



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
DEPARTAMENTO DE ENERGIA NUCLEAR
COMISSÃO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR
CENTRO REGIONAL DE CIÊNCIAS NUCLEARES DO NORDESTE
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIAS ENERGÉTICAS E
NUCLEARES

ANTÔNIO JOSÉ DA CRUZ FILHO

**PROJETO DE CONTROLE DIGITAL DE ALIMENTADOR DE SÓLIDOS COM
MEDIDAS DA CONCENTRAÇÃO POR MEIO DA TRANSMISSÃO GAMA EM
UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO FCC**

Recife
2019

ANTÔNIO JOSÉ DA CRUZ FILHO

**PROJETO DE CONTROLE DIGITAL DE ALIMENTADOR DE SÓLIDOS COM
MEDIDAS DA CONCENTRAÇÃO POR MEIO DA TRANSMISSÃO GAMA EM
UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO FCC**

Tese submetido ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, como parte dos pré-requisitos necessários à obtenção do grau de Doutor em Ciências;

Área de Concentração: Aplicações de Radioisótopos na Indústria e Medicina.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas

Co-orientador: Prof. Dr. Emerson Alexandre de O. Lima
Prof. Dr. Hilário Jorge B. de Lima Filho

Recife
2019

Catálogo na fonte
Bibliotecário Carlos Moura, CRB-4 / 1502

C957p

Cruz Filho, Antônio José da.

Projeto de controle digital de alimentador de sólidos com medidas da concentração por meio da transmissão gama em Unidade Piloto a Frio tipo FCC. / Antônio José da Cruz Filho. - Recife, 2019.

88 f. : il.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas.

Coorientadores: Prof. Dr. Emerson Alexandre de Oliveira Lima.
Prof. Dr. Hilário Jorge Bezerra de Lima Filho.

Tese (doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, 2019.

Inclui referências.

1. Engenharia nuclear. 2. Controle CFB/FCC. 3. Transmissão gama. 4. Identificação de sistemas. I. Dantas, Carlos Costa, orientador. II. Lima, Emerson Alexandre de Oliveira, coorientador. III. Lima Filho, Hilário Jorge Bezerra de, coorientador. IV. Título.

621.48 CDD (22. ed.)

UFPE (BDEN 2019-36)

ANTÔNIO JOSÉ DA CRUZ FILHO

**PROJETO DE CONTROLE DIGITAL DE ALIMENTADOR DE SÓLIDOS COM
MEDIDAS DA CONCENTRAÇÃO POR MEIO DA TRANSMISSÃO GAMA EM
UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO FCC**

Tese submetido ao Programa de Pós-Graduação
em Tecnologias Energéticas e Nucleares, como
parte dos pré-requisitos necessários à obtenção
do grau de Doutor em Ciências;

Área de Concentração: Aplicações de
Radioisótopos na Indústria e Medicina.

Aprovada em: 13 de Agosto de 2019.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Carlos Costa Dantas(Orientador)
Universidade Federal de Pernambuco

Prof. Dr. Enivaldo Santos Barbosa
(Examinador externo)
Universidade Federal de Pernambuco

Prof. Dr. Silvio de Barros melo
(Examinador externo)
Universidade Federal de Pernambuco

Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos
(Examinador externo)
Universidade Católica de Pernambuco

Prof. Dr. Fernando Roberto de Andrade Lima
(Examinador interno)
Centro Regional de Pesquisas Nucleares do Nordeste

Dedico aos que mais sentiram a produção deste trabalho: Luciana, minha esposa (o amor que me cativou!); Luan e Artur, meus filhos (o amor que brotou de/em mim!).

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todo o apoio, paciência, dedicação e muitíssimo agradável companhia de minha esposa Luciana e dos meus filhos Luan e Artur. Sem o apoio de vocês, nada disso seria realizável. Obrigado!

Aos meus pais Maria José e Antônio Cruz (o Cruz, pai!) e aos meus irmãos Claudina, Anderson e Camilla, pelo apoio e incentivo;

Ao meu orientador, Prof. Dr. Carlos Costa Dantas pela orientação e compreensão durante a produção desta Tese e por todos os ensinamentos passados de forma direta ou indireta. Muito conhecimento, "irradia" de muitas formas! Espero que a dose absorvida me ajude a prosseguir com novos empreendimentos;

Aos professores Enivaldo Santos Barbosa, Jair de Lima Bezerra e Silvio de Barros Melo pela compreensão, disposição e colaboração; Ao prof. Enivaldo pelo apoio e pelas frutíferas discussões, orientações e incentivos;

Ao Prof. Hilário, meu coorientador, amigo e colega de trabalho pelo apoio e pelas valorosas discussões; Ao Prof. Emerson, também coorientador, pelas agudas observações e visão dinâmica do trabalho;

Aos colegas do grupo de Tomografia gama e fluidodinâmica pelo companheirismo e atenção;

Ao amigo Zacarias por sua presteza, pontualidade, assiduidade e delicadeza em manter o laboratório sempre com um ambiente agradável; também pelo café (quente e forte), mangas, jambos, sapotis e bom humor!

Aos colegas da UNICAP pelo incentivo e apoio, em especial ao Prof. Dr. João Antônio Filho, coordenador do curso de Física, pela paciência (quando o ritmo diminui no trabalho, aumenta na tese!);

A todos os meus amigos que apoiaram e incentivaram minha carreira acadêmica;

A todos que, direta ou indiretamente, ajudaram na concretização desta Tese.

É imprescindível saber o que se quer em um processo (OGATA; MAYA; LEONARDI, 2003)

RESUMO

Foi desenvolvido um modelo para o controle de alimentação de sólidos para um Leito Fluidizado Circulante (CFB) em uma unidade piloto do tipo FCC - Fluid Catalytic Cold Cracking. Um controle digital usando medidas de transmissão gama como variável de processo foi proposto. As dimensões da unidade piloto são: um riser de 6.700 m de altura e 0.092 m de diâmetro, feito em um material acrílico transparente. O processo FCC é um dos mais importantes na refinaria e requer automação e controle para manter as condições operacionais em estado estacionário. Devido à sua complexidade, a modelagem da dinâmica e do controle de unidades FCC representam um grande desafio. O modelo de controle matemático descreve o sistema usando a função de transferência. A função de transferência do processo é obtida por identificação de sistemas e emulação, e um controlador digital é projetado e analisado. As variáveis independentes são as medidas de pressão, fluxo de ar e transmissão gama, pelas quais os parâmetros do fluido são determinados. Utilizando um sistema de controle em malha fechada e funções incorporadas do Matlab, a simulação da função de transferência foi obtida com base na pressão e na transmissão gama como variáveis de controle. Matlab/Simulink é usado para modelar a resposta do sistema sob ação do controlador. A resposta é tomada para avaliar a injeção de sólidos no riser, e a transmissão de raios gama é usada para medir a concentração de sólidos. A fração volumétrica e a velocidade do catalisador foram obtidas em seções de teste que possuem fontes de amerício ($Am-241$) e detector blindado, posicionadas axialmente a 0,650, 1,384 e 3,424 metros. A intensidade gama é monitorizada por uma fonte gama isotópica ^{241}Am e um detector de cintilação Na(Tl). Três seções de teste para medições de pressão e transmissão gama são instaladas ao longo do riser. A blindagem de chumbo para fonte e detector mais colimadores mantém o raio gama adequado para a varredura axial e radial. Os resultados são discutidos e comparados com dados da literatura.

Palavras-chave: Controle CFB/FCC. Transmissão gama. Identificação de sistemas.

ABSTRACT

A model for the control system of solids feeding to a Fluidized Circulating Bed (CFB) was developed in a pilot unit of type FCC - Fluid Catalytic Cold Cracking. A digital control using pressure and gamma transmission as process variables were proposed. The pilot dimensions are a riser of 6.700 m high and 0.092 m in diameter, made of transparent acrylic material. FCC is one of the most important processes in refinery and requires automation and control, to keep steady-state operational conditions. Due to its complexity, the modeling of the FCC dynamic and control poses a great challenge. The mathematical control model describes the system using transfer function. The process transfer function is obtained by "system identification" and emulation and a digital controller is projected and analyzed. Independent variables are pressure, air flow and gamma transmission measurements by which the fluid parameters are determined. Using closed-loop feedback System and built in Matlab functions the transfer function simulation was carried out based on pressure and gamma transmission as control variables. A Matlab/Simulink is used to model the system response under controller action. The response is taken to evaluate the injection of solids in the riser, and gamma-ray transmission is used to measure solid concentration. The volume fraction and velocity of the catalyst were obtained in test sections that have sources of americium (Am-241) and shielded detector, positioned axially at 0.650, 1.384 and 3.424 meters. The gamma intensity is monitored by a ^{241}Am isotopic gamma source and Na(Tl) scintillation detector. Three test sections for pressure and gamma transmission measurements are installed along riser. Lead shielding for source and detector plus collimators keep the adequate gamma beam for the axial and radial scan. Results are discussed and compared with literature data.

Keywords: CFB/FCC control. Gamma transmission. System identification.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Esquemas típicos de unidades FCC	18
Figura 2 – Diagrama simplificado de classificação de partículas para fluidização gás-sólido segundo, Geldart (1973)	19
Figura 3 – Diagrama dos padrões de escoamento para sistemas de transporte pneumático vertical e leito fluidizado	20
Figura 4 – Possíveis padrões de escoamento para transporte vertical pneumático e leito fluidizado	22
Figura 5 – Resultados dos modelos de Maladi e Otero-Schipper (1983) e Rocha, Kachan e Santana (1988), comparados com dados experimentais, para fração volumétrica de sólidos, por Melo (2004)	28
Figura 6 – Resultados dos modelos de Maladi e Otero-Schipper (1983) e Rocha, Kachan e Santana (1988), comparados dados experimentais, para pressão axial no riser, por Melo (2004)	29
Figura 7 – Esquema para determinação da atenuação da radiação ao longo do raio do riser	32
Figura 8 – Perfis radiais de intensidade da radiação gama nas condições com e sem fluxo de catalisador	33
Figura 9 – Perfis radiais da fração volumétrica de catalisador para diferentes vazões volumétrica de ar	34
Figura 10 – Esquema de procedimentos para um projeto de controle	35
Figura 11 – Representação em diagrama de blocos	38
Figura 12 – Malha de controle em diagrama de blocos de um sistema realimentado . . .	39
Figura 13 – Diagrama de blocos de um sistema de controle em malha fechada, ou realimentado	39
Figura 14 – Diagrama de blocos de um sistema de controle em malha aberta	40
Figura 15 – Representação em diagrama de blocos da malha de controle em cascata para unidade FCC	42
Figura 16 – Esquema de identificação dinâmica de sistemas	43
Figura 17 – Diagrama de blocos da ação proporcional de controle	46
Figura 18 – Diagrama de blocos da ação integral de controle	46
Figura 19 – Diagrama de blocos da ação derivativa de controle	47
Figura 20 – Diagrama de blocos da ação conjunta de controles proporcional, integral e derivativo: PID	47
Figura 21 – Diagrama de blocos e função de transferência em malha fechada	49
Figura 22 – Diagrama esquemático de um modelo de equivalente discreto para função de transferência	50
Figura 23 – Esquema em CAD da unidade UPF, com válvula VPC em detalhe	52

Figura 24 – Esquema da UPF mostrando seus principais componentes	53
Figura 25 – Sensores e atuadores dispostos na UPF	55
Figura 26 – Válvula para controle da Pressão – VPC	56
Figura 27 – Tomógrafo para medidas das intensidades gama na primeira seção de teste da UPF	57
Figura 28 – Esquema do fluxo de sinais na UPF	57
Figura 29 – Perfis de radiais de intensidade gama com fluxo de sólidos	58
Figura 30 – Perfis de velocidades de partículas e choking nas condições de operação da UPF	61
Figura 31 – Pressão transiente no riser sob mudança na entrada	61
Figura 32 – Pressão transiente no riser sob mudança nas variáveis manipuladas	62
Figura 33 – Pressão transiente no riser sob mudança nas variáveis manipuladas	62
Figura 34 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P1: P(mmH ₂ O) x Qg(L/min)	63
Figura 35 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P2: P(mmH ₂ O) x Qg(L/min)	64
Figura 36 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P1: P(mmH ₂ O) x Ab(%)	64
Figura 37 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P2: P(mmH ₂ O) x Ab(%)	65
Figura 38 – Mapa simplificado de operação da UPF	65
Figura 39 – Transiente de pressão para medidas em P1 e P2	66
Figura 40 – Digrama de blocos para UPF: controle <i>SISO</i> com realimentação (feedback control loop)	68
Figura 41 – Área de $e(t)$ por integração trapezoidal	70
Figura 42 – Digrama de blocos para UPF, em tempo discreto: controle <i>SISO</i> com realimentação (feedback control loop)	72
Figura 43 – Dados para modelo identificação da fração de sólidos.	73
Figura 44 – Resposta do processo a o degrau unitário	74
Figura 45 – Comparação entre modelo identificado e dados de validação	74
Figura 46 – Resposta do sistema de controle para controladores $F-PI$, $R-PI$, $AF-PI$ e $RF-PI$	76
Figura 47 – Resposta malha de controle	76
Figura 48 – Resposta do sistema de controle para controladores PID	78
Figura 49 – Resposta do sistema de controle para controladores PID, perturbado com ruído branco	78
Figura 50 – Respostas do sistema à perturbação, como entrada, do tipo ruído branco	79
Figura 51 – Respostas do sistema à perturbação do tipo degrau com ruído	79
Figura 52 – Respostas do controle à perturbação, como entrada, à mudança de set-point com ruído branco	80

Figura 53 – Respostas do sistema à perturbação periódica com ruído adicional, como entrada	80
Figura 54 – Respostas do sistema à perturbação degrau, na saída	81
Figura 55 – Respostas do sistema à perturbação periódica, na saída	81
Figura 56 – Respostas do sistema à perturbação periódica com ruído adicional, na saída .	82

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
1.1	Objetivos	16
1.1.1	<i>Geral</i>	16
1.1.2	<i>Específicos</i>	16
2	REVISÃO DA LITERATURA	17
2.1	O processo de craqueamento catalítico fluido (FCC)	17
2.2	Classificação de partículas	18
2.3	Padrões de escoamentos em leito circulante	20
2.4	Modelagem do processo	22
2.4.1	<i>Modelos fluidodinâmicos unidimensionais para o riser de FCC</i>	23
2.4.2	<i>Modelos identificados de processo</i>	29
2.5	Medidas não invasivas: transmissão gama	31
2.6	Controle em Unidades de FCC	35
2.6.1	<i>Função de transferência</i>	37
2.6.2	<i>Diagramas de blocos para sistemas de controle</i>	38
2.6.3	<i>Ações de controle</i>	45
2.7	Controle digital	48
2.7.1	<i>Transformada z</i>	48
2.7.2	<i>Função de transferência discreta</i>	49
2.7.3	<i>Equivalente discreto</i>	50
2.8	Caracterização do problema em estudo - controle da unidade piloto (UPF) 51	
3	MATERIAL E MÉTODOS	53
3.1	A Unidade Piloto a Frio - UPF	53
3.1.1	<i>Monitoramento e medição na UPF</i>	54
3.1.2	<i>Injeção de sólidos no riser: a válvula VPC</i>	55
3.1.3	<i>Medidas da fração de sólidos</i>	56
3.1.4	<i>Procedimento experimental</i>	58
3.2	Mapa de operação da UPF	59
3.2.1	<i>Característica estática do processo</i>	62
3.2.2	<i>Característica dinâmica da UPF</i>	66
3.3	O sistema de controle para a UPF	67
3.3.1	<i>Modelo de resposta contínua de malha SISO</i>	68
3.3.2	<i>Função de transferência contínua do riser</i>	69
3.3.2.1	RESPOSTA DISCRETA	70

3.3.3	<i>Controlador digital</i>	72
4	RESULTADOS	73
4.1	A função de transferência identificada	73
4.2	Resultados do controle	75
4.2.1	<i>Reposta do sistema a perturbações</i>	78
5	CONCLUSÃO	83
6	PERSPECTIVAS DE TRABALHOS FUTUROS	84
	REFERÊNCIAS	85

1 INTRODUÇÃO

Este trabalho constitui parte de esforços empreendidos em suas pesquisas pelo grupo de Tomografia Gama e Fluidodinâmica do Programa de Pós-graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares (PROTEN), vinculado ao Departamento de Energia Nuclear da Universidade Federal de Pernambuco (DEN/UFPE). O grupo tem pesquisado ativamente aplicações da radiação *gama* e *X* à tomografia, reconstrução, fluidodinâmica e testes não destrutivos (DANTAS et al., 2006; SANTOS; DANTAS, 2004). Dentre suas linhas de pesquisa inclui-se a validação de modelos fluidodinâmicos para descrever o escoamento de leite fluidizado com utilização de medidas da transmissão de radiação *gama*. A validação dos dados experimentais inclui modelos discretos, modelos fluidodinâmicos (LIMA FILHO, 2014) e estimativa de incertezas (TELES, 2015). O *Controle de processos*, conforma-se perfeitamente às linhas de pesquisa do grupo visto que *controle* é parte essencial num processo, capaz de garantir o funcionamento, manter a estabilidade ou otimizá-lo. O grupo de pesquisa tem disponível uma Unidade Piloto a Frio (UPF) tipo *FCC* – abreviação em língua inglesa para Craqueamento catalítico fluido (Fluid Catalytic Cracking) – no Laboratório Dr. Cornelius Keller, localizado no *DEN*.

Um projeto de controle para uma unidade de *FCC* justifica-se pela importância do processo de craqueamento catalítico fluido (*FCC*) no mercado industrial e financeiro mundial. O *FCC* é um processo bastante utilizado em países onde a demanda de gasolina é alta, como no Japão, Estados Unidos, México, Canadá e o Brasil, por exemplo, sendo que boa parte da gasolina, GLP (Gás Liquefeito de Petróleo) e outros derivados são obtidos via processo *FCC*. Em 2014 o processamento nas refinarias da *PETROBRAS*, apenas no Brasil, foi de 2,1 milhões de barris de petróleo por dia (*bpd*) (PETRO&QUÍMICA, 2014), desse montante as unidades de craqueamento catalítico processaram 565,4 mil *bpd*, o que representa cerca de 26% da produção desse ano. Nos primeiros nove meses de 2017 a *PETROBRAS* obteve lucro de R\$ 5,0 bilhões (PETROBAS, 2017); tomando a projeção de 2014 estimamos que cerca de 20% desse valor se deva ao processamento de unidades tipo *FCC*¹. Tome-se ainda em consideração que investimentos estão previstos para construção de novas refinarias em todo o mundo, e que a demanda por gasolina, por exemplo, tem projeção de crescimento para 2020, 2035 e 2050, segundo a revista *Petro & Química*(PETRO&QUÍMICA, 2014). Isso significa que investimento em pesquisas, tanto na indústria quanto na academia, no intuito de melhorar a produção, rendimento e baixar emissões de poluentes continuarão sendo realizados.

Nesse quadro, unidades piloto tomam um papel importante, pois unidades de *FCC* reais processam toneladas de matéria prima enquanto em uma piloto apenas uns poucos quilogramas de catalisador são necessários para gerar dados para pesquisas. Plantas piloto *FCC* são bastante utilizadas para a obtenção de dados úteis para a cinética e fluidodinâmica de unidades comerciais

¹ Essa estimativa leva em conta que o resultado de 2014 se deve à produção exclusiva no Brasil, enquanto que o lucro citado em 2017 leva em conta toda a operação mundial da *PETROBRAS*. Não foi possível encontrar dados mais precisos no documento disponibilizado pela *PETROBRAS*.

sob diferentes condições de funcionamento e para testar/desenvolver novas tecnologias . Segundo a *PETROBRAS*, o Centro de Pesquisas Petrobras (Cenpes) contava com mais de 30 unidades piloto, em 2016, reproduzindo, em escala reduzida, processos realizados em suas refinarias. Destas, 4 unidades são de craqueamento catalítico (PETROBRAS, 2016). Projetar e estudar um sistema de controle em unidades pilotos é, portanto, uma importante via na busca de controle adequado e moderno às unidades reais, o que não é tarefa fácil visto as complexidades características do processo FCC.

Neste trabalho propomos um controle em malha fechada para a unidade piloto - UPF, utilizando medidas de atenuação de raios gama para monitoramento da fração de sólidos, geração dados para a identificação de uma função de transferência do processo e obtenção de parâmetros fluidodinâmicos importantes na unidade. A medição de parâmetros fluidodinâmicos em planta piloto, através de transmissão gama, têm se destacado por ser um método eficaz no estudo da fluidodinâmica em reatores de unidades FCC. (MOURA, 2015; DANTAS et al., 2013; LIMA FILHO et al., 2015). Técnicas não-invasivas como uso de radiação gama são adequadas, segundo Dantas et al. (2006), pois fornecem informações importantes sobre o escoamento e características fluidodinâmicas de sistemas opacos, como no caso de escoamento interno em risers, sem provocar perturbações no fluxo, tendo em vista que as medidas são efetuadas sem inserir instrumentos no interior do reator.

A unidade piloto - UPF, do grupo de Tomografia Gama e Fluidodinâmica do DEN, apresenta um novo desafio ao controle da fluidodinâmica do processo devido à incorporação da válvula VPC (*Valve for pressure control*) desenvolvida por Moura (2015), que controla a injeção de sólidos na unidade, como será visto no transcorrer deste texto. Sendo assim, a proposta deste trabalho visa contribuir para o estudo do controle fluidodinâmico de unidades FCC além de trazer inovação ao controle de tais unidades, trazendo maior eficiência ao processo na indústria.

1.1 Objetivos

1.1.1 Geral

Desenvolver um projeto de controle digital de operação de uma UPF – Unidade Piloto a Frio tipo FCC – capaz de manter a operação em estado estacionário, utilizando medidas de fração de sólidos por meio de transmissão gama como variável de processo.

1.1.2 Específicos

- Desenvolver um controlador discretizado para a unidade;
- Modelar o sistema de controle em malha fechada, tomando como variáveis medidas a fração média de sólidos por meio de medidas de transmissão gama e a pressão ao longo do riser;
- Encontrar uma função de transferência para o processo, levando em conta as medidas de fração média de sólidos ao longo da trajetória da radiação gama;
- Encontrar a resposta do sistema, sob ação do controlador discreto, frente a perturbações na entrada e na saída do processo.

2 REVISÃO DA LITERATURA

Devido à diversidade de fenômenos físico-químicos que ocorrem, processos de craqueamento catalítico fluido (*Fluid Catalytic Cracking* – FCC) são caracterizados por um complexo comportamento dinâmico. A multiplicidade de estados estacionários é uma das características dinâmicas do processo FCC, e segundo Arandes e Lasa (1992), representam condições com consequências importantes para a operação e controle de unidades de FCC em escala industrial. As fortes interações entre variáveis e restrições operacionais adicionam uma série de desafios no que diz respeito ao completo entendimento do processo, exigindo modelos detalhados para expressar adequadamente os efeitos não-lineares observados na prática industrial.

Com propósito de compreender a complexidade do processo, de prever condições operacionais e desenvolver estratégias para prevenir estados instáveis, vários esforços foram empreendidos em estudos de modelos fenomenológicos incluindo cinética das reações no interior de unidades FCC e a fluidodinâmica do escoamento gás-sólido ao longo do *riser*. Adicionam-se a esses esforços metodologias para monitoramento do processo e desenvolvimento de estratégias de controle com objetivos variados, que vão desde manter a estabilidade dinâmica do processo à sua otimização.

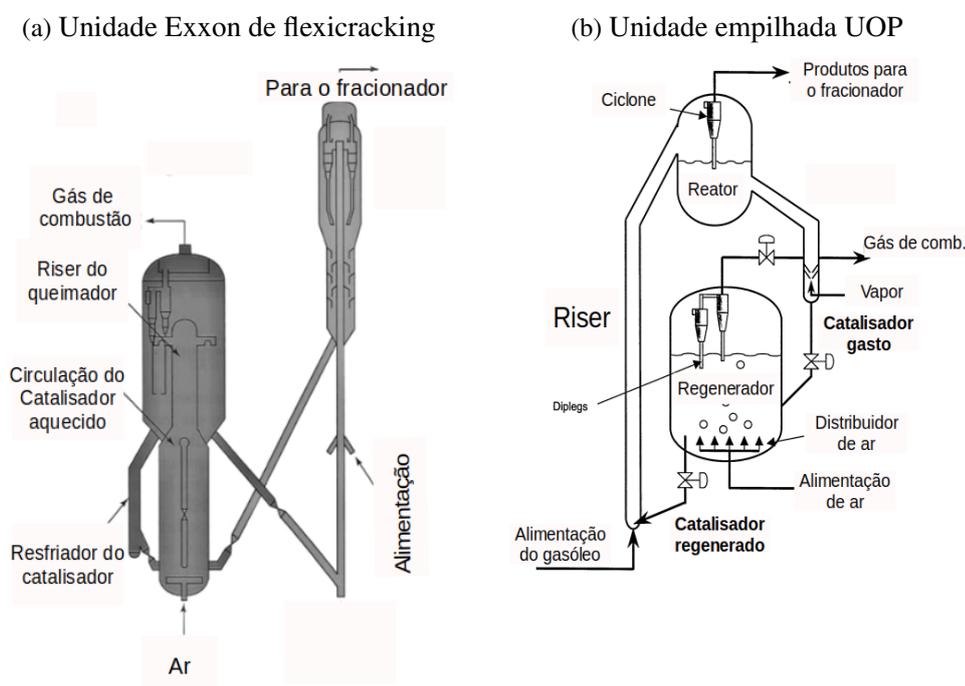
2.1 O processo de craqueamento catalítico fluido (FCC)

O FCC é um processo químico de conversão que transforma frações de petróleo mais pesadas em outras mais leves através da quebra de moléculas dos compostos reagentes, fazendo o uso de catalisadores. É empregado com o objetivo de produzir gasolina e gás liquefeito de petróleo (GLP) a partir de frações pesadas provenientes principalmente da destilação do petróleo. A primeira unidade de craqueamento catalítico fluidizado começou a operar em 1942, e desde então várias modificações foram realizadas com objetivos de promover melhorias no processo e aumentar a performance das unidades de FCC (PINHEIRO et al., 2012).

Segundo Pinheiro et al. (2012), as unidades de FCC são projetadas em diversos tipos de configurações, sendo diferenciadas uma das outras em relação ao arranjo entre o regenerador e o *riser*. Na Figura 1 podemos ver dois esquemas diferentes de unidades FCC.

Resumidamente o FCC é um processo de três etapas: reação, separação do produto e regeneração. O *riser* é um tubo vertical na unidade, como pode ser visto no esquema da Figura 1b, onde ocorrem as reações de quebra das moléculas dos hidrocarbonetos após o gásóleo injetado em sua base entrar em contato com o catalisador. Os gases de produto do *riser* entram no vaso separador, onde a separação do catalisador do fluxo de produto ocorre utilizando ciclones. O regenerador é um equipamento cuja função é recuperar o catalisador impregnado de hidrocarbonetos proveniente do *riser*. A coluna de retorno fica entre o regenerador e o *riser*. Na sequência, o catalisador depois de utilizado como acelerador nas reações químicas do *riser* é

Figura 1 – Esquemas típicos de unidades FCC.



Fonte: a) adaptado de Pinheiro et al. (2012), b) adaptado de Alaradi e Rohani (2002)

reativado no regenerador, entra na coluna de retorno, passa pelo injetor de sólidos e finalmente retorna ao riser (MOURA, 2015).

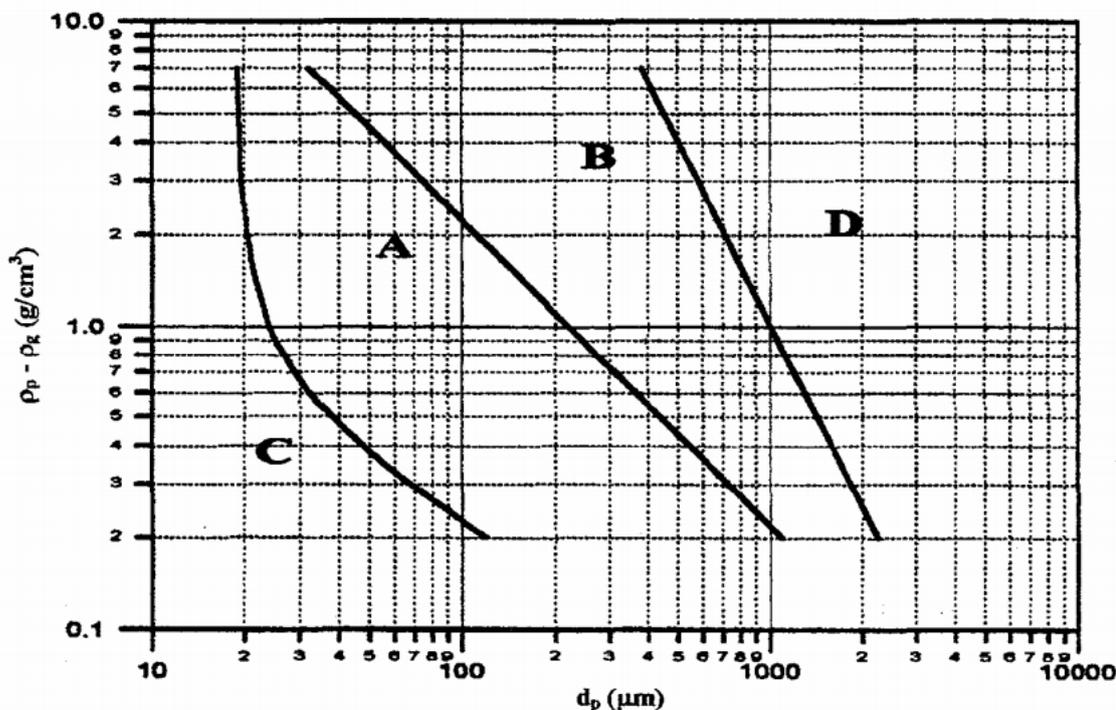
A fluidização de sólidos é fundamental numa unidade FCC visto que as reações que ocorrem no riser dependem fortemente da circulação do catalisador no seu interior. O escoamento ao longo do riser constitui um Leito Fluidizado Circulante – CFB (*Circulating Fluidized Bed*), ou seja, o riser de uma unidade FCC é basicamente um reator contendo partículas (catalisador) que são fluidizadas quando em contato com gás a altas velocidades. A fim de otimizar a operação de um leito fluidizado, a caracterização precisa das propriedades fluidodinâmicas é de grande importância. No entanto, descrever o processo de fluidização constitui um grande desafio, devido aos diversos padrões de fluxo e regimes de fluidização. A fluidização de um sólido por um gás depende, dentre outros parâmetros, das características das partículas sólidas, do tipo de material que constitui essas partículas, forma e tamanho. Sendo assim, conclusões extraídas de dados obtidos na fluidização de certo material não podem ser extrapoladas para outro (NITZ; GUARDANI, 2008).

2.2 Classificação de partículas

Geldart (1973), classificou o comportamento de sólidos fluidizados por gases em quatro categorias: A, B, C e D, de acordo com a densidade e tamanho de partículas. Segundo Geldart, as partículas são classificadas de acordo com a diferença entre as massas específicas da partícula (sólido) e do gás $\rho_p - \rho_g$, e pelo diâmetro médio das partículas d_p , como mostrado na Figura 2

Na Figura 2, os diferentes grupos, descritos por Geldart, são representados pelas letras A, B,

Figura 2 – Diagrama simplificado de classificação de partículas para fluidização gás-sólido segundo, Geldart (1973).



