



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

BRUNO GOMES DE ANDRADE

**ESTUDO DE MODELO DE CONTROLE PREDITIVO (MPC) APLICADO A UMA  
UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO FCC UTILIZANDO MEDIDAS DE  
CONCENTRAÇÃO POR TRANSMISSÃO GAMA**

Recife  
2020

BRUNO GOMES DE ANDRADE

**ESTUDO DE MODELO DE CONTROLE PREDITIVO (MPC) APLICADO A UMA  
UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO FCC UTILIZANDO MEDIDAS DE  
CONCENTRAÇÃO POR TRANSMISSÃO GAMA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências.

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

**Orientador:** Prof. Dr. Carlos Costa Dantas

**Coorientador:** Prof. Dr. Hilário Jorge B. de Lima Filho

Recife  
2020

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

A553e      Andrade, Bruno Gomes de.  
              Estudo de Modelo de Controle Preditivo (MPC) Aplicado a  
              uma Unidade Piloto a Frio Tipo FCC Utilizando Medidas de  
              Concentração por Transmissão Gama. / Bruno Gomes de Andrade. -  
              Recife, 2020.  
              89 f. : il.

              Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas.  
              Coorientador: Prof. Dr. Hilário Jorge Bezerra de Lima Filho.

              Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco.  
              CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e  
              Nucleares, 2020.  
              Inclui referências.

              1. Engenharia nuclear. 2. Controle preditivo MPC. 3. Sistema  
              de controle FCC/CFB. 4. Transmissão gama. 5. Modelagem. I.  
              Dantas, Carlos Costa, orientador. II. Lima Filho, Hilário Jorge  
              Bezerra de, coorientador. III. Título.

621.48 CDD (22. ed.)

UFPE (BDEN 2021-04)

BRUNO GOMES DE ANDRADE

**ESTUDO DE MODELO DE CONTROLE PREDITIVO (MPC) APLICADO A UMA  
UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO FCC UTILIZANDO MEDIDAS DE  
CONCENTRAÇÃO POR TRANSMISSÃO GAMA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências.

Aprovada em: 15/12/2020

**BANCA EXAMINADORA**

---

Prof<sup>o</sup>. Dr. Carlos Costa Dantas (Orientador)  
Universidade Federal de Pernambuco

---

Prof<sup>o</sup>. Dr. Hilário Jorge B. de Lima Filho (Coorientador)  
Universidade Católica de Pernambuco

---

Prof<sup>o</sup>. Dr. Silvio de Barros Melo (Examinador Externo)  
Universidade Federal de Pernambuco

---

Prof<sup>o</sup>. Dr. Carlos Alberto Brayner de Oliveira Lira (Examinador Interno)  
Comissão Nacional de Energia Nuclear

---

Prof<sup>o</sup>. Dr. José Araújo dos Santos Júnior (Examinador Interno)  
Universidade Federal de Pernambuco

Para todos que me ajudaram a continuar e a perseverar na conclusão desta dissertação.

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Jeová Deus, pois Ele é o criador de todas as coisas e nos deu a vida, e por me ajudar durante esse período com paciência, bondade e esperança. Assim como um pai amoroso que se preocupa com seu filho, Deus se preocupa com as pessoas e deseja o bem de todas. *“Achequem-se a Deus, e Ele se chegará a vocês”* (Tiago 4:8).

Ao meu Pai Fernando, a minha Mãe Luciana, e aos meus irmãos Fernando e Aline por toda dedicação, cuidado e companheirismo. Por não me deixarem desistir nos momentos ruins e me mostrarem que é possível vencer os obstáculos que a vida oferece.

Ao meu orientador, Professor Dr. Carlos Costa Dantas, pela oportunidade concedida a mim para o desenvolvimento dessa pesquisa, com orientação e compreensão, oferecendo a mim não apenas um crescimento intelectual, mas um crescimento pessoal.

Ao meu coorientador, Professor Dr. Hilário Jorge B. de Lima Filho, pela oportunidade concedida a mim de ingressar no Departamento de Energia Nuclear da Universidade Federal de Pernambuco (DEN-UFPE), além de oferecer ajuda e conhecimento desde o período da graduação da Engenharia Química na Universidade Católica de Pernambuco (UNICAP).

Ao Professor Dr. Antônio José da Cruz Filho, por todo apoio, paciência, dedicação, e por sempre mostrar o lado positivo de tudo.

Agradeço aos Professores que fizeram parte da banca examinadora, que participaram e contribuíram com gratidão.

Agradeço a todos os amigos do DEN-UFPE, em especial: Pamalla Rafaelly, Eudes Bertony, Victor Hugo, Milton Viana e Leandro Claudino. Amigos que conheci nessa jornada e que ofereceram bons momentos durante esse tempo, contribuindo para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus amigos que me auxiliaram e me ajudaram, tanto no meu desenvolvimento acadêmico quanto no meu desenvolvimento pessoal.

À CAPES, pelo suporte financeiro através da concessão da bolsa de estudo de mestrado.

## RESUMO

O craqueamento catalítico fluidizado (FCC – *Fluid Catalytic Cracking*) é utilizado no processo de conversão do petróleo em produtos de alto valor, como gasolina e gás liquefeito de petróleo – GLP. A modelagem complexa dessas unidades requer um nível adequado de automação e eficiência para manter as condições operacionais em um estado estacionário. O modelo de controle matemático descreve o sistema usando uma função de transferência obtida por identificação de sistemas com base nas variáveis de controle como pressão e transmissão gama. O controlador preditivo MPC utiliza um modelo do processo capaz de prever seu comportamento ao longo de um horizonte pré-determinado, e suas ações de controle são tomadas para manter o processo próximo do valor de referência e corrigindo possíveis perturbações durante o procedimento. Um MPC foi desenvolvido para o controle de alimentação de sólidos em uma Unidade Piloto a Frio do tipo FCC, utilizando a fração volumétrica de sólidos como variável de processo e o fluxo de sólidos na entrada do riser como variável manipulada. A UPF utilizada possui um riser feito em material acrílico transparente com 6.7 m de altura e 0.092 m de diâmetro. A intensidade gama utilizada para medir a concentração de sólidos foi monitorada pelo detector de cintilação 2”x2” NaI(Tl) acoplado a um analisador multicanal e fontes gama isotópicas de  $^{241}\text{Am}$ , instalados em três seções. O modelo da planta é implementado por MATLAB/Simulink sob a ação do MPC por diferentes ajustes como horizontes de predição e de controle, restrições e configurações de tempo e comportamento. Por meio desses testes, o controlador mais adequado para o modelo da UPF apresentou um alcance do valor desejado em um curto período de tempo, por meio de um comportamento mais agressivo. O MPC também apresentou resultados adequados em relação ao uso de restrições. Por meio disso, o controlador MPC mostrou ser uma boa alternativa para uso e implementação na UPF.

**Palavras-chave:** Controle Preditivo MPC. Sistema de Controle FCC/CFB. Transmissão Gama. Modelagem.

## ABSTRACT

Fluid Catalytic Cracking (FCC) is used in the process of converting oil into high-value products, such as gasoline and liquefied petroleum gas - LPG. The complex modeling of these units requires an adequate level of automation and efficiency to maintain operating conditions in a steady state. The mathematical control model describes the system using a transfer function obtained by identifying systems based on control variables such as pressure and gamma transmission. The MPC predictive controller uses a process model capable of predicting its behavior over a predetermined horizon, and its control actions are taken in order to keep the process close to the reference value and to correct possible disturbances during the procedure. An MPC was developed for the control of solid feed in a Cold Pilot Unit of the FCC type, using the volumetric fraction of solids as a process variable and the flow of solids in the riser inlet as a manipulated variable. The UPF used has a riser made of transparent acrylic material, 6.7 m high and 0.092 m in diameter. The gamma intensity used to measure the concentration of solids was monitored by the scintillation detector 2"x2" NaI(Tl) coupled to a multichannel analyzer and <sup>241</sup>Am isotopic gamma sources, installed in three sections. The plant model is implemented by MATLAB / Simulink under the action of the MPC through different adjustments such as horizons of prediction and control, restrictions and configurations of time and behavior. Through these tests, the controller most suitable for the UPF model achieved a desired value in a short period of time, through more aggressive behavior. The MPC also showed adequate results in relation to the use of restrictions. As a result, the MPC controller proved to be a good alternative for use and implementation in the UPF.

