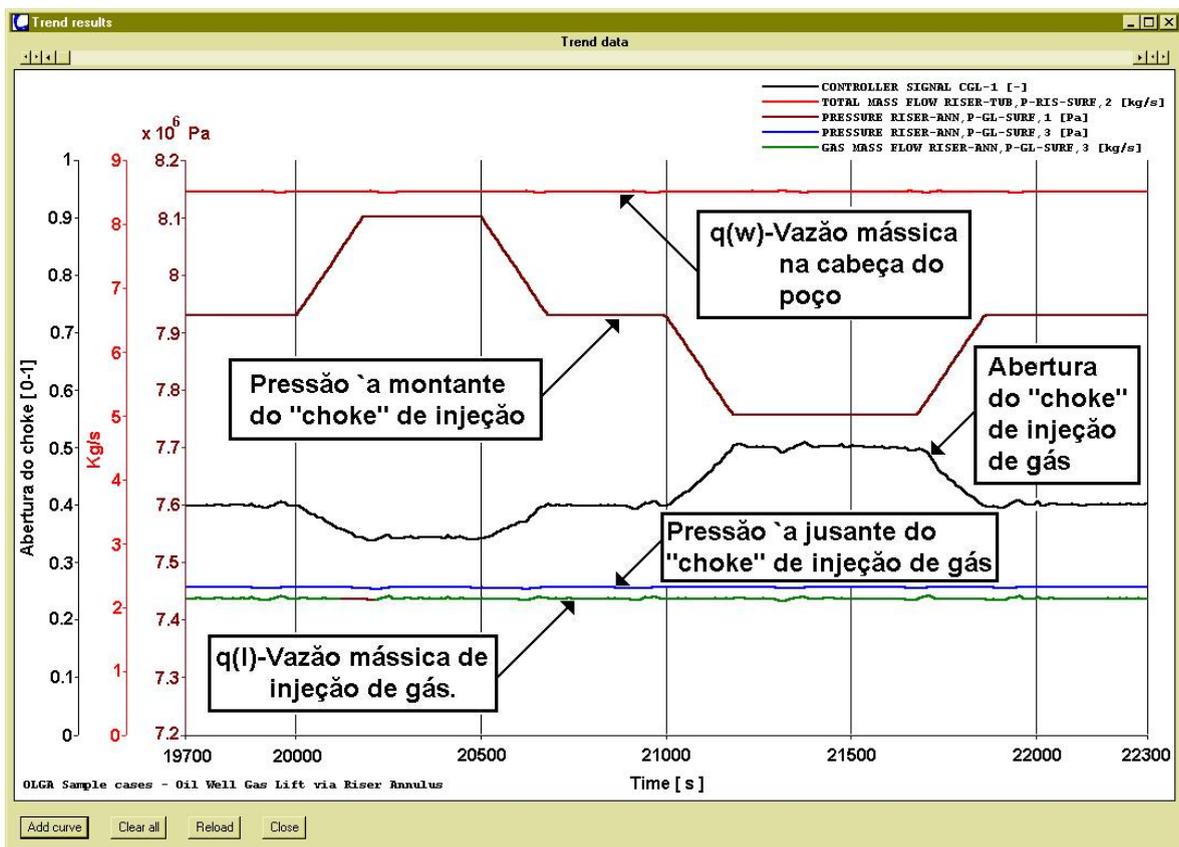


Figura 4.22: Rejeição à variação na pressão à montante do "choke" de injeção

### 4.3 Implementação do sistema em Rede *Fieldbus*

Nesta seção mostramos alguns detalhes de uma proposta de implementação do sistema de controle utilizando uma Rede *Fieldbus Foundation* [29]. A figura 4.23 mostra os instrumentos de campo que compõem a rede, enquanto que a figura 4.24 mostra a estratégia de controle de uma rede *Fieldbus Foundation* para um poço.