Fonte: Geldart (1973).

C e D, em ordem crescente de diâmetro. Resumidamente, as características de cada grupo são (NITZ; GUARDANI, 2008):

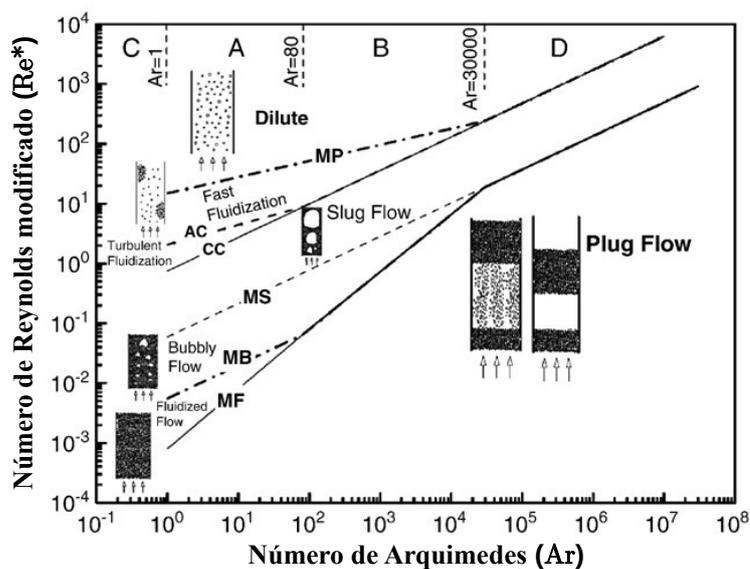
- Grupo A – Apresentam, de maneira geral, pequeno tamanho média e/ou baixa densidade. Quando submetida à fluidização gasosa, as partículas expandem-se consideravelmente antes do surgimento de bolhas. Ao se interromper o fluxo gasoso, o leito colapsa vagarosamente. Nesse tipo de fluidização, as bolhas aparecem com velocidades superiores à de mínima fluidização;
- Grupo B – A expansão do leito nesse tipo de fluidização é pequena e ele colapsa rapidamente quando o suprimento de gás é interrompido. as primeiras bolhas surgem com a velocidade mínima de fluidização;
- Grupo C – Partículas que apresentam dificuldade para fluidizar, possuem tendência coesiva. À medida que a vazão de gás aumenta, aparecem canais preferenciais que se estendem da tela de distribuição do gás até a superfície do leito e prejudicam os processos de transferência de calor e massa;
- Grupo D – Apresentam tamanho e/ou densidade elevada. A velocidade do gás necessária para a fluidização é alta, a mistura do material é pequena e a formação de jorro estável é favorecida.

2.3 Padrões de escoamentos em leito circulante

A partir de estudos experimentais e teóricos, Rabinovich e Kalman (2011) projetaram um diagrama de regime de fluxo (ou padrões de escoamento) para sistemas de transporte pneumático vertical e leito fluidizado, apresentado na Figura 3. Para a caracterização dos regimes, os autores analisaram a influência de vários parâmetros, incluindo propriedades de partículas e gases, diâmetro do tubo e concentração de partículas. Em seus resultados Rabinovich e Kalman apontam que a influência do diâmetro do riser pode ser negligenciada e, além disso, que os quatro grupos de classificação de partículas (GELDART, 1973), mostrados na Figura 2, explicam o surgimento de diferentes estados de fluidização e de transporte pneumático.

Com base em análises empírica e teórica, Rabinovich e Kalman (2011) mostraram que um diagrama geral de padrões de escoamento para sistemas verticais pode ser apresentado pela relação entre os números de *Arquimedes* e *Reynolds* modificado pela vazão sólida ou pela concentração volumétrica de sólidos em circulação e pela *fração de vazios* de gás, como pode ser observado na Figura 3.

Figura 3 – Diagrama dos padrões de escoamento para sistemas de transporte pneumático vertical e leito fluidizado.



Possíveis regimes de fluxo para os grupos de partículas A, B, C e D em função dos números de Reynolds modificado (Re^*) e Arquimedes (Ar). Fonte: Rabinovich e Kalman (2011).

A partir da Figura 3, pode-se observar que partículas do grupo A possuem o maior número de padrões de escoamento possíveis. Além dos padrões que ocorrem nos grupos B e D, o grupo A também apresenta fluidização turbulenta e fluxo fluidizado. Se as partículas, do tipo A, estão sendo transportadas no regime diluído e a velocidade do gás decrescer gradualmente, então as partículas passam ao regime de fluidização turbulenta, depois regime de golfada (slug flow), regime de bolha (Bubbly flow) até chegar em regime de *Plug* (plug flow).

Rabinovich e Kalman propõe que as fronteiras entre os grupos de Geldart caracterizam-se

por uma relação em lei de potência entre os números de Reynolds modificado e de Arquimedes, de acordo com a equação Equação 1:

$$Re_{tr}^* = cAr^m. \quad (1)$$

Em que, c e m são parâmetros a serem ajustados e Re_{tr}^* e Ar são os números de Reynolds de transição modificado e o número de Arquimedes. As linhas que indicam as transições de regime na Figura 3, designados por **MP**, **AC**, **CC**, **MS**, **MB** e **MF**, foram encontradas via Equação 1.

Os números de Arquimedes e de Reynolds de transição modificado são calculados em função de parâmetros do gás e do sólido, como na Equação 2 e na Equação 3, respectivamente:

$$Ar = \frac{g(\rho_s/\rho_g - 1)\bar{d}_p^3}{\nu_g^2}, \quad (2)$$

$$Re_{tr}^* = \left(\frac{\rho_g D}{\mu_g}\right) U_{tr} \left[1 - \frac{\epsilon_{tr}}{(1 - \epsilon_{tr})} \frac{C_v}{(1 - C_v)}\right]. \quad (3)$$

Nessas equações temos:

ρ_g – massa específica do gás;

ρ_s – massa específica do sólido;

$\nu_g = \frac{\mu_g}{\rho_g}$ – viscosidade cinemática do gás;

D – diâmetro do riser;

\bar{d}_p – diâmetro médio da partícula;

U_{tr} – velocidade no limite de transição do padrão de escoamento;

ϵ_{tr} – fração de vazios no limite de transição do padrão de escoamento;

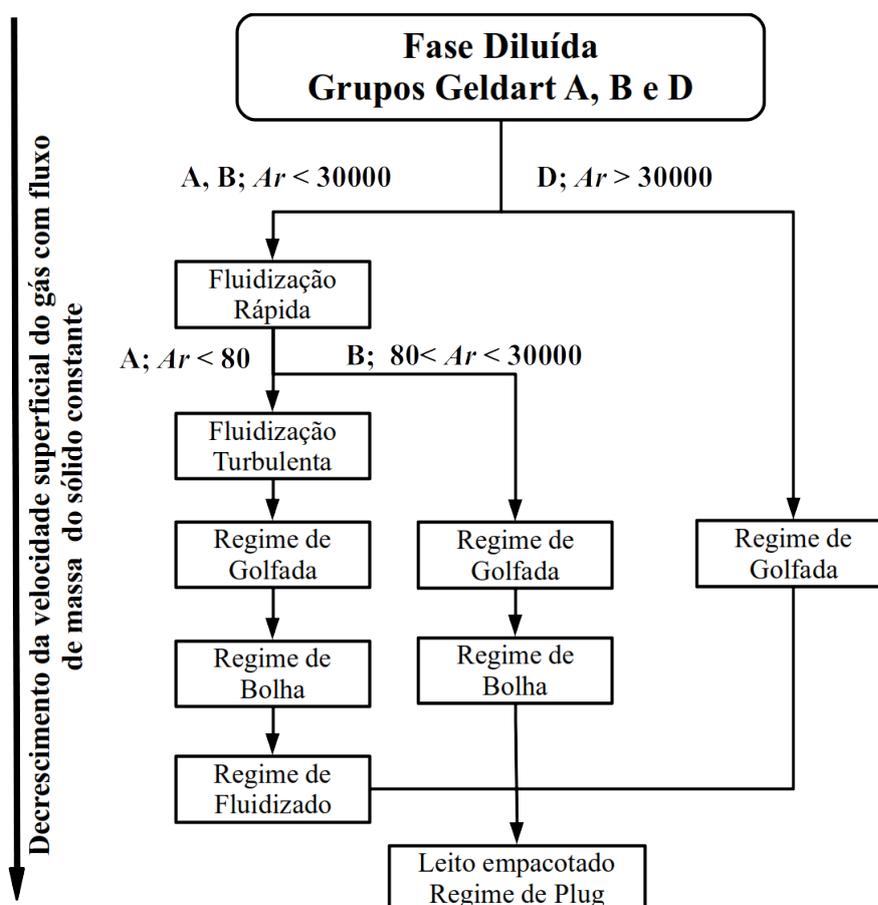
g – aceleração da gravidade;

C_v – concentração volumétrica de sólido em circulação no riser.

Os vários regimes de escoamento apresentados na Figura 3 dependem, ainda, da velocidade do gás. Os possíveis padrões de escoamento são mostrados na Figura 4 em função do decréscimo da velocidade superficial do gás (U_g [m/s]), mantendo fixo o fluxo mássico de entrada de sólido (\dot{m} [kg/m².s] = *const*). Na Figura 4, temos um diagrama onde se observam as possíveis transições de regime em função do número de Arquimedes. Podemos observar, ainda na Figura 4, um resumo das faixas de número de Arquimedes para as classificações de Geldart, segundo Rabinovich e Kalman (2011).

Os autores enfatizam que, em contraste com o caso para o qual a velocidade do fluido diminui, para um fluxo de massa sólido crescente e uma velocidade de gás superficial constante, nem todo regime de fluxo pode ocorrer no sistema de transporte.

Figura 4 – Possíveis padrões de escoamento para transporte vertical pneumático e leito fluidizado.



Mudança nos regimes de fluxo em função do decréscimo de U_g . Fonte: adaptado de Rabinovich e Kalman (2011).

2.4 Modelagem do processo

Um projeto de controle depende essencialmente do conhecimento da dinâmica do processo e, como foi mencionado anteriormente, o processo FCC é complexo e envolve muitas variáveis, restrições e dependências entre variáveis, além de sua intrínseca não linearidade. No presente trabalho, a compreensão da fluidodinâmica do processo é de extrema importância, visto que nos propomos a projetar um controle para uma Unidade Piloto a Frio – UPF. Uma grande variedade de trabalhos tem sido publicados nas últimas décadas com modelos para o fluxo de sólidos em riser de unidades FCC. Os esforços empreendidos no intuito de modelar o processo FCC são divididos, basicamente, em dois tipos de modelos: os modelos de cinética de craqueamento catalítico, que visam modelar a cinética das reações no interior do riser, e os modelos fluidodinâmicos (ou hidrodinâmicos, como aparecem frequentemente na literatura).

Para Unidades Piloto a Frio – UPF – apenas os modelos fluidodinâmicos são levados em conta, como é o caso da Unidade piloto disposta no Laboratório *Cornellius Keller* (UPF-FCC/DEN), mencionada na introdução desta Tese (Capítulo 1). O escoamento ao longo do riser de uma unidade FCC constitui um Leito Fluidizado Circulante (CFB), que em geral opera em regime de fluidização rápida. Modelos para o fluxo bifásico (gás-sólido) para CFB são

frequentemente classificados em três categorias:

Modelos 1D, utilizados para descrever a queda de pressão, frações de vazios, velocidades (do sólido e do gás) e fração volumétrica de sólidos na direção axial do riser da unidade. Tais modelos têm formulação e soluções simplificadas;

Modelos 2D, descrevem a fração radial de sólidos no riser, além da queda de pressão, velocidade e fração de sólidos e de vazios na direção axial; usualmente aplicados para especificar o comportamento núcleo-anular, onde a concentração de partículas radiais é comparativamente baixa na área central e aumenta acentuadamente perto da parede do riser;

Modelos em CFD (*Computational Fluid Dynamics*), são modelos deduzidos a partir de conceitos fenomenológicos com um caráter abrangente e genérico, mas não fáceis de formular e resolver, além de demandar alto custo computacional; modelos em CFD são 3D e levam em conta efeitos de turbulência.

Estratégias avançadas de controle geralmente dependem de modelos lineares das unidades. Modelos do tipo *caixa preta*, obtidos por *identificação de sistemas* a partir de medidas realizadas na unidade, podem ser utilizados para esse fim. Na *identificação de sistemas*, técnicas de otimização de uma função objetivo a partir de medidas de variáveis do processo, frente às suas variações com parâmetros e variáveis independentes, são utilizadas para gerar uma função que represente o processo. Embora esses modelos sejam mais rápidos de serem desenvolvidos, eles são válidos apenas na região de operação onde foram obtidos, e geralmente não capturam as não-linearidades do processo industrial.

Entretanto, o controle e otimização de unidades FCC requer modelos precisos e rigorosos para uma gama mais ampla de condições de operação (PINHEIRO et al., 2012), por esse motivo em muitos trabalhos encontrados na literatura de controle para FCC, o modelo do processo é identificado a partir de resultados de modelos cinéticos ou mistos (cinético + fluidodinâmico) simulados sob várias condições de mudança de parâmetros (ANSARI; TADE, 2000; ALVAREZ-RAMIREZ; VALENCIA; PUEBLA, 2004; JIA; ROHANI; JUTAN, 2003).

Em geral, os modelos simples de distribuição de sólidos axiais são altamente empíricos e exigem parâmetros de entrada que muitas vezes não são conhecidos no reator. Além disso, esses modelos contêm muitas inconsistências, tanto em termos dos mecanismos postulados e/ou as evidências experimentais citadas em apoio dos modelos, como menciona Hyre e Glicksman (2000).

2.4.1 Modelos fluidodinâmicos unidimensionais para o riser de FCC

As equações que governam a fluidodinâmica em reatores verticais, como o riser de uma unidade FCC, são derivadas de modelos de dois fluidos onde as variáveis são consideradas como médias no raio do riser. O comportamento fluidodinâmico, isotérmico na direção axial,

advém das equações básicas da conservação de massa do gás, conservação de massa do sólido, conservação de movimento da mistura gás-sólido e uma quarta equação característica que descreve a variação da fração volumétrica ao longo do riser, cuja dedução difere de modelo para modelo (ARASTOPOUR; GIDASPOW, 1979).

As equações de continuidade para o gás e o sólidos são dadas por (GIDASPOW, 1994)

$$\frac{d(\epsilon_g \rho_g u_g)}{dz} = 0, \quad (4)$$

$$\frac{d(\epsilon_s \rho_s u_s)}{dz} = 0. \quad (5)$$

Onde:

- ϵ_g e ϵ_s , são as frações volumétricas de gás (também chamada de fração de vazios) e fração de sólidos;
- ρ_g e ρ_s , são densidades do gás e do sólido, respectivamente;
- u_g e u_s velocidade do gás, e velocidade do sólido, respectivamente.

As equações de *momentum* para o gás e para o sólido podem ser escritas de como segue

$$\frac{d(\epsilon_g \rho_g u_g)}{dz} = -\epsilon_g \left(\frac{dP}{dz} \right) - F_D + \epsilon_g \rho_g g + F_{g,W}, \quad (6)$$

$$\frac{d(\epsilon_s \rho_s u_s)}{dz} = -\epsilon_s \left(\frac{dP}{dz} \right) - F_D + \epsilon_s \rho_s g + F_{s,W}. \quad (7)$$

Nas Equações 6 e 7, $F_{g,W}$ e $F_{s,W}$ representam os atritos dos gás e do sólido com as paredes de riser, enquanto que F_D é a força de arrasto (*Drag force*) entre o gás e o sólido; o termo $\frac{dP}{dz}$ computa o gradiente total de pressão ao longo do eixo.

O gradiente de pressão total pode ser calculado como a soma de todos os gradientes de pressão envolvidos no fluxo dentro do riser:

$$\frac{dP}{dz} = \left(\frac{dP}{dz} \right)_{g,atr} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_{s,atr} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_{g,acl} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_{s,acl} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_{s,grav} \quad (8)$$

Os fenômenos que causam os gradientes de pressão no sólido e na fase gasosa, considerados na Equação 8, são a aceleração do sólido (subíndice s, acl) e do gás (g, acl), o peso do sólido ($s, grav$) e o atrito dos gás e do sólido com a parede do riser (g, atr e s, atr). Além desses, outros fenômenos físicos podem afetar o gradiente de pressão no riser tais como a atrito gás sólido e forças transversais nas partículas devido devido à interação gás sólido.

Considerando o estado estacionário, sem transferência de massa entre as fases, e partindo das equações de continuidade e de balanço de *momentum*, encontramos o gradiente total de pressão dado por

$$\frac{dP}{dz} = \epsilon_g \rho_g u_g \left(\frac{du_g}{dz} \right) + \epsilon_s \rho_s u_s \left(\frac{du_s}{dz} \right) - (\epsilon_s \rho_s + \epsilon_g \rho_g) g - F_{g,W} - F_{s,W}. \quad (9)$$

Ao resolver as equações de *momentum* para o sistema gás-sólido, é necessário considerar o gradiente de pressão devido ao atrito entre a parede e o sólido, bem como ao atrito entre a parede e o gás. A queda de pressão produzida pelo atrito entre a parede e o fluido ($F_{g,W}$) é comumente definida através da equação de Fanning:

$$F_{g,W} = \frac{0,316 \rho_g \epsilon_g u_g^2}{Re^{1/4} 2D}, \quad (10)$$

onde, Re é o número de Reynolds do gás e D é o diâmetro interno do riser.

Stemerding (1962), Kqnno e Saito (1969) e Yang (1978) definiram o atrito devido ao sólido como:

$$F_{s,W} = 2\rho_s f_p \frac{\epsilon_s u_s^2}{D}, \quad (11)$$

onde, u_s é a velocidade do sólido e f_p é um fator de atrito da partícula obtido a partir de correlações experimentais.

Melo (2004) avaliou três modelos fluidodinâmicos para uma unidade a frio tipo FCC, são eles: Maladi e Otero-Schipper (1983), Mendes e Santana (1983) e Rocha, Kachan e Santana (1988). Os três modelos analisados por Melo, utilizam as Equações 4, 5 e 9 além de adicionar uma quarta equação para descrever a fração volumétrica de gás na direção axial do riser. As Equações 6 e 7, tomam a forma

$$\frac{dU_g}{dz} = -\frac{U_g}{\epsilon_g} \left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right), \quad (12)$$

$$\frac{dU_s}{dz} = \frac{U_s}{\epsilon_s} \left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right). \quad (13)$$

Nessas equações, as velocidades do sólido e do gás foram substituídas por suas respectivas velocidades superficiais: $U_g = \epsilon_g u_g$ e $U_s = \epsilon_s u_s$. O gradiente de pressão total é dado pela Equação 9, sem considerar o atrito do sólido com as paredes do riser, $F_{s,W} = 0$:

$$-\frac{dP}{dz} = -\frac{d\epsilon_g}{dz} (\rho_s u_s^2 - \rho_g u_g^2) - F_{g,W} - (\epsilon_s \rho_s + \epsilon_g \rho_g)g. \quad (14)$$

A equação que descreve a variação da fração de sólidos ao longo do riser, nos modelos avaliados por Melo são:

Maladi e Otero-Schipper (1983)

$$\frac{d\epsilon_g}{dz} = \frac{\epsilon_g g}{U_s^2} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \right) \left[\left(\frac{1 - \frac{U_s}{U_g}}{1 - S_\infty} \right)^2 - 1 \right]; \quad (15)$$

Essa equação leva em conta a ação das forças de sustentação e arraste nas partículas na condição da velocidade do sólido atingir um valor constante ao longo do riser. A dificuldade reside em determinar experimentalmente a velocidade do sólido na região completamente desenvolvida para ter a razão de escorregamento no equilíbrio, S_∞ ;

Mendes e Santana (1983)

$$\frac{d\epsilon_g}{dz} = \frac{(\epsilon^* - \epsilon_g)(\epsilon_g - \epsilon_a)}{z_0(\epsilon^* - \epsilon_a)}, \quad (16)$$

onde as dificuldades nesse modelo residem na necessidade da determinação experimental da fração volumétrica na região densa ϵ_a , na região diluída ϵ^* e um comprimento característico z_0 ;

Rocha, Kachan e Santana (1988)

$$\frac{d\epsilon_g}{dz} = \left[\frac{1}{-\frac{U_g}{\epsilon_g} - \frac{U_s}{\epsilon_s}(U_g - U_s)} \right] \left(g - \frac{F_D}{\rho_s} \right), \quad (17)$$

esse modelo tem a vantagem de não precisar de dados experimentais em zona densa ou desenvolvida como condição de contorno para as equações.

A força de arraste exercida pelo gás nas partículas por unidade de volume F_D é calculada via modelo de Gidaspow (1994), que por sua vez utiliza os modelos de arraste de Wen-Yu (WEN, 1966) e Ergun (ERGUN, 1952). Daí,

$$F_D = \begin{cases} F_{D,WY} & , \text{ se } \epsilon_g \geq 0,8 \\ F_{D,E} & , \text{ se } \epsilon_g < 0,8. \end{cases} \quad (18)$$

O modelo de arrasto de Weng-You é derivado de experimentos com fixação de partículas, cuja equação é

$$F_{D,WY} = \frac{3}{4} C_D \epsilon_g \epsilon_s \rho_g (u_g - u_s)^2 \left(\frac{1}{d_p \epsilon_g^{2,65}} \right), \quad (19)$$

enquanto que, no modelo de Ergun, o arrasto é derivado de quedas de pressão em leito fixo

$$F_{D,E} = 150 \frac{\epsilon_s^2 \mu_g}{\epsilon_g d_s^2} + 1,75 \frac{\epsilon_s \rho_g (u_g - u_s)}{d_s}. \quad (20)$$

Na Equação 19, C_D é o coeficiente de arraste, calculado a partir do número de Reynolds da partícula sólida $Re_s = \epsilon_g \rho_g d_s (u_g - u_s) \mu_g^{-1}$, tal que

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_s} (1 + 0,15 Re_s^{0,687}) & , \text{ se } Re_s < 1000 \\ 0,44 & , \text{ se } Re_s \geq 1000. \end{cases} \quad (21)$$

Dentre os modelos analisados por Melo (2004), dois deles foram validados e comparados experimentalmente: Maladi e Otero-Schipper (1983) e Rocha, Kachan e Santana (1988). A unidade a frio tipo FCC utilizada por Melo é composta por riser com 0,032m de diâmetro interno e 2,3m de altura total e confeccionado em material transparente (vidro Pyrex), montada no Laboratório Cornelius Keller do grupo de Tomografia gama e fluidodinâmica. Tal unidade encontra-se atualmente desativada e em lugar dela existe uma nova unidade (UPF) utilizada neste trabalho de Tese.

Os resultados encontrados por Melo mostram que o modelo Rocha, Kachan e Santana é o melhor representa as variações de fração de sólidos e do gradiente de pressão ao longo riser. As Figuras 5 e 6 mostram os resultados encontrados do trabalho de Melo (2004).

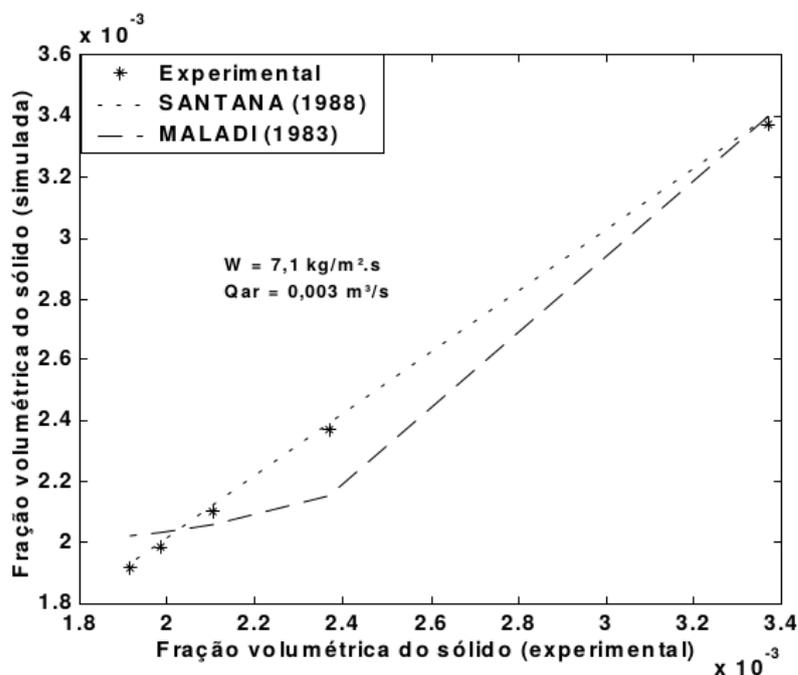
Nos gráficos das Figuras 5a e 5b comparam-se a variação da fração de sólidos, encontradas utilizado-se os dois modelos validados, com medidas experimentais de fração de sólidos realizadas com transmissão gama.

Nos gráficos das Figuras 6a e 6b, tem-se os resultados dos modelos comparados com resultados experimentais, para a queda de pressão no riser, considerando três diferentes fatores de atrito entre o sólido e as paredes do riser.

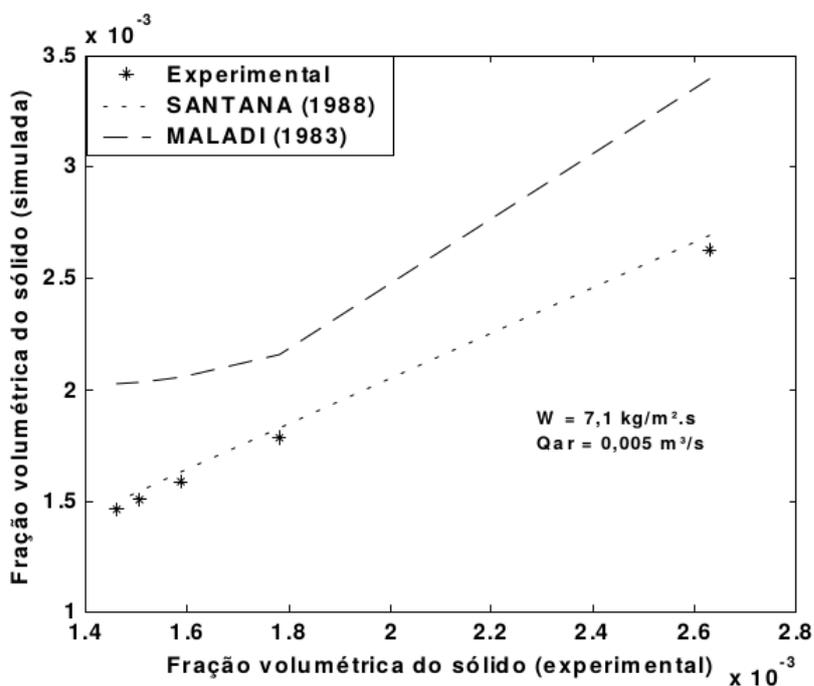
Em seus resultados Melo (2004) considera diferentes condições de operação: em 5a a "Condição 1" se refere a fluxo mássico de catalisador na entrada do riser $w = 7,1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ e vazão de ar na entrada do riser $Q_{ar} 0.003 \text{ m}^3/\text{s}$ e para a "Condição 2", em 5b, $w = 7,1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ e $Q_{ar} 0.005 \text{ m}^3/\text{s}$. As mesmas condições são avaliadas nos resultados apresentados em 6a e 6b.

Figura 5 – Resultados dos modelos de Maladi e Otero-Schipper (1983) e Rocha, Kachan e Santana (1988), comparados com dados experimentais, para fração volumétrica de sólidos, por Melo (2004).

(a) Condição 1

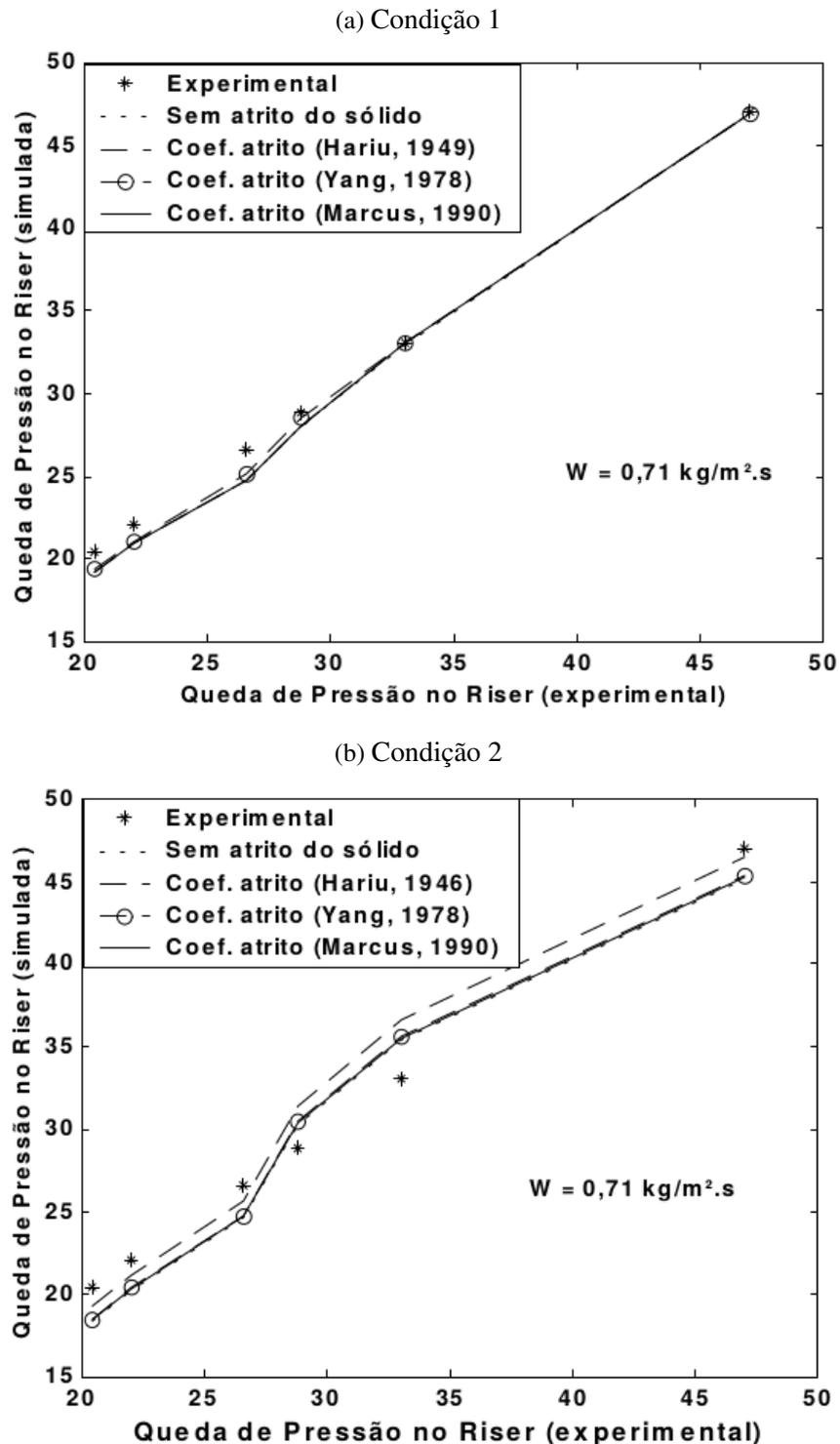


(b) Condição 2



Fonte: Melo (2004).