**Keywords:** MPC Predictive Control. FCC / CFB Control System. Gamma transmission. Modeling.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 –	Unidades FCC da PETROBRAS. ....	19
Figura 2 –	Padrões de escoamento para transporte vertical pneumático em leito fluidizado.....	23
Figura 3 –	Determinação da atenuação da radiação ao longo do riser.....	27
Figura 4 –	Perfis Radiais de Intensidade de radiação Gama para Diferentes Vazões de Ar. ....	28
Figura 5 –	Perfis Radiais de Fração Volumétrica de Sólidos para Diferentes Vazões de Ar. ....	28
Figura 6 –	Elaboração de um Sistema de Controle.....	30
Figura 7 –	Representações em Bloco de: (a) Fluxo de Sinal; (b) Transformada de Laplace.....	33
Figura 8 –	Malha de Controle em Diagrama de Blocos de um Sistema Realimentado. ....	34
Figura 9 –	Diagrama de Blocos de um Sistema de Controle de Malha Aberta. ....	35
Figura 10 –	Diagrama de Blocos de um Sistema de Controle de Malha Fechada.....	36
Figura 11 –	Estrutura básica do MPC. ....	40
Figura 12 –	Estratégia do MPC.....	43
Figura 13 –	UPF em representação real e representação em CAD.....	48
Figura 14 –	Válvula de Controle de Pressão - VPC.....	49
Figura 15 –	Esquema dos sistemas da UPF.....	50
Figura 16 –	Esquema do ciclo do catalisador no interior da UPF. ....	51
Figura 17 –	Atuadores e Sensores disponíveis na UPF.....	52
Figura 18 –	Tomógrafo para Medidas das Intensidades Gama na seção M1.....	54
Figura 19 –	Esquema de Fluxo de Sinais da UPF.....	55
Figura 20 –	Perfis Radiais de Intensidade Gama com Fluxo de Sólidos. ....	56
Figura 21 –	Perfis de Velocidades de Partículas e de Choking. ....	59
Figura 22 –	Pressão Transiente no Riser sob mudança na Abertura de Válvula. ....	60
Figura 23 –	Pressão Transiente no Riser sob mudança na Vazão de Ar.....	60
Figura 24 –	Curva de Pontos de Equilíbrio para o medidor de Pressão P1.....	61
Figura 25 –	Curva de Pontos de Equilíbrio para o medidor de Pressão P2.....	62
Figura 26 –	Curva de Pontos de Equilíbrio para o medidor de Pressão P1.....	62
Figura 27 –	Curva de Pontos de Equilíbrio para o medidor de Pressão P2.....	63

Figura 28 –	Mapa de Operação da UPF. ....	63
Figura 29 –	Transiente de Pressão para as Medidas nos Transmissores P1 e P2. ....	65
Figura 30 –	Diagrama de Blocos representando um Controle SISO para a UPF com Realimentação. ....	66
Figura 31 –	Dados para Modelo de Identificação da Fração de Sólidos. ....	68
Figura 32 –	Resposta do Processo ao Degrau Unitário. ....	69
Figura 33 –	Comparação entre o Modelo Identificado e os Dados de Validação. ....	69
Figura 34 –	Modelo do fluxograma do MPC considerado pelo Toolbox. ....	70
Figura 35 –	Resposta do sistema de controle para controladores MPC, AG-MPC, LA- MPC, LR-MPC, RB-MPC: Simulação 1. ....	73
Figura 36 –	Resposta do sistema de controle para controladores MPC, AG-MPC, LA-MPC, LR-MPC, RB-MPC: Simulação 2. ....	73
Figura 37 –	Resposta do sistema a diferentes valores de $H_P$ no controlador AG-MPC. ....	74
Figura 38 –	Resposta do sistema a diferentes valores de $H_P$ no controlador LA-MPC... ..	75
Figura 39 –	Resposta do sistema a diferentes valores de $H_C$ no controlador AG-MPC .....	76
Figura 40 –	Resposta do sistema a diferentes valores de $H_C$ no controlador LA-MPC .....	77
Figura 41 –	Resposta do sistema ao ruído branco, na entrada do sistema. ....	78
Figura 42 –	Resposta do sistema a perturbação do tipo degrau, na entrada do sistema... ..	78
Figura 43 –	Resposta do sistema ao ruído branco, na saída do sistema. ....	79
Figura 44 –	Resposta do sistema a perturbação do tipo degrau, na saída do sistema. ....	79
Figura 45 –	Resposta do sistema mediante a inclusão de restrições na saída. ....	80
Figura 46 –	Resposta do sistema de controle para controladores PI e AG-MPC. ....	81

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

FCC	<i>Fluid Catalytic Cracking</i> - Craqueamento Catalítico Fluidizado
PROTEN	Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares
DEN	Departamento de Energia Nuclear
UFPE	Universidade Federal de Pernambuco
UPF	Unidade Piloto a Frio
MPC	<i>Model Predictive Control</i> - Modelo de Controle Preditivo
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
PETROBRAS	Petróleo do Brasil
ANP	Agência Nacional de Petróleo e Biocombustíveis
CFB	<i>Circulating Fluidized Bed</i> - Leito Fluidizado Circulante
CFD	<i>Computational Fluid Dynamics</i> - Fluidodinâmica Computacional
CLP	Controladores lógicos programáveis
SISO	<i>Single Input, Single Output</i> - Entrada única, saída única
MIMO	<i>Multiple Input, Multiple Output</i> - Entradas múltiplas, saídas múltiplas
SCMA	sistema de controle em malha aberta
SCMF	sistema de controle em malha fechada
PID	Controle Proporcional Integral Derivativo
DMC	<i>Dynamic Matrix Control</i>
GPC	<i>Generalized Predictive Control</i>
MAC	<i>Model Algorithmic Control</i>
LQR	<i>Linear Quadratic Regulator</i>
NMPC	Modelo de Controle preditivo não linear
QDMC	<i>Quadratic Dynamnic Matrix Control</i>
QIH-NMPC	MPC de horizonte quase infinito
MHE-NMPC	Estimador de horizonte móvel MPC não linear
MATLAB	Software interativo para cálculo matemático

SIMULINK	Ferramenta de simulação e modelagem de sistemas dinâmicos
VPC	<i>Valve for Pressure Control</i> - Válvula de Controle de Pressão
CTG-EEP	Centro de Tecnologia e Geociências – Escola de Engenharia de Pernambuco
RSVIEW32	Programa do sistema de controle da UPF
PB, P1, P2 e P3	Pontos de localização dos sensores de pressão
M1, M2 e M3	Pontos de localização das mesas coordenadas de intensidade gama
ADC	Conversor Analógico Digital
MCA	Analizador Multicanal
Am-241	Fonte de amerício
2"x 2" NaI (T1)	Detector de cintilação
D(s)	Função de transferência do controlador
H(s)	Função de transferência do sensor
R(s)	Função de transferência da referência
G(s)	Função de transferência da planta
Gr(s)	Função de transferência do riser
Gv(s)	Função de transferência da válvula
Y(s)	Função de transferência da saída do sistema
U(s)	Função de transferência da entrada do sistema
y(t)	sinal de saída no tempo
u(t)	sinal de entrada no tempo
r(t)	sinal de referência - setpoint
e(t)	sinal de diferença (erro)

## LISTA DE SÍMBOLOS

$Re_{tr}^*$	Número de Reynolds
$Ar$	Número de Arquimedes
$\rho_g$	massa específica do gás
$\rho_s$	massa específica do sólido
$\nu_g$	viscosidade cinemática do gás
$D_r$	diâmetro do riser
$\bar{d}_p$	diâmetro médio da partícula
$U_{tr}$	velocidade no limite de transição do padrão de escoamento
$\epsilon_{tr}$	fração de vazios no limite de transição do padrão de escoamento
$g$	aceleração da gravidade
$C_v$	concentração volumétrica de sólidos circulantes no riser
$I$	Intensidade de Radiação emergente
$I_0$	Intensidade de Radiação incidente
$\mu_m$	coeficiente de atenuação mássico do material
$D$	trajetória do feixe de radiação
$\mu_s$	coeficiente de atenuação linear do sólido
$\mu_g$	coeficiente de atenuação linear do gás
$\epsilon_s$	fração volumétrica do sólido
$\epsilon_g$	fração volumétrica do gás
$R$	raio interno do riser
$Re$	raio externo do riser
$c$	corda do riser
$r$	deslocamento do escaneamento do riser
$d_i$	espessura da parede do riser
HP	Horizonte de Predição
HC	Horizonte de Controle

TS	Tempo de Amostragem
umax	valor máximo de entrada
umin	valor mínimo de entrada
y <sub>max</sub>	valor máximo de saída
y <sub>min</sub>	valor mínimo de saída
J	função custo
y <sup>sp</sup>	valor do set-point
Q <sub>g</sub>	vazão de ar comprimido
Ab	abertura de válvula para injeção de sólidos
ΔP	gradiente de pressão entre dois pontos
Δz	diferença de altura entre dois pontos
V <sub>ch</sub>	velocidade de choking
d <sub>p</sub>	diâmetro da partícula (m)
G <sub>s</sub>	fluxo mássico de partículas solidas no riser (kg/m <sup>2</sup> s)
U <sub>s</sub>	velocidade da partícula
U <sub>g</sub>	velocidade do gás
τ	constante característica do sistema
k	ganho estático do processo