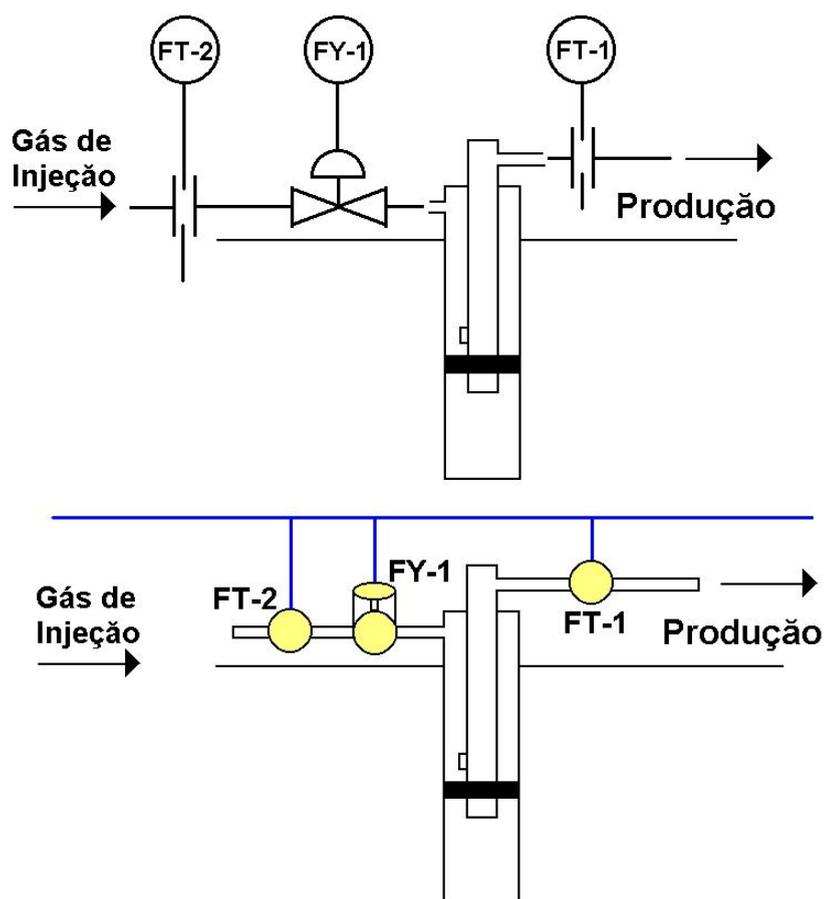


Figura 4.23: Instrumentos da Rede Fieldbus

Devemos salientar que os instrumentos *Fieldbus Foundation* utilizados na rede incorporam circuitos eletrônicos analógicos e digitais que incluem microprocessadores. Assim, além de agirem como transmissores ou atuadores, possuem uma eletrônica que permite serem programados para executarem blocos de funções e comunicarem-se com os demais instrumentos da rede, seguindo um protocolo de comunicação específico. A comunicação é digital, serial, numa taxa de 31,25 Kbits/s, em duas direções via um simples par de fios. Por tratar-se de um protocolo de comunicação aberto, pode-se ter instrumentos Fieldbus de vários fabri-

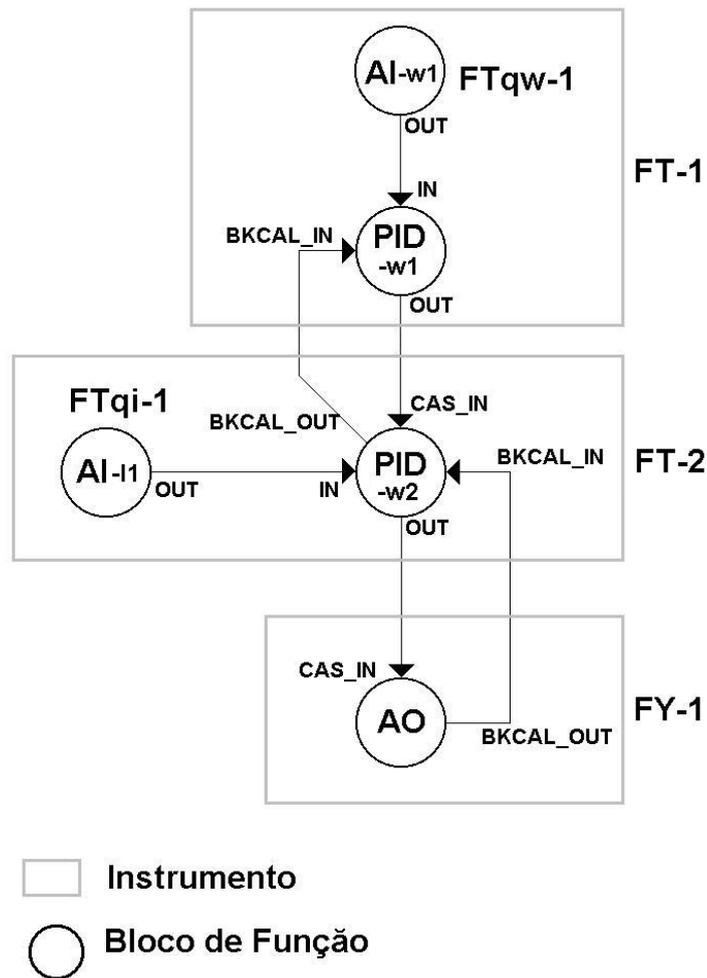


Figura 4.24: Estratégia de Controle da Rede Fieldbus

cantes comunicando-se entre si já que todos eles seguem o mesmo padrão de comunicação. Os blocos de funções, como o controlador PID por exemplo, são algoritmos que podem ser programados nos instrumentos da rede. Este procedimento é feito por um programa de computador específico, onde a rede é criada com a seleção dos instrumentos e blocos de funções utilizados no processo. Além disso os blocos de funções são distribuídos entre os instrumentos e a comunicação entre eles é definida de acordo com a estratégia de controle. Os blocos de funções apresentam um número de parâmetros que deve ser atualizado pelo usuário de acordo com a aplicação. Uma vez que o projeto da rede tenha sido feito, o programa transfere as informações para os instrumentos da rede física. Este procedimento implementa os blocos de funções nos equipamentos selecionados e determina a sequência de comunicação entre os instrumentos.