Figura 6 – Resultados dos modelos de Maladi e Otero-Schipper (1983) e Rocha, Kachan e Santana (1988), comparados dados experimentais, para pressão axial no riser, por Melo (2004).



2.4.2 Modelos identificados de processo

Processos industriais reais podem apresentar grande complexidade, em geral devido a não-linearidades, e depender de muitos parâmetros, difíceis de serem mensurados na prática,

tal como ocorre em unidades de FCC. Por esse motivo, modelos detalhados tornam-se difíceis de ser implementados e requerem correlações experimentais, que em geral são específicas para cada tipo de unidade. Uma alternativa para representar a dinâmica de tais processos é valer-se de modelos obtidos por Identificação Dinâmica de Sistemas.

Na Identificação de Sistemas aplicam-se métodos matemáticos e algoritmos computacionais para construir modelos dinâmicos a partir de dados medidos. Existem diversos métodos que podem representar um sistema de maneiras diferentes, dependendo da perspectiva a ser considerada. Alguns dos métodos (ou modelos) utilizados, para modelar sistemas lineares são os modelos autorregressivos, como o modelo autorregressivo com entradas exógenas (ARX) e o modelo autorregressivo com média móvel e entradas exógenas (ARMAX), modelos de variáveis de estado e funções transferência (FT) (AGUIRRE, 2004).

Escolhido um modelo para representar o sistema, os parâmetros do mesmo devem ser estimados a partir dos dados disponíveis. Um método de estimação de parâmetros comum e geral é o método de erro na predição, onde os parâmetros do modelo são escolhidos de forma a minimizar a diferença entre a saída do modelo (predição) e a saída medida.

A equação que representa a saída $y(t)$ de um sistema em termos de uma entrada $u(t)$ é da forma

$$y(t) = G(q, \theta)u(t) + H(q, \theta)e(t), \quad (22)$$

onde $G(q, \theta)$ e $H(q, \theta)$ são funções de transferência do sistema, que dependem dos parâmetros θ a serem identificados, $e(t)$ é uma perturbação.

A predição pode ser deduzida dividindo a Equação 22 por $H(q, \theta)$, resultando em

$$\frac{y(t)}{H(q, \theta)} = \frac{G(q, \theta)}{H(q, \theta)}u(t) + e(t), \quad (23)$$

daí, definindo-se um preditor um passo a frente para $y(t)$ (ver Aguirre, 2004) temos o valor predito da variável y no instante t :

$$\hat{y}(t|\theta) = H^{-1}(q, \theta)G(q, \theta)u(t) + [1 - H^{-1}(q, \theta)]y(t). \quad (24)$$

A Equação 24 é uma expressão geral de como os modelos realizam a predição do próximo valor da saída, dados os valores antigos de entrada e saída. Então, para verificar quão boa é essa predição calcula-se o erro de predição $\varepsilon(t, \theta)$:

$$\varepsilon(t, \theta) = y(t) - \hat{y}(t|\theta). \quad (25)$$

Tomando dados coletados em um período $t = 1, \dots, N$, obtém-se o modelo com parâmetros θ que melhor descreve os dados, ou a dinâmica do sistema, por minimização dos erros quadráticos entre o modelo e o preditor (ou função objetivo). Daí, tomando o erro quadrático médio como

$$Q_N(\theta) = \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N \varepsilon^2(t, \theta). \quad (26)$$

Os parâmetros do modelo serão aqueles que minimizam $Q_N(\theta)$ (método dos mínimos quadráticos - MMQ)

$$\hat{\theta}_N = \min_{\theta} (Q_N(\theta)). \quad (27)$$

Huang et al. (2010), utilizaram identificação de sistemas para identificar parâmetros de uma caldeira de leito fluidizado circulante (CFB boiler) e propor um modelo de controle.

Ansari e Tade (2000), Jia, Rohani e Jutan (2003) e Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004) utilizaram modelos identificados para representar a dinâmica do processo de unidades FCC. Entretanto, esses modelos foram identificados a partir de dados gerados por modelos cinéticos do processo.

2.5 Medidas não invasivas: transmissão gama

As técnicas de medição aplicadas em leitos fluidizados sólidos a gás podem ser caracterizadas como intrusivas ou não intrusivas. As intrusivas baseados em sondas de fibra óptica, anemometria de filme quente, sondas de condutividade e termopares sofrem todos com a desvantagem de perturbação do campo de fluxo e, portanto, a precisão dos resultados de medição. As não intrusivas, tem a vantagem de não interferir no fluxo, como é o caso das tomografias de raios X e gama.

Radiografia tem sido usado para visualizar reatores multifásicos opacos, como risers de unidades FCC, utilizando raios X e raios gama. Devido à maior resolução espacial e ao menor tamanho da fonte, a radiografia por raios X é preferida em aplicações práticas em comparação com a abordagem com utilização de raios gama, segundo Heindel (2011). Entretanto, o uso de radiação gama tem vantagens por ser mais penetrante e tem-se mostrado adequado na obtenção de medidas de parâmetros fluidodinâmicos em unidades FCC. Técnicas envolvendo o uso de radiação, permitem que uma mistura multicomponente seja quantificada e pode fazer uma previsão dos perfis radiais e axiais da distribuição da fração volumétrica dos componentes (LOURENÇO et al. 2003, apud Oliveira, 2018, p. 42).

Considerando os feixes de radiação (raios-x ou raios gama) emitidos de uma fonte e atravessando um meio, a atenuação da energia dos raios obedece à lei de Beer-Lambert, que é expressa como,

$$I = I_0 e^{-\mu_m \rho D}, \quad (28)$$

onde:

I, I_0 - Intensidade da radiação emergente e incidente, respectivamente;

μ_m coeficiente de atenuação mássico do material;

ρ - Densidade do material;

D - Trajetória do feixe de radiação.

Devido ao fato de que gás e partículas possuem diferentes coeficientes de absorção para radiação, em uma mistura gás-sólido, a magnitude dos raios transmitidos é expressa como uma função linear da fração volumétrica das fases de gás e sólidos (HEINDEL, 2011).

$$I = I_0 \exp[(\epsilon_s \mu_s + \epsilon_g \mu_g) D], \quad (29)$$

onde, μ_g e μ_s são os coeficientes de atenuação lineares do sólido e do gás e D a trajetória do feixe de radiação.

A fração de sólidos radial, numa seção do riser, pode ser obtida por (DANTAS et al., 2006; MOURA, 2015; OLIVEIRA, 2018)

$$\epsilon_{sr} = \frac{1}{\rho_s \mu_m D} \ln \left(\frac{I_V}{I_F} \right). \quad (30)$$

Onde:

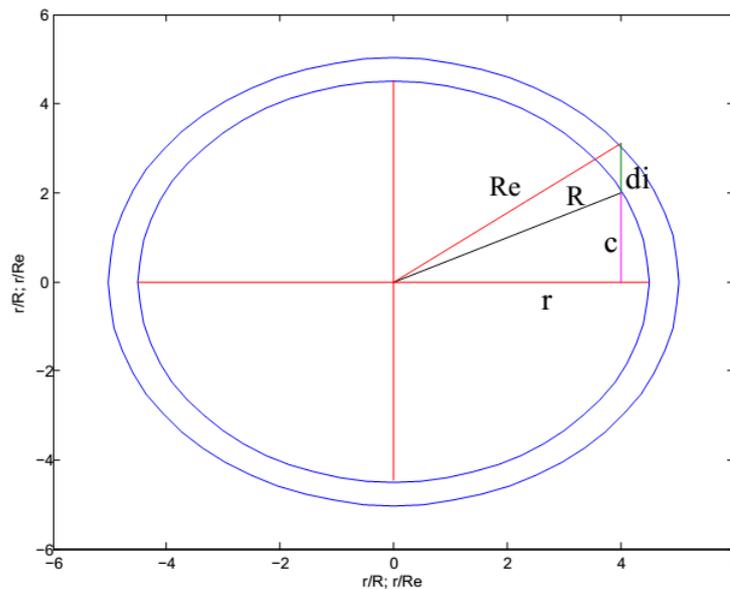
I_V, I_F - Medidas da intensidade da radiação emergente, com o riser vazio e com fluxo, respectivamente;

μ_m, ρ_s - Coeficiente de atenuação mássico e densidade do catalisador, respectivamente;

D - trajetória do feixe de radiação.

A determinação da espessura da parede do riser ao longo da trajetória do feixe de radiação, numa varredura por transmissão gama, foi abordado por Dantas et al. (2006) a fim de avaliar a simetria e influência da parede do riser na irradiação da seção transversal.

Figura 7 – Esquema para determinação da atenuação da radiação ao longo do raio do riser.



Fonte: Dantas et al. (2006).

Dependendo do ponto do riser onde a radiação atravessa, a trajetória do feixe de radiação aumenta ou diminui, como pode ser visualizado no esquema apresentado na Figura 7.

No esquema da Figura 7, R e R_e são os raios interno e externo do riser, respectivamente, c a corda interna do riser e r o deslocamento correspondente ao escaneamento do riser; d_i é a espessura da parede do riser determinada por

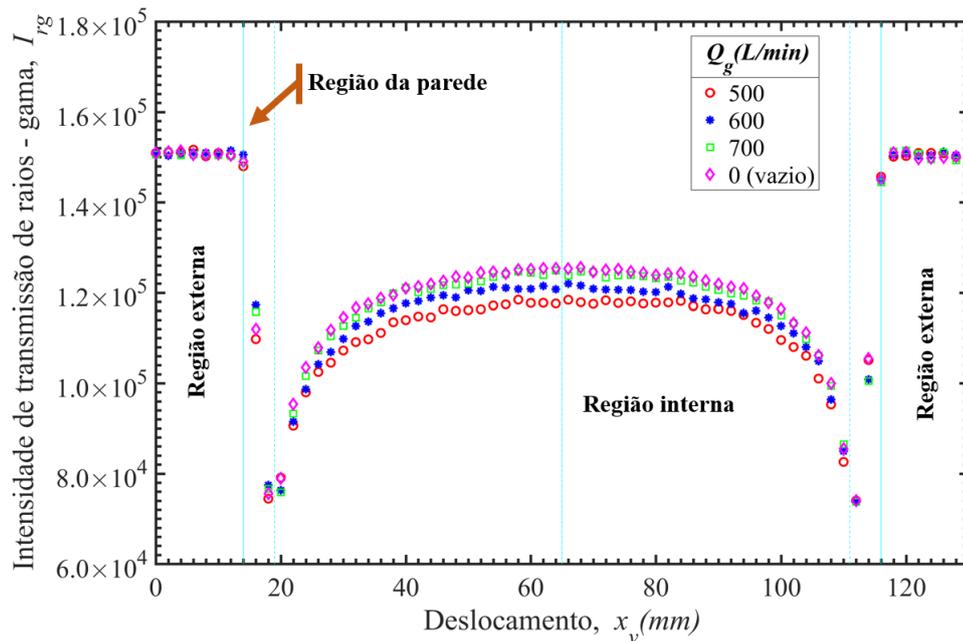
$$d_i = \sqrt{R_e^2 - r^2} - \sqrt{R^2 - r^2}, \quad (31)$$

sendo $R_e^2 = (c + d_i)^2 + r^2$ e $R^2 = c^2 + r^2$. Então, a trajetória do feixe de radiação D na Equação 30 será $D = 2c$.

Moura (2015) e Oliveira, (2018) determinaram a distribuição radial de sólidos através da obtenção da fração volumétrica de sólidos no riser de UPF tipo FCC, ou seja, ao longo da trajetória da radiação na varredura da seção transversal.

O perfil radial da intensidade de radiação gama no riser da unidade piloto - UPF - foi obtida por Oliveira, (2018) para diferentes vazões volumétricas de ar na entrada do riser, $Q_g [L/min]$, e com o riser vazio. Os perfis estão mostrados na Figura 8, estão demonstradas três regiões bem definidas, sendo elas: região externa, da parede e interna. Observa-se na Figura 8

Figura 8 – Perfis radiais de intensidade da radiação gama nas condições com e sem fluxo de catalisador.

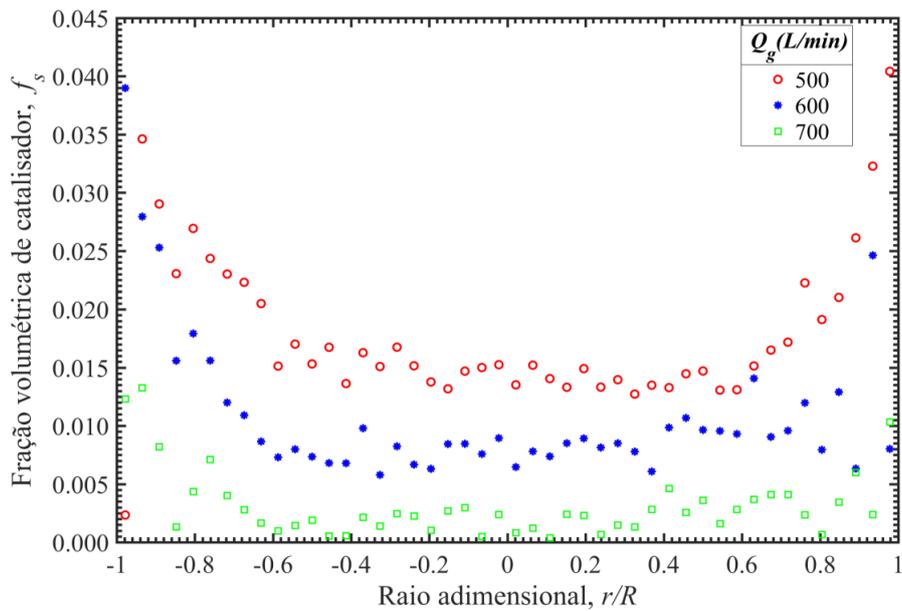


que a intensidade da radiação tem valores maiores na região externa, onde não há interação da radiação com o riser, I_0 . Ao longo da região da parede, observa-se uma redução da intensidade da radiação gama. Já a região interna ao riser, apresenta valores de intensidade mínimos nas regiões próximas as paredes, e valores crescentes na direção central do reator, até atingir um valor máximo no centro do riser da UPF (OLIVEIRA, 2018).

Perfis de fração volumétrica de sólidos obtidos através de medidas de radiação gama por Oliveira (2018), utilizando a Equação 30, são mostrados no gráfico da Figura 9 (na figura $\epsilon_{sr} =$

f_s). Nessa figura, pode-se observar uma distribuição radial não uniforme da fração volumétrica de sólido, evidenciando a formação de duas regiões distintas: uma região mais concentrada próximo as paredes, e uma região mais diluída, na região central do riser (OLIVEIRA, 2018).

Figura 9 – Perfis radiais da fração volumétrica de catalisador para diferentes vazões volumétrica de ar.



Fonte: Oliveira, (2018).

Lima Filho et al. (2015), validou experimentalmente simulações de CFD de um leito fluidizado circulante tipo gás sólido, através da análise da distribuição radial de sólidos em uma seção transversal de um riser a frio utilizando transmissão gama.

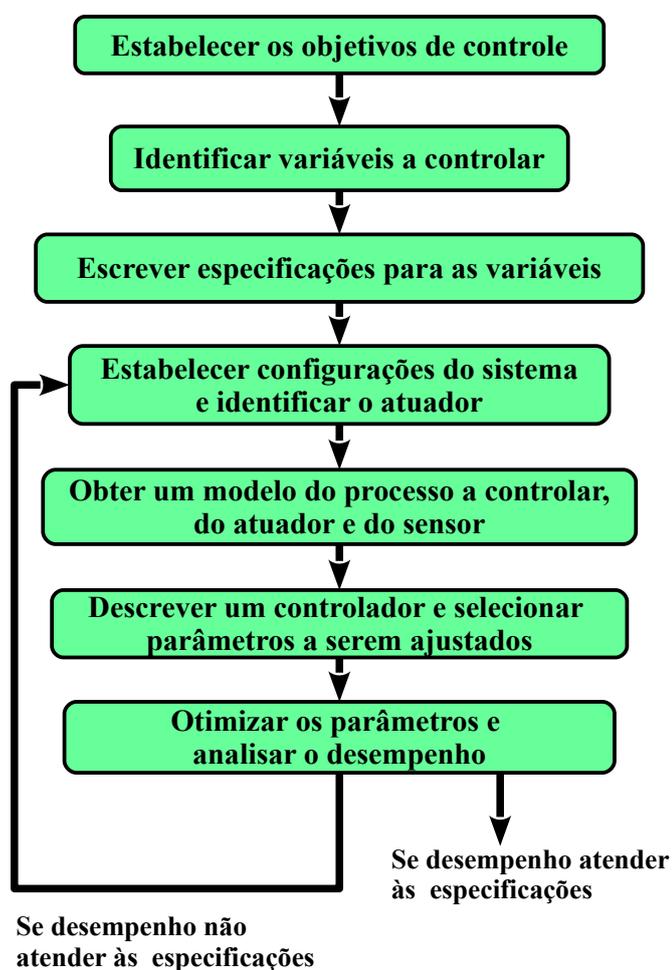
2.6 Controle em Unidades de FCC

O desenvolvimento de um projeto de controle pode ser resumido em três etapas (DORF; BISHOP, 2011):

1. Estabelecimento dos objetivos do controle;
2. Modelagem do sistema a ser controlado;
3. Projeto do controlador.

A partir dessas etapas podemos elaborar um procedimento mais detalhado de um projeto de controle, como apresentado esquematicamente na Figura 10.

Figura 10 – Esquema de procedimentos para um projeto de controle.



Fonte: adaptado de Dorf e Bishop, (2011).

Quando vários componentes são interconectados de forma a produzir uma resposta desejada, dizemos que temos um **sistema de controle** (FRANKLIN; EMAMI-NAEINI, 2013). Em

aplicações reais, na indústria, o controle de processos é utilizado para monitorar (supervisionar o processo), estabilizar (manter estabilidade do processo ou planta num ponto de operação) e/ou otimizar (obter máxima eficiência energética e/ou financeira da planta) um processo.

As terminologias e definições básicas no contexto de controle são:

- *Sistema* – Combinação de componentes agindo conjuntamente para realizar um objetivo;
- *Controle* – Estuda como agir sobre um dado sistema de modo a obter um resultado arbitrariamente especificado;
- *Controlador* – Dispositivo que efetivamente controla o sistema ou processo, a partir de ações de controle específicas para cada objetivo do controle;
- *Processo* – Operação ou sequência e operações envolvendo uma variação de estado, composição, dimensão ou outras propriedades que possam ser definidas com relação a um padrão;
- *Planta*¹ – Como adotado por Ogata em **Engenharia de controle moderno** (OGATA; MAYA; LEONARDI, 2003), chamaremos de planta qualquer objeto físico a ser controlado;
- *Variável de processo ou controlada*² (*CV*) – Qualquer quantidade, propriedade ou condição física medida a fim de que se possa efetuar a indicação e/ou controle do processo;
- *Variável manipulada*³ (*MV*) – Grandeza que é operada com a finalidade de manter a variável controlada no *Set-point*;
- *Referência ou Set-point* (*SP*) – Valor desejado estabelecido previamente como referência de ponto de controle no qual o valor controlado deve permanecer, em geral é um ponto de operação do sistema.
- *Perturbação ou Distúrbio* – Sinal que tende a afetar a variável controlada;
- *Desvio ou Erro* – Diferença entre o valor desejado e a variável controlada;
- *Ganho* – É a razão entre a taxa de mudança na saída e a taxa de mudança na entrada, expressas na mesma unidade.
- *Comparador* – Constrói o sinal do *erro*, comparando saída e *Set-point*.

Assim, o *controlador* manipula o sinal de erro, gerando um sinal de controle que será aplicado no sistema, afim de corrigir a variável controlada (*CV*).

¹ Equipamento (ou parte de um equipamento), ou inda um conjunto de itens de uma máquina, que funcionam conjuntamente para desenvolver uma dada operação.

² Optamos por manter a abreviação do inglês *CV – Controlled Variable*, por ser esta comumente encontrada na bibliografia; Também é comum defini-la como Variável do processo (*PV*), com abreviação do inglês *PV – Process Variable*.

³ Manteve-se abreviação do inglês, *MV – Manipulated Variable*.

- *Atuador* – Dispositivo que recebe o sinal de controle e gera um sinal com potência suficiente para atuar sobre o sistema.
- *Sensor e transmissor* – Dispositivos responsáveis pela medição e conversão da variável a ser controlada para fins de comparação e obtenção do erro de saída.

Os sistemas de controle unem o resultado da leitura dos sensores com a ação dos atuadores. Um sensor lê informações da variável controlada e as transmite para o comparador que calcula o *erro* e que fornece informações necessárias para o controlador atuar sobre o processo.

2.6.1 Função de transferência

A função de transferência de um sistema é um modelo matemático que relaciona a variável de saída à variável de entrada. Conhecida a função de transferência, a resposta do sistema pode ser estudada para várias entradas. A função de transferência pode ser estabelecida experimentalmente, introduzindo sinais de entrada conhecidos e estudando saída do processo em resposta a essas entradas, ou determinada a partir do modelo matemático do sistema. Uma vez estabelecida, a função de transferência fornece uma descrição completa das características dinâmicas do sistema, tão precisas quanto aquelas obtidas por meio de sua descrição física (OGATA; MAYA; LEONARDI, 2003).

A função de transferência é definida como a transformada de Laplace da saída do sistema $y(t)$ (resposta) e a transformada de Laplace do sinal de entrada $u(t)$ (excitação), na hipótese de que todas as condições iniciais são nulas. A aplicabilidade do conceito de função de transferência é limitada a equações diferenciais lineares e invariantes no tempo (DORF; BISHOP, 2009). Assim, definindo $G(s)$ como função de transferência, temos:

$$G(s) = \frac{\mathcal{L}\{y(t)\}}{\mathcal{L}\{u(t)\}} = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (32)$$

onde o operador \mathcal{L} representa a transformada de Laplace.

A transformada de Laplace para uma função do tempo $f(t)$ é definida por:

$$F(s) = \mathcal{L}\{f(t)\} = \int_{0^-}^{\infty} f(t)e^{-st} dt. \quad (33)$$

A transformada de Laplace existe para $f(t)$ se a integral de transformação converge, ou seja

$$\int_{0^-}^{\infty} f(t)e^{-\sigma_1 t} dt < \infty, \quad (34)$$

para σ_1 real e positivo. O sinal 0^- significa que a integral deve incluir qualquer descontinuidade.

A inversa da transformada de Laplace resulta na função $f(t)$ e é escrita como

$$f(t) = \mathcal{L}^{-1}\{F(s)\} = \frac{1}{2\pi j} \int_{\sigma-j\infty}^{\sigma+j\infty} F(s)e^{+st} ds. \quad (35)$$

Alternativamente, a variável de Laplace s pode ser vista como o operador diferencial, tal que

$$s \equiv \frac{d}{dt}. \quad (36)$$

Segue desse mesmo raciocínio, que

$$\frac{1}{s} \equiv \int_{0^-}^t dt. \quad (37)$$

As transformadas de Laplace são usadas para construir tabelas de transformadas de funções conhecidas (DORF; BISHOP, 2009), que são utilizadas numa grande variedade de problemas.

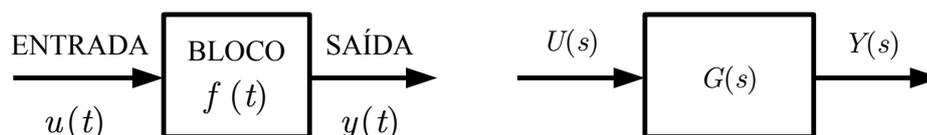
2.6.2 Diagramas de blocos para sistemas de controle

Podemos retratar um sistema de controle de forma diagramática, tendo cada parte do sistema simbolizada por um *bloco*, e todos os blocos conectados através do fluxo de sinal. Assim, cada componente ou processo a ser controlado é representado por um bloco que equivale às operações efetuadas sobre o sinal à sua entrada. As conexões e o fluxo de sinal entre os blocos são representados por linhas e setas que os ligam, formando um diagrama como na Figura 11.

Figura 11 – Representação em diagrama de blocos.

(a) Bloco elementar.

(b) Entrada e saída por transf. de Laplace.



Representação elementar de um bloco: em (11a), um bloco mostrando a entrada e saída de sinal através setas de fluxo de sinal, em (11b), representação por transformadas de Laplace. Fonte: o autor.

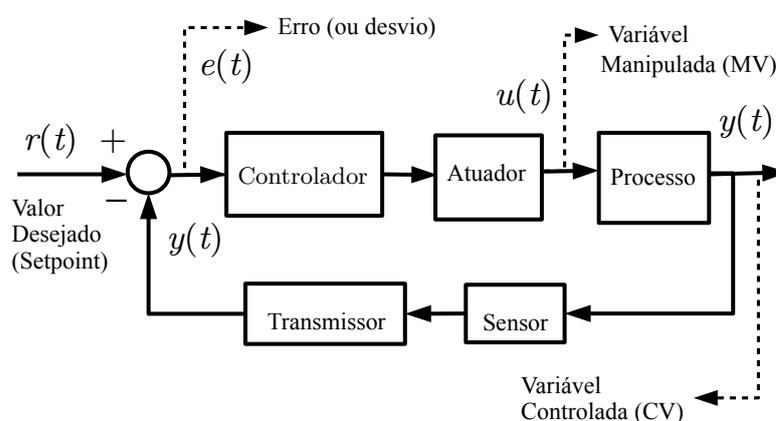
Na Figura 11a, $u(t)$ e $y(t)$ representam os sinais de entrada e saída no tempo, enquanto que $f(t)$ descreve o processo representado pelo bloco. Na Figura 11b, $U(s)$ e $Y(s)$ são as transformadas de Laplace dos sinais de entrada e saída, respectivamente. A relação entre os sinais de entrada e saída de um bloco são evidenciadas como um *ganho* no sinal devido ao processo. Matematicamente, o ganho é dado pela *razão entre as transformadas de Laplace da saída e da entrada* do bloco. A essa razão chamamos *função de transferência* do bloco. A função de transferência do bloco, representada na Figura 11b, será

$$G(s) = Y(s)/U(s). \quad (38)$$

Num sistema de controle cada elemento e o próprio processo a ser controlado podem ser representados por blocos interconectados por setas que indicam o fluxo do sinal. Na Figura 12,

representamos por diagrama de blocos os componentes principais de um sistema: controlador, comparador, atuador, processo, sensor/transmissor e variáveis (que são sinais do sistema). Essa conexão de blocos é conhecida como malha do sistema. A partir deste diagrama é possível estudar as relações de dependência entre as variáveis que interessam à cadeia de controle. As variáveis mostradas na malha de controle da Figura 12 são sinais no tempo utilizados como entrada ou saída de cada elemento na malha: variável controlada (ou de processo) $y(t)$, erro $e(t)$, referência $r(t)$ e variável independente do processo $u(t)$.

Figura 12 – Malha de controle em diagrama de blocos de um sistema realimentado.



Fonte: autoria própria.

Um sistema de controle pode ter apenas uma, ou mais malhas interconectadas. De acordo com utilização do sinal de saída, se o sinal da variável de processo é reutilizada como um *feedback* do sistema, ou não, podemos estabelecer dois tipos de sistemas: *sistemas de controle em malha aberta - SCMA* e *sistemas de controle em malha fechada - SCMF*.

Figura 13 – Diagrama de blocos de um sistema de controle em malha fechada, ou realimentado.

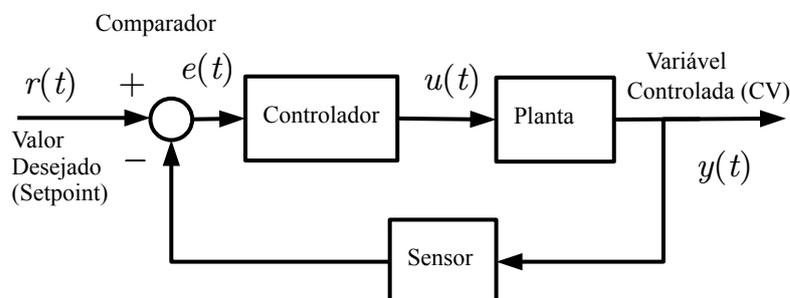


Diagrama de blocos e fluxo de sinal em SCMF. Fonte: o autor.

Num sistema em malha fechada (*SCMF*), exibido de maneira simplificada na Figura 13, o sinal de saída, ou seja, a medida da variável controlada $y(t)$ é utilizada para calcular o *erro*

$e(t)$ entre essa variável e o valor de referência, o *Set-point*, $r(t)$: $e(t) = r(t) - y(t)$. Utiliza-se, então, o erro como entrada no controlador e a ação do controle varia de acordo com tal medida enviando um sinal para o atuador que agirá no processo com finalidade de mudar o valor de $y(t)$, diminuindo o erro. Sendo assim, diz-se que o sistema se realimenta com o sinal de saída.

Para um sistema em malha aberta (SCMA), o sinal de saída não influencia a entrada do sistema e mesmo que ocorram perturbações ou alterações internas que mudem a saída do sistema a ação do controle não mudará. Um sistema em malha aberta está representado em diagrama de blocos na Figura 14: nesse caso, o controlador recebe diretamente o sinal de referência $r(t)$ sem compara-lo com medidas do sistema. Os sistemas em malha fechada são mais utilizados em

Figura 14 – Diagrama de blocos de um sistema de controle em malha aberta.

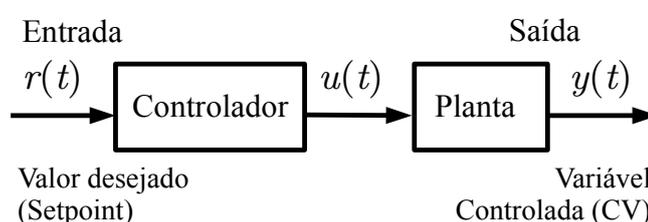


Diagrama de blocos e fluxo de sinal em SCMA. Fonte: o autor.

projetos de controle reais, pois são menos suscetíveis a perturbações (FRANKLIN; EMAMI-NAEINI, 2013). Entretanto, em muitos trabalhos que propõe aplicações de controle para unidades FCC um sistema é modelado em malha aberta sem a ação do controle e, com isso, obtém-se dados para identificação de funções de transferência.

Diversas estratégias de controle foram implementadas em unidades FCC, desde controle regulatório à implementação de sistemas de controle inteligente baseados em lógica *fuzzy* e/ou algoritmos de inteligência artificial. Aguilara et al. (1999) propuseram um sistema de controle regulatório para unidades FCC, utilizando um sistema em malha fechada para a estabilização das temperaturas do reator e regenerador. Os autores realizaram simulações numéricas para comparar o desempenho de um controlador PI (Proporcional Integral) tradicional com um controlador duplo-integral PI², que é robusto, segundo os autores, contra erros de modelagem de entrada/saída e mudanças de *Set-point*. Em suas simulações, Aguilara et al. utilizam modelos cinéticos para reator (riser) e regenerador.

Ansari e Tade (2000) propuseram um controle multivariável para uma unidade FCC, aplicando um modelo de controle não-linear multivariável, com otimização não-linear, para uma seção do reator-regenerador da unidade. A principal contribuição desse trabalho, segundo os próprios autores, é incorporar o modelo dinâmico não linear do processo FCC com suas muitas restrições e interações. Um modelo identificado foi implementado por Ansari e Tade a partir de simulações de um sistema em malha aberta do processo, e um algoritmo de controle preditivo

baseado em modelo foi desenvolvido em MATLAB. Ansari e Tade utilizaram equações que modelam a cinética de reações de craqueamento dentro de uma seção do riser.

Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004), apresentaram uma configuração de controle em cascata linear (mestre/escravo) que leva à regulação assintótica da composição de rendimento de gasolina no riser sobre um *set-point* variável. A malha de controle primário, ou principal, é um controle integral puro que usa medições de composição para fornecer respostas à malha de controle secundário, ou escravo. A malha de controle secundário corresponde a um regulador de temperatura PI⁴ multivariável linear, que usa as medições de temperatura do ciclone do regenerador e de saída do riser. Para o projeto de controle, os autores empregaram modelos lineares de entrada-saída simples e exploraram propriedades de matriz de ganho de malha aberta para construir diferentes configurações de controle multivariável. O objetivo de controle é regulação das temperaturas do riser e do ciclone.

As características dinâmicas das unidades de FCC revelaram que a dinâmica operacional crítica dos processos FCC consiste essencialmente em um sistema MIMO (*Multiple Inputs Multiple Outputs*) com duas entradas e duas saídas (ALVAREZ-RAMIREZ; VALENCIA; PUEBLA, 2004; PINHEIRO et al., 2012). Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004), utilizaram a taxa de circulação do catalisador F_s e o fluxo de ar para o regenerador F_a como variáveis manipuladas, a temperatura do ciclone do regenerador T_{cy} e a temperatura de saída do riser T_{ri} como variáveis controladas (ou de processo). A função de transferência é dada na forma

$$G(s) = \begin{pmatrix} \frac{k_{p11}}{\tau_b s + 1} & \frac{k_{p12}}{\tau_b s + 1} \\ \frac{k_{p21}}{\tau_b s + 1} & \frac{k_{p22}}{\tau_b s + 1} \end{pmatrix}, \quad (39)$$

obedecendo à relação de ganho entre entrada e saída de sinal como na Equação 38. Daí,

$$Y(s) = G(s)U(s). \quad (40)$$

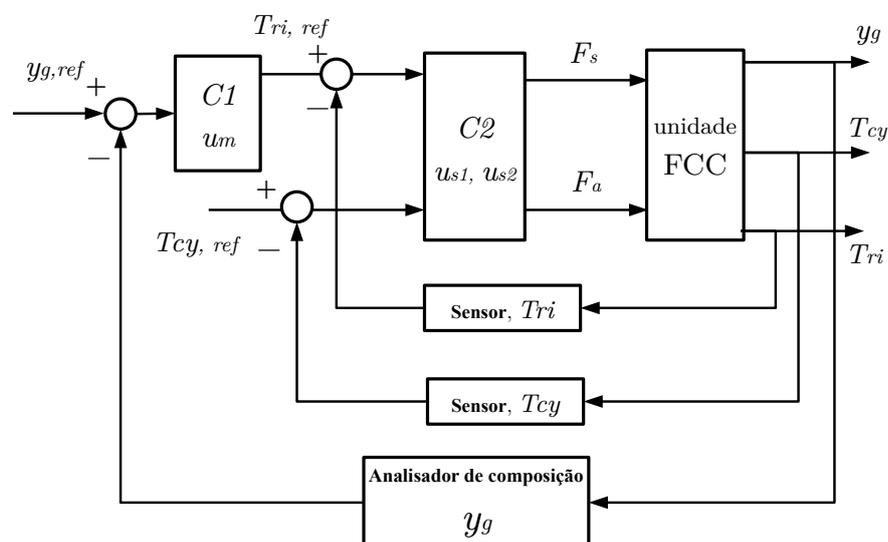
Sendo que, $Y(s)$ e $U(s)$ são vetores bidimensionais de temperaturas reguladas (variáveis de processo) $Y(s) = \begin{pmatrix} \Delta T_{ri} \\ \Delta T_{cy} \end{pmatrix}$ e variáveis manipuladas $U(s) = \begin{pmatrix} \Delta F_s \\ \Delta F_a \end{pmatrix}$.

A estrutura de malha controle apresentada por Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla foi desenvolvida em cascata, como na Figura 15. O controle em cascata é uma configuração de controle comum em vários processos, o que pode ser considerado como uma realimentação (*feedback*) de um estado parcial. Além disso, a maioria dos projetos de controle em cascata é baseada nas leis de controle P e PI como as compensações de *feedback* básicas (mestre e escravo).

No diagrama da Figura 15, a malha de controle mestre é designada para a regulação da temperatura de saída do riser T_{ri} . O controlador mestre, $C1$, recebe a medida do erro entre uma composição do rendimento de gasolina de referência $y_{g,ref}$ e a medida dessa mesma composição,

⁴ As ações de controle integral (I), proporcional (P), derivativo (D) e suas junções: PI, PD e PID, serão brevemente explicadas logo adiante na subseção 2.6.3.

Figura 15 – Representação em diagrama de blocos da malha de controle em cascata para unidade FCC.



Fonte: adaptado de Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004).

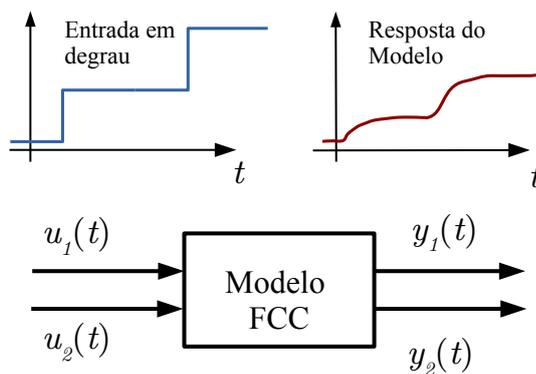
por um analisador de composição, na saída da unidade y_g . A temperatura T_{ri} na saída de C_1 é utilizada como referência na entrada do controlador escravo C_2 , chamada agora de $T_{ri,ref}$, que calcula o erro entre essa temperatura e a medida da mesma na planta. Além disso, o controlador escravo recebe o erro entre a temperatura do ciclone do regenerador T_{cy} e um valor de referência para essa temperatura $T_{cy,ref}$, tendo então duas entradas escravas: u_{s1} e u_{s2} , enquanto que os sinais de controle para a taxa de circulação do catalisador F_s e o fluxo de ar para o regenerador F_a são direcionados à unidade a partir de sua saída.

Jia, Rohani e Jutan (2003), usaram um método de decomposição de valores singulares (N4SID) para obter um modelo de espaço de estados que é então reduzido a um modelo de passos, para depois ser utilizado em um algoritmo de controle MPC (*Model Predictive Control*). A estratégia de controle do MPC precisa de um modelo que seja usado para prever o próximo movimento do processo e, portanto, as ações de controle apropriadas para conduzir a saída do processo em direção ao *Set-point* de maneira satisfatória, rápida e suave. No entanto, extrair informações da saída do processo não é uma tarefa totalmente direta (JIA; ROHANI; JUTAN, 2003). Por isso, os autores utilizaram uma função de transferência identificada a partir de modelos para a cinética de reações no riser e no regenerador. A estratégia para identificar a função de transferência consiste em emular a operação dinâmica da unidade em um sistema de malha aberta (no *SIMULINK/MATLAB*, por exemplo), variando as entradas em cada passo de tempo e simulando um modelo estacionário para cada passo. Jia, Rohani e Jutan também utilizaram um controle multivariável, em que as variáveis manipuladas são a taxa de fluxo do catalisador regenerado, vazão do catalisador gasto e vazão do gás de combustão. As variáveis controladas

são temperatura de saída do riser, diferença de pressão entre o leito do riser e a fase diluída do regenerador e o nível do leito do riser.

Um modelo de controle preditivo (MPC) linear com duas estruturas de controle para uma unidade FCC pode ser encontrado no trabalho de Boum, Latifi e Corriou (2015). O MPC não é um controlador, nem uma estratégia específica de controle, mas sim uma técnica que emprega um conjunto de métodos de controle que foram desenvolvidos considerando o conceito de previsão e a obtenção do sinal de controle, através da minimização de uma determinada função objetivo, considerando os erros futuros e as restrições nas variáveis de controle (BRAVO; NORMEY-RICO, 2009). Semelhante ao trabalho de Jia, Rohani e Jutan (2003), Boum, Latifi e Corriou utilizaram a identificação dinâmica de sistemas para saídas obtidas a partir de simulações de estados estacionários, utilizando um modelo cinético do riser, com *entrada em degrau* variável no tempo (em passos de tempo constantes), como esquematizado na Figura 16. Boum, Latifi e Corriou,

Figura 16 – Esquema de identificação dinâmica de sistemas.



Fonte: adaptado de Boum, Latifi e Corriou (2015).

empregaram duas estruturas de controle MPC: controle por matriz dinâmica DMC (*Dynamic Matrix Control*) e controle por matriz dinâmica quadrática QDMC (*Quadratic Dynamic Matrix Control*). Controle multivariável foi empregado com duas entradas e duas saídas QDMC 2×2 e três entradas e duas saídas QDMC 3×2 e as funções de transferência correspondendo às entradas em degrau, como mostrado na Figura 16, foram identificadas seguindo um modelo algébrico de resposta e resposta inversa para os acoplamentos ($u_1 \rightarrow y_1$) e ($u_2 \rightarrow y_1$), como

$$G_{1i}(s) = a_i + \frac{K_{2i}}{\tau_{2i}s + 1} - \frac{K_{1i}}{\tau_{1i}s + 1}, \quad (41)$$

e funções de transferência de primeira ordem para os acoplamentos ($u_2 \rightarrow y_1$) e ($u_2 \rightarrow y_2$), como

$$G_{2i}(s) = \frac{K'_{2i}}{\tau'_{2i}s + 1}. \quad (42)$$

Com isso, monta-se uma matriz de transferência identificada da forma semelhante a Equação 39, encontrada em Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004), da forma $G(s) = \begin{pmatrix} G_{11}(s) & G_{21}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{pmatrix}$, onde cada $G_{ii}(s)$ é encontrada via Equação 41 e Equação 42.

Sun, Chu e Ning (2017), aplicaram o método de otimização por enxame de partículas para a identificação de parâmetros em um modelo de riser-regenerador de uma FCC. O método PPSO (*Partially-perturbed Particle Swarm Optimization*) é utilizado para identificar parâmetros de uma matriz de transferência do processo, com duas entradas e duas saídas. O sistema a ser identificado é dado por

$$\underbrace{\begin{pmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{pmatrix}}_{Y(s)} = \underbrace{\begin{pmatrix} \frac{K_{11}}{T_{11}s+1} e^{\tau_{11}s} & \frac{K_{12}}{T_{12}s+1} e^{\tau_{12}s} \\ \frac{K_{21}}{T_{21}s+1} e^{\tau_{21}s} & \frac{K_{22}}{T_{22}s+1} e^{\tau_{22}s} \end{pmatrix}}_{G(s)} \underbrace{\begin{pmatrix} U_1 \\ U_2 \end{pmatrix}}_{U(s)}. \quad (43)$$

Note que cada função de transferência G_{ij} é de primeira ordem. As funções G_{11} e G_{22} são funções de transferência do canal principal e G_{12} , G_{21} do canal de interferência. A partir da matriz de transferência $G(s)$ da Equação 43 tem-se um conjunto de parâmetros \mathcal{P} a serem identificados, tal que $\mathcal{P} = \{K_{11}, K_{12}, K_{21}, K_{22}, T_{11}, T_{12}, T_{21}, T_{22}, \tau_{11}, \tau_{12}, \tau_{21}, \tau_{22}\}$. Note que, dessa forma tem-se 12 parâmetros a serem identificados no processo. O controle robusto RTD-A (*Robustness Tracking Disturbance rejection - overall Aggressiveness*) foi simulado por Sun, Chu e Ning, com entradas perturbadas por sinais de ruído branco com medida nula.

Redes neurais artificiais estão entre as técnicas utilizadas para identificação e controle de unidades tipo FCC. As principais desvantagens dos métodos que utilizam redes neurais, apontadas na literatura, se deve ao esforço computacional envolvido. Alaradi e Rohani (2002), utilizaram redes neurais *feedforward*⁵ para a identificação e controle de estado estacionário e dinâmico de uma unidade de FCC. Os autores recorreram a algoritmo de *backpropagation* para treinar as redes neurais, tanto para identificação como também para o controle neural do processo. Como resultado, eles mostraram que, para um sistema livre de ruído, com mudança de *Set-point* e perturbações na entrada do sistema, o neuro-controlador adaptativo é capaz de manter a temperatura do riser, a diferença de pressão entre o vaso do reator e o regenerador e o nível do leito do catalisador no vaso do reator.

Vieira et al. (2005), implementaram e avaliaram o desempenho de um modelo de controle preditivo (MPC) baseado em redes neurais para unidades FCC. Os autores utilizaram redes neurais artificiais para identificar o sistema a partir da saída de modelo cinético para o riser. A saída do processo foi perturbada por ruído aleatório; então, a partir das condições de estado estacionário, uma sequência de mudanças de entrada em degrau foi imposta às variáveis manipuladas usuais. As informações da saída perturbada do modelo foram utilizadas para treinamento da rede neural e, então, o modelo neural foi introduzido num esquema de controle MPC com restrições do processo. Um modelo de controle MIMO foi utilizado pelos autores, com objetivo de regulação das variáveis controladas: temperatura de saída do riser, temperaturas do regenerador e severidade da reação de *cracking*. As variáveis manipuladas são: taxa de fluxo de alimentação total ao riser, abertura da válvula de catalisador regenerada, taxa de fluxo de ar ao regenerador e temperatura de entrada do riser. O processo também requer a manutenção de outras variáveis, entre seus limites de operação (VIEIRA et al., 2005).

⁵ Controle feedforward utiliza resultados previstos, ou seja é alimentado com "resultados futuros" do processo.

Zahran et al. (2017), realizaram um estudo comparativo entre um sistema de controle preditivo baseado em modelo - MPC (Model Predictive Control) e um sistema de controle ANFIS (Adaptive Neuro Fuzzy Inference Systems). Os autores utilizaram a identificação do sistema a partir dos resultados simulados por modelos que simulam a cinética das reações no riser e no regenerador de uma unidade FCC, para isso aplicaram alguns testes de resposta para entradas semelhantes a um sinal binário pseudo-aleatório (PRBS) no processo. Tomando as respostas dos modelos aos sinais de entrada, os autores utilizaram *toolbox* de identificação de sistemas em *MATLAB* para identificar a função de transferência do sistema. No artigo, Zahran et al. investigaram casos que se assemelham a objetivos reais de operação através de diferentes alterações no *Set-point*. Segundo os autores, o MPC forneceu os méritos do controle de múltiplas saídas multi-entradas, manipulação de restrições para entradas e saídas e estabilidade em malha fechada. A desvantagem da técnica do MPC é que uma abordagem de tentativa e erro foi necessária para ajustar as funções de ponderação do controlador para um bom desempenho. A abordagem ANFIS forneceu um desempenho satisfatório, tornando-a uma técnica de projeto de controle aceitável quando é difícil ajustar o MPC adequadamente (ZAHHRAN et al., 2017).

2.6.3 Ações de controle

No controle automático com realimentação (SCMF), efetua-se sempre a medição da variável controlada (saída) comparando com o valor desejado. A diferença entre estes dois valores, *erro*, é processada para modificar a variável de saída. O processamento é feito pelo controlador através de modelos matemáticos que descrevem a ação do mesmo. Cada tipo de cálculo, efetuado pelo controlador, é denominado ação de controle e tem o objetivo de tornar os efeitos corretivos adequados ao processo.

A ação de controle é, portanto, uma o resultado de uma função matemática que descreve a saída do controlador em função do *erro*. O controlador pode, então, ser representado por um bloco num diagrama de controle e a ação de controle será representada pela função de transferência do controlador.

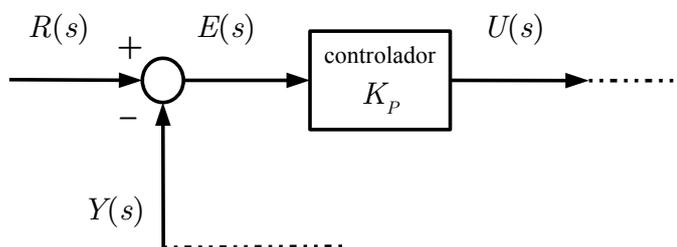
As principais ações de controle utilizadas são: ação proporcional, ação integral e ação derivativa. Façamos um breve resumo dessas ações.

Na ação proporcional, a ação corretiva produzida pelo controlador é proporcional ao valor do erro (ou desvio).

Essa ação é esquematizada por diagrama de blocos na Figura 17, onde os sinais apresentados são as transformadas de Laplace dos sinais transientes do erro $E(s)$, referência $R(s)$ e sinais de saída do controlador $U(s)$ (que é sinal de entrada no processo) e saída do processo $Y(s)$.

Da Figura 17, temos $\frac{U(s)}{E(s)} = K_P$ ou $U(s) = K_P E(s)$. Isso resulta na ação do controlador, ou seja o sinal no tempo que sai do controlador para o processo, como $u(t) = K_P e(t)$. No-

Figura 17 – Diagrama de blocos da ação proporcional de controle.

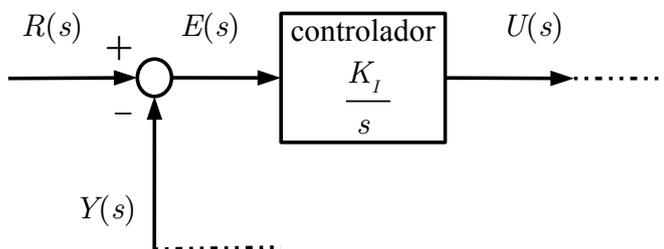


Fonte: o autor.

temos que, a saída no tempo do controlador $u(t)$ é uma função do erro: $u(t) = f(e(t)) \equiv K_P e(t)$.

Na ação integral, a ação do controle é proporcional à integral do erro, como esquematizado na Figura 18.

Figura 18 – Diagrama de blocos da ação integral de controle.



Fonte: o autor.

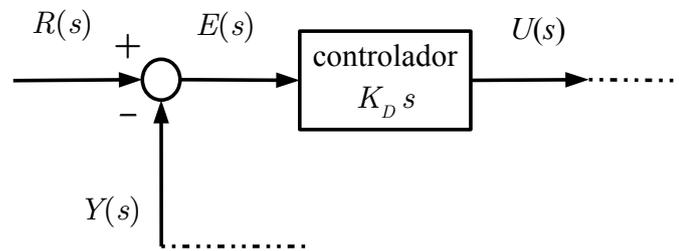
Assim, $U(s) = \frac{K_I}{s} E(s)$. Dessa forma a ação do controlador, no tempo, é $u(t) = K_I \int_0^t e(t) dt$.

Na ação derivativa a ação de controle é proporcional à derivada do erro, como esquematizado na Figura 19.

Logo, $U(s) = K_D s E(s)$. Portanto a ação do controlador é representada por $u(t) = K_D \frac{de(t)}{dt}$.

As ações de controle podem ser utilizadas em conjunto, nomeadas: ação proporcional integral (PI), proporcional derivativa (PD) ou proporcional integral derivativa (PID). Matematica-

Figura 19 – Diagrama de blocos da ação derivativa de controle.



Fonte: o autor.

mente, obtém-se a ação do controlador em conjunto (PI, PD ou PID) adicionando cada ação de controle. É comum, na prática, a utilização das ações combinadas de controle em sistemas reais, ou seja, utiliza-se a ação conjunta PID (DORF; BISHOP, 2009; OGATA; MAYA; LEONARDI, 2003). A ação PID do controlador pode, então, ser matematicamente descrita por

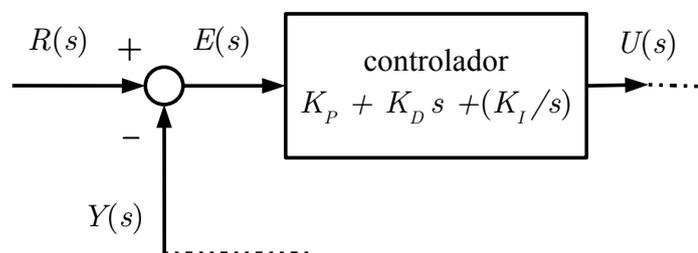
$$u(t) = K_P e(t) + K_I \int_0^t e(t) dt + K_D \frac{de(t)}{dt}. \quad (44)$$

A função de transferência para esse controlador será dada por

$$C(s) = \frac{U(S)}{E(s)} = \frac{K_D s^2 + K_P s + K_I}{s}. \quad (45)$$

Num diagrama de blocos essa representação se dá como mostrado na Figura 20.

Figura 20 – Diagrama de blocos da ação conjunta de controles proporcional, integral e derivativo: PID.



Fonte: o autor.

Outras funções de controle são estudadas e analisadas na literatura de controle, tal como controladores baseados em lógica *fuzzy*, algoritmos específicos para o controle baseados em modelos robustos de controle ou modelos preditivos (ASTRONG; MURRAY, 2012).

O controle preditivo baseado em modelo (MPC) vem ganhando cada vez mais aplicabilidade e impactando a indústria de controle de processos. O MPC é uma técnica de controle avançado. Bravo e Normey-Rico (2009), supõe que a principal razão para a consolidação do controle MPC nas últimas décadas, se deve ao fato de que a técnica é capaz de lidar com diversas situações, tais como: aplicação a sistemas SISO (*Single Input Single Output*) e MIMO (*Multiple Input Multiple Output*), permite inclusão de ações de realimentação e pré-alimentação, podem ser incluídas restrições de entrada e saída na formulação da lei de controle e pode, também, compensar intrinsecamente os tempos mortos do processo.

2.7 Controle digital

A dinâmica de sistemas reais é sempre contínua no tempo. Entretanto, a modelagem de sistemas reais no que se refere ao tempo pode ser realizada basicamente de duas formas: por modelos dinâmicos de tempo contínuo ou em tempo discreto. Os modelos de sistemas em tempo contínuo são implementados através de equações diferenciais e representam a evolução do sistema continuamente no tempo, ou seja $t \in \mathbb{R}$. Já os modelos discretos representam a dinâmica do sistema em instantes discretos, $t \in \mathbb{Z}$, e são descritos por equações de diferenças ou mapas dinâmicos (cascatas dinâmicas).

A maioria dos métodos determinísticos de identificação fornece modelos contínuos, ainda que os dados sejam obtidos em instantes específicos no tempo (AGUIRRE, 2004). Os sinais obtidos dessa forma são ditos amostrados ou sinais digitais. Assim o sistema de controle que emprega esse tipo de sinal é chamado de *sistema de controle digital*.

Um *projeto de controle digital* pode ser implementado a partir de um modelo discreto da dinâmica do sistema de interesse ou por meio de *equivalentes discretos* (STARR, 2006). Um projeto usando equivalentes discretos é chamado *emulação*. As etapas para realização da emulação são:

- Projetar um controlador em tempo contínuo;
- Digitalizar o controlador contínuo;
- Utilizar técnicas de análise discreta, simulação ou experimentação para verificar o projeto.

A análise dinâmica de sistemas discretos é realizado por meio da transformada z .

2.7.1 Transformada z

A transformada z é definida para uma função amostrada $f(kT)$, onde T é o período de amostragem. A função $f(kT)$ pode ser obtida a partir de um conjunto de dados amostrados (também chamado de sinal discreto), ou digitalizando um sinal contínuo $f(t)$. Nesse caso, a função $f(kT)$ é dita uma versão amostrada do sinal $f(t)$.

Dados amostrados (ou sinal discreto) são obtidos para as variáveis do sistema apenas em intervalos discretos, obtidos uma vez a cada período de amostragem. Um conjunto de dados amostrados é denotado por $x(kT)$. O sinal discreto pode ser obtido por amostragem de uma função contínua no tempo $f(t)$, usando-se métodos de discretização.

A transformada z é definida para uma função $f(t)$ por

$$\mathcal{Z}(f(t)) = \mathcal{Z}(f(kT)) = F(z) = \sum_{k=0}^{\infty} f(kT)z^{-k}. \quad (46)$$

$k = 0, 1, 2, 3, \dots$ refere-se aos tempos de amostragem discretos $t_0, t_1, t_2, t_3, \dots$

Pode-se dizer que a transformada z , transforma um sinal $f(kT)$ em uma função complexa $F(z)$, onde z é uma variável complexa chamada frequência complexa: $z = |z|e^{j\omega}$.

A transformada z desempenha para sistemas discretos o mesmo papel que a transformada de Laplace para sistemas contínuos.

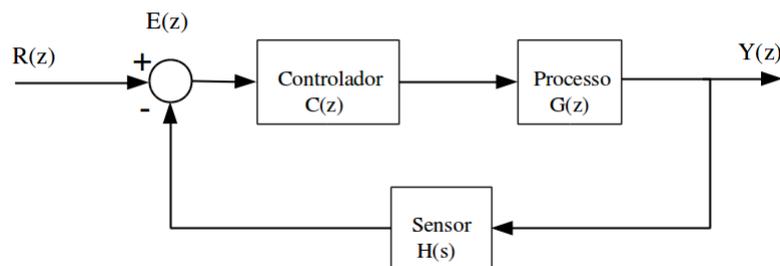
2.7.2 Função de transferência discreta

Visto que a função de transferência é uma representação do sistema, que relaciona saída e entrada, devemos escrever a versão discreta das funções de transferência para implementação do controle digital. Uma vez que um sistema tenha sua variável de entrada dada por $u(t)$ e de saída $y(t)$, a função de transferência discreta será definida pela razão entre a transformada z da saída pela transformada z da entrada:

$$G(z) = \frac{Y(z)}{U(z)}. \quad (47)$$

Podemos representar sistemas amostrados por diagramas de blocos, de maneira análoga ao caso de sistemas contínuos, onde em cada bloco é representada a função de transferência discreta do processo. A Figura 21, abaixo, mostra um diagrama de blocos para um sistema discreto em malha fechada (SCMF).

Figura 21 – Diagrama de blocos e função de transferência em malha fechada.

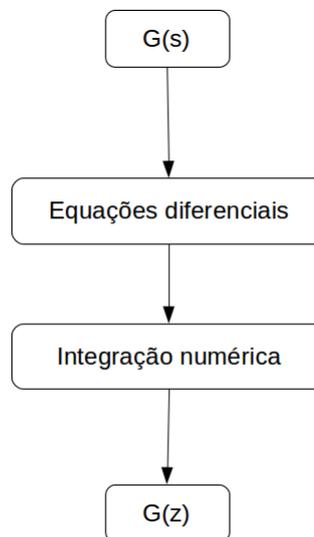


Podemos, por meio dos diagramas, encontrar uma relação algébrica para o sinal de saída em termos da função de transferência e das transformadas dos sinais envolvidos.

2.7.3 Equivalente discreto

Como dito anteriormente, podemos desenvolver o controle partindo do modelo contínuo por equivalentes discretos. Esse processo pode ser realizado discretizando a função de transferência contínua $G(s)$ para obter a função de transferência discreta $G(z)$. Pode-se usar integração numérica para obter uma função discreta no tempo de um sistema contínuo, isso pode ser visualizado esquematicamente na Figura 22.

Figura 22 – Diagrama esquemático de um modelo de equivalente discreto para função de transferência.



Fonte: o autor.

Em tempo discreto, expressaremos o sinal por integração da curva em termos do período de amostragem T . Obtém-se a curva amostrada integrando a função contínua $f(t)$ (sinal, por exemplo). Supondo que queiramos integrar a função $f(t)$ sob o intervalo de tempo T ; conhecida a função $f(t)$ podemos ajustar um polinômio $p(t)$ por um número de pontos $f(i)$, $i \geq 1$, e integrar $p(t)$. Escreve-se

$$\int_0^T f(t)dt \simeq \int_0^T p(t)dt. \quad (48)$$

O polinômio $p(t)$ é expresso em termos dos valores da função $f(t)$ em instantes amostrados kT , $k = 0, 1, 2, 3, \dots$

A integral pode ser então aproximada por regras numéricas tais como: método retangular, retangular adiantado, método do trapézio (método de Tustin ou bilinear) entre outros. Esses métodos podem facilmente ser implementados via *Matlab*.

2.8 Caracterização do problema em estudo - controle da unidade piloto (UPF)

A fração de sólidos em um *riser* é a medida da fração do volume ocupado pelo sólido numa mistura gás-sólido em suspensão. Em reatores de leito fluidizado (*CFB* - Circulating fluidized bed) essa medida é geralmente determinada pela medida da queda de pressão diferencial no reator. Entretanto, a avaliação do perfil da fração de sólidos no *riser* de uma unidade FCC pode ser obtida por técnica não-invasiva com o uso da radiação gama, empregando a Equação 30 (DANTAS et al., 2013), (DANTAS et al., 2006), (SANTOS; DANTAS, 2004)). O monitoramento dos perfis de fração de sólidos é importante numa unidade de FCC, pois o conhecimento desses perfis pode favorecer um melhor rendimento e controle da unidade. Além disso, o conhecimento de tais perfis pode prover informações do fluxo em diferentes condições de operação bem como definir parâmetros importantes para a operação da unidade.

O escoamento gás-sólido no *riser* apresenta comportamentos distintos nas direções axial e radial. Na distribuição axial há geralmente uma região densa de sólido na base do *riser* e uma diluída no topo. O perfil da fração de sólidos em um *riser* indica uma zona densa seguida de uma zona radialmente núcleo-anular, ou seja, uma região central diluída de sólidos envolta por outra mais densa, tal que há escoamento lento de sólidos em fluxo descendente fazendo com que aja recirculação de sólidos no *riser*. A recirculação é um tipo de comportamento que compromete o desempenho e a eficácia do processo de craqueamento catalítico por conta do aumento do tempo de residência médio do sólido no *riser* (CAO; WEINSTEIN, 2000).

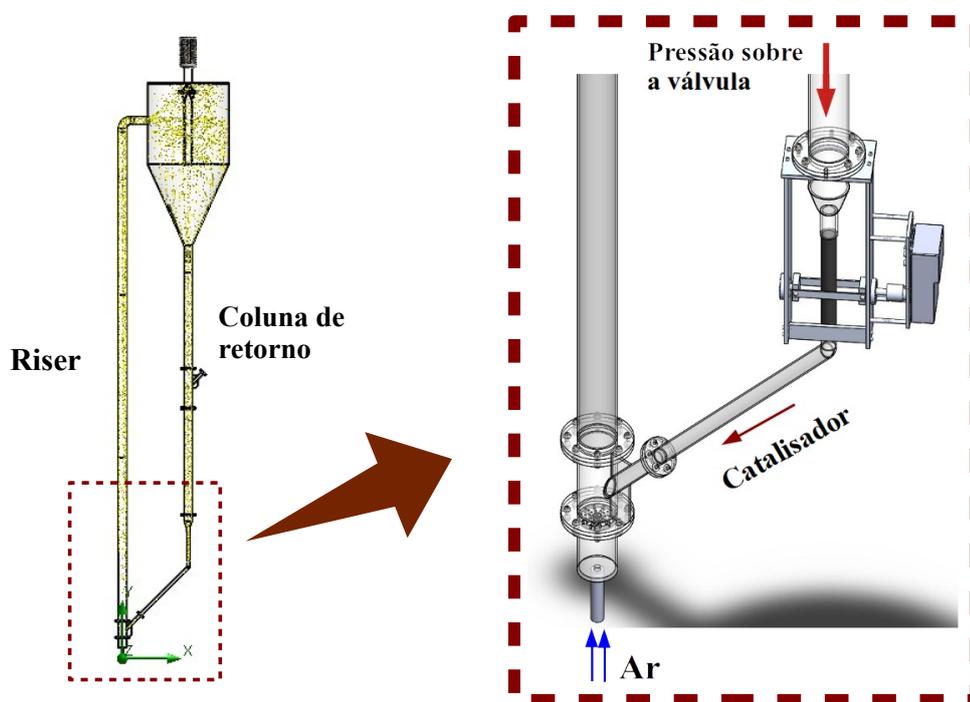
Além da recirculação, os padrões de escoamento são bastante afetados, em um leito fluidizado, por influência da velocidade do gás e da taxa de sólidos injetado no *riser*, como pode ser inferido a partir dos resultados de Rabinovich e Kalman (2011) discutidos na seção 2.3. Quanto maior for o fluxo de sólidos no *riser*, maior será a concentração de sólidos próximo à parede, o que faz com que a velocidade ascendente da partícula diminua, até formar agregados concentrados de partículas (*clusters*). Com isso, o controle de injeção de sólidos pode ser determinante para a operação de unidades FCC e a fração de sólidos torna-se uma escolha natural como variável de processo.