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>16</b>
1.1	OBJETIVOS .....	17
1.1.1	<b>Objetivos Gerais .....</b>	<b>17</b>
1.1.2	<b>Objetivos Específicos .....</b>	<b>18</b>
<b>2</b>	<b>REVISÃO DE LITERATURA .....</b>	<b>19</b>
2.1	PROCESSO DE FCC .....	19
2.2	ESCOAMENTO EM LEITO CIRCULANTE .....	21
2.3	MODELAGEM DO PROCESSO .....	23
2.4	TRANSMISSÃO GAMA .....	25
2.5	SISTEMA DE CONTROLE .....	29
2.5.1	<b>Componentes e Variáveis do Sistema de Controle .....</b>	<b>30</b>
2.5.2	<b>Função de Transferência .....</b>	<b>32</b>
2.5.3	<b>Diagrama de Blocos .....</b>	<b>33</b>
2.5.4	<b>Sistema de Controle em FCC .....</b>	<b>36</b>
2.6	MODELO DE CONTROLE PREDITIVO - MPC .....	38
2.6.1	<b>Estrutura do MPC .....</b>	<b>40</b>
2.6.2	<b>Algoritmo MPC .....</b>	<b>41</b>
2.6.3	<b>Estratégia do MPC .....</b>	<b>42</b>
2.6.4	<b>Controle MPC na Indústria .....</b>	<b>45</b>
<b>3</b>	<b>MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>48</b>
3.1	UNIDADE PILOTO A FRIO - UPF .....	48
3.1.1	<b>Sistemas de Operação da UPF.....</b>	<b>50</b>
3.1.1.1	Ciclo do Catalisador .....	50
3.1.1.2	Sistema de Controle.....	51
3.1.1.3	Sistema de Medidas .....	53
3.1.2	<b>Medição da Fração de Sólidos .....</b>	<b>54</b>
3.1.3	<b>Arranjo Experimental .....</b>	<b>56</b>
3.2	MAPA DE OPERAÇÃO DA UPF .....	57
3.2.1	<b>Características Estáticas do Processo .....</b>	<b>59</b>

<b>3.2.2</b>	<b>Características Dinâmicas do Processo.....</b>	<b>64</b>
3.3	SISTEMA DE CONTROLE NA UPF .....	65
<b>3.3.1</b>	<b>Modelo de Resposta Contínua de malha SISO .....</b>	<b>67</b>
<b>3.3.2</b>	<b>Função de Transferência Identificada .....</b>	<b>67</b>
3.4	IMPLEMENTAÇÃO DO MPC A UPF .....	70
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>72</b>
4.1	RESULTADOS DO CONTROLE .....	72
<b>4.1.1</b>	<b>Horizonte de Predição .....</b>	<b>74</b>
<b>4.1.2</b>	<b>Horizonte de Controle .....</b>	<b>75</b>
4.2	PERTURBAÇÕES NO SISTEMA .....	77
4.3	USO DE RESTRIÇÕES NO CONTROLADOR .....	80
4.4	COMPARAÇÃO ENTRE MPC E PID .....	81
<b>5</b>	<b>CONCLUSÃO .....</b>	<b>83</b>
<b>6</b>	<b>PERSPECTIVAS PARA TRABALHOS FUTUROS .....</b>	<b>84</b>
	<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>85</b>

## 1 INTRODUÇÃO

O Craqueamento Catalítico Fluidizado (*FCC – Fluid Catalytic Cracking*) é um importante processo na indústria petroquímica, baseado na quebra de longas moléculas orgânicas, por ação de catalisadores em altas temperaturas, transformando-as em moléculas menores. Seu objetivo principal é a produção de combustíveis, como gasolina e GLP, proporcionando mais eficiência ao refino, reduzindo a ação de interferências na reação principal, e ajustando a produção as reais necessidades das refinarias e do mercado consumidor (SCHEUER, 2004).

As unidades piloto consistem em um modelo físico capaz de simular uma operação FCC em escala reduzida com poucos quilogramas de catalisador, em comparação com o processamento real de uma FCC com toneladas de matéria-prima. São importantes ferramentas na busca de modelos que permitem uma melhor avaliação de parâmetros para a fluidodinâmica e a cinética do sistema, em comparação a dados de uma unidade de FCC real, por meio de diferentes condições de funcionamento e/ou incremento de novas tecnologias.

O grupo de pesquisa de Tomografia Gama e Fluidodinâmica do Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares (PROTEN) do Departamento de Energia Nuclear da Universidade Federal de Pernambuco (DEN-UFPE), tem disponível uma Unidade Piloto a Frio (UPF) tipo FCC, realizando experimentos voltados à validação de modelos fluidodinâmicos, comportamento do sistema sobre diferentes condições de funcionamento, ensaio de testes não destrutivos aplicando radiação X ou gama, avaliação de incertezas, incrementação de novos equipamentos e tecnologias, controle de processos e simulações virtuais. (DANTAS *et al.*, 2013); (LIMA FILHO, 2014); (MOURA, 2015); (OLIVEIRA, 2018); (CLAUDINO *et al.*, 2018); (CRUZ, 2019); (SILVA, 2019).

O modelo de controle preditivo (*Model Predictive Control - MPC*), é uma técnica de controle avançado, desenvolvido em torno de 1970, que tem como objetivo minimizar os problemas de interação que ocorrem ao nível do controle regulatório entre as malhas de controle, resolver problemas de restrições durante o processo, e reduzir a variabilidade do processo em torno dos valores desejados. Com o tempo, novas propostas para a implementação do MPC foram desenvolvidas pela academia e pela indústria, no sentido de melhorar e resolver os problemas encontrados nos controladores utilizados em plantas industriais. Um dos

requisitos é a busca de uma estabilidade no controle preditivo, independente de variações que possam ocorrer no modelo real da unidade (SILVA, 2014; ZOU & LI, 2017).

A estrutura do MPC é originalmente baseada nos princípios do Controle Dinâmico Matricial (CUTLER; RAMAKER, 1979), sendo capaz de realizar previsões de uma série de saídas de um processo tendo como base um modelo matemático, assim como projetar uma trajetória de referência considerando valores passados das variáveis controladas e manipuladas. Essa trajetória é o resultado da solução de uma rotina de otimização, calculada em cada intervalo de tempo dentro de um certo horizonte de previsão definido no controlador.

O desenvolvimento deste projeto consistiu em estudar o modelo de controle preditivo aplicado a um sistema em malha fechada para a UPF. Foram utilizadas medidas de transmissão gama para monitoramento da fração volumétrica de sólidos, obtenção de dados que permitam identificação dinâmica do sistema e para obtenção de parâmetros fluidodinâmicos da unidade. Um modelo identificado do sistema foi proposto como uma função de transferência do processo, a partir das medidas com transmissão gama. A proposta da utilização da transmissão gama foi bastante promissora e demonstra uma importante via na indústria, por se tratar de uma técnica não invasiva, que tem como objetivo fornecer informações sobre o escoamento e a fluidodinâmica do sistema, sem provocar perturbações no fluxo (DANTAS *et al.*, 2013; LIMA FILHO, 2014; MOURA, 2015).

O controle avançado se mostrou necessário para melhorar o desempenho de um processo como o de FCC, como estabilizar a produção, lidar com restrições e proteger os equipamentos de mudanças de níveis de gerenciamento. Se o desempenho do processo exigir abordagens de controle mais sofisticadas, o uso do MPC pode ser o mais recomendado para estas determinadas metas de processo (CASTRO & BRAGA, 2018). Sendo assim, a proposta deste trabalho visou realizar uma contribuição para o estudo da fluidodinâmica de unidades FCC, e a busca de inovação e eficiência do processo industrial.

## 1.1 OBJETIVOS

### 1.1.1 Objetivos Gerais

Desenvolver um projeto de Controle Preditivo - MPC, para uma Unidade Piloto a Frio tipo FCC, capaz de manter a operação em estado estacionário, utilizando medidas de fração volumétrica de sólidos por meio de medidas de transmissão gama.

### **1.1.1 Objetivos Específicos**

- Estudar e desenvolver o Modelo de Controle Preditivo - MPC;
- Modelar um sistema de controle em malha fechada, tomando como variáveis medidas, a fração volumétrica de sólidos por meio de medidas de transmissão gama e a pressão ao longo do riser;
- Avaliar o sistema de controle MPC no Sistema de Controle proposto, em virtude de mudanças no controlador ou na planta.

## 2 REVISÃO DE LITERATURA

### 2.1 PROCESSO DE FCC

O FCC consiste no processo químico de conversão que transforma frações pesadas de petróleo (matéria prima) em frações mais leves através da quebra das moléculas dos componentes reagentes, fazendo o uso de catalisadores, geralmente do tipo zeolíticos, realizados em altas temperaturas.