A princípio três instrumentos tipo *Fieldbus* seriam suficientes para o controle de cada poço; dois transmissores de vazão mássica e uma válvula para agir como *choke* de injeção. A estratégia de controle é uma configuração típica para um controle em Cascata via rede *FieldbusFoundation*. O bloco de função AI-w1, *Analog Input*, no instrumento FT-1 fornece a medida da vazão mássica na cabeça do poço para o bloco de função PID-w1 no mesmo instrumento. O PID-w1, por sua vez, recebe a referência ou *set – point* do aplicativo que gerencia o processo e que inclui aspectos de otimização e segurança. Este PID calcula sua ação de controle que é a vazão mássica de injeção necessária para o controle do poço. Esta ação de controle é o *set-point* do PID mais interno, PID-I1, localizado no instrumento FT-2 que recebe do AI-I1, neste mesmo instrumento, a medida da vazão mássica de injeção. Este PID calcula então a abertura da válvula necessária para a obtenção da vazão mássica de injeção requerida que é fornecida ao bloco Analog Output,AO-1, na válvula FY-1.

A frequência de 31.25 Kbits/s utilizada na comunicação é apropriada para aplicações do tipo Segurança Intrínseca. Segurança Intrínseca é quando equipamento e fiação não é capaz de descarregar a carga elétrica ou energia térmica, sob condições normais ou anormais, para causar ignição de uma mistura atmosférica perigosa específica, que encontra-se em sua concentração mais facilmente explosível. Outros requisitos de segurança intrínseca dizem respeito ao nível de tensão de alimentação presente na fiação que alimenta os instrumentos e o valor máximo da corrente de curto circuito. Com os equipamentos existentes atualmente é possível montar a estratégia proposta 4.24 utilizando equipamentos *Foundation Fieldbus* que obedecem os requisitos de segurança intrínseca. Isto é uma necessidade já que o ambiente na cabeça do poço apresenta alto risco de explosão devido a possibilidade de pequenos vazamentos de gás.

## 4.4 Otimização de um Grupo de poços

A implementação de uma rede *Fieldbus* para o controle e automação de um grupo de poços operando por elevação artificial tipo injeção contínua de gás fornece inúmeras vantagens comparada com o método de controle convencional. Um aspecto importante é a otimização contínua do processo de injeção onde a distribuição de gás de injeção é feita de forma a maximizar um determinado objetivo. A referência [30] é uma dissertação sobre o assunto e trata de todos os aspectos da otimização da elevação por injeção contínua de gás, incluindo a profundidade ótima para o ponto de injeção.

Para ilustrar a potencialidade do controle via rede *Fieldbus*, vamos desenvolver a formulação de um objetivo econômico que desejamos otimizar depois de que os poços tenham sido completados e estejam funcionando de acordo com a estratégia de controle proposta neste trabalho.

A mudança do ponto de operação de um poço, caracterizada por uma vazão de injeção de gás, tem um pequeno efeito no comportamento do reservatório. Assim as soluções para cada poço não são exatamente independentes. A contribuição dos engenheiros que administram o reservatório seria interessante para a introdução de restrições ou mudanças na função objetivo em função de alguma característica própria do reservatório. Em particular, dependendo do mecanismo natural de elevação, (*water-drive, gas-cap drive, etc*) poderia-se penalizar a produção que comprometesse a recuperação total. No caso, por exemplo, de um reservatório produzindo com a ajuda de uma capa de gás, não seria interessante permitir a produção de gás proveniente desta capa. Caso o óleo produzido fosse do tipo subsaturado, isto poderia ser feito colocando-se um preço negativo (na nossa formulação) para o gás produzido que representasse, em valor presente, o valor da produção futura perdida pela diminuição da pressão exercida pela capa de gás. Desta forma, este poço teria o seu nível de produção diminuído, o que normalmente teria o efeito de elevar o contato da zona produtora com a capa de gás e eventualmente diminuir ou cancelar a entrada de gás para o poço. A formulação que apresentamos deve ser entendida como uma idéia básica, com o intuito de mostrar a potencialidade de um sistema de controle via rede *Fieldbus* onde é possível efetuar, via terminal de computador, ensaios para a obtenção de relações que permitam trabalhar com medidas reais e atuais para a otimização do processo.

A referência [31] mostra a solução do problema de otimização que apresentamos utilizando programação dinâmica. Esta solução apresenta-se num formato adequado para nossa

estratégia de controle e automação, uma vez que fornece um cenário de soluções para diferentes disponibilidades de gás comprimido para injeção.

Definimos:

$p_o$  = Preço do petróleo cru,

$p_g$  = Preço do gás,

$ct_a$  = Custo do tratamento da água de formação produzida antes do descarte e

$cc_g$  = Custo da compressão do gás de injeção.