Como dito na introdução deste trabalho, a unidade piloto - UPF, do grupo de Tomografia Gama e Fluidodinâmica do DEN, encerra um grande desafio ao controle do processo devido à incorporação da válvula VPC (Valve for pressure control), que controla a injeção de sólidos na unidade. Um esquema que mostra a UPF e a válvula VPC é mostrado na Figura 23. À esquerda, na Figura 23, está representada a UPF com catalisador circulando a partir da base do *riser* passando para a coluna de retorno, configurando o ciclo do catalisador. À direita, uma visão ampliada da válvula VPC incorporada à UPF.

A abertura da válvula libera o catalisador para o *riser*, no entanto a quantidade de catalisador liberado depende da massa de catalisador sobre a válvula e da pressão na coluna de retorno, como representado na figura ampliada. Infere-se facilmente, a partir do esquema exposto, que a abertura da válvula influencia a pressão em toda a unidade, e por sua vez a própria válvula. Isso dificulta o conhecimento da taxa mássica de catalisador introduzida na base do *riser*,

para cada nova abertura da válvula.

Figura 23 – Esquema em CAD da unidade UPF, com válvula VPC em detalhe.



Fonte: o autor - baseado em imagens CAD (Computer Aided Design) da UPF por Eudes Bertoni.

A estabilidade do sistema dependerá do correto controle das variáveis operacionais capazes de afetar a fluidização do sistema, tais como os fluxos de ar e de sólido injetados no riser. Um sistema de controle deve então ser capaz de manter o sistema em regime de operação permanente. Segundo Pinheiro et al. (2012), dada a complexidade do processo FCC, atingir esse objetivo e, ao mesmo tempo, garantir a segurança da operação exige o uso de estratégias elaboradas de supervisão, tornando essas unidades candidatas naturais para o desenvolvimento e implementação de estudos avançados de controle e otimização em tempo real.

Além da necessidade de operar próximo às restrições do processo, a forte interação entre as malhas de controle individuais e o comportamento não linear da unidade constituem grandes desafios no projeto e na implementação do controle. Esperamos que a proposta deste trabalho contribua para o estudo fluidodinâmico de unidades FCC além de trazer inovação ao controle de tais unidades, trazendo maior eficiência ao processo na indústria.

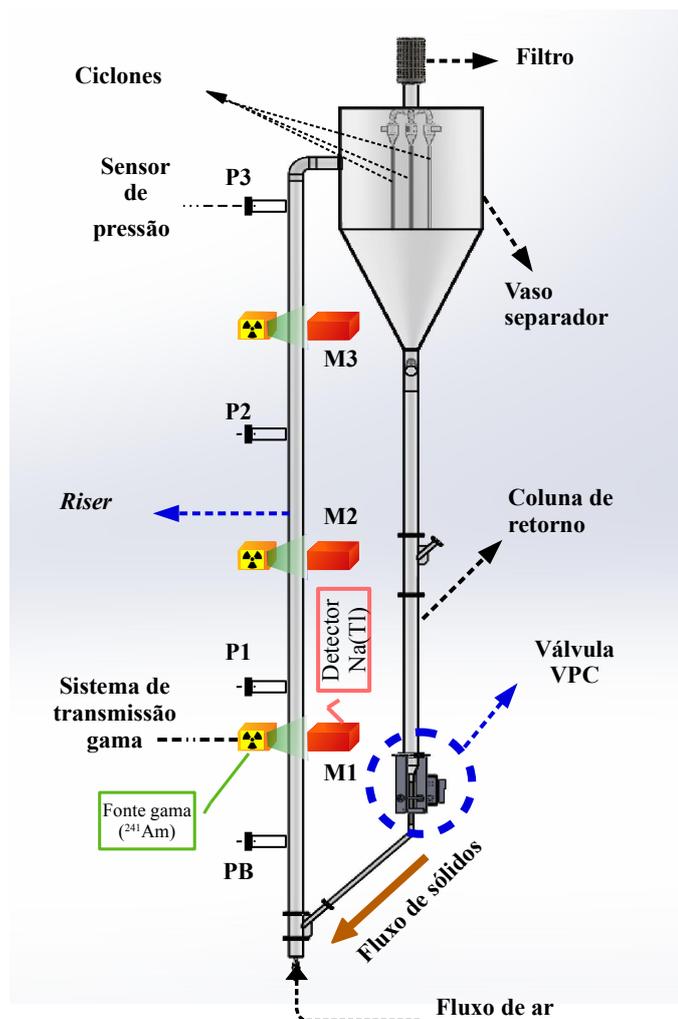
3 MATERIAL E MÉTODOS

Os estudos realizados para a produção deste trabalho foram sucedidos na Unidade Piloto a Frio - UPF - que se encontra no Laboratório Prof. Dr. Cornelius Keller do Departamento de Energia Nuclear (DEN). A UPF consiste em um leito fluidizado circulante a frio, utilizada para obtenção de parâmetros importantes ao processo FCC.

3.1 A Unidade Piloto a Frio - UPF

A UPF é construída em acrílico (material transparente), está montada e em operação para estudos da fluidodinâmica do escoamento da suspensão de um catalisador de craqueamento, e ar comprimido no *riser*. Um esquema da UPF é mostrado na Figura 24.

Figura 24 – Esquema da UPF mostrando seus principais componentes.



Esquema esboçado a partir de Figura em CAD da UPF. Fonte Próprio autor.

A UPF é composta de riser, câmara de separação e coluna de retorno. O riser tem 6,70 m de altura, por 0,092 m de diâmetro e a coluna de retorno tem o mesmo diâmetro e 3,14 m de altura. A fração volumétrica de catalisador e sua velocidade podem ser obtidas a partir de medidas de transmissão gama, realizadas em seções de teste que possuem fontes de amerício ($Am - 241$) e detector blindado, num sistema que consiste em três conjuntos de mesas instaladas ao longo do riser. As mesas estão posicionadas como no esquema da Figura 24, M1 a 1,274m, M2 a 2,500m e M3 a 4,566m, cujas posições são medidas com relação ao solo.

Na UPF, a mistura de ar comprimido e catalisador ascende no riser e posteriormente segue para a câmara de separação onde um conjunto de ciclones separa o catalisador do ar. Em seguida o ar é liberado para a atmosfera e o catalisador segue por gravidade para a coluna de retorno. Então o catalisador passa pela válvula de controle da injeção do catalisador e retorna para o riser. Isso constitui o ciclo do catalisador na UPF.

3.1.1 Monitoramento e medição na UPF

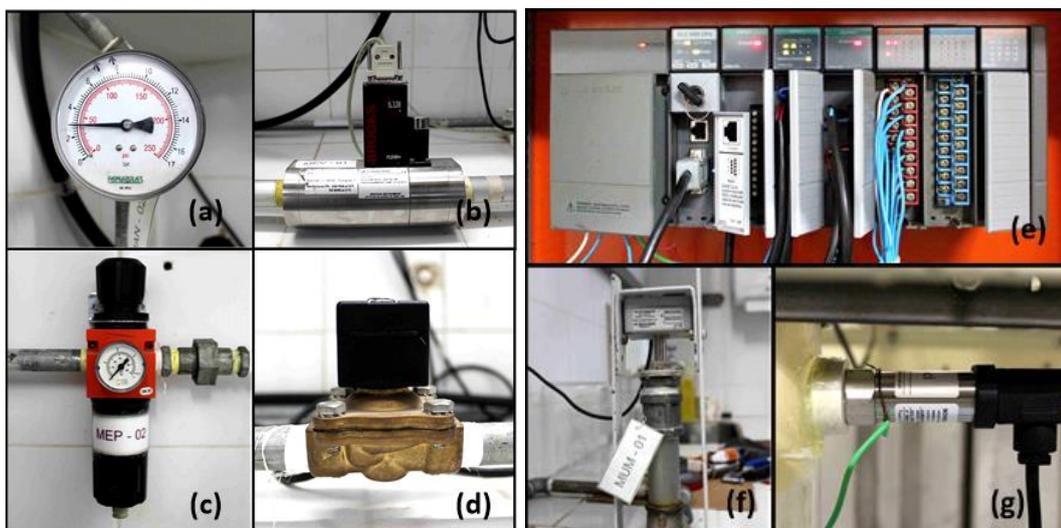
A intensidade gama é monitorada por detector de cintilação 2"x 2" $Na(Tl)$, acoplado a um analisador multicanal para avaliação do espectro. As medidas são avaliadas através da integração do fotopico de 0,060 MeV do espectro do amerício (^{241}Am). A blindagem para fonte e detector mais colimadores de 5,5 mm de diâmetro, tanto na saída da fonte quanto na entrada do detector, mantém o fluxo de gama adequado para a varredura axial e radial. Além das seções para monitoramento por transmissão gama, seções para medições de pressão são instaladas ao longo do riser, com faixa de medição entre 0 mbar a 50 mbar. Os sensores de pressão têm suas posições indicadas na Figura 24, sendo: PB a 0,804 m, P1 a 2,137 m, P2 a 4,192 m e P3 a 6,044 m, com posições são medidas com relação ao solo.

Atualmente a UPF/DEN opera com Controlador Lógico Programável – CLP, modelo SLC 500, fornecido pela Allen-Bradley. Ao CLP estão ligados sensores e atuadores do sistema de controle. A unidade é equipada com sensores de pressão, umidade, temperatura e fluxo de ar. Além dos sensores, válvulas de diafragma com acionamento por solenoide, controlador do fluxo de ar, desumidificador e válvula de controle de injeção de sólidos agem como atuadores na unidade. Para comunicar com esses diversos tipos de sensores e atuadores o CLP está equipado com módulos adicionais capazes de interpretar a sinais de entrada na forma analógica ou digital, bem como gerar sinais de controle analógicos ou digitais (MOURA, 2015).

Alguns desses equipamentos estão mostrados nas fotografias apresentadas na Figura 25. Nessa figura temos: (a) manômetro de pressão acoplado a linha de ar comprimido antes do desumidificador, (b) controlador e medidor do fluxo de ar, (c) regulador de pressão instalado antes do controlador do fluxo de ar, (d) válvula solenoide de 1/2", instalada na linha de ar comprimido (e) o CLP com seus diversos módulos de entrada/saída de sinais, (f) sensor de umidade e temperatura com saída de corrente 4 – 20 mA e (g) sensor de pressão com saída 4 – 20 mA.

As principais variáveis que atuam diretamente na fluidodinâmica da UPF são o fluxo de

Figura 25 – Sensores e atuadores dispostos na UPF.



Fonte: Moura (2015), fotografias disponíveis no acervo Laboratório de Radioquímica.

ar na base do riser e o fluxo de sólidos (catalisador) administrado no mesmo. O fluxo de ar é controlado pelo medidor de vazão (marca BROOKS - SLA5853), fotografia (b) na Figura 25. O medidor de vazão recebe o ar comprimido e desumidificado e controla o volume de ar em litros por minuto [L/min] inserido na unidade. Além disso, recebe proteção de válvulas do tipo solenoides as quais só permitirão a passagem do fluxo de ar através do medidor em condições de pressão e umidade adequadas.

3.1.2 Injeção de sólidos no riser: a válvula VPC

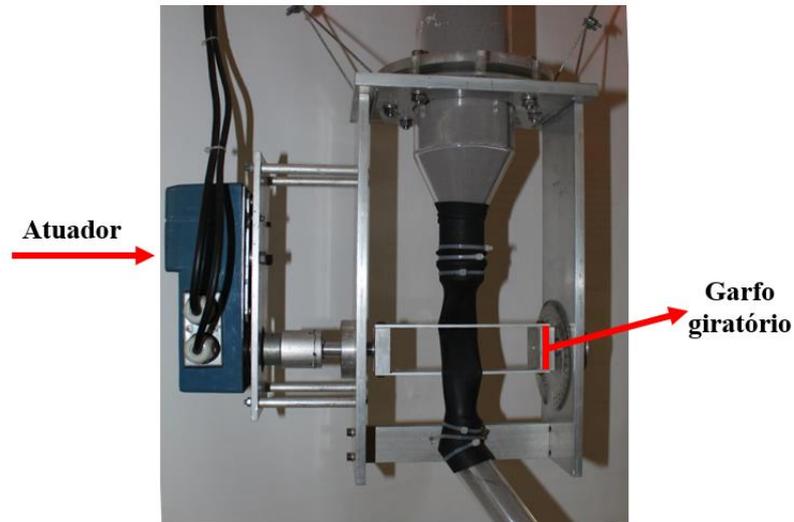
A entrada de catalisador é controlada pela válvula VPC – *Valve for Pressure Control* (Válvula para o Controle da Pressão) desenvolvida no Laboratório Cornelius Keller por Moura (2015) no grupo de Tomografia gama e fluidodinâmica, que detém a patente da mesma.

Uma fotografia da válvula é mostrada na Figura 26, destacando-se o atuador (motor de passo utilizado para acionar a válvula - ligado ao CLP) e o garfo giratório conectado ao atuador. A VPC é constituída basicamente de um tubo flexível, por onde passa o catalisador vindo da coluna de retorno. A passagem do catalisador é ajustada através do garfo giratório. À medida que o garfo gira, a abertura da passagem pela parte flexível varia liberando o catalisador.

O garfo giratório rotaciona de 0 a 90° e as aberturas da válvula, ou seja as aberturas da passagem pelo tubo flexível quando o garfo está em uma posição determinada, são relacionadas à rotação do garfo ($0^\circ \equiv 0\%$, $90^\circ \equiv 100\%$). Na UPF, o catalisador só começa a ser liberado para aberturas a partir de 50%.

A válvula VPC tem como vantagem o fato de que não há contato entre o acionador mecânico e o catalisador durante sua administração no riser, em comparação com outros tipos de válvulas utilizadas (MOURA, 2015). Em contrapartida, a massa de catalisador administrado no riser através da abertura da válvula não pode ser medida, o que impossibilita a medida direta de

Figura 26 – Válvula para controle da Pressão – VPC.



Fonte: Oliveira (2018).

fluxo de catalisador injetado, e sofre ação direta da diferença de pressão entre a entrada e saída do tubo flexível. Ou seja, a administração de catalisador é dinamicamente afetada pela variação de pressão na unidade.

3.1.3 Medidas da fração de sólidos

Basicamente, as duas variáveis de processo monitoradas para o sistema de controle proposto neste trabalho são a pressão (o gradiente de pressão ao longo do riser, mais especificamente) e a fração de sólidos. A fração de sólidos ϵ_s pode ser calculada a partir da medida de um gradiente de pressão no riser pela Equação 49

$$\epsilon_s = \frac{1}{g(\rho_s - \rho_g)} \left(\frac{\Delta P}{\Delta z} \right). \quad (49)$$

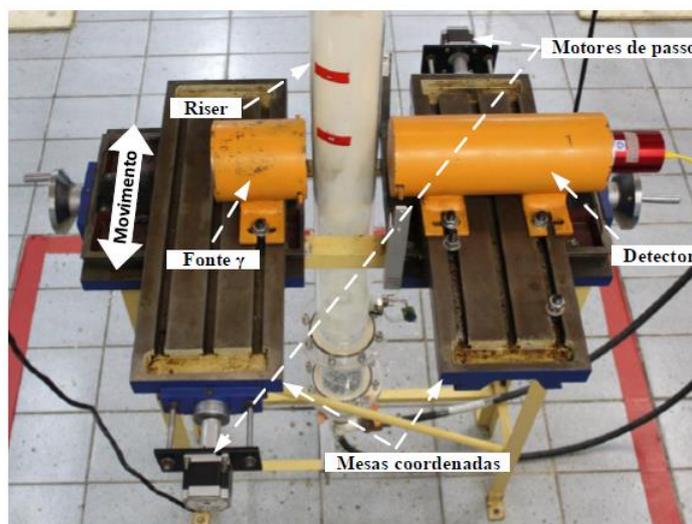
Onde, ΔP é a queda de pressão entre dois medidores, Δz a distância entre os respectivos medidores, ρ_g e ρ_s são a densidade do gás e do catalisador, respectivamente.

Na UPF, como dito anteriormente, três seções de teste para medida de transmissão gama estão montadas ao longo do riser, cada seção consiste de duas mesas coordenadas por motores de passo, que permitem a varredura de toda a seção transversal do riser a partir do movimento paralelo do sistema. Uma dessas seções é mostrada na Figura 27, onde se destacam os motores de passo utilizados para coordenar o movimento das mesas, detector e fonte de radiação; o movimento das mesas coordenadas permite a varredura do riser.

A fração de sólidos radial, numa seção do riser, é obtida utilizando-se a Equação 30, conforme descrito na Revisão de Literatura (seção 2.5):

$$\epsilon_{sr} = \frac{1}{\rho_s \mu_m D} \ln \left(\frac{I_V}{I_F} \right).$$

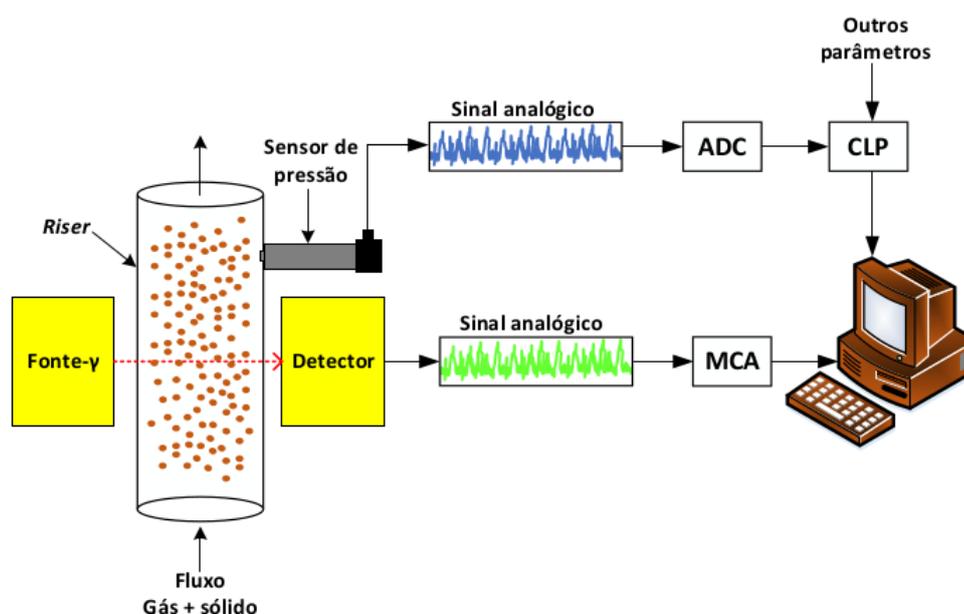
Figura 27 – Tomógrafo para medidas das intensidades gama na primeira seção de teste da UPF.



Fonte: Oliveira (2018).

As medidas com transmissão gama são tomadas através de um sistema que opera em paralelo com o sistema de controle fluidodinâmico da UPF, juntamente com as informações coletadas para as medidas de pressão. Os dados da medição ficam disponíveis no computador de controle da UPF. A Figura 28, representa esquematicamente como os sinais de pressão e atenuação da radiação no riser são adquiridos e enviados para o computador de controle.

Figura 28 – Esquema do fluxo de sinais na UPF.



Fonte: Moura (2015).

O sensor de pressão envia sinais contínuos no tempo (analógicos) para um Conversor Analógico Digital – ADC que em seguida segue para memória do CLP e finalmente a informação

entra na estação de controle. O Detector ao receber a radiação em seu cristal cintilador (NaI-Tl), gera um sinal analógico em volts onde as tensões mais baixas representam radiação com menor energia e as mais elevadas, radiação de maior energia. Em seguida o sinal do detector entra no Analisador Multicanal – MCA, que interpreta o sinal analógico e gera um espectro discreto da radiação. Após sair do MCA o sinal está pronto para entrar na estação de controle e assim como todos os outros parâmetros, ficar disponível para as ações de controle (MOURA, 2015).

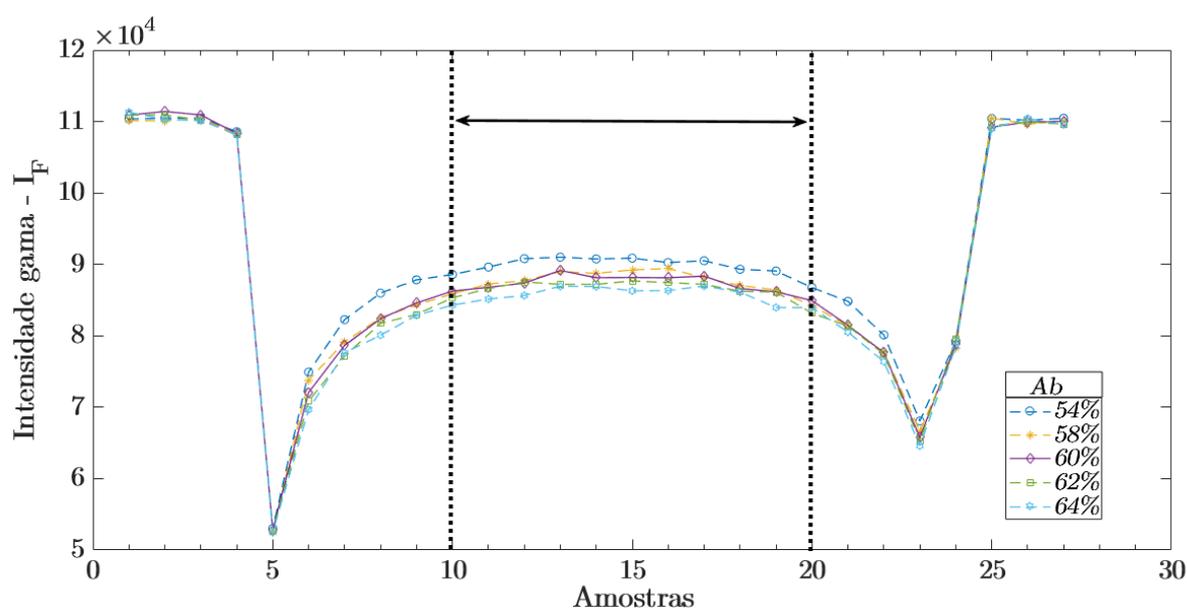
3.1.4 Procedimento experimental

As medidas de fração de sólidos no riser foram obtidas como medidas indiretas, de duas maneiras:

- a partir das medidas da diferença ΔP entre dois transmissores de pressão, utilizando a Equação 49;
- por transmissão gama, a partir da razão entre as intensidades gama nas condições em que o riser opera com e sem fluxo de sólidos $\frac{I_V}{I_F}$, utilizando a Equação 30.

As intensidades foram calculadas como uma média em um intervalo de varredura na direção transversal ao eixo do riser. No gráfico da Figura 29 é exibido o perfil de intensidades gama, com fluxo de sólidos no riser, para algumas aberturas da válvula VPC. O intervalo de varredura utilizado para calcular as médias das intensidades de radiação é mostrado pelas linhas pontilhadas.

Figura 29 – Perfis de radiais de intensidade gama com fluxo de sólidos.



Fonte: o autor.

Os valores de fração de sólidos obtidos por transmissão gama foram utilizados para identificar uma função de transferência do riser, como será visto adiante. Os valores de fração de

sólidos obtidos por diferença de pressão, entre os transmissores P1 e P2, foram utilizados para obter informações da resposta transiente da unidade frente a variações de abertura da válvula VPC e entrada de ar.

As medidas de intensidade gama foram obtidas por varredura na mesa 1 - M1. As medidas de pressão foram obtidas no sensores P1, P2 e P3. Para avaliar o efeito da abertura da válvula Ab e da vazão do ar na entrada do riser Q_g , foram realizadas medidas de fração de sólidos e pressão para as variações de Ab e Q_g dadas na Tabela 1.

Tabela 1 – Valores de vazão de ar e abertura da válvula VPC utilizados experimentalmente.

Vazão do ar - Q_g [L/min]	500	550	600	650	700								
Abertura - Ab [%]	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64

Fonte: o autor

A abertura da válvula foi feita variar de 52% a 64%, como na tabela. As vazões de ar foram feitas variar de 500 [L/min] a 700 [L/min]. Para aberturas maiores e vazões menores, pode ocorrer que o sistema não consiga fluidizar as partículas e, então, o sistema entra em *colapso*.

De modo a obter os dados para identificação dinâmica da função de transferência da planta, os experimentos foram conduzidos de duas maneiras:

1. Mantendo-se fixa uma vazão de ar em $Q_g = 700$ [L/min], vario-se a abertura da válvula desde 54% a 64% e esperou-se o sistema estabilizar em torno de uma média (nesse caso, monitorando a pressão na unidade). O tempo para medição de cada configuração foi de 10 min. A escolha do valor da vazão de ar se deve ao fato de que para maiores vazões de ar, na entrada do riser, pode-se ter maior variação da abertura da válvula, garantido a fluidização;
2. Mantendo-se fixa a abertura da válvula em 56%, vaiou-se as vazões de ar na entrada do riser, de $Q_g = 500$ [L/min] a $Q_g = 700$ [L/min].

3.2 Mapa de operação da UPF

Os pontos de operação serão definidos como sendo o conjunto de valores de parâmetros tais como velocidade do gás e fluxo de entrada de sólidos que permitem transporte pneumático ascendente do sólido sem que ocorra a recirculação interna dessa fase. Isso pode ser definido levando em conta os pontos de colapso em um leito circulante. Os pontos de colapso podem ser definidos como em Moura (2015), que considera as condições seguras de operação baseados

na previsão do colapso da mistura gás-sólido, levantando a curva de velocidade de *choking* em função da velocidade mássica de sólidos (MOURA, 2015).

Em transporte pneumático o estado conhecido como *choking* ocorre quando a velocidade do fluido alcança um valor crítico em que as partículas passam a se mover no sentido descendente no interior do riser da UPF. Para uma dada velocidade mássica de catalisador no riser há uma velocidade superficial mínima do gás para a qual o riser não permanece em fase diluída de transporte (WILSON, 1997), abaixo desta velocidade, a mistura gás-sólido cai abruptamente em fase densa. O resultado é um súbito aumento na queda de pressão. Quando isto ocorre, o riser é levado ao colapso e a velocidade na qual isto ocorre é conhecida como velocidade de *choking* (NASCIMENTO et al., 2007).

A velocidade de *choking* pode ser determinada pela equação

$$\frac{V_{ch}}{\sqrt{gd_p}} = 9,07 \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} \right)^{0,347} \left(\frac{G_s d_p}{\mu} \right)^{0,214} \left(\frac{d_p}{D_T} \right)^{0,246}, \quad (50)$$

onde ρ_g e ρ_p são as massas específicas do gás e da partícula (em kg/m^3), respectivamente; μ é viscosidade absoluta do gás (em $Pa.s$); d_p é o diâmetro da partícula (em m); g é aceleração da gravidade (em m/s^2); D_T é o diâmetro interno do riser (em m) e G_s é o fluxo mássico de sólidos (partículas) no riser (em $kg/m^2.s$).

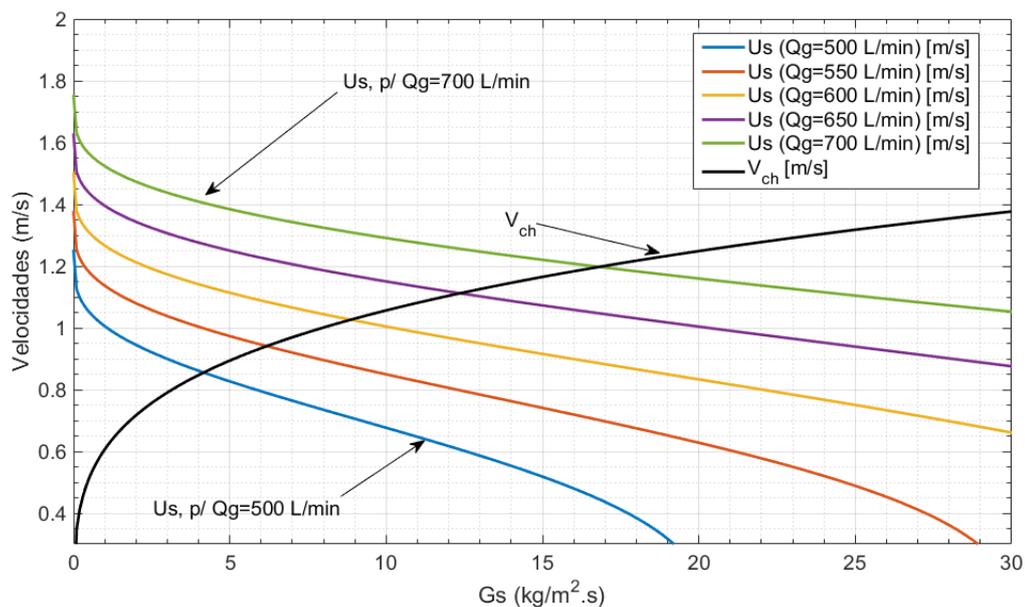
Uma correlação para determinar a velocidade da partícula, proposta por Wilson (1997), baseando-se em dados experimentais, é dada pela equação (51):

$$U_s = \sqrt[3]{(U_g - V_{ch})U_g^2}. \quad (51)$$

O ponto de colapso é determinado então pela condição $U_s = V_{ch}$. Esses pontos estão representados graficamente na Figura 30. Os pontos onde o gráfico da velocidade de *choking* (V_{ch}) intercepta os gráficos da velocidade do sólido (U_s) representam a condição de colapso. Para cada vazão de gás Q_g , determinada na operação da unidade, temos uma curva de velocidades de sólido. Nos pontos de colapso, temos o valor mínimo possível para que o fluxo de gás Q_g , especificado na operação, arraste as partículas com fluxo G_s . Esses valores constituem informação essencial para o conhecimento do mapa de operação da unidade, e devem ser levados em conta na proposta de operação que mantenha o fluxo dentro dos limites de estabilidade do processo.

Entretanto, para montarmos um mapa de operação o conhecimento de U_g mínimo para cada fluxo de sólido injetado deve ter conexão com a medida da abertura da válvula (*VPC*) que libera a entrada dos sólidos, visto que não temos como escolher diretamente na operação um valor para G_s .