Segundo Pinheiro *et al.* (2012), o sistema de craqueamento catalítico em leito fluidizado foi desenvolvido em 1942, no qual realizou melhorias a conversão de frações pesadas de gásóleo em combustível, num processo conduzido sobre condições mais brandas de temperatura e pressão. Com o passar do tempo, as unidades de FCC se firmaram e se espalharam pelo mundo, pois forneciam gasolina de melhor qualidade com custo de produção menor que outros processos existentes na época. Acredita-se que, no mundo, há cerca de 400 unidades FCC que possam produzir mais de 6 milhões de toneladas de combustível por ano. A Figura 1 apresenta unidades FCC da PETROBRAS.

**Figura 1: Unidades FCC da PETROBRAS**



Fonte: Nóbrega (2014).

De acordo com Nóbrega (2014), o objetivo principal da FCC é a produção de gasolina e outros derivados importantes, e devido ao alto consumo, países como Brasil, Estados Unidos, Canadá e Japão são exemplos que realizam investimentos em tecnologias baseadas nas técnicas de FCC.

Em 2014, o processamento nas refinarias da *PETROBRAS* no Brasil foram de 2,1 milhões de barris por dia, sendo que 26% dessa quantidade foi processada por craqueamento catalítico. Já em 2019, a produção anual de petróleo no Brasil atingiu a marca de 1,018 bilhão de barris, segundo dados da *ANP* - Agência Nacional de Petróleo e Biocombustíveis (*PETROBRAS*, 2015; *ANP*, 2020).

O processo FCC consiste basicamente de três estágios: reação, separação e regeneração.

No processo de reação, que acontece no interior do riser, o petróleo injetado é adicionado à corrente para se juntar ao catalisador, proveniente do regenerador, a uma temperatura em torno de 700°C, ocorrendo a quebra das grandes moléculas de petróleo em moléculas menores. Segundo Nóbrega (2014), o processo de vaporização faz com que a mistura resultante migre para o topo do riser rumo a próxima etapa. O catalisador, no final do processo de reação, acaba tendo a sua superfície coberta por coque, que causa o bloqueio dos seus sítios ativos, causando a sua desativação.

No processo de separação, a mistura dos produtos gasosos finais junto com o catalisador, são levados ao vaso separador, onde um conjunto de ciclones realiza a separação dessa mistura. Enquanto os produtos formados do craqueamento são levados para processos de destilação e tratamento de acordo com a finalidade da empresa, o catalisador é mandado, por ação da gravidade, ao regenerador (*BRASIL et al.*, 2012).

Por fim, no processo de regeneração, o catalisador desativado recebe altas doses de oxigênio, a temperaturas em torno de 700°C, para que o coque depositado seja queimado e retirado da superfície do catalisador. Tanto a energia utilizada no processo quanto os gases da queima do coque são reaproveitados no processo. O catalisador é dessa forma regenerado, tendo a sua atividade recuperada, e acaba sendo enviado à coluna de retorno, indo em sequência para o injetor de sólidos e novamente para o riser, dando continuidade ao processo FCC (*NÓBREGA*, 2014).

## 2.2 ESCOAMENTO EM LEITO CIRCULANTE

O escoamento ao longo do riser constitui um Leito Fluidizado Circulante (*CFB - Circulating Fluidized Bed*) em que o riser opera como um reator contendo partículas de catalisador que são fluidizadas em contato com o gás em altas velocidades. A caracterização das propriedades fluidodinâmicas é de grande importância, pois tem a finalidade de otimizar a operação do leito fluidizado.

A fluidização gás-sólido depende de parâmetros como as características das partículas sólidas, do tipo de material das partículas, da forma e do tamanho (NITZ & GUARDANI, 2008). Segundo Geldart (1973), as partículas são classificadas em quatro grupos, de acordo com a diferença entre as massas específicas das fases sólida e gasosa, e pelo diâmetro médio das partículas. Os quatro grupos, em ordem crescente de diâmetro, são:

- Grupo A: se expandem consideravelmente antes do surgimento de bolhas. Quando o fluxo gasoso é interrompido, o leito se colapsa vagarosamente. O aparecimento de bolhas ocorre com velocidades superiores à de mínima fluidização;
- Grupo B: possui expansão do leito pequena, e apresenta rápido colapso quando o fluxo gasoso é interrompido. Na fluidização, as bolhas aparecem com a velocidade mínima de fluidização;
- Grupo C: apresentam dificuldade de fluidização e tendência coesiva. À medida que o fluxo gasoso aumenta, as partículas prejudicam os processos de transferência de calor e massa;
- Grupo D: necessitam de altas velocidades de gás para a fluidização devido ao tamanho elevado das partículas.

Escoamentos do tipo gás-sólido que ocorrem no interior de tubos e colunas verticais promovem misturas bifásicas apropriadas com altas taxas de transferência de calor e massa, gerando processos reativos e oferecendo diferentes padrões de escoamento (OLIVEIRA, 2018).

Rabinovich e Kalman (2011), projetaram um estudo sobre o regime de fluxo para sistemas de transporte pneumático vertical e leito fluidizado, analisando a influência da propriedade das partículas e dos gases, da concentração de partículas e do diâmetro do tubo. Os autores propuseram que as fronteiras entre os grupos de Geldart caracterizam-se por uma relação em

lei de potência entre os números de Reynolds modificado ( $Re_{tr}^*$ ) e de Arquimedes ( $Ar$ ), por meio da Equação 1:

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

Em que  $c$  e  $m$  são parâmetros a serem ajustados.

Os números de Reynolds modificado e de Arquimedes são calculados, respectivamente, em função dos parâmetros do gás e do sólido, através das Equações 2 e 3:

$$Ar = \frac{g \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right) \bar{d}_p^3}{v_g^2} \quad (2)$$

$$Re_{tr}^* = \left( \frac{Di}{v_g} \right) U_{tr} \left[ 1 - \frac{\epsilon_{tr}}{(1 - \epsilon_{tr})} \frac{C_v}{(1 - C_v)} \right] \quad (3)$$

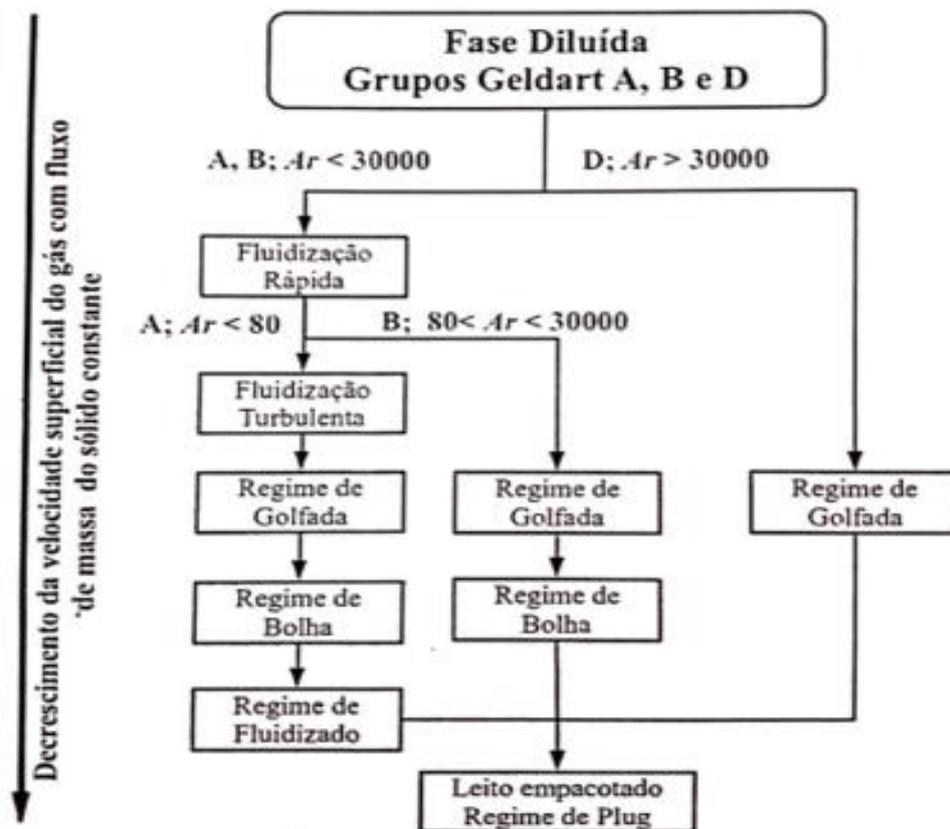
Onde  $\rho_g$  e  $\rho_s$  representam a massa específica do gás e do sólido respectivamente;  $v_g$  a viscosidade cinemática do gás;  $Di$  o diâmetro do riser;  $\bar{d}_p$  o diâmetro médio da partícula;  $U_{tr}$  a velocidade no limite de transição do padrão de escoamento;  $\epsilon_{tr}$  a fração de vazios no limite de transição do padrão de escoamento;  $g$  a aceleração da gravidade;  $C_v$  a concentração volumétrica de sólidos circulantes no riser.