Os parâmetros  $\gamma_o$ ,  $\gamma_a$  e  $\gamma_g$  representam, respectivamente as frações de óleo, água e gás do fluido produzido. Nosso problema de otimização pode ser formulado da seguinte forma:

Encontrar o vetor  $Q_{inj}$ , com a vazão de injeção de gás para cada um dos  $n$  poços, dado por

$Q_{inj} = \left[ Q_I(1) \quad Q_I(2) \quad \cdots \quad Q_I(n) \right]$  que maximiza a seguinte função objetivo

$$\Phi = \sum_{j=1}^n Q_p(j)(p_o\gamma_o(j) + p_g\gamma_g(j) - ct_a\gamma_a(j)) - cc_g \sum_{j=1}^n Q_I(j) \quad (4.6)$$

onde  $Q_p$  representa a vazão mássica efetivamente produzida por cada poço, isto é, sem contar a vazão de injeção de gás. A solução deste problema de otimização requer uma expressão para  $Q_p(j) = f(Q_I(j))$ . Estando todo o grupo de poços conectados em rede *Fieldbus* é possível efetuar, periodicamente, a determinação desta relação. Para tanto basta ir selecionando cada poço e efetuar um procedimento de identificação. Neste procedimento de identificação a produção do poço seria direcionada para um separador menor que estaria recebendo a produção somente deste poço de forma a permitir, ao mesmo tempo, a determinação das frações de óleo, água e gás,  $\gamma_o$ ,  $\gamma_a$  e  $\gamma_g$ . Através da mudança de *set-point*, o poço é posto para operar com diferentes valores de vazão na cabeça. Uma vez atingido o regime permanente em cada vazão na cabeça do poço sabe-se que  $Q_p(j) = Q_W(j) - Q_I(j)$ . Assim, para  $m$  diferentes pontos de operação com  $m$  diferentes vazões na cabeça do poço, pode-se encontrar  $m$  pares  $(Q_p, Q_I)$ . Utilizando uma relação polinomial de quarta ordem,

$$Q_p = a_o + a_1Q_I + a_2Q_I^2 + a_3Q_I^3 + a_4Q_I^4 \quad (4.7)$$

pode-se montar então, para cada poço, a seguinte estrutura de matrizes para a determinação dos coeficientes do polinômio que relaciona  $Q_p$  com  $Q_I$ . Chamando de  $\Theta$  o vetor com os

parâmetros a serem identificados,  $\Theta = \begin{bmatrix} a_o & a_1 & a_2 & a_3 & a_4 \end{bmatrix}$  e montando as matrizes

$$MQp = \begin{bmatrix} Q_p(1) \\ Q_p(2) \\ \vdots \\ Q_p(m) \end{bmatrix} \quad (4.8)$$

e

$$MQI = \begin{bmatrix} 1 & Q_I(1) & Q_I(1)^2 & Q_I(1)^3 & Q_I(1)^4 \\ 1 & Q_I(2) & Q_I(2)^2 & Q_I(2)^3 & Q_I(2)^4 \\ \vdots & & & & \\ 1 & Q_I(m) & Q_I(m)^2 & Q_I(m)^3 & Q_I(m)^4 \end{bmatrix} \quad (4.9)$$

monta-se a tradicional expressão para a determinação dos coeficiente do polinômio por mínimos quadrados,  $\Theta = (MQI' MQI)^{-1} MQI' MQp$ . De forma análoga, tendo feito a aquisição das vazões de água, óleo e gás do separador dedicado, como mencionado acima, pode-se obter uma expressão para o valor das frações  $\gamma_o$ ,  $\gamma_a$  e  $\gamma_g$  em função da vazão de injeção utilizando uma representação polinomial de terceira ordem, por exemplo. Então para o poço  $j$ , teríamos;

$$\gamma_o(Q_I(j))_j = bo_o + bo_1 Q_I(j) + bo_2 Q_I(j)^2 + bo_3 Q_I(j)^3 \quad (4.10)$$

$$\gamma_a(Q_I(j))_j = ba_o + ba_1 Q_I(j) + ba_2 Q_I(j)^2 + ba_3 Q_I(j)^3 \quad (4.11)$$

$$\gamma_g(Q_I(j))_j = bg_o + ba_1 Q_I(j) + bg_2 Q_I(j)^2 + bg_3 Q_I(j)^3 \quad (4.12)$$

O problema de otimização deve, entretanto levar em consideração algumas restrições, como

- $\sum_{j=1}^n Q_I(j) \leq Q_{compressor}$ . O somatório da vazão mássica de injeção de todos os poços deve ser menor ou igual à vazão máxima que pode fornecer o grupo de compressores.
- $Q_I(j) > Q_{Imin}(j)$ . A vazão de injeção de cada poço deve ser maior que um valor mínimo de forma a evitar a operação do poço em regiões muito oscilatórias onde o efeito de perturbações poderia causar oscilações indesejáveis na vazão na cabeça do poço.

Provavelmente, para uma restrição temporária na disponibilidade de gás de injeção, fosse interessante manter todos os poços operando, ainda que algum deles com um valor de injeção

mínimo, de forma subótima. Isto porque estaria se evitando o processo de descarga que se faria necessário caso a produção do poço fosse interrompida. No evento de uma restrição com longa previsão de duração, seria mais interessante parar a operação do poço no lugar de operá-lo com vazão mínima caso o algoritmo de otimização indicasse uma operação abaixo do mínimo. É importante destacar que a partir da obtenção do vetor  $Q_{inj}$  com as vazões de injeção para cada poço, obtém-se automaticamente, através da relação 4.7, a vazão de produção de cada poço e finalmente a vazão na cabeça do poço,  $Q_W = Q_p + Q_I$  que seria efetivamente o valor a ser introduzido como *set-point* do controlador PID da malha externa do controlador cascata de cada poço.