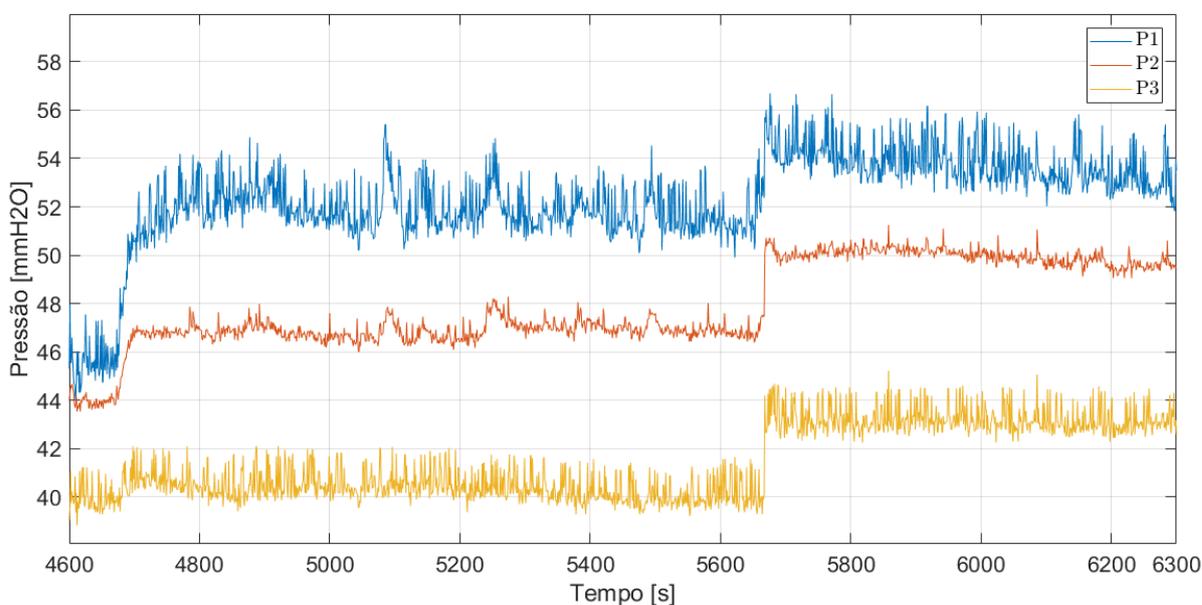
Figura 30 – Perfis de velocidades de partículas e choking nas condições de operação da UPF.



Fonte: Próprio autor.

Podemos definir/identificar graficamente os pontos de equilíbrio, a partir dos dados experimentais, tomando uma média das variáveis de processo consideradas frente a variações das manipuladas. Quando as variáveis de processo estão constantes (na média), dizemos que temos um estado de equilíbrio (ou ponto de operação); para cada entrada diferente o sistema migrará para um novo ponto de operação, como pode ser visto na Figura 31. Nessa figura, observamos os transientes de pressão medidos nos transmissores P1, P2 e P3.

Figura 31 – Pressão transiente no riser sob mudança na entrada.

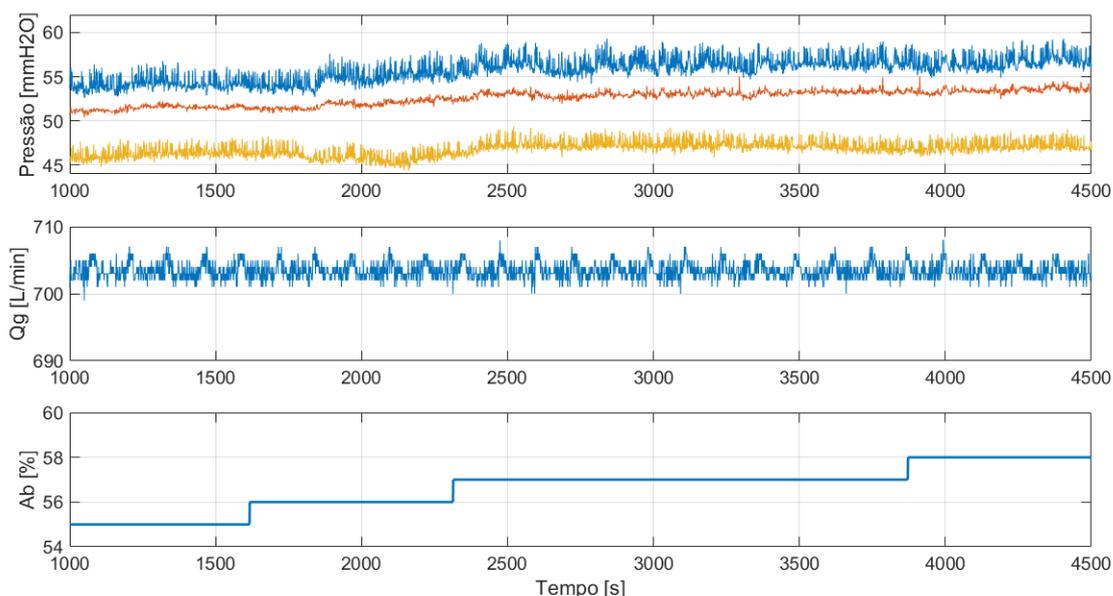


Fonte: o autor.

3.2.1 Característica estática do processo

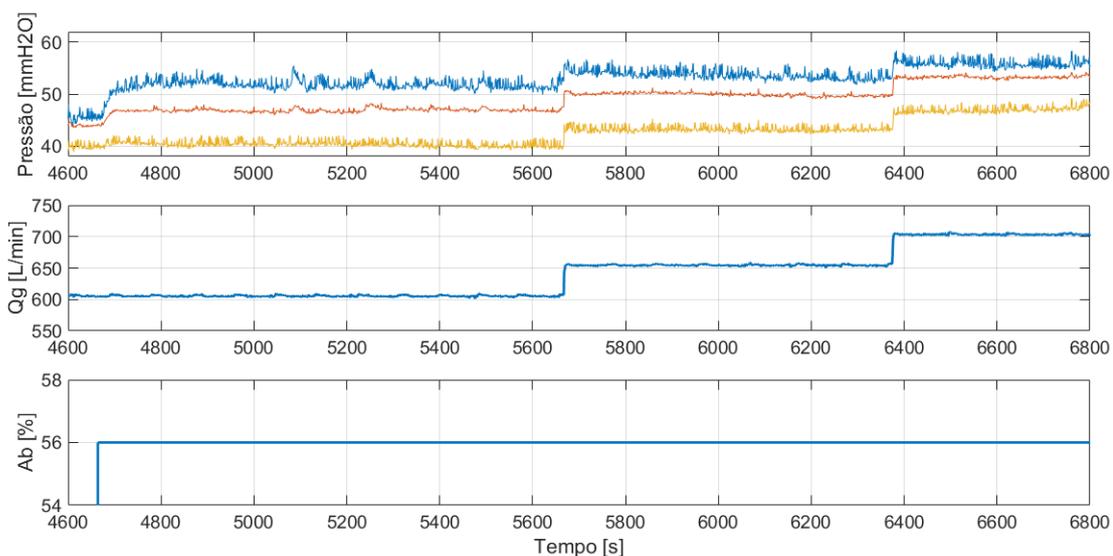
Identificar a *característica estática* do processo consiste em perceber como os pontos de equilíbrio variam com as variações na entrada do processo, ou seja, com as mudanças das variáveis manipuladas. As Figuras 32 e 33, mostram como a pressão muda quando mudamos os valores de abertura da VPC Ab e a vazão de gás na entrada do riser Qg .

Figura 32 – Pressão transiente no riser sob mudança nas variáveis manipuladas.



Fonte: o autor.

Figura 33 – Pressão transiente no riser sob mudança nas variáveis manipuladas.



Fonte: o autor.

Notemos nesses gráficos que as mudanças das variáveis de entrada são do tipo degrau, e podemos perceber que após um aumento, tanto em Ab quanto em Qg resultam em um estado de pressão estável na média.

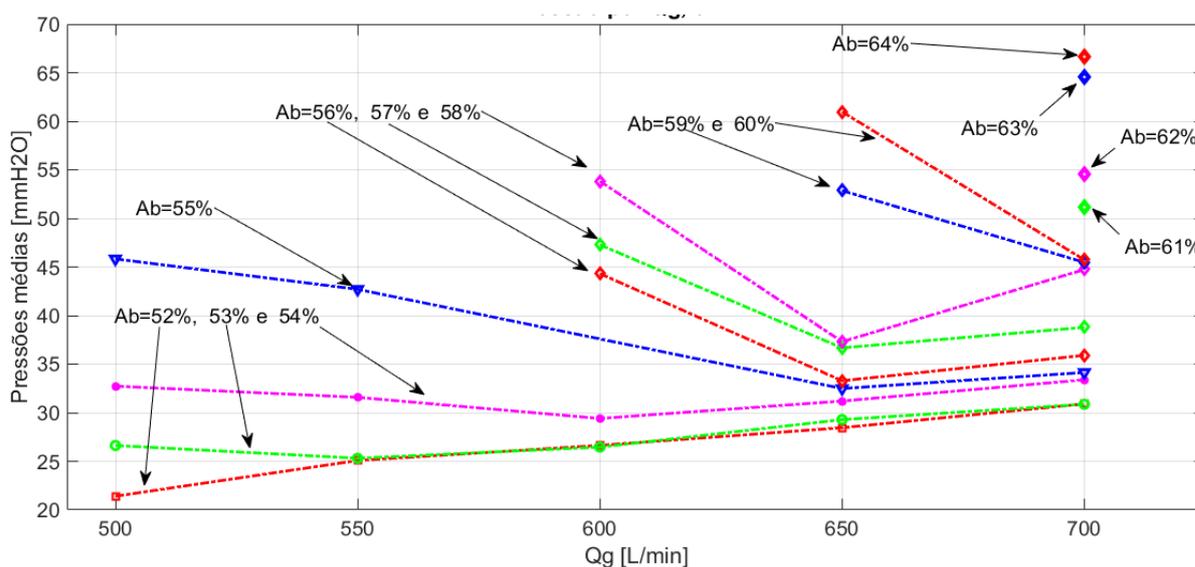
O mapa de operação será basicamente um mapeamento dos pontos de operação onde a unidade pode operar em regime estacionário, dentro dos limites de estabilidade. Os estados estacionários podem ser identificados experimentalmente e estudados graficando-se uma *curva de pontos de equilíbrio*. Tal curva é esboçada num plano $VP \times VM$.

Quando um sistema em equilíbrio é perturbado e, após a perturbação, volta ao mesmo estado, temos um equilíbrio estável. No entanto, se após a perturbação o sistema não retorna ao mesmo estado este é dito instável, e o sistema migra para um próximo estado estacionário (um outro ponto da curva) ou colapsa! Como o sistema se comporta numa transição de um ponto de equilíbrio a outro define sua característica dinâmica (pode ser dinâmica de primeira ordem, segunda ordem, etc ...).

Curvas de pontos de equilíbrio foram graficadas para a UPF a partir dos dados experimentais, tomando a média da pressão após cada mudança de Ab e Qg . As médias de pressão, mostradas nas Figuras 32 e 33 para cada par fixo de Ab e Qg representam um ponto de operação.

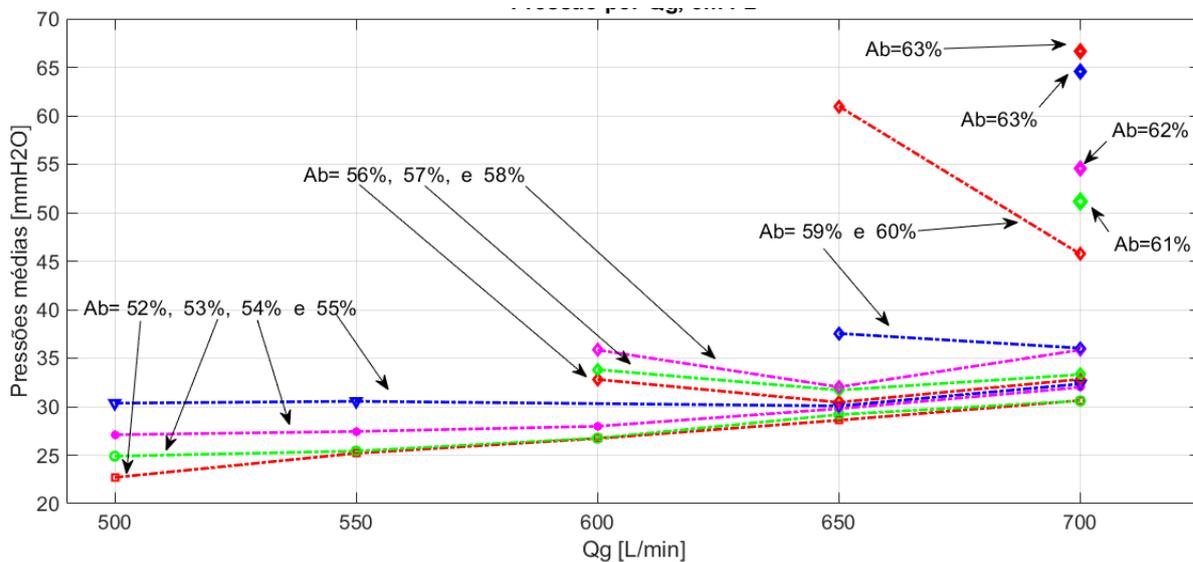
Podemos construir as curvas para cada par de variáveis separadamente, assim as Figuras 34 e 35 representam os perfis de pressão média no riser em função da vazão de entrada de gás, com diferentes aberturas da válvula, para o primeiro e o segundo transmissores de pressão, respectivamente.

Figura 34 – **Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P1: $P[mmH_2O] \times Qg[L/min]$.**



Fonte: o autor.

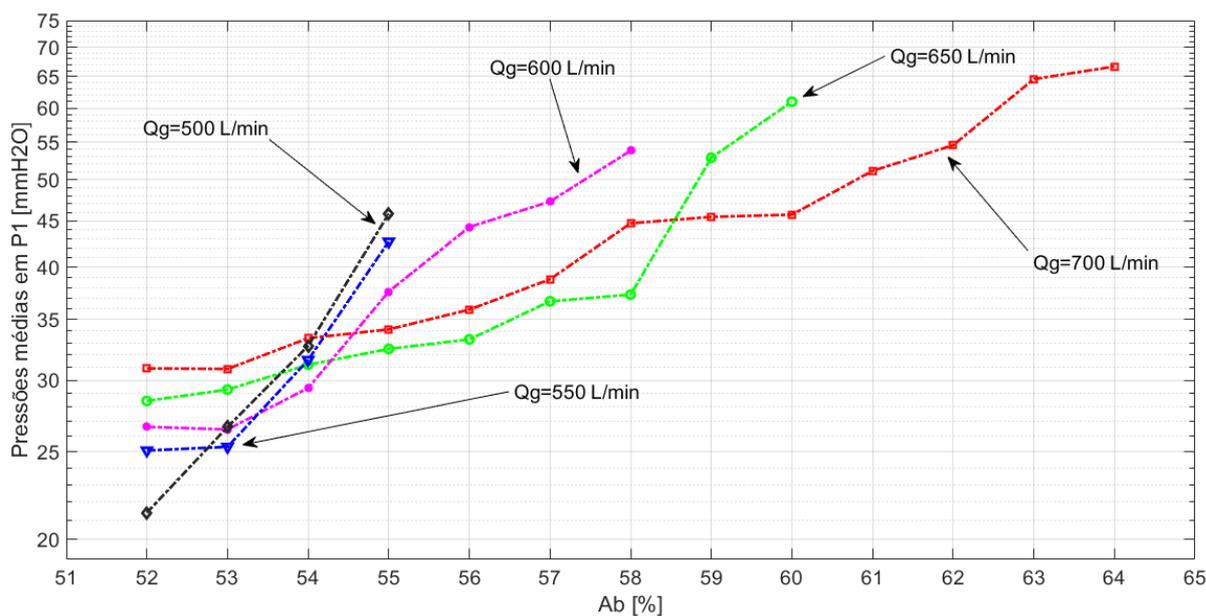
Figura 35 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P2: $P[mmH_2O] \times Q_g[L/min]$.



Fonte: o autor.

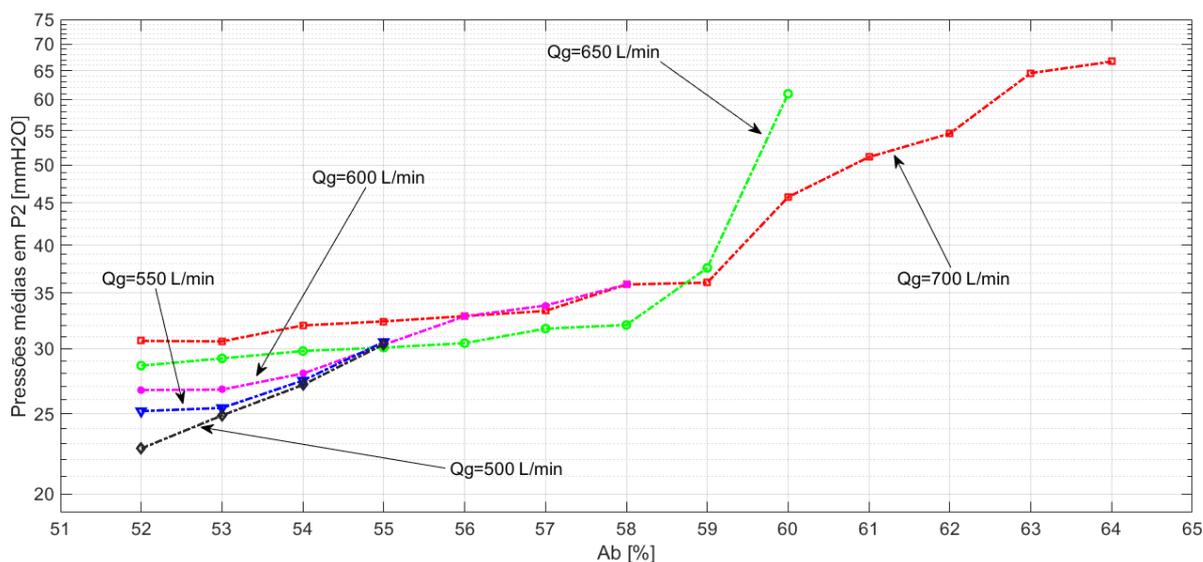
Os perfis de pressão média no riser em função da abertura da válvula, com diferentes vazões, é exibido para os transmissore de pressão P1 e P2, nas Figuras 36 e 37.

Figura 36 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P1: $P[mmH_2O] \times Ab[\%]$.



Fonte: o autor.

Figura 37 – Curvas de pontos de equilíbrio para medidor de pressão P2: $P[mmH_2O] \times Ab[\%]$.

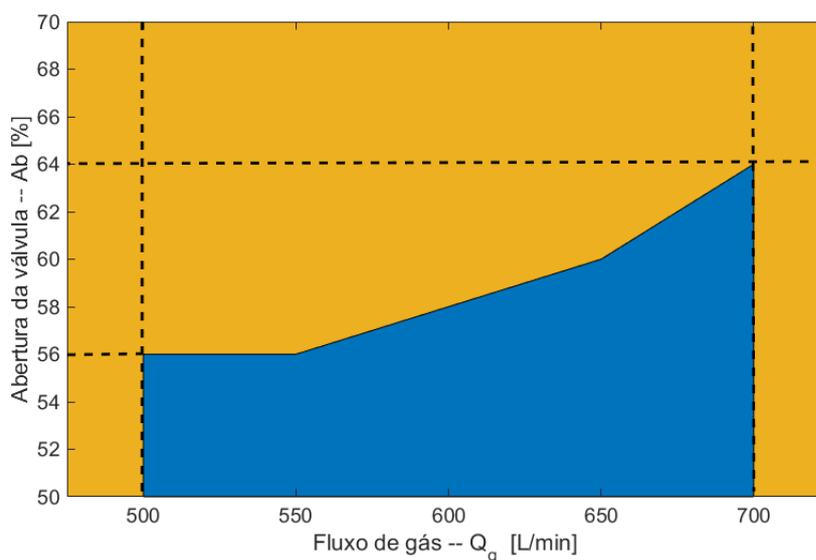


Fonte: o autor.

Pode-se observar nas Figuras (34) a (37) que a resposta da pressão é monótona para as aberturas de 52% a 54% e vazões de 500 L/min a 600 L/min. Nesse intervalo de Q_g ocorre um salto da pressão nos medidores P1 e P2 para aberturas maiores que 54%, a partir daí o sistema entra em colapso. Para vazões maiores, no intervalo de 600 L/min a 650 L/min ainda temos pontos de estabilidade com aberturas de válvula até 58% e até 60%, respectivamente. Com aberturas variando de 61% até 64% o sistema é estável apenas com vazões de 700 L/min.

O mapa de operações é obtido a partir de dados experimentais e observação da planta em várias condições de operação, apresentado na Figura 38.

Figura 38 – Mapa simplificado de operação da UPF.



Fonte: o autor.

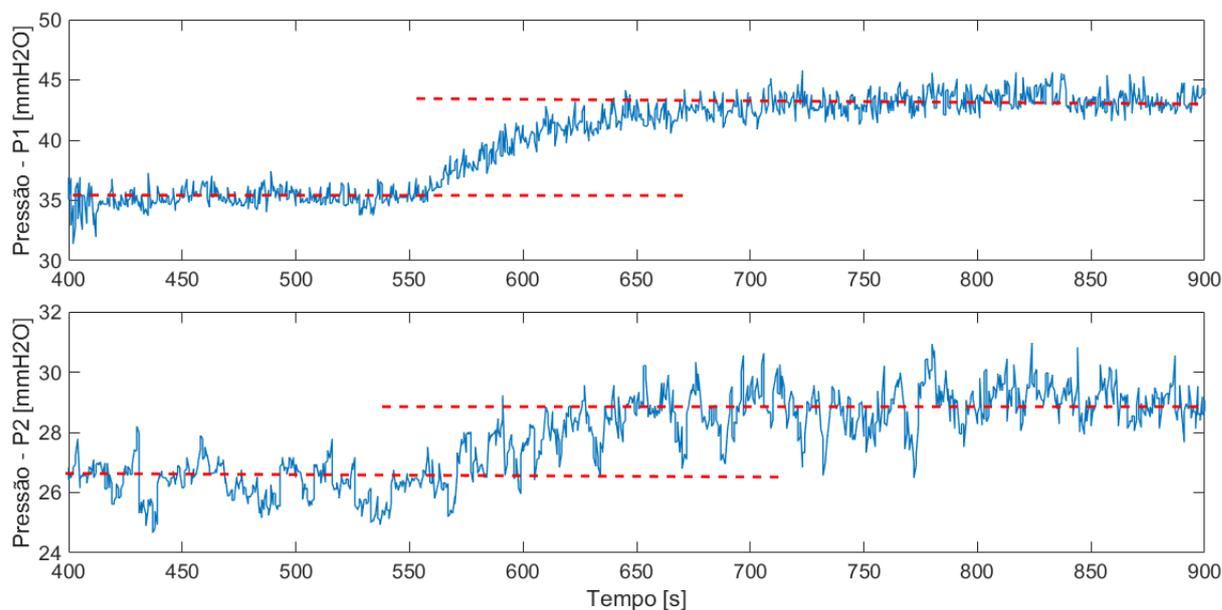
Para construir o mapa identificamos regiões estável e de colapso num plano $Q_g[L/min] \times Ab[\%]$. Então, o mapa é traçado num plano cujos eixos são as variáveis manipuladas da UPF. A região em azul, no mapa da Figura 38, representa a região de equilíbrio, ou seja, qualquer par de variáveis manipuladas (Q_g, Ab) resultará num estado estacionário. A região destacada com a cor laranja representa pontos de colapso.

3.2.2 Característica dinâmica da UPF

A característica dinâmica de um processo indica como o sistema migra de um estado para outro, uma vez que variamos uma das entradas. A característica dinâmica para a UPF foi inferida a partir de medidas na unidade. A Figura 39, representa graficamente como a pressão nos medidores P1, P2 e P3 variam no tempo quando são mudados o fluxo de sólidos ou de gás na base do riser. Para a UPF, a resposta da fração volumétrica frente a essas variações pode ser inferida através da medida de pressão ao longo da altura do riser, em P1, P2 e P3, ou em uma altura específica onde se localiza um transmissor de pressão. Visto que a fração de sólidos ε_s é função da diferença de pressão ΔP entre dois medidores, seu comportamento transiente é análogo ao da pressão.

Na Figura 39, estão graficados transientes de pressão obtidos a partir de medidas dos transmissores P1 e P2. No gráfico, as linhas tracejadas indicam o ponto de equilíbrio esboçado como a pressão média em cada transmissor.

Figura 39 – Transiente de pressão para medidas em P1 e P2.



Fonte: o autor.

Analisando os transientes de pressão, podemos perceber que comportamento dinâmico do sistema é dominado por uma resposta no tempo de primeira ordem, ou seja, a resposta temporal

a um impulso que faz o sistema passar de um estado a outro é da forma:

$$y(t) = y_0 (1 - e^{-t/\tau}), \quad (52)$$

sendo, τ a constante característica de tempo, que nos permite avaliar o tempo de resposta do sistema e y_0 o estado final após tempo característico. Os tempo característico avaliado para a UPF sofre variação das condições de operação. Entretanto, analisando transientes de pressão em várias condições como na Figura 39 (que pode ser observado também na 31), chegamos a um valor de τ entre 50 e 150 s.

Respostas dinâmicas de primeira ordem são frequentemente encontradas em sistemas reais, e para unidades tipo FCC ocorrem em todos os modelos encontrados na literatura para controle de unidades desse tipo. A função de transferência de um sistema de primeira ordem, considerada neste trabalho, é da forma proposta por Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004) na Equação 39 e como Jia, Rohani e Jutan (2003), Boum, Latifi e Corriou (2015) e Sun, Chu e Ning (2017).

A característica dinâmica da UPF é uma informação importante para presumir as *funções de transferência* no modelo de entrada e saída para a UPF.

3.3 O sistema de controle para a UPF

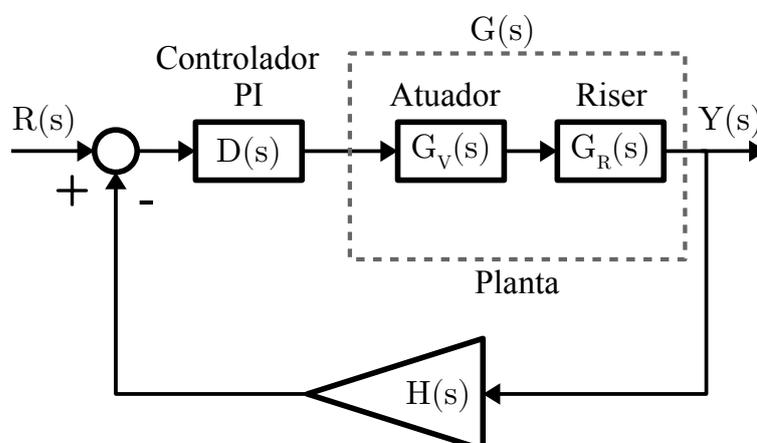
Como já mencionado o sistema de controle deve atuar como um controle de estabilidade, mantendo a operação em estado estacionário mesmo na presença de perturbações. Para esse fim, projetamos um sistema de controle em malha fechada com uma variável de entrada e uma variável de saída – *SISO* (Single Input Single Output). O sistema é controlado por um controlador *PI*, tomando a fração de sólidos como variável de processo. A fração de sólidos pode mudar com a variação do fluxo de ar na entrada do riser (Q_g) ou do fluxo de sólidos (G_s), que por sua vez é controlado pela abertura da válvula de controle. Nessa configuração, a válvula assume o papel de atuador no sistema de controle.

Um diagrama de blocos que configura o sistema *SISO* para a *UPF* é mostrado na Figura 40:

A *UPF* constitui um "*loop*", fisicamente falando, em que a mistura gás-sólido ao sair do riser entra na câmara de separação, então o sólido passa à coluna de retorno e depois retorna ao riser através da válvula de controle. Isso significa dizer que na planta o atuador (válvula) e o riser estão intrinsecamente ligados, do ponto de vista da dinâmica do próprio processo.

Na Figura 40, a planta é representada através da função de transferência $G(s)$ que leva em conta às funções do riser $G_r(s)$ e da válvula $G_V(s)$. Em princípio $G_V(s)$ e $G_r(s)$ podem ser obtidas a partir de modelos teóricos para o riser e a válvula, entretanto tais modelos podem ser significativamente complexos. Para o riser, modelos teóricos mesmo que unidimensionais (PINHEIRO et al., 2012; H.; S.; CORRIOU, 1997) são constituídos de sistemas de equações diferenciais acopladas, não-lineares, e que devem levar em conta várias correlações experimentais para representar a fluidodinâmica do escoamento interno. Uma alternativa a essa dificuldade

Figura 40 – Diagrama de blocos para UPF: controle *SISO* com realimentação (feedback control loop).



Fonte: o autor.

consiste em identificar a função de transferência da "planta", através de identificação dinâmica de sistemas, tomando valores obtidos a partir de medidas da variável de processo desejada em função das variáveis manipuladas.

Na Figura 40, $D(s)$, $H(s)$ e $R(s)$ representam as funções de transferência do controlador, sensor e referência ("set-point").

3.3.1 Modelo de resposta contínua de malha *SISO*

A resposta contínua do sistema de controle, que nesse caso nos possibilita acompanhar os valores de concentração de sólidos no riser, com ação do controlador é calculada como a malha de controle da Figura 40.

O controlador conhece o resultado de sua ação a todo o instante (o estado da variável de processo e o estado da saída do sistema) devido a realimentação do valor da saída para a entrada. O diagrama de blocos da Figura 40 permite-nos encontrar a saída do sistema em termos da transformada do controlador $D(s)$, do valor de referência $R(s)$ e do sensor $H(s)$. Em um sistema realimentado (SCMF), a informação do estado da saída é utilizada para comparação com o valor de referência. Essa informação é obtida a partir do sensor. No nosso caso, visto que o sensor não manipula a variável medida, o sistema tem realimentação unitária, ou seja, $H(s) = 1$. Logo, teremos:

$$E(s) = R(s) - H(s)Y(s)$$

$$H(s) = 1$$

$$E(s) = R(s) - Y(s)$$

$$Y(s) = E(s)D(s)G(s),$$

substituindo $E(s)$ em $Y(s)$, temos:

$$\begin{aligned} Y(s) &= [R(s) - Y(s)] D(s)G(s) \\ &= R(s)D(s)G(s) - Y(s)D(s)G(s). \end{aligned}$$

Isolando $Y(s)$,

$$\begin{aligned} Y(s) + Y(s)D(s)G(s) &= R(s)D(s)G(s) \\ Y(s) [1 + D(s)G(s)] &= R(s)D(s)G(s) \end{aligned}$$

$$Y(s) = \frac{D(s)G(s)}{1 + D(s)G(s)} R(s). \quad (53)$$

Através da Equação 53 podemos encontrar a resposta do sistema no tempo $y(t)$, com a ação do controlador, por meio da transformada inversa de Laplace.

Neste trabalho, a ação de controle será tomada como uma ação PI pois ela permite-nos obter um tipo de controle que reúne todas as vantagens individuais das ações proporcional e integral. Sendo assim, a função de transferência do controlador contínuo será dada pela Equação 54

$$D(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_P s + K_I}{s}. \quad (54)$$

Sabemos que a resposta do processo, no tempo, deve ser de primeira ordem, da forma da Equação 52, o que facilita na hora de escolher o tipo de modelo a ser identificado.