Na distribuição axial do riser, encontra-se uma região densa de sólido na base e uma região diluída no topo. O perfil da fração de sólidos no riser pode indicar um tipo de escoamento núcleo-anular, em que as fases mais densas de sólidos se encontram nas paredes do riser, enquanto que a região central possui uma fase sólida mais diluída.

Esse tipo de escoamento faz com que haja recirculação de partículas no riser, aumentando o tempo de residência média das partículas no riser, prejudicando a eficácia e o desempenho do processo FCC (CAO; WEINSTEIN, 2000).

A Figura 2 apresenta os padrões de escoamento em função do decréscimo da velocidade superficial do gás com o fluxo mássico de sólidos constante. Segundo Rabinovich e Kalman (2011), é possível observar as transições de regime em função do número de Arquimedes, além de um resumo das faixas do número de Arquimedes para as classificações de Geldart.

**Figura 2: Padrões de Escoamento para Transporte Vertical Pneumático em Leito Fluidizado**



Fonte: Adaptado de RABINOVICH E KALMAN (2011)

### 2.3 MODELAGEM DO PROCESSO

Nas últimas décadas, foram realizadas uma grande variedade de trabalhos com modelos para o fluxo de sólidos no interior do riser em unidades de FCC. A modelagem do processo de FCC é dividida em dois tipos de modelos: os modelos de cinética de reações de craqueamento catalítico, e os modelos fluidodinâmicos do processo. Para as Unidades Piloto a Frio, apenas os modelos fluidodinâmicos são levados em conta.

Para modelos fluidodinâmicos de unidades tipo FCC, que operam em fluxo gás-sólido para CFB, estes são classificados em três categorias:

- **Modelos 1D:** usados para descrever a queda de pressão, frações de vazios, velocidades das fases sólida e gasosa, e fração volumétrica axial dos sólidos no riser. Esses tipos de modelos possuem formulações e soluções simplificadas;
- **Modelos 2D:** além das funções descritas dos modelos 1D, a modelagem 2D descreve a fração volumétrica radial dos sólidos no riser. São aplicados para estudar o comportamento núcleo-anular no interior do riser, onde a concentração radial de sólidos é baixa na área central, e aumenta gradativamente perto da parede do riser;
- **Modelos de Fluidodinâmica Computacional – CFD:** são modelos 3D deduzidos a partir de conceitos fenomenológicos e capazes de descrever regimes complicados de fluxo, como os efeitos de turbulência. Esses modelos são mais difíceis de formular, exigindo maior esforço computacional.

Entretanto, processos industriais reais, como os de FCC, podem apresentar grande complexidade devido a não-linearidades e parâmetros difíceis de determinar na prática. A representação da dinâmica de um determinado processo pode ser válida a partir de modelos obtidos por Identificação Dinâmica de Sistemas (CRUZ, 2019).

Na identificação de sistemas, métodos matemáticos e algoritmos computacionais são aplicados para a construção de modelos dinâmicos a partir de dados experimentais. Existem diversos métodos que podem caracterizar um sistema de diferentes maneiras, dependendo da perspectiva a ser considerada.

Na identificação de sistemas, técnicas de otimização de uma função objetivo a partir de medidas de variáveis de processo 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, além de não capturar as não-linearidades do processo industrial.

Modelos fluidodinâmicos 1D podem ser utilizados para representar a fluidodinâmica no interior do *riser* e gerar dados que permitem identificação de parâmetros. Para técnicas de operação FCC, muitos trabalhos encontrados na literatura utilizam o modelo de processo identificado a partir de resultados de modelos cinéticos e/ou fluidodinâmicos simulados sob várias condições de mudanças de parâmetros (ANSARI & TADE, 2000; ALVAREZ-RAMIREZ, VALENCIA & PUEBLA, 2004; JIA, ROHANI & JUTAN, 2003).

Equações que determinam a fluidodinâmica vertical em um riser de 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, originam-se de equações básicas, como a conservação da massa do sólido e da massa do gás, a conservação de movimento da mistura gás-sólido e uma equação que descreve a variação da fração volumétrica ao longo do riser, característica que se diferencia de modelo para modelo.

Estudos como os de Mendes e Santana (1983), Rocha, Kachan e Santana (1988), e Melo (2004) são exemplos de modelos fluidodinâmicos para Unidades FCC que buscam determinar a melhor forma de representar o gradiente de pressão e as variações de fração axial de sólidos ao longo do riser.

## 2.4 TRANSMISSÃO GAMA

Novas tecnologias sobre aplicações nucleares estão sendo desenvolvidas em paralelo com os avanços do campo industrial. Os procedimentos envolvidos nos setores de controle de qualidade da radiologia industrial se aplicam na área de Ensaios Não-Destrutivos, onde o material, componente e/ou sistema passam por inspeções de qualidade, com a utilização de raios X ou gama, implicando em danos nulos ou imperceptíveis.

Segundo Lourenço *et al.* (2003), técnicas envolvendo o uso de radiação, permitem que uma composição multifásica seja quantificada e, desse jeito, realizar uma previsão dos perfis radiais e axiais da distribuição da fração volumétrica dos componentes. Essas técnicas são utilizadas na perfilagem de poços de petróleo, onde através de uma sonda que é introduzida progressivamente na perfuração, são gerados gráficos que determinam a localização, a quantidade e a produtividade de óleo e gás do poço. Geralmente, as sondas utilizam fontes radioativas de Césio-137, Cobalto-60 e Amerício-241.

Embora o uso de raios X possa apresentar uma maior resolução espacial e um menor tamanho da fonte, a utilização de radiação gama mostra ser uma técnica não invasiva mais vantajosa por ser mais penetrante, sendo adequada na obtenção de medidas fluidodinâmicas em unidades FCC, além de apresentar valores energéticos que podem se adequar ao material

analisado. A limitação desse processo é a necessidade de se usar blindagens extensas (BRITO, 2014).

Para os feixes de radiação eletromagnética, sejam por raios X ou gama, emitidos de uma fonte e atravessando um meio, a atenuação da energia dos raios obedece a lei de Beer-Lambert, que é expressa pela Equação 4:

$$I = I_0 e^{-\mu_m \rho D} \quad (4)$$

Onde  $I$  e  $I_0$  são a Intensidade de Radiação emergente e incidente, respectivamente;  $\mu_m$  é o coeficiente de atenuação mássico do material;  $\rho$  é a densidade do material; e  $D$  é a medida da trajetória do feixe de radiação.

As partículas sólidas e gasosas possuem coeficientes de absorção para radiação diferentes, e a magnitude dos raios transmitidos é expressa como uma função linear da fração volumétrica das fases sólida e gasosa em uma mistura bifásica, apresentada na Equação 5.

$$I = I_0 \exp[(\epsilon_s \mu_s + \epsilon_g \mu_g) D] \quad (5)$$

Onde  $\mu_s$  e  $\mu_g$  são os coeficientes de atenuação lineares do sólido e do gás, respectivamente; e  $\epsilon_s$  e  $\epsilon_g$  são as frações volumétricas do sólido e do gás, respectivamente.

Com o objetivo de avaliar a simetria e a influência da parede do riser na irradiação da seção transversal, Dantas *et al.* (2006) abordaram a determinação da espessura da parede do riser ao longo da trajetória do feixe de radiação numa varredura por transmissão gama. A trajetória do feixe de radiação pode aumentar ou diminuir de acordo com o ponto de localidade do riser onde a radiação atravessa, como pode ser observada na Figura 3.