A figura 4.25 mostra o diagrama de blocos do sistema integrado de identificação, controle e otimização proposta para o processo de elevação por injeção contínua de gás para um grupo de poços. Um poço pode estar operando no modo identificação ou em operação. O bloco de identificação tem dois objetivos:

- Determinar as funções de transferências que serão utilizadas para a síntese dos parâmetros utilizados pelo controlador PID da malha externa.
- Determinar a relação  $Q_p = f(Q_I)$  necessária para a solução do algoritmo de otimização. As frações  $\gamma_a, \gamma_o$  e  $\gamma_g$  poderiam ser entradas pelo operador, juntamente com as vazões mínimas e máximas de injeção, ou obtidas no processo de identificação como mencionado anteriormente.

O bloco de otimização, ao receber o resultado de uma identificação de um poço recalcularia as referências para a vazão de produção de cada poço da rede. Estes valores seriam calculados para diferentes disponibilidades de gás. Assim, na ocorrência de uma restrição na disponibilidade de gás, as referências da vazão na cabeça de cada poço seriam distribuídas pela rede. Estas vazões, em regime permanente, corresponderiam a vazões de injeção de gás que somadas, totalizariam uma vazão de gás igual aquela gerada pelo grupo compressor. A figura 4.26 mostra um grupo de poços operando com elevação por injeção contínua de gás controlados por uma rede *Fieldbus*. No modo operação o sistema funcionaria de forma autônoma, utilizando as vazões de referência e os parâmetros do controlador PID da malha externa, recebidos do controle supervísório via rede. A periodicidade da aplicação do processo de identificação poderia ser ajustada criando-se um critério baseado na diferença entre dois modelos consecutivos obtidos entre um intervalo de tempo inicial. Os valores dos preços do