3.3.2 Função de transferência contínua do riser

A função de transferência do riser é obtida por identificação de dados experimentais (cuja dinâmica é de tempo contínuo) ou identificação a partir de dados gerados via modelos da unidade, como realizado por Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004), Jia, Rohani e Jutan (2003), Sun, Chu e Ning (2017) dentre outros. O processo de identificação a partir dos dados simulados reflete a dificuldade de medir as variáveis de interesse na unidade, além do que, o controle dessas variáveis e suas implicações no estado estacionário são de natureza complexa.

Neste trabalho utilizamos dados medidos de fração de sólidos por meio de transmissão gama, como descrito na subseção 3.1.4, para a identificação da função de transferência da planta. O modelo identificado consiste em uma função de transferência de primeira ordem, do tipo

$$G(s) = \frac{k}{\tau s + 1}, \quad (55)$$

onde τ é a constante característica do sistema e k é chamado ganho estático do processo.

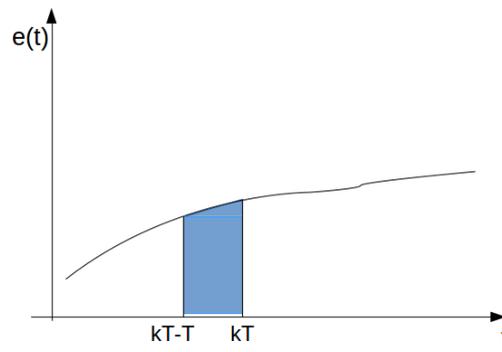
Para a identificação da função de transferência utilizamos o software de identificação dinâmica de sistemas - *System identification toolbox* - no *MATLAB*. O *System identification toolbox* permite escolher o método de identificação entre vários métodos incorporados a essa ferramenta. O princípio geral da identificação nessa ferramenta do *MATLAB* segue o que foi descrito na subseção 2.4.2 da revisão de literatura.

3.3.2.1 RESPOSTA DISCRETA

Visto que nosso objetivo é propor um controle digital para o riser, devemos encontrar a função de transferência global discreta. Para isso, como já dito anteriormente neste trabalho, podemos utilizar o método de equivalentes discretos (ou emulação) que consiste em discretizar a função de transferência contínua do processo (Equação 55) e a função de transferência do controlador (Equação 54). A discretização será realizada aqui utilizando método bilinear ou *método de Tustin* para a integração numérica.

O método de Tustin baseia-se na integração numérica trapezoidal (método trapezoidal) para a função do erro $e(t)$, como representado na Figura 41.

Figura 41 – Área de $e(t)$ por integração trapezoidal, método de Tustin.



Fonte: Próprio autor.

Tomemos, por exemplo, uma função de transferência muito simplificada

$$G(s) = \frac{1}{s}. \quad (56)$$

Então teremos

$$G(s) = \frac{Y(s)}{E(s)}$$

$$sY(s) = E(s),$$

o que implica

$$\frac{dy(t)}{dt} = e(t)$$

$$y(t) = \int_0^t e(\tau) d\tau.$$

A última integral é feita em duas partes, integrando de 0 até $(k-1)T$ depois de $(k-1)T$

até kT , da forma

$$\begin{aligned}
 y(kt) &= \int_0^{kt} e(\tau) d\tau \\
 &= \int_0^{(k-1)t} e(\tau) d\tau + \int_{(k-1)T}^{kt} e(\tau) d\tau \\
 y(kt) &= y((k-1)T) + \int_{(k-1)T}^{kt} e(\tau) d\tau.
 \end{aligned}$$

A última integral na equação acima representa a área de $e(t)$ no intervalo $[(k-1)T, kT]$, mostrada na Figura 41. A área é aproximada trapezoidalmente. Efetuando os cálculos obteremos

$$y(kT) \simeq y((k-1)T) + \frac{T}{2} [e((k-1)T) + e(kT)] \quad (57)$$

Tomando a transformada z , e rearrumando os termos teremos

$$Y(z) = \mathcal{Z}\{y(kT)\} = \frac{T(1+z^{-1})}{2(1+z^{-1})}. \quad (58)$$

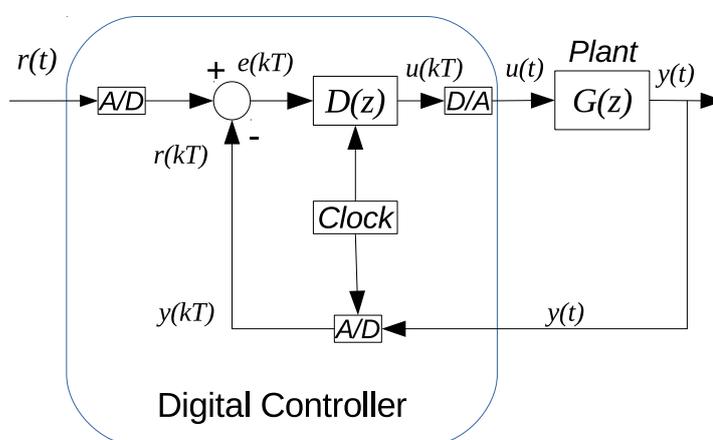
onde, T é o período de amostragem.

A discretização da função de transferência do riser $G(s)$ foi implementada via *Matlab* através do comando `c2d(função, T, 'método')`, que discretiza usando a transformada z . Nessa função, entramos com os argumentos: função a ser discretizada, período de amostragem e método de integração numérica (pois existem outros métodos e aproximações utilizados na discretização).

3.3.3 Controlador digital

Para projetar o controlador digital nos valem os da *emulação*, como descrito na Revisão da Literatura (seção 2.7), que consiste em projetar o controlador em tempo contínuo e depois, com uso da transformada z , digitalizar o controlador. Mas, para implementá-lo no controle, devemos digitalizar todas as funções de transferência via transformada z . A digitalização das funções de transferência foi realizada via *MATLAB* utilizando a função *continuo to digital* - (*C2D*), com método bilinear para discretização (OGATA, 1995). Com isso, o controlador contínuo pode ser

Figura 42 – Digrama de blocos para UPF, em tempo discreto: controle *SISO* com realimentação (feedback control loop).



Fonte: o autor

substituído pelo controlador digital e as funções de transferência por suas versões discretizadas. Isso é esquematizado no diagrama em malha fechada da Figura 42.

Na Figura 42, o controlador digital $D(z)$ toma a forma

$$D(z) = K_P + K_I T \frac{z}{z-1}, \quad (59)$$

onde K_P e K_I são parâmetros associados com as ações proporcional (P) e integral (I) do controlador. Esses parâmetros devem ser ajustados de forma a obter a melhor configuração de controle, levando-se em conta os objetivos do controle.

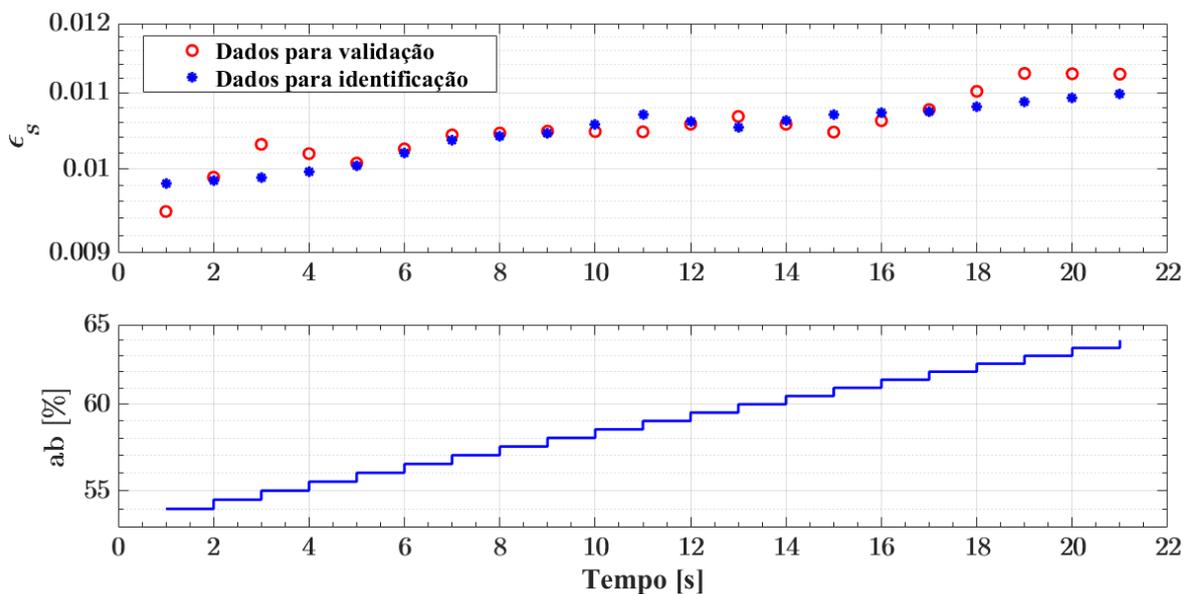
4 RESULTADOS

4.1 A função de transferência identificada

A função de transferência da planta foi identificada a partir de dados experimentais para medidas de perfil de fração de sólidos no rizer, obtidas como descrito na subseção 3.1.4.

O gráfico da Figura 43 apresenta as frações de sólidos calculadas via Equação 30, em função da abertura da válvula de controle (nossa variável controlada).

Figura 43 – Dados para modelo identificação da fração de sólidos.



Na figura, tem-se dois conjuntos de dados: para identificação da fração de sólidos e para validação, em função da abertura da válvula $Ab[\%]$.
Fonte: o autor

Utilizando a ferramenta de identificação dinâmica de sistemas - *System identification* - no *MATLAB*, sabendo que o sistema apresenta resposta de primeira ordem, identificamos a função de transferência da planta $G(s)$ para os dados representados na Figura 43. A função identificada está escrita na Equação 60

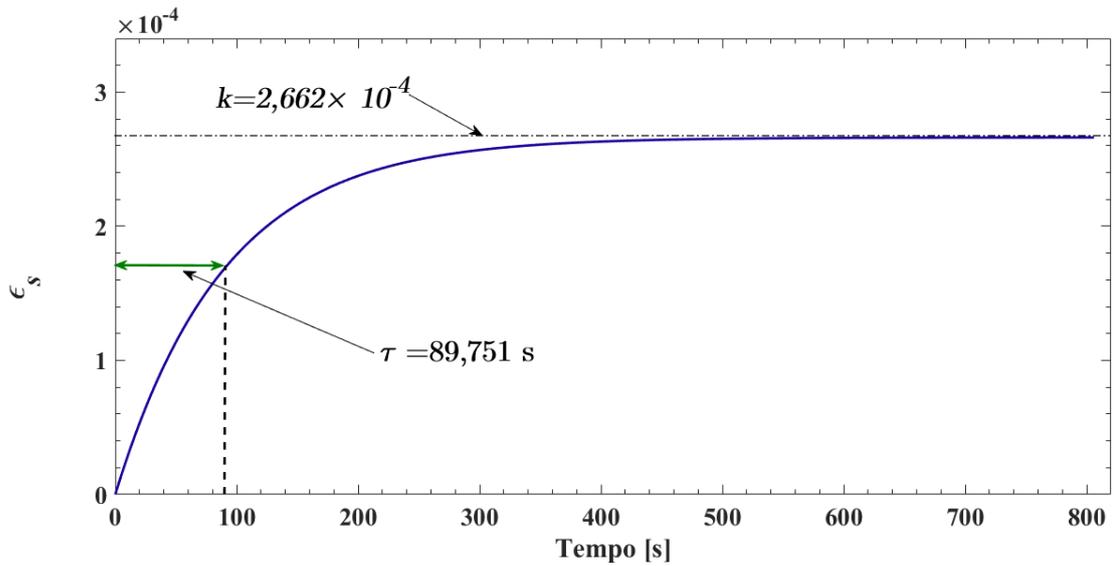
$$G(s) = \frac{2,662 \times 10^{-4}}{89,751s + 1}. \quad (60)$$

A função de transferência é de primeira ordem, com constante característica de tempo $\tau = 89,751s$. Esta constante está de acordo com o esperado, pois os dados nos permitiram inferir constantes entre 50 e 150s, como visto na Equação 30.

A resposta transiente da planta, a uma entrada em degrau, dado pela Equação 60 está graficada na Figura 44, onde se destacam a constante τ e o ganho estático k .

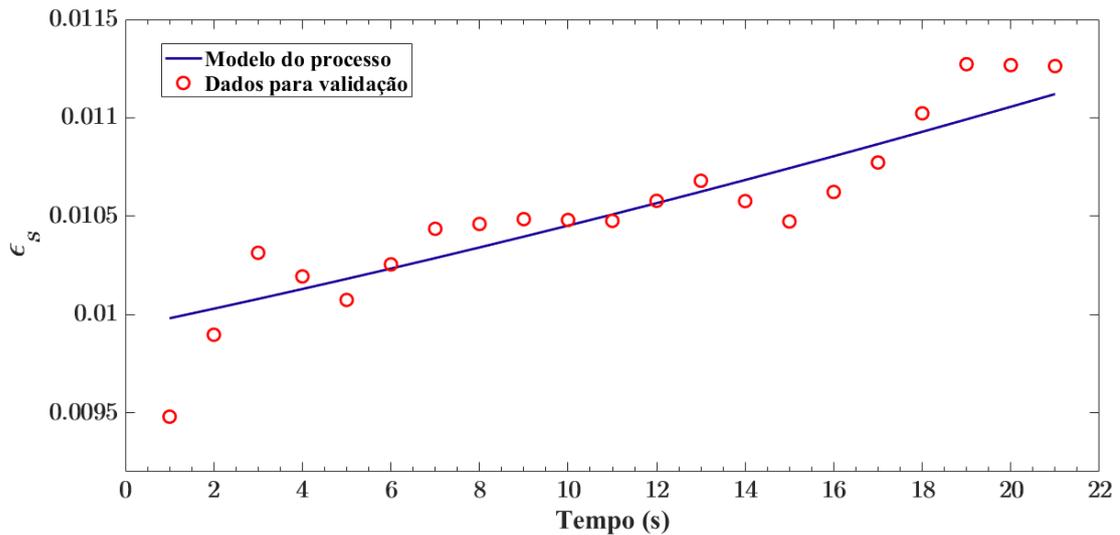
Utilizando a função identificada $G(s)$ comparamos o modelo com os dados utilizados para verificação. O resultado está apresentado na Figura 45, e mostra um bom acordo entre o modelo e os dados.

Figura 44 – Resposta do processo a o degrau unitário.



Fonte: o autor

Figura 45 – Comparação entre modelo identificado e dados de validação.



Fonte: o autor.

Com a função de transferência da planta podemos projetar um controlador levando em conta a configuração em malha fechada de controle, esquematizada na Figura 40. Para isso, projetamos um controlador *PI* utilizando o *Simulink* do *MATLAB*

4.2 Resultados do controle

A função de transferência digitalizada da planta é obtida a partir da função de transferência em tempo contínuo, Equação 60, e controlador digital é modelado como na Equação 59. O controlador deve ser ajustado, por sintonia de controlador, para atender aos objetivos de controle. Para esse fim utilizamos o *Simulink*, juntamente com a função *Tuning*. A função de transferência digital é dada pela Equação 61, obtida por discretização como descrito na subseção 3.3.2.1 da Metodologia:

$$G(z) = \frac{1,483 \times 10^{-9}z + 1,483 \times 10^{-9}}{z - 1}. \quad (61)$$

Considerando um "loop" de controle como o da Figura 40, modelado em *SIMULINK/MATLAB*, configurou-se várias propostas de controle, visando ajustar o controlador $D(z)$ para obtenção da resposta desejada.

O controlador foi ajustado segundo quatro configurações de controle, de acordo com a resposta da planta. Os quatro possíveis ajustes de configuração para o controlador PI com base no tempo ou comportamento transiente do controlador PI são:

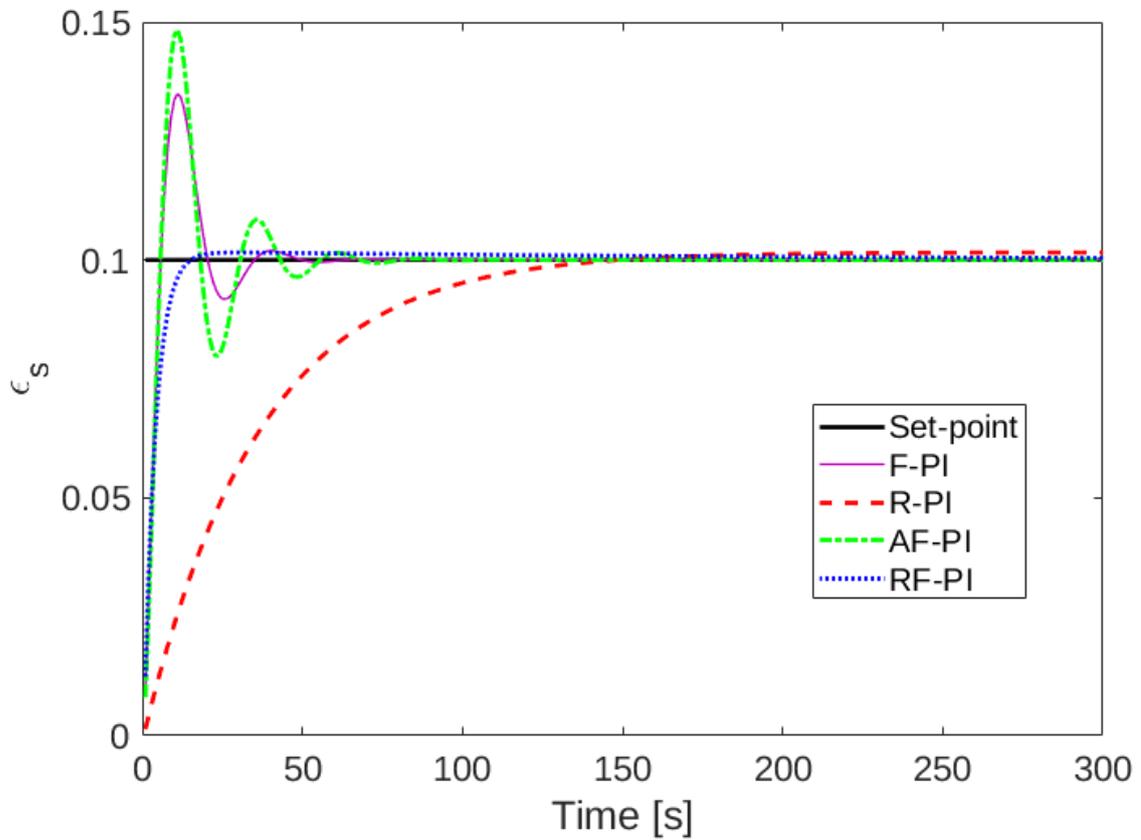
- F-PI (Faster PI) - Mostra uma resposta mais rápida do controlador;
- AF-PI (Agressive and Faster PI) - Mostra um comportamento transitório agressivo e resposta rápida no tempo;
- R-PI (Rappid PI) - Mostra um comportamento transiente robusto, ou seja, maior rejeição de perturbações ou oscilações na resposta até que o sistema esteja no estado estacionário;
- RF-PI (Rappid and Faster) - Combina as ações de F-PI e R-PI.

As respostas no tempo sob ação dos controladores testados pode ser visualizada nas Figuras 46 e 47. Nos gráficos das figuras, quatro possíveis ajustes de configuração do controlador PI são mostradas.

Na Figura 47, o sistema foi perturbado com uma perturbação degrau em $t = 0s$ e o set-point foi ajustado para $\epsilon_s = 0.1$. A Figura 46 exhibe o comportamento do sistema frente a uma mudança de set-point: de $\epsilon_s = 0.02$ para $\epsilon_s = 0.07$. Os possíveis ajustes de configuração para o controlador PI mencionados são:

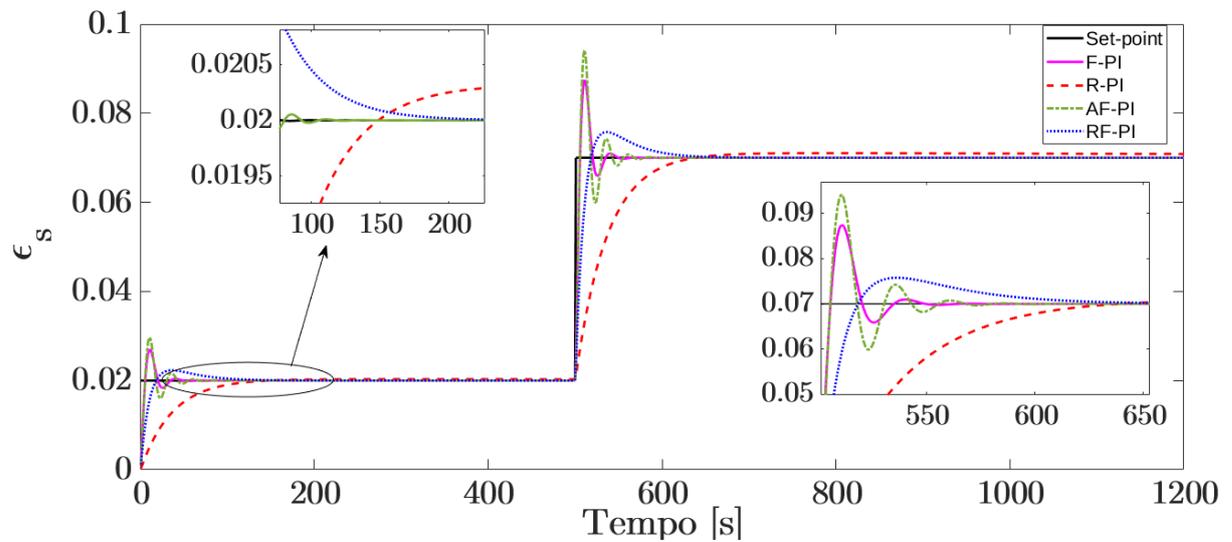
- F-PI e AF-PI: rápido (tempo de subida < 10 s), mas não é eficiente considerando a rejeição de perturbações de entrada: pode ser visto a partir do gráfico da Figura 46 que um overshoot cerca de 30-50% do valor de estado estacionário ocorre em ambas as configurações;
- R-PI: rejeição eficiente de distúrbios, mas lenta (tempo de subida > 100 s), e longo tempo de estabilização (> 1000 s);
- RF-PI: rápido (tempo de subida < 50 s e estabilização tempo $\cong 200$ s) e robusto: pode-se ver a partir do gráfico inferior uma pequena porcentagem de superação ($< 10\%$).

Figura 46 – Resposta do sistema de controle para controladores $F - PI$, $R - PI$, $AF - PI$ e $RF - PI$.



Fonte: Próprio autor

Figura 47 – Resposta do sistema de controle para controladores $F - PI$, $R - PI$, $AF - PI$ e $RF - PI$.



Fonte: o autor

Os parâmetros ajustados para os controladores foram sintonizados com uso da função *tunning* do MATLAB, que basicamente resolve um problema de otimização para cálculo dos parâmetros. Na sintonia do controlador, é gerado uma função objetivo $\hat{Y}(s|\theta)$ em função dos parâmetros θ (vetor de parâmetros). Daí, por otimização, minimiza-se o erro entre a função Global $Y(s)$ e a função objetivo $\hat{Y}(s|\theta)$. Os parâmetros ajustados para os controladores F-Pi, AF-Pi, R-Pi e RF-Pi estão dispostos na Tabela 2.

Tabela 2 – Parâmetros dos controladores sintonizados para UPF.

Controlador	K_P	K_I
F-Pi	$22,12 \times 10^7$	$5,47 \times 10^7$
AF-Pi	$17,06 \times 10^7$	$6,70 \times 10^7$
R-Pi	$2,72 \times 10^7$	$1,34 \times 10^4$
RF-Pi	$11,82 \times 10^7$	$13,53 \times 10^5$

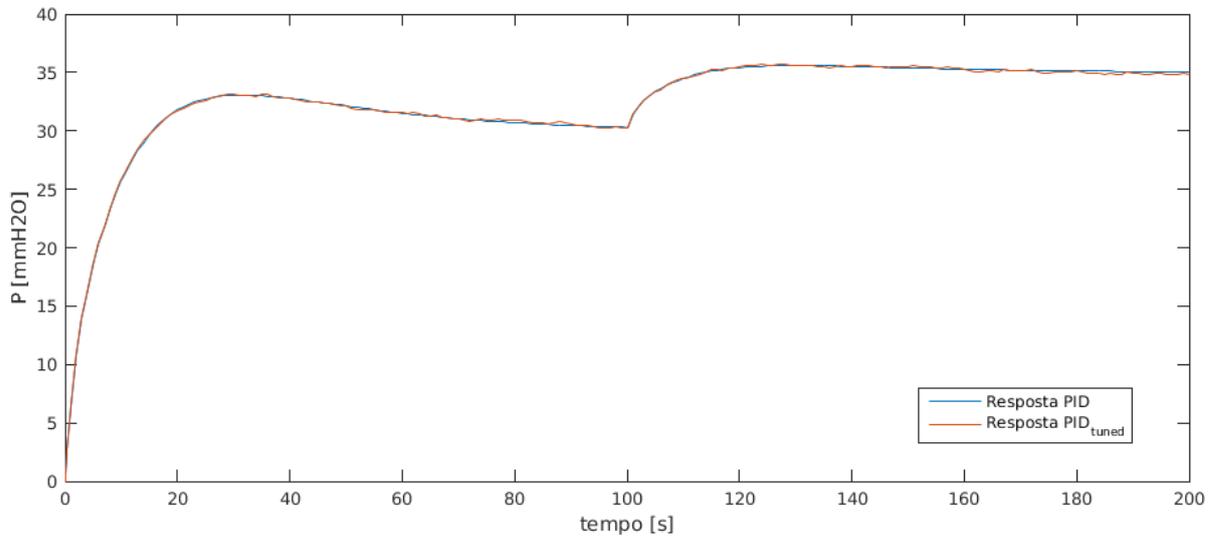
Fonte: o autor

Com isso, podemos observar que a melhor configuração de controle é exibida para o controlador RF-Pi, visto que este é mais eficiente na rejeição de perturbações do estado estacionário (resposta) e ainda assim nos dá uma resposta rápida do controlador.

O comportamento do sistema em malha fechada foi também testado com controlador PID, entretanto a ação derivativa não é recomendada na UPF. A ação derivativa não deve ser utilizada em processos nos quais o sistema deve responder rapidamente a uma perturbação, nem em processos que apresentem muito ruído no sinal medido, pois levaria o processo à instabilidade (STARR, 2006; DORF; BISHOP, 2009). Os testes com controlador PID são mostrados na Figuras 48 e 49. Para esses testes, utilizamos uma resposta transiente de pressão.

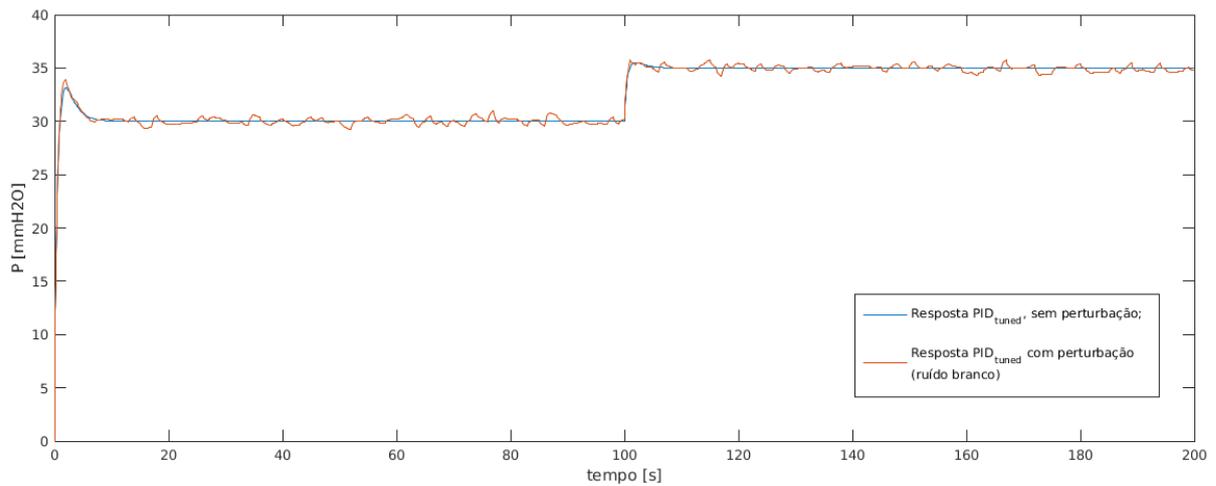
Podemos notar na Figura 48 duas configurações: PID (ajustado para manter o set-point) e PID *tuned* (ajustado e otimizado). Entretanto, mesmo otimizado o PID não confere ao controle uma rápida resposta á variação do set-point. Na Figura 49 o sistema foi perturbado com ruído branco e pode-se observar que o controlados foi incapaz de suprimir o ruído, como esperado.

Figura 48 – Resposta do sistema de controle para controladores PID.



Fonte: Próprio autor

Figura 49 – Resposta do sistema de controle para controladores PID, perturbado com ruído branco.



Fonte: o autor

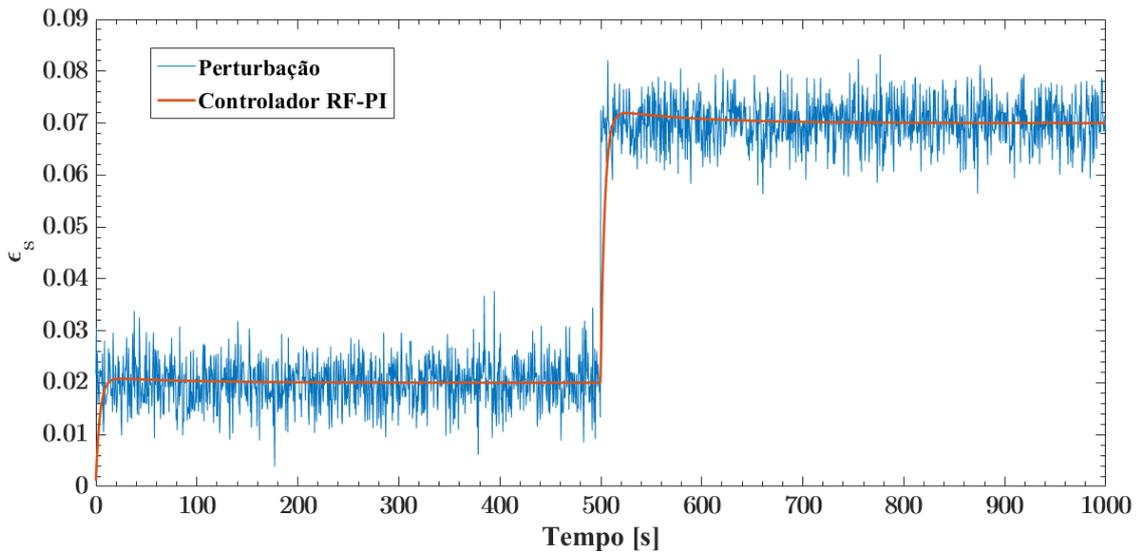
4.2.1 Resposta do sistema a perturbações

Uma vez sintonizado, o controlador escolhido foi testado para perturbações no processo. As perturbações são basicamente:

- perturbação degrau;
- ruído branco;
- perturbação periódica, do tipo senoidal $w(t) = w_0 \sin\left(\frac{2\pi}{T}t\right)$, com amplitude w_0 e período T .