Na Figura 3,  $R$  representa o raio interno do riser,  $R_e$  o raio externo do riser,  $c$  a corda do riser,  $r$  o deslocamento correspondente ao escaneamento do riser,  $d_i$  é a espessura da parede do riser. A determinação dessas medidas se dá através das Equações 6, 7, 8 e 9, respectivamente:

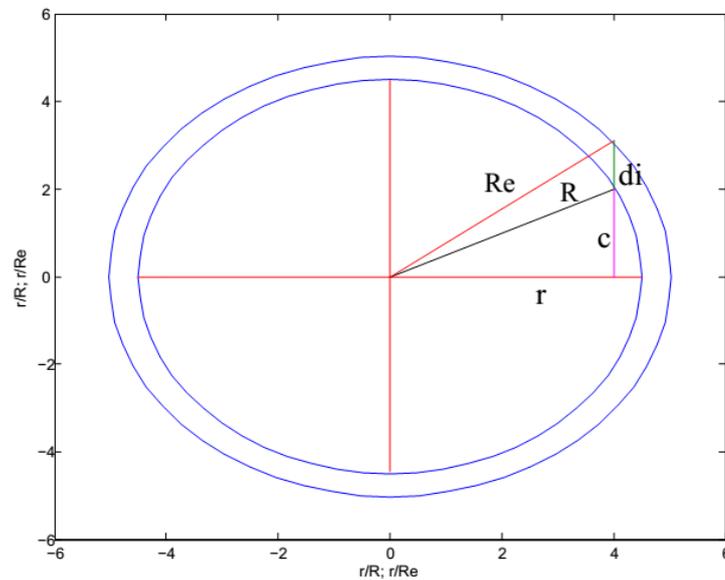
$$d_i = \sqrt{R_e^2 - r^2} - \sqrt{R^2 - r^2} \quad (6)$$

$$R_e^2 = (c + d_i)^2 + r^2 \quad (7)$$

$$R^2 = c^2 + r^2 \quad (8)$$

$$c = \frac{D}{2} \quad (9)$$

**Figura 3: Determinação da Atenuação da Radiação ao longo do Riser**



Fonte: DANTAS et al. (2006)

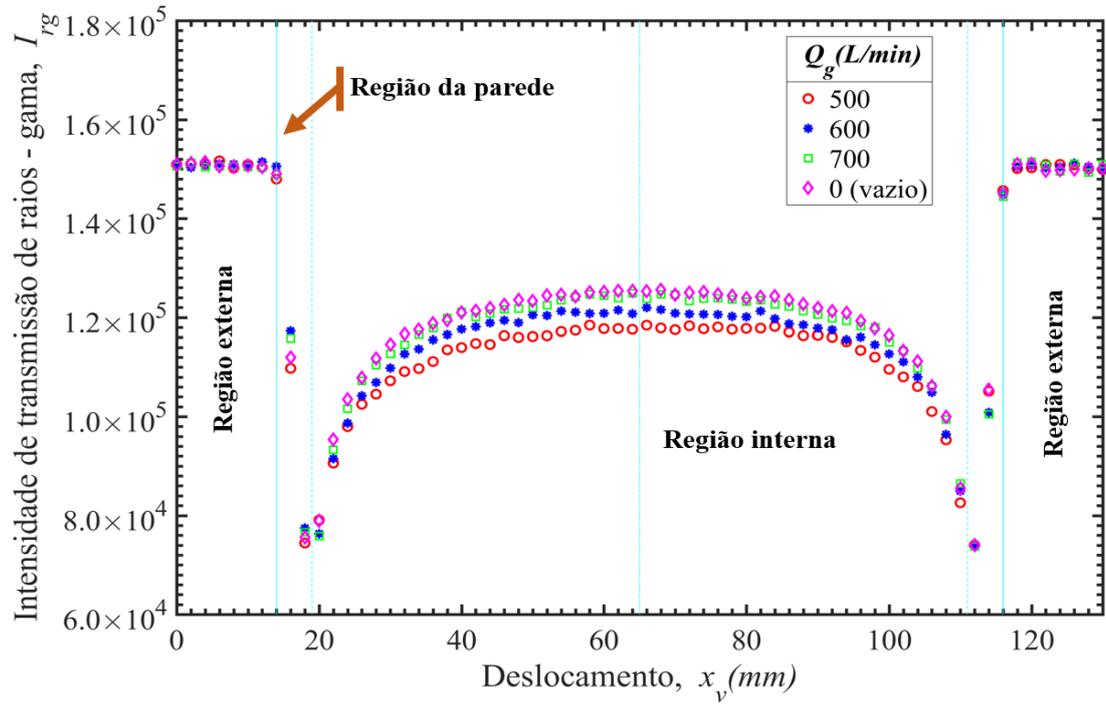
A distribuição radial de sólidos é determinada através da obtenção da fração volumétrica no riser ao longo da trajetória da radiação na varredura da seção transversal (MOURA, 2015; OLIVEIRA, 2018). A fração radial de sólidos em uma seção do riser pode ser obtida através da Equação 10:

$$\epsilon_{sr} = \frac{1}{\rho_s \mu_m D} \ln \left( \frac{I_V}{I_F} \right) \quad (10)$$

Onde  $I_V$  e  $I_F$  são as medidas de intensidade de radiação emergente com o riser vazio e com fluxo, respectivamente;  $\mu_m$  é o coeficiente de atenuação mássico;  $\rho_s$  é a densidade do catalisador; e  $D$  é a medida da trajetória do feixe de radiação.

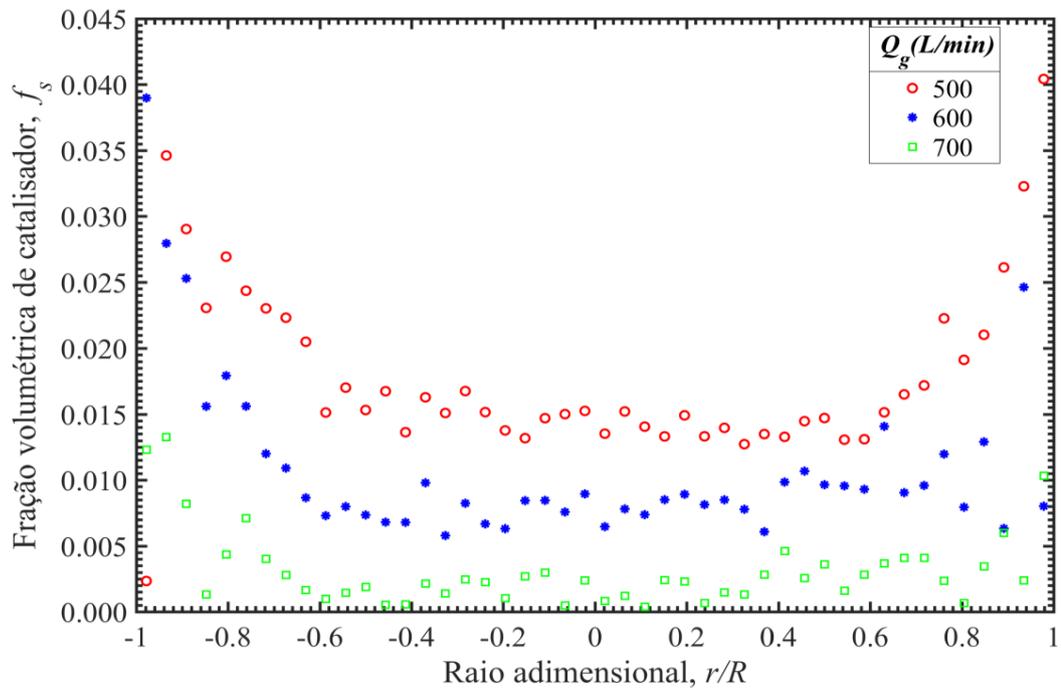
Oliveira (2018) determinou o perfil radial da intensidade de radiação gama no riser da UPF para diferentes vazões volumétricas de ar, através de três regiões diferentes: externa, parede e interna, que são observados na Figura 4. Também foram determinados os perfis de fração volumétrica de sólidos através das medidas de radiação gama utilizando a Equação 10 de fração radial, que são observados na Figura 5. Ambos os experimentos foram realizados para diferentes vazões volumétricas de ar.

**Figura 4: Perfis Radiais de Intensidade da Radiação Gama para Diferentes Vazões de Ar**



Fonte: OLIVEIRA (2018)

**Figura 5: Perfis Radiais de Fração Volumétrica de Sólidos para Diferentes Vazões de Ar**



Fonte: OLIVEIRA (2018)

Na Figura 4, foi visto que a intensidade da radiação tem maiores valores na região externa por não haver interação da radiação com o riser. Ao longo da região da parede, ocorre a redução da intensidade da radiação. Na região interna do riser, os valores de intensidade gama apresentam valores mínimos nas proximidades das paredes e valores crescentes na região central do riser (OLIVEIRA, 2018).

Já os perfis de fração volumétrica de sólidos, na Figura 5, pode-se observar uma distribuição radial não uniforme da fração volumétrica de sólidos, apresentando uma região mais concentrada de sólidos próximo as paredes, e uma região mais diluída na região central do riser, evidenciando a formação de um tipo de escoamento núcleo anular no interior do riser.

## 2.5 SISTEMA DE CONTROLE

Um sistema de controle pode ser definido como um conjunto de equipamentos e dispositivos que gerenciam o comportamento de máquinas e/ou sistemas físicos, para realizar operações de um determinado processo, apresentando um desempenho desejado, de maneira segura e adequada, em comparação a um controle feito manualmente por um operador.