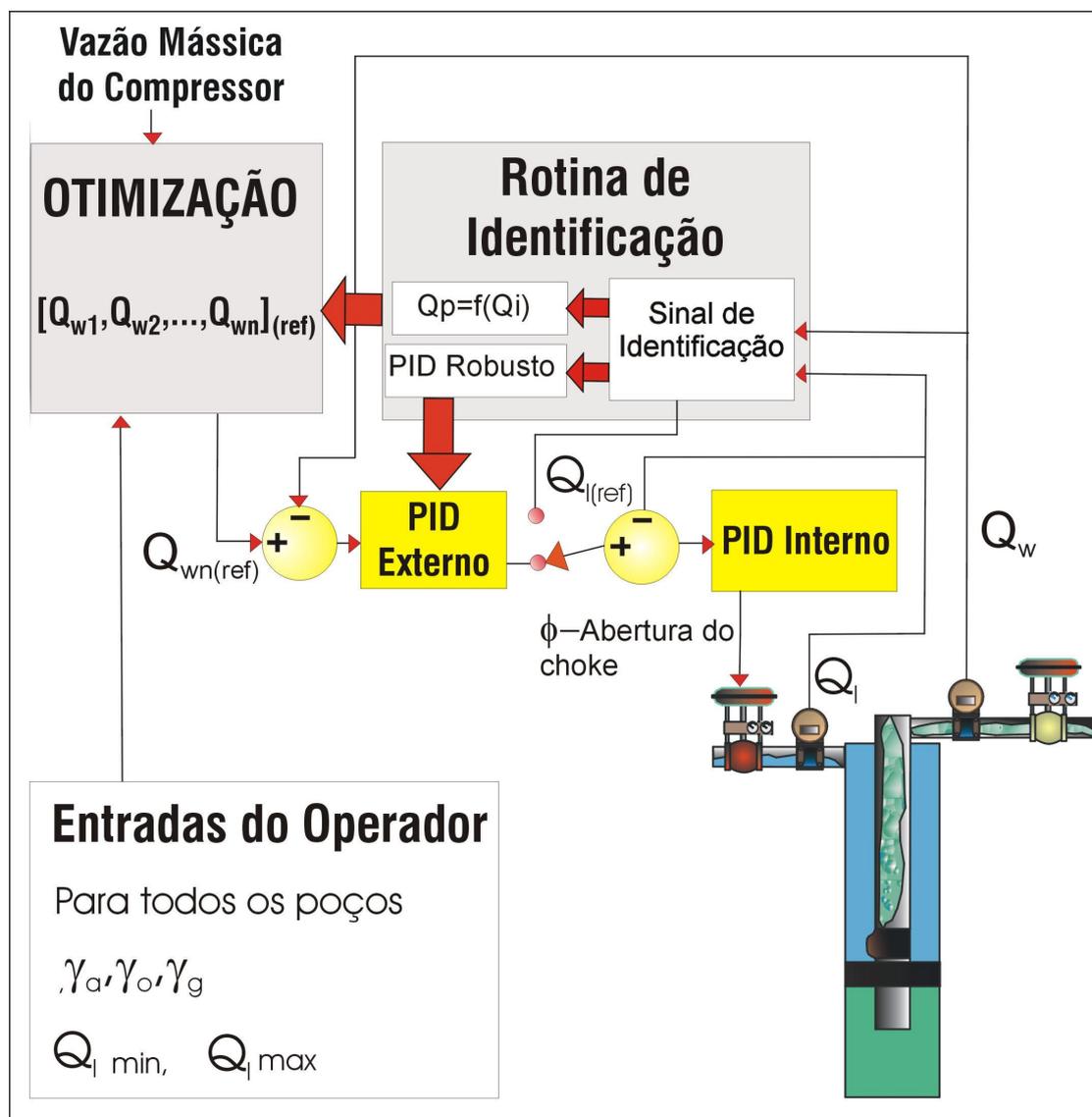


Figura 4.25: Diagrama de Blocos do sistema integrado.

petróleo e do gás, o custo de compressão de gás e de tratamento de água usados na função objetivo 4.6 deveriam também ser atualizados periodicamente.

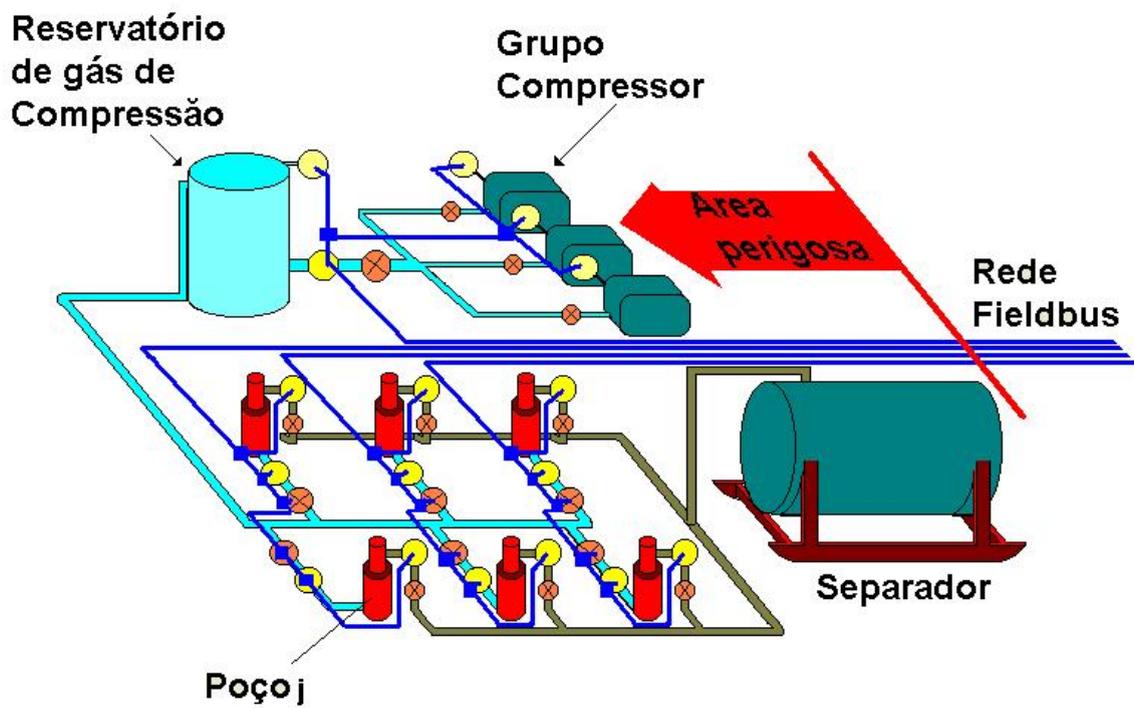


Figura 4.26: Grupo de poços controlados via rede *Fieldbus*.

# Capítulo 5

## Conclusões

Neste trabalho apresentamos uma nova proposta para a automação de poços de petróleo operando por injeção contínua de gás utilizando controle via Rede *Fieldbus*.

Utilizando um simulador comercial, efetuamos a linearização da dinâmica entre as variáveis vazão mássica de injeção e vazão mássica na cabeça do poço. Obtivemos três funções de transferência para o poço funcionando com vazão de injeção máxima, mínima e média. Na busca dos parâmetros de um controlador PID a ser utilizado na rede, calculado a partir de um grupo de funções de transferência descrevendo o processo, desenvolvemos a técnica Posicionamento Robusto de Pólos (PRP). Esta técnica permite a determinação dos parâmetros de um controlador PID que visa manter a resposta de todos os modelos em malha fechada o mais semelhante possível a uma determinada resposta desejada. Ou seja, minimizamos não somente o erro em relação a resposta desejada, mas também a diferença entre as respostas de cada modelo, de forma a garantir que o controlador não privilegie um modelo em detrimento de outro. Esta técnica é uma alternativa interessante para a síntese de controladores PID para sistemas descritos por múltiplos modelos que apresentem uma mudança contínua de comportamento dinâmico. Os principais méritos são a facilidade de compreensão do método e a pouca complexidade do algoritmo. Um aspecto importante do método é a utilização de três modelos apenas para a síntese do controlador PID. Um número excessivo de modelos faria com que o processo de identificação fosse muito demorado perturbando o processo demasiadamente. Com esta técnica obtivemos os parâmetros de um controlador PID que, utilizado em uma configuração cascata, garantiu estabilidade em malha fechada, seguimento de referência e um suficiente grau de rejeição às perturbações tanto na pressão de injeção como na pressão da cabeça do poço.