No gráfico da Figura 50, podemos observar o desempenho do controlador RF-PI sob perturbação na entrada do processo como de ruído branco, com frequência de $2,0 \text{ Hz}$ e amplitude máxima de $0,02$. Mais uma vez há uma mudança de set-point, de $\epsilon_s = 0,02$ para $\epsilon_s = 0,07$, e podemos notar que o sistema mantém o set-point e é capaz de suprimir o ruído. No gráfico é mostrada a resposta do sistema sem o controle (em azul) e com o controlador (em vermelho).

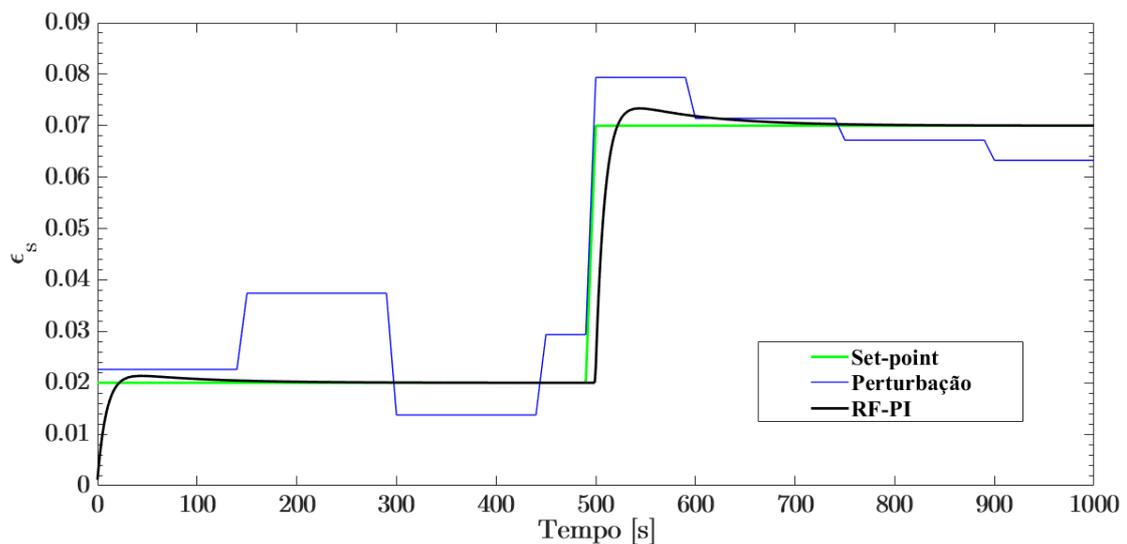
Figura 50 – Respostas do sistema à perturbação, como entrada, do tipo ruído branco.



Fonte: o autor

No gráfico da Figura 51, um distúrbio em degrau é aplicado a cada 150 s com amplitude máxima de $0,02$, considerando a mesma mudança de se-point. O controlador projetado (RF-PI) mostra-se eficaz considerando os objetivos de controle propostos. No gráfico, exibe-se a resposta

Figura 51 – Respostas do sistema à perturbação, como entrada, do tipo degrau.

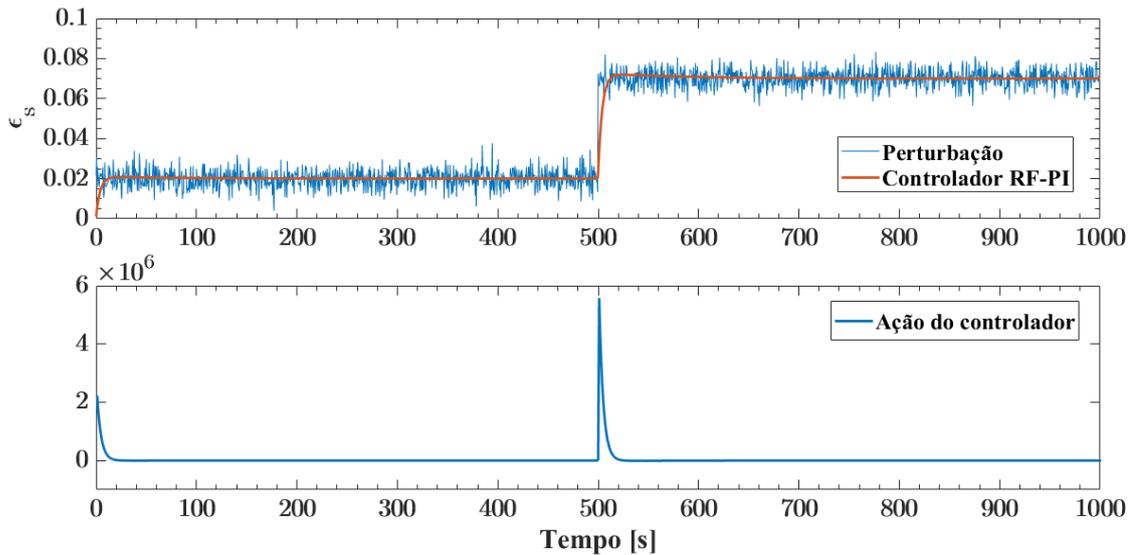


Fonte: o autor

do sistema sem o controle (em azul) e a resposta do sistema com ação do controlador (em preto), além do se-point (em verde).

O controlador age na planta, no momento da mudança de set-point, como pode ser verificado no gráfico da Figura 52.

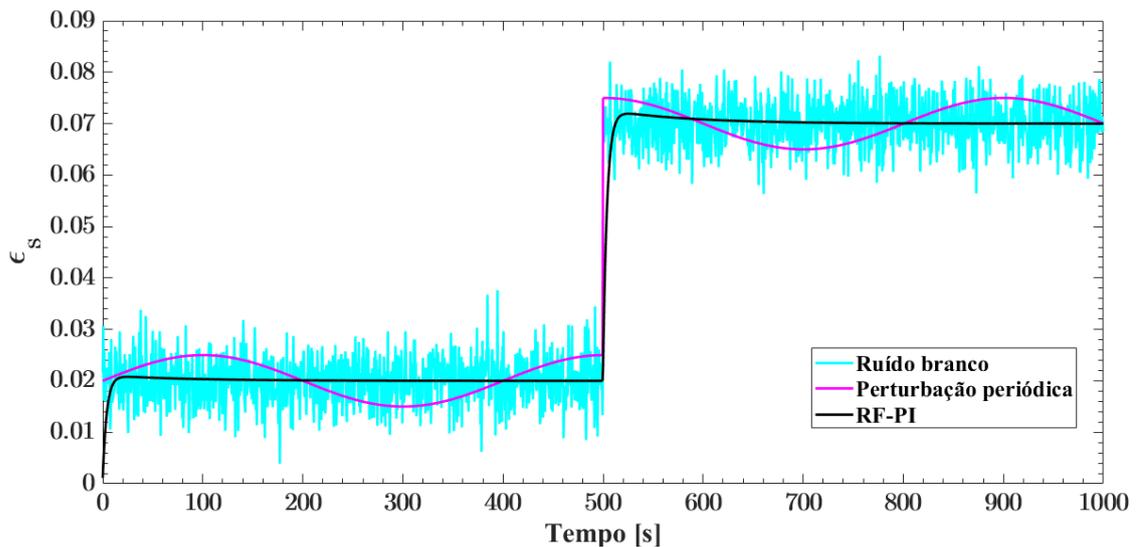
Figura 52 – Respostas do controle à perturbação, como entrada, à mudança de set-point com ruído branco.



Fonte: o autor

Uma perturbação periódica de período $T = 200s$ e amplitude $w_0 = 0,01$ foi adicionada como entrada, junto com ruído branco. Mais uma vez, o controlador se mostra capaz de suprimir as perturbações.

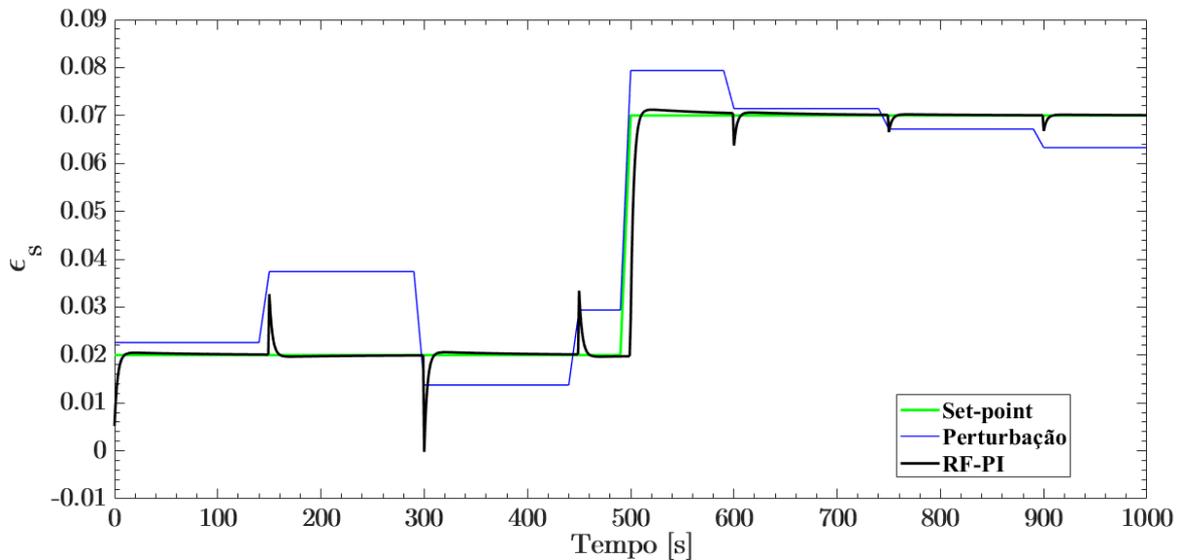
Figura 53 – Respostas do sistema à perturbação periódica com ruído adicional, como entrada.



Fonte: o autor

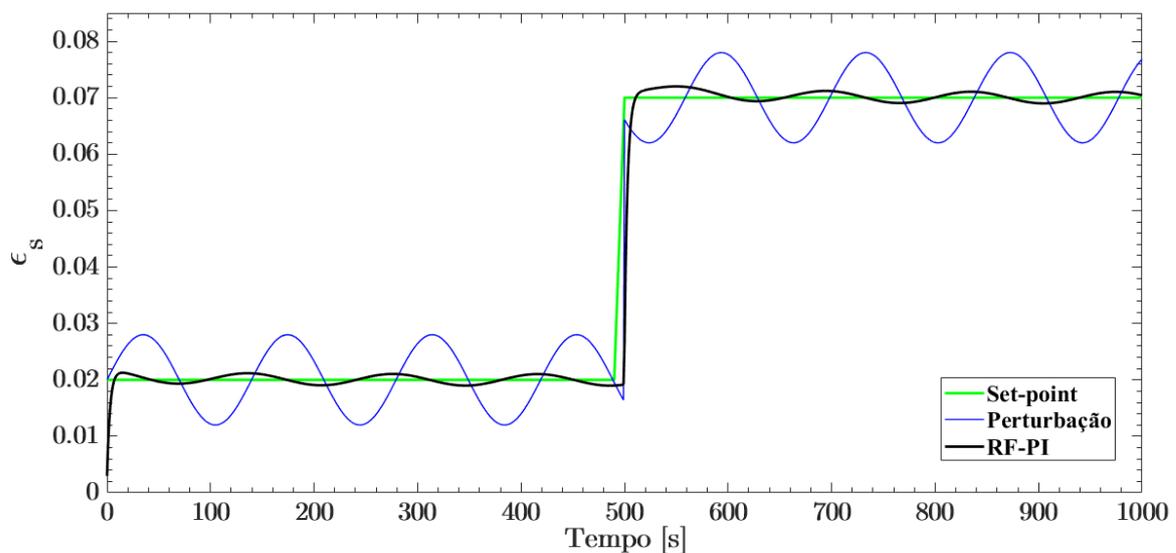
O sistema também foi perturbado na saída, ou seja, o distúrbio foi adicionado à saída do sistema fazendo com que o controlador receba o erro entre o set-point (referência) e o sinal de saída mais perturbação. A diferença aqui se dá pelo fato de que perturbações como entrada são adicionadas na variável de entrada do sistema (na abertura da válvula por exemplo). Quando o sistema é perturbado na saída o controlador tem dificuldade de diferenciar o sinal da referência. O desempenho pode ser observado nos gráficos das Figuras 54, 55 e 56

Figura 54 – Respostas do sistema à perturbação degrau, na saída.



Fonte: o autor

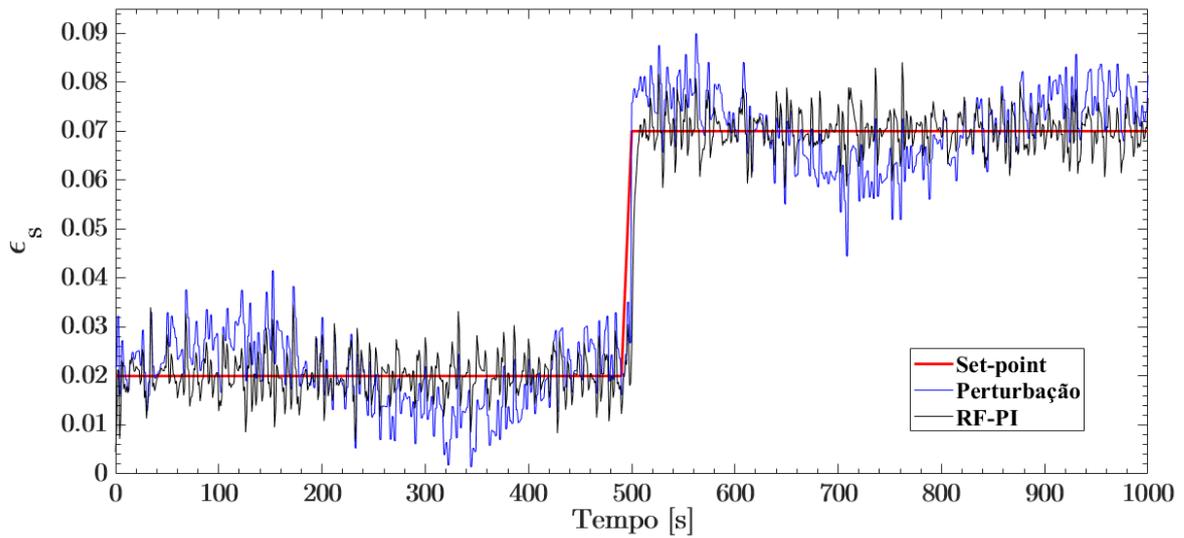
Figura 55 – Respostas do sistema à perturbação periódica, na saída.



Fonte: o autor

Observa-se nesses gráficos que o controlador diminui o efeito das perturbações, entretanto não as suprime totalmente.

Figura 56 – Respostas do sistema à perturbação periódica com ruído adicional, na saída.



Fonte: o autor

Os resultados da ação do controlador RF-PI, no modelo em malha fechada SISO, estão de acordo com os resultados obtidos na literatura de controle para unidades FCC (AGUILARA et al., 1999; ANSARI; TADE, 2000; SUN et al., 2017). Entretanto, nos trabalhos em que se propõe controle de unidade FCC, em sua totalidade, o controle é requerido para temperatura do do riser ou regenerador da unidade (ALARADI; ROHANI, 2002; JIA; ROHANI; JUTAN, 2003; ALVAREZ-RAMIREZ; VALENCIA; PUEBLA, 2004). Não foi encontrado na literatura, durante a produção desse trabalho, nenhum controle fluidodinâmico específico para unidades FCC, ou unidades piloto a frio.

5 CONCLUSÃO

Sistemas de controle para unidades FCC são em geral baseados em controle regulatório de temperatura do regenerador. O grande problema encontrado para propor controles em unidades FCC reside no fato de que o sistema de controle necessita de um modelo do sistema que seja capaz de representar sua complexidade. Modelos para FCC, sejam fluidodinâmicos ou baseados em cinética no riser, não são fáceis de ser implementados devido à complexidade do próprio processo. Em unidades a frio, apenas a fluidodinâmica deve ser levada em conta no modelo e mesmo assim a tarefa de modelar a fluidodinâmica em CFBs não é simples. Modelos encontrados na literatura são permeados por correlações experimentais e condições de contorno específicas, na tentativa de melhorar a interpretação dos padrões de escoamento encontrados da prática.

Neste trabalho, a obtenção da função de transferência foi realizada com tratamento de dados experimentais, visto que modelos 1D não captam a ação da válvula de controle - VPC. Uma metodologia semelhante é encontrada na literatura, nos trabalhos de Alaradi e Rohani (2002), Jia, Rohani e Jutan (2003) e Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004) por exemplo. Entretanto, as funções de transferência são sempre identificadas a partir dos resultados dos modelos e os modelos utilizados são sempre cinéticos; no máximo, usam-se correlações experimentais para ajustar parâmetros fluidodinâmicos necessários aos modelos cinéticos.

Nossos resultados mostram que a obtenção da função de transferência, para a fluidodinâmica do processo, baseada em modelo identificado via medidas de transmissão gama na unidade é possível, além do que, tal metodologia carrega a vantagem de se tratar de uma técnica não invasiva de medida. Ainda, mostramos que a função de transferência identificada dessa forma leva em consideração a ação da válvula, tornando mais simples a proposta de uma malha de controle para a unidade.

Os resultados do controlador PI ajustado (RF-PI), considerando o objetivo de manter o sistema em um estado desejado e rejeitando perturbações, é consistente com o encontrado em outros sistemas de controle para unidades FCC. E, obviamente, tem-se um campo de trabalho em aberto para projetar e testar novos controladores, desde de controladores do tipo clássicos (Pi, PI-PD,...) a controladores baseados em inteligência artificial.

6 PERSPECTIVAS DE TRABALHOS FUTUROS

Neste trabalho mostramos a possibilidade de projetar um sistema de controle baseado em medidas de transmissão gama para monitorar e obter variáveis de processo a ser identificadas. No entanto, a proposta de controlador ainda é baseada em controle clássico (PI, PID, etc). Uma continuação natural para trabalhos futuros são:

- Projetar novos controladores, tal como MPC;
- Encontrar um modelo em função de transferência da válvula VPC, capaz de modelar o fluxo de sólidos liberado pela válvula;
- Melhorar a previsão e ação de controle, propondo um controlador múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO - Multiple Inputs Multiple Outputs);
- identificar o sistema em modelo de espaço de estados, com funções de transferência;
- Implementar, na prática, o controlador proposto na unidade UPF.

REFERÊNCIAS

- AGUILARA, R. et al. Control of a fluid catalytic cracking unit based on proportional-integral reduced order observers. **Chemical Engineering Journal**, Elsevier, v. 75, n. 2, p. 77–85, 1999. Citado 2 vezes nas páginas 40 e 82.
- AGUIRRE, L. A. **Introdução à identificação de sistemas–Técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais**. [S.l.]: Editora UFMG, 2004. Citado 2 vezes nas páginas 30 e 48.
- ALARADI, A.; ROHANI, S. Identification and control of a riser-type fcc unit using neural networks. **Computers & chemical engineering**, Elsevier, v. 26, n. 3, p. 401–421, 2002. Citado 4 vezes nas páginas 18, 44, 82 e 83.
- ALVAREZ-RAMIREZ, J.; VALENCIA, J.; PUEBLA, H. Multivariable control configurations for composition regulation in a fluid catalytic cracking unit. **Chemical Engineering Journal**, Elsevier, v. 99, n. 3, p. 187–201, 2004. Citado 9 vezes nas páginas 23, 31, 41, 42, 43, 67, 69, 82 e 83.
- ANSARI, R.; TADE, M. Constrained nonlinear multivariable control of a fluid catalytic cracking process. **Journal of Process Control**, Elsevier, v. 10, n. 6, p. 539–555, 2000. Citado 5 vezes nas páginas 23, 31, 40, 41 e 82.
- ARANDES, J.; LASA, H. D. Simulation and multiplicity of steady states in fluidized fccus. **Chemical engineering science**, Elsevier, v. 47, n. 9-11, p. 2535–2540, 1992. Citado na página 17.
- ARASTOPOUR, H.; GIDASPOW, D. Vertical pneumatic conveying using four hydrodynamic models. **Industrial & engineering chemistry fundamentals**, ACS Publications, v. 18, n. 2, p. 123–130, 1979. Citado na página 24.
- ASTRONG, K. J.; MURRAY, R. M. **Feedback Systems: An Introduction for Scientists and Engineers**. [S.l.]: PRINCETON UNIVERSITY PRESS, 2012. Version v2.11b. Citado na página 47.
- BOUM, A. T.; LATIFI, A.; CORRIOU, J.-P. Multivariable control and online state estimation of an fcc unit. **Journal of Engineering Science & Technology Review**, v. 8, n. 3, 2015. Citado 2 vezes nas páginas 43 e 67.
- BRAVO, C.; NORMEY-RICO, J. Controle de plantas não lineares utilizando controle preditivo linear baseado em modelos locais. **Sba Controle & Automação**, v. 20, n. 4, p. 465–481, 2009. Citado 2 vezes nas páginas 43 e 48.
- CAO, C.; WEINSTEIN, H. Gas dispersion in downflowing high velocity fluidized beds. **AIChE journal**, Wiley Online Library, v. 46, n. 3, p. 523–528, 2000. Citado na página 51.
- DANTAS, C. et al. Precise gamma ray measurement of the radial distribution of a cracking catalyst at diluted concentrations in a glass riser. **Nuclear Instruments and Methods in Physics Research Section B: Beam Interactions with Materials and Atoms**, Elsevier, v. 251, n. 1, p. 201–208, 2006. Citado 4 vezes nas páginas 14, 15, 32 e 51.

- DANTAS, C. C. et al. Data evaluation and visibility in single beam scanner of gamma ray tomography. **World Journal of Nuclear Science and Technology**, Scientific Research Publishing, v. 3, n. 01, p. 22, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 15 e 51.
- DORF, R. C.; BISHOP, R. H. **Sistemas de Controle Modernos**. décima primeira edição. [S.l.]: LTC, 2009. Citado 4 vezes nas páginas 37, 38, 47 e 77.
- DORF, R. C.; BISHOP, R. H. **Modern control systems**. [S.l.]: Pearson, 2011. Citado na página 35.
- ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. **Chem. Eng. Prog.**, v. 48, p. 89–94, 1952. Citado na página 26.
- FRANKLIN, J. D. P. G. F.; EMAMI-NAEINI, A. **Sistemas de Controle para Engenharia**. 6^o. ed. [S.l.]: bookman, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 35 e 40.
- GELDART, D. Types of gas fluidization. **Powder technology**, Elsevier, v. 7, n. 5, p. 285–292, 1973. Citado 5 vezes nas páginas 9, 18, 19, 20 e 21.
- GIDASPOW, D. **Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions**. [S.l.]: Academic press, 1994. Citado 2 vezes nas páginas 24 e 26.
- H., A.; S., R.; CORRIOU, J. Modelling and control of a riser type fluid catalytic cracking (fcc) unit. **Chemical Engineering Research and Design**, Elsevier, v. 75, n. 4, p. 401–412, 1997. Citado na página 67.
- HEINDEL, T. J. A review of x-ray flow visualization with applications to multiphase flows. **Journal of Fluids Engineering**, American Society of Mechanical Engineers, v. 133, n. 7, p. 074001, 2011. Citado 2 vezes nas páginas 31 e 32.
- HUANG, J. et al. Identification and mpc control of a circulation fluidized bed boiler using an lpv model. **IFAC Proceedings Volumes**, Elsevier, v. 43, n. 5, p. 853–858, 2010. Citado na página 31.
- HYRE, M. R.; GLICKSMAN, L. R. Axial and lateral solids distribution modeling in the upper region of circulating fluidized beds. **Powder technology**, Elsevier, v. 110, n. 1-2, p. 98–109, 2000. Citado na página 23.
- JIA, C.; ROHANI, S.; JUTAN, A. Fcc unit modeling, identification and model predictive control, a simulation study. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, Elsevier, v. 42, n. 4, p. 311–325, 2003. Citado 8 vezes nas páginas 23, 31, 42, 43, 67, 69, 82 e 83.
- KQNNO, h.; SAITO, s. Pneumatic conveying of solids through straight pipes. **Journal of chemical engineering of Japan**, The Society of Chemical Engineers, Japan, v. 2, n. 2, p. 211–217, 1969. Citado na página 25.
- LIMA FILHO, H. et al. Validação experimental de simulações cfd de um leito fluidizado circulante gás-sólido tipo riser. **Blucher Chemical Engineering Proceedings**, v. 1, n. 2, p. 5290–5297, 2015. Citado 2 vezes nas páginas 15 e 34.
- LIMA FILHO, H. J. B. d. **Validação de modelos CFD 2D e 3D de um riser piloto a frio com auxílio de medidas de transmissão gama**. Tese (Doutorado) — Universidade Federal de Pernambuco, Centro de Tecnologias e Geociências, Programa de pós-graduação em Engenharia Química, Recife, 2014. Citado na página 14.

- MALADI, M.; OTERO-SCHIPPER, F. An analysis of gas solid transport in small and large diameter riser reactor. **Mobil Research & Develop. corp., Research department**, 1983. Citado 5 vezes nas páginas 9, 25, 26, 28 e 29.
- MELO, A. C. B. A. d. **Validação de modelos matemáticos para descrever a fluidodinâmica de um riser a frio utilizando atenuação Gama**. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal de Pernambuco, Centro de Tecnologias e Geociências, Programa de pós-graduação em Engenharia Química, Recife, 2004. Citado 6 vezes nas páginas 9, 25, 26, 27, 28 e 29.
- MENDES, S. E.; SANTANA, C. Contato gás-sólidos em leito fluidizado recirculante: Um modelo matemático para o movimento vertical com aceleração. **IX ENENP**, p. 75–83, 1983. Citado 2 vezes nas páginas 25 e 26.
- MOURA, A. E. d. **Controle da injeção de catalisador em uma unidade piloto tipo FCC a frio**. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal de Pernambuco, Centro de Tecnologias e Geociências, Departamento de Energia Nuclear, Recife, Fevereiro 2015. Citado 10 vezes nas páginas 15, 18, 32, 33, 54, 55, 57, 58, 59 e 60.
- NASCIMENTO, R. do et al. Determinação do ponto de colapso em leitos fluidizados circulantes. **Varia Scientia**, v. 7, n. 13, p. 135–146, 2007. Citado na página 60.
- NITZ, M.; GUARDANI, R. Fluidização gás-sólido—fundamentos e avanços. **Revista Brasileira de Engenharia Química**, p. 20–24, 2008. Citado 2 vezes nas páginas 18 e 19.
- OGATA, K. **Discrete-time control systems**. [S.l.]: Prentice-Hall Englewood Cliffs, NJ, 1995. v. 8. Citado na página 72.
- OGATA, K.; MAYA, P. Á.; LEONARDI, F. **Engenharia de controle moderno**. [S.l.]: Prentice Hall, 2003. Citado 4 vezes nas páginas 6, 36, 37 e 47.
- OLIVEIRA, M. F. M. d. **Modelagem do transporte de sólidos em regime denso em unidade piloto a frio por mediação de transmissão gama**. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal de Pernambuco, 2018. Citado 6 vezes nas páginas 31, 32, 33, 34, 56 e 57.
- PETROBAS. **INFORMAÇÕES TRIMESTRAIS - ITR**. [S.l.], 2017. Marcelo Gavioli-Contador. Citado na página 14.
- PETROBRAS. **Fatos e Dados: Parque experimental de plantas piloto do Cenpes desenvolve pesquisas estratégicas**. 2016. Disponível em:<<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/parque-experimental-de-plantas-piloto-do-cenpes-desenvolve-pesquisas-estrategicas.htm>>. Acessado em 07/08/2017. Citado na página 15.
- PETRO&QUÍMICA. **O petróleo deverá dominar a matriz energética mundial por (pelo menos) mais duas décadas**. 2014. Disponível em:<https://issuu.com/editora_valete/docs/pq356>. Acessado em 20/08/2017. Citado na página 14.
- PINHEIRO, C. et al. Fluid catalytic cracking (fcc) process modeling, simulation, and control. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, American Chemical Society (ACS), v. 51, n. 1, p. 1–29, 2012. Citado 6 vezes nas páginas 17, 18, 23, 41, 52 e 67.
- RABINOVICH, E.; KALMAN, H. Flow regime diagram for vertical pneumatic conveying and fluidized bed systems. **Powder Technology**, Elsevier, v. 207, n. 1-3, p. 119–133, 2011. Citado 4 vezes nas páginas 20, 21, 22 e 51.

ROCHA, S.; KACHAN, G. C.; SANTANA, C. Modelagem dinamica do escoamento gas-solido aplicada a secagem pneumatica: comparacao entre 2 modelos. **Anais**, 1988. Citado 6 vezes nas páginas 9, 25, 26, 27, 28 e 29.

SANTOS, V.; DANTAS, C. Transit time and rtd measurements by radioactive tracer to assess the riser flow pattern. **Powder technology**, Elsevier, v. 140, n. 1, p. 116–121, 2004. Citado 2 vezes nas páginas 14 e 51.

STARR, G. P. **Introduction to Applied Digital Control**. 2º. ed. [S.l.]: PRINCETON UNIVERSITY PRESS, 2006. Department of Mechanical Engineering The University of New Mexico. Citado 2 vezes nas páginas 48 e 77.

STEMERDING, S. The pneumatic transport of cracking catalyst in vertical risers. **Chemical Engineering Science**, Elsevier, v. 17, n. 8, p. 599–608, 1962. Citado na página 25.

SUN, M. et al. Robust multi-parametric control of continuous-time linear dynamic systems. **IFAC-PapersOnLine**, Elsevier, v. 50, n. 1, p. 4660–4665, 2017. Citado na página 82.

SUN, Y.; CHU, J.; NING, Z. Model parameter identification and advance control of reaction regeneration system based on pps0. In: IEEE. **2017 3rd IEEE International Conference on Control Science and Systems Engineering (ICCSSE)**. [S.l.], 2017. p. 41–44. Citado 3 vezes nas páginas 44, 67 e 69.

TELES, F. d. A. S. **Avaliação de incerteza nas medidas de parâmetros fluidodinâmicos na UPF**. Tese (Doutorado) — Universidade Federal de Pernambuco, Centro de Tecnologias e Geociências, Programa de pós-graduação em Engenharia Química, Recife, 2015. Citado na página 14.

VIEIRA, W. et al. Identification and predictive control of a fcc unit using a mimo neural model. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, Elsevier, v. 44, n. 8, p. 855–868, 2005. Citado na página 44.

WEN, C. Y. Mechanics of fluidization. In: **Chem. Eng. Prog., Symp. Ser.** [S.l.: s.n.], 1966. v. 62, p. 100–111. Citado na página 26.

WILSON, J. W. **Fluid Catalytic Cracking: Technology and Operation**. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Publishing Company, 1997. Citado na página 60.

YANG, W.-C. A correlation for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines. **AIChE Journal**, Wiley Online Library, v. 24, n. 3, p. 548–552, 1978. Citado na página 25.

ZAHRAN, M. et al. Fluid catalytic cracking unit control using model predictive control and adaptive neuro fuzzy inference system: Comparative study. In: IEEE. **2017 13th International Computer Engineering Conference (ICENCO)**. [S.l.], 2017. p. 172–177. Citado na página 45.