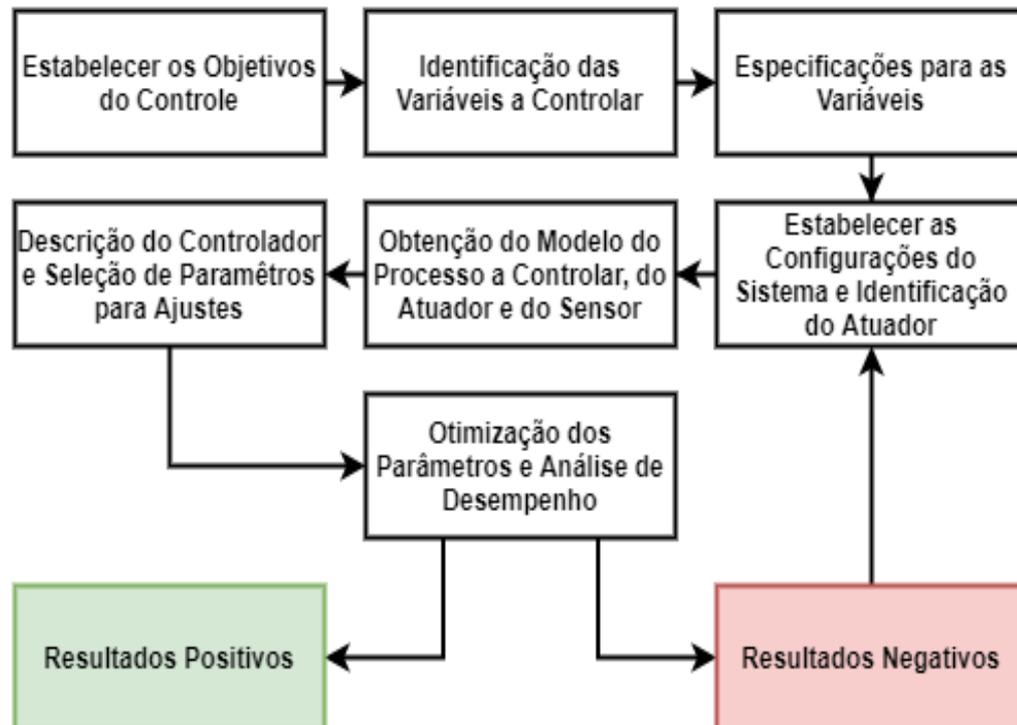
Segundo Franklin, Powell e Emami-Naeini (2013), quando vários componentes são interconectados de forma a produzir uma resposta, se obtêm um sistema de controle. O controle de processos é basicamente utilizado para três finalidades:

- **Monitoramento:** supervisionar o processo;
- **Estabilização:** manter a estabilidade do processo em um ponto de operação;
- **Otimização:** obter a máxima eficiência energética e/ou financeira da planta.

Para o desenvolvimento de um projeto de controle, é necessário um plano de elaboração resumido em três etapas: Estabelecer os principais objetivos do controle, realizar a modelagem matemática do sistema a ser controlado, e definir o projeto do controlador (DORF e BISHOP, 2011).

Os procedimentos para um projeto de controle podem ser elaborados de acordo com o fluxograma apresentado na Figura 6.

**Figura 6: Elaboração de um Sistema de Controle**



Fonte: Adaptado de Cruz (2019)

### 2.5.1 Componentes e Variáveis do Sistema de Controle

Os principais componentes de um sistema de controle são:

- **Sistema:** Combinação de componentes agindo em conjunto para realizar um determinado objetivo;
- **Controle:** por meio de ações, age sobre um determinado sistema de modo a atender os objetivos do sistema;
- **Processo:** operação ou conjunto de operações que envolvem uma variação de estado, composição, dimensão ou outras propriedades que possam ser definidas com relação a um padrão;
- **Controlador:** Dispositivo utilizado para controlar o sistema ou o processo, por meio de ações de controle específicas para os objetivos do controle do sistema;

- **Planta:** Conjunto de equipamentos a serem controlados para desenvolver uma determinada operação;
- **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 (OGATA *et al.*, 2003).

Variáveis de Processo, como pressão, volume, temperatura, vazão, pH, velocidade, entre outros, são parâmetros internos e/ou externos que influenciam diretamente o processo industrial. A definição e escolha das variáveis é extremamente importante para o controle. De acordo com Bega *et al.* (2006), variáveis indispensáveis para o controle são definidas como:

- **Variável Controlada:** é a variável que se deseja manter de um determinado parâmetro de processo, ou seja, a variável envolvida no processo;
- **Variável Manipulada:** é a variável que influencia diretamente a variável controlada e que pode ser alterada quando necessário. Em controles simples, em geral, para cada variável controlada existe uma variável manipulada. Em malhas complexas, entretanto, pode-se ter mais variáveis controladas do que manipuladas.
- **Referência (Set-Point - SP):** é o valor definido como referência de ponto de controle em que a variável controlada deve permanecer;
- **Perturbação ou Distúrbio:** é o sinal que tende a afetar a variável controlada;
- **Desvio ou Erro:** é a 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;

Em outras palavras, a função do sistema de controle é ajustar a variável manipulada, de forma a manter os valores da variável controlada próximas ao valor de referência (set point), apesar da existência de eventuais distúrbios (BEGA *et al.*, 2006).

### 2.5.2 Função de Transferência

Uma função de transferência é uma representação matemática que relaciona as variáveis de saída e de entrada de um sistema. O termo é frequentemente utilizado para se referir exclusivamente a sistemas lineares invariantes no tempo.

Conhecida a função de transferência, a resposta do sistema pode ser estudada por várias entradas. A função de transferência pode ser estabelecida experimentalmente, introduzindo sinais de entrada conhecidos e estudando a saída do processo em resposta a essas entradas, ou determinada a partir do modelo matemático do sistema. Sendo estabelecida, a função de transferência fornece uma descrição completa das características dinâmicas do sistema.

Na visão geral, a função de um sistema é processar um conjunto de dados ou informação na entrada e o modificar gerando um novo conjunto de dados na saída. Considerando um sistema linear invariante no tempo e casual, a função de transferência relaciona as transformadas de Laplace da saída do sistema  $y(t)$  e do sinal de entrada  $u(t)$ , na hipótese de que todas as condições iniciais são nulas (DORF & BISHOP, 2011). Definindo  $G(s)$  como a função de transferência, temos:

$$G(s) = \frac{\mathcal{L}\{y(t)\}}{\mathcal{L}\{u(t)\}} = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (11)$$

Onde  $\mathcal{L}$  representa a transformada de Laplace

A transformada de Laplace para uma função no tempo  $f(t)$  é definida por:

$$F(s) = \mathcal{L}\{f(t)\} = \int_{0-}^{\infty} f(t)e^{-st} dt \quad (12)$$

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

$$\int_{0-}^{\infty} f(t)e^{-\sigma_1 t} dt < \infty \quad (13)$$

para  $\sigma_1$  real e positivo. O sinal  $0$  significa que a integral deve incluir qualquer descontinuidade.

A inversa da transformada de Laplace resulta na função  $f(t)$ , descrita como:

$$f(t) = \mathcal{L}^{-1}\{F(s)\} = \frac{1}{2\pi j} \int_{\sigma-j\infty}^{\sigma+j\infty} F(s)e^{+st} ds \quad (14)$$

Como alternativa, a variável de Laplace  $s$  pode ser vista como o operador diferencial:

$$s \equiv \frac{d}{dt} \quad \text{ou} \quad \frac{1}{s} \equiv \int_{0-}^1 dt \quad (15)$$

### 2.5.3 Diagrama de Blocos

O diagrama de blocos é uma linguagem gráfica utilizada em controladores lógicos programáveis (CLP). Esta linguagem é descrita por blocos elementares de funções, onde as entradas e saídas são conectadas aos blocos por linhas de conexão. Durante a programação, devem ser definidos os parâmetros de entrada e saída e o tipo de bloco utilizado. Vale ressaltar que tanto o bloco quanto as variáveis de saída podem ser chamados em qualquer momento durante a execução do programa.

Em um determinado sistema, os processos a serem controlados são representados por blocos que equivalem às operações efetuadas sobre o sinal a sua entrada. A Figura 7 mostra uma representação elementar de um bloco, com entrada e saída, através de setas de fluxo de sinal e por transformadas de Laplace.