A automação de poços operando por injeção contínua de gás proposta deve permitir a manutenção da operação dos poços com o melhor resultado econômico, ao viabilizar a identificação periódica das relações necessárias, tanto para a aplicação de algoritmos de otimização, como para a síntese dos parâmetros do melhor controlador da dinâmica do poço. Tudo isso evitando as intervenções nos poços, com paradas de produção, que são hoje realizadas para a atualização das características das válvulas mecânicas instaladas no tubo de produção. Para poços em regiões remotas, e *offshore* têm-se o ganho no aspecto Saúde, Segurança e Meio-ambiente (*HSE - Health, Safety and Environment*) ao evitar-se a exposição de equipes de *slick-line* à condições insalubres e de risco para a operação de manutenção das válvulas, além de eliminar-se os custos destas operações.

Deve-se ainda considerar o enorme ganho que se pode obter com o processamento das informações disponibilizadas pela rede. Sobretudo, pressões e vazões de injeção e na cabeça do poço, que utilizadas corretamente, podem ajudar a inferir por exemplo as curvas *IPR* (*Inflow Performance Relationship*) de todos os poços. Acreditamos que numa próxima etapa poderíamos aprofundar nossos estudos nas seguintes direções;

- Desenvolvimento de um Controle PID escalonado Robusto utilizando a técnica PRP. Ou seja, para cada grupo de três modelos obtém-se os parâmetros de um controlador PID. Desta forma teríamos uma superposição de 2 modelos que tanto poderiam operar com um conjunto de parâmetros PID como com outro. Isto daria uma robustez ao controle escalonado já que haveria uma compensação para a falha na variável escalonadora em representar o estado do sistema.
- Desenvolvimento de técnicas de controle do processo utilizando medições que possam ser realizadas por instrumentos mais baratos. A medição da vazão mássica demanda instrumentos caros, comparada com a medição de vazão volumétrica, pressão e temperatura, por exemplo. Existe a possibilidade de ganhos com o desenvolvimento de uma técnica que controle o sistema a partir destas medidas.
- Estudo da dinâmica introduzida pela operação de um grupo de poços durante uma restrição no fornecimento de gás para injeção.
- A implementação e testes do sistema proposto em uma instalação real.

# Referências Bibliográficas

- [1] Keklar, B. G., R.Cox. Unified relationship to predict future ipr curves for solution gas-drive reservoirs. In: *60<sup>th</sup> Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers*. Las Vegas, 1985 .
- [2] P., R. A. Medina. Use of well flowrate-pressure data to estimate formation drainage-area static pressure. In: *2001 SPE Eastern Regional Meeting*. Canton, Ohio, 2001 .
- [3] J. R. Cadena, D. J. Schiozer, A. A. Triggia. A simple procedure to develop analytical curves of ipr from reservoir simulator with application in production optimization. In: *4<sup>th</sup> Latin America and Caribbean Petroleum Engineering conference*. Trinidad and Tobago, 1996 .
- [4] Chen, Y. *Modeling Gas-Liquid Flow in Pipes:Flow Pattern Transitions and Drift-Flux Modeling*. Dissertacao (master of science in petroleum engineering), University of Stanford, Stanford, 2001.
- [5] Poettmann, F. H., G., Carpenter P. *The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water through Vertical Flow Strings with Application to the Design of Gs-Lift Installations*. API Drill.Prod.Practice, 1952.
- [6] Baxendell, P. B. *Producing Wells on Casing Flow, an Analysis of Flowing Pressure Gradients*. Trans.AIME, 1958.
- [7] Baxendell, P. B., Thomas, R. *The Calculation of Pressure Gradients in High-Rate Flowing Wells*. Journal of Petroleum Technology, 1961.
- [8] Ros, N. C. J. *Simultaneous Flow of Gas and Liquid as encountered in Well Tubing*. Journal of Petroleum Technology, 1961.
- [9] Gilbert, W. E. *Flowing and Gas-Lift Well Performance*. API Drill.Prod.Practice, 1954.

- [10] et al, K. Aziz. *Gradient Curves for Well Analysis and Design*. Canadian Institute of Mining Special vol.20, 1978.
- [11] Petalas, N., Aziz, K. A mechanistic model for multiphase flow in pipes. In: *49<sup>th</sup> Annual Technical Meeting of the Petroleum Society of the Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum*. Calgary - Alberta-Canada, 1998 .
- [12] Ouyang, L. B., Aziz, K. *A Mechanistic Model for Gas-Liquid Flow in Horizontal Wells with Radial Influx or Outflux*. Petroleum Science and Technology 20(1,2), 2002.
- [13] —. *Solution Nonuniqueness for separated gas-liquid flow in pipes and wells-I.Occurrence*. Petroleum Science and Technology 20(1,2)143-171, 2002.
- [14] —. *Solution Nonuniqueness for separated gas-liquid flow in pipes and wells-II.Analysis*. Petroleum Science and Technology 20(1,2)173-190, 2002.
- [15] A. M. Ansari, N. D. Sylvester, C. Sarica O. Shoham, Brill, J. P. A comprehensive mechanistic model for upward two-phase flow in wellbores. In: *1990 SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. New Orleans, 1990 .
- [16] N. G. Deen, T. Solberg, Hjertager, B. H. Numerical simulation of the gas-liquid flow in square cross-sectioned bubble column. In: *14<sup>th</sup> Int. Congress of Chemical and Process Engineering*. Praha-Czech Republic, 2000 .
- [17] Y. V. Roberts, M.Nicol. Stabilization of gaslift production using a dynamic simulator. In: *23<sup>rd</sup> Energy Sources Technology Conference and Exposition*. Houston-Texas, 2001 .
- [18] B. Jansen, M. Dalsmo, L. Nokleberg K. Havre V. Kristiansen P. Lemetayer. Automatic control of unstable gas lift wells. In: *1999 SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. Houston - Texas, 1999 .
- [19] Khalil, H. K. *Nonlinear systems*. Prentice Hall, 1996.
- [20] Brosilow, C., Joseph, B. *Techniques of model-based control*. Prentice Hall, 2001.
- [21] Forssell, U. *Closed-loop Identification, Methods, Theory and Applications*. Tese de Mestrado, Linköping University, Linköping, Sweden, Outubro 1999.
- [22] N. Constantin, I. Dumitrache. Robust control of nonlinear processes using multiple models. In: *2002 IFAC 15<sup>th</sup> Triennial World Congress*. Barcelona-Spain, 2002 .

- [23] J. I. Rego, S. P. Bhattacharyya. A new approach to digital pid controller design. In: *XIV Congresso Brasileiro de Automática*. Natal-RN, Brasil, 2002 .
- [24] W. Chen, T. Chen, H. Marquez. Robust control design and pid tuning for multivariable process.
- [25] M. Ge, M. Chiu, Wang, Q. Robust pid controller design via lmi approach. *Journal of Process Control*, Dezembro 2002. volume 12, págs. 3–13.
- [26] C. Pedret, R. Vilanova, R. Moreno, Serra, I. A refinement procedure for pid controller tuning. *Computer and Chemical Engineering*, Janeiro 2002. volume 12, págs. 903–908.
- [27] G. Otton, E. B. Foss, L. Inslan B. Hu, Golan, M. Stabilization of gas lifted wells. In: *IFAC 2002*. 2002 .
- [28] Wellstead, P. E., Zarrop, M.B. *Self-Tuning Systems-Control and Signal Processing*. John Wiley and Sons Ltd., 1991.
- [29] Smar, Equipamentos Industriais. The fieldbus book, 2001.
- [30] Palke, M. R. *Nonlinear optimization of well production considering gas lift and phase behavior*. Tese de Mestrado, Stanford University, Linköping, Sweden, September 1996.
- [31] E. Camponogara, P. Nakashima. Applying dynamic programming to a gaslift optimization problem. In: *2º Congresso Brasileiro de P e D em Petróleo e Gás*. Rio de Janeiro-Brasil, 2003 .
- [32] Nind, T. E. W. *Principles of Oil Well Production*. McGraw-Hill Book Company, 1981.
- [33] K. J. Astrom, B. Wittenmark. *Computer Controlled Systems-Theory and Design*. Prentice Hall, 1997.
- [34] B. Bjune, H. Moe, Dalslmo, M. Upstream control and optimization increases return on investment. *World Oil*, September 2002. volume September 2002.
- [35] A. Bahadori, Sh. Ayatollahi, Moshfeghian, M. Simulation and optimization of continuous gas lift system in aghajari oil field. In: *SPE Asia Pacific Improved Oil Recovery Conference*. Kuala Lumpur - Malaysia, 2001 .
- [36] Plucenio, A. Stabilization and optimization of an oil well network operating with continuous gas lift. In: *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. San Antonio-Texas, 2002 .

- 
- [37] A. Plucenio, D. J. Pagano e J. E. Normey-Rico. Automação de um grupo de poços operando com elevação por injeção contínua de gás. In: *2º Congresso Brasileiro de P e D em Petróleo e Gás*. Rio de Janeiro-Brasil, 2003 .
- [38] A. Plucenio, D. J. Pagano. Controle inteligente. *Revista Ciência Hoje*, Março 2003. volume 32.
- [39] L. Caralp, G. Defaye, Vidal, C. Dynamic behaviour of a gas-lift simulator. In: *European Symposium on Computer aided Process Engineering*. France, 2002 .
- [40] Tang, Y. *Transient Dynamic Characteristics of Gas-Lift Unloading*. Dissertacao (master of science in petroleum engineering), University of Tulsa, Tulsa, 1998.