**Figura 7: Representação de um Bloco por meio de: (a) Setas de Fluxo de Sinal; (b) Transformada de Laplace**



Fonte: Adaptado de Cruz (2019)

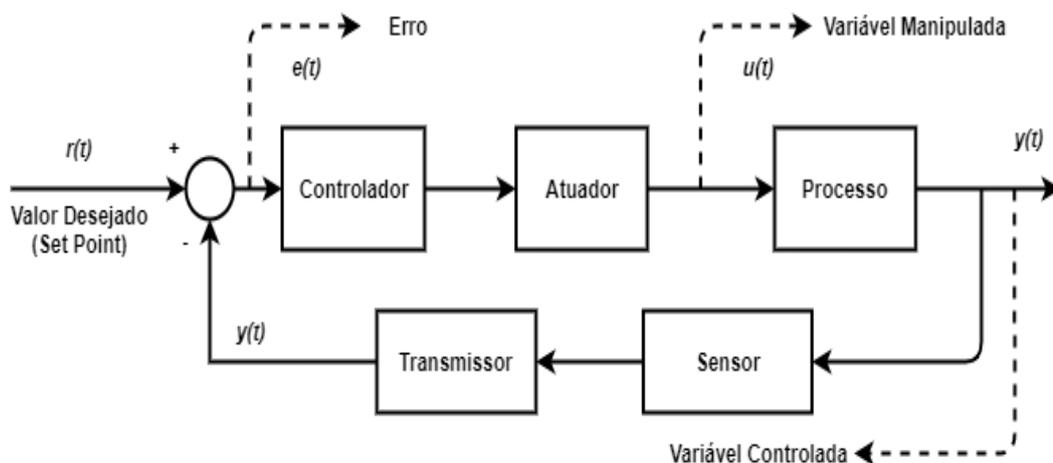
Na Figura 7(a),  $u(t)$  e  $y(t)$  representam os sinais de entrada e saída no tempo, enquanto que  $f(t)$  descreve o processo representado no bloco. Na figura 7(b),  $U(s)$  e  $Y(s)$  representam as

transformadas de Laplace dos sinais de entrada e saída. A relação entre os sinais de entrada e saída de um bloco são evidenciadas como um ganho no sinal devido ao processo. Esse ganho é dado pela razão entre as transformadas de Laplace da saída e da entrada do bloco (CRUZ, 2019). A função de transferência do bloco é representada pela Equação 16.

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (16)$$

Os componentes principais de um sistema são representados pelo diagrama de blocos: controlador, comparador, atuador, processo, sensor/transmissor e variáveis (sinais do sistema). A conexão dos blocos é conhecida como malha do sistema. Com o diagrama de blocos, é possível analisar as relações de dependência entre as variáveis que interessam à cadeia de controle. Os sinais no tempo utilizados como entrada ou saída de cada elemento na malha são: variável controlada  $y(t)$ , erro  $e(t)$ , referência  $r(t)$  e variável independente do processo  $u(t)$ . Todos os sinais são apresentados na malha de controle apresentada na Figura 8 abaixo.

**Figura 8: Malha de Controle em Diagrama de Blocos de um Sistema Realimentado.**



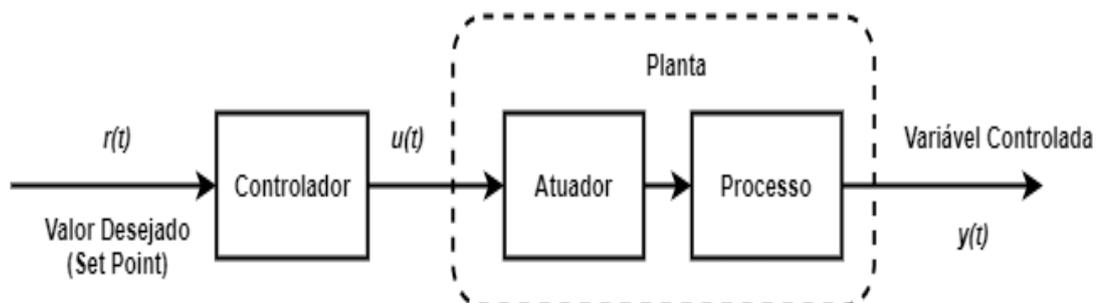
Fonte: o autor

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

Em um sistema em malha aberta, ou sistema sem realimentação, o sinal de referência  $r(t)$  é mandado diretamente ao controlador, e o sinal de saída desejado  $y(t)$  é obtido apenas se não ocorrerem perturbações que modifiquem os parâmetros, pois o controlador atuará como se não tivesse ocorrido qualquer perturbação e a resposta não terá valor para as novas características do sistema. O sinal de saída não influencia o valor da entrada do sistema e suas ações de controle, mesmo que ocorram perturbações ou alterações internas que mudem a saída do sistema.

Os sistemas em malha aberta são utilizados em trabalhos que propõem aplicações de controle para unidades FCC, modelados sem a ação do controle, com o propósito de obter dados para identificação de funções de transferência. Esse sistema é representado na Figura 9.

**Figura 9: Diagrama de Blocos de um Sistema de Controle de Malha Aberta**



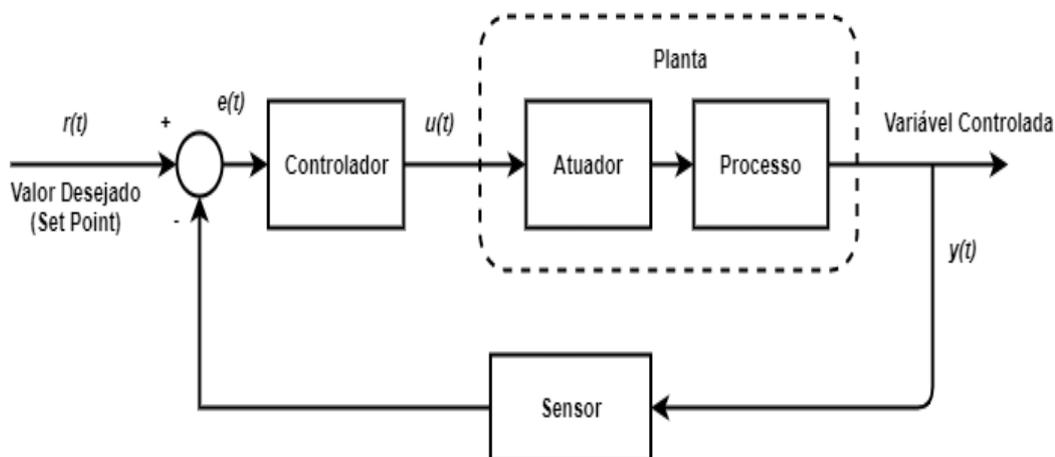
Fonte: o autor

Num sistema em malha fechada, ou sistema realimentado, a diferença entre as medidas do valor de referência (Set-point)  $r(t)$  e do sinal de saída (variável controlada)  $y(t)$  geram um valor denominado erro (ou desvio)  $e(t)$ , utilizado para corrigir os valores futuros da saída caso esta esteja se desviando dos parâmetros programados. O erro é calculado pela Equação 17:

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (17)$$

Em geral, com o objetivo de tornar o sistema mais preciso e de fazer com que ele reaja a perturbações externas, o sinal de saída  $y(t)$  é comparado com o valor de referência  $r(t)$  e o erro  $e(t)$ , sendo utilizado para determinar o sinal de controle que deve efetivamente ser aplicado ao processo. Assim, o sinal de controle é determinado de forma a corrigir este desvio entre a saída e o valor de referência. O uso do sistema realimentado oferece vantagens como aumentar a precisão e a dinâmica do sistema e rejeitar o efeito de perturbações. Esse tipo de sistema é representado pela Figura 10.

**Figura 10: Diagrama de Blocos de um Sistema de Controle de Malha Fechada**



Fonte: o autor

#### 2.5.4 Sistema de Controle em FCC

O processo de uma unidade FCC geralmente é controlado por válvulas automáticas que regulam a vazão das correntes de vapor d'água e a vazão de catalisador que entram na corrente de alimentação e na etapa de regeneração. O processo também inclui características e variáveis que podem influenciar na taxa de conversão do petróleo, no rendimento dos produtos obtidos e na durabilidade do equipamento (NÓBREGA, 2014).

Dentre as variações que podem ocorrer durante o processo FCC, podem ser consideradas as características da matéria prima (faixa de destilação, resíduo de carbono, contaminantes, composição de hidrocarbonetos); e as variáveis operacionais (temperatura de carga, de reação e do regenerador; variação de pressão interna; relação catalisador/óleo; conversão; qualidade da carga e do catalisador), além de outros fatores internos e/ou externos (BRASIL *et al.*, 2012). Os sistemas de controle aplicados aos ramos da engenharia possuem um bom histórico de rigor matemático, no qual pesquisadores desenvolvem algoritmos e ferramentas com a finalidade de resolver problemas de importância prática com enorme impacto na sociedade.

Diversos projetos de controle foram implementados para unidades tipo FCC utilizando a implementação de controle regulatório, lógica fuzzy e/ou algoritmos de inteligência artificial. Ali, Rohani e Corriou (1997) utilizaram um modelo de controle onde a temperatura do riser é

controlada pela quantidade de catalisador regenerado entrando no riser, e o nível de leito de catalisador é mantido pela taxa de fluxo de catalisador que deixa o vaso separador, e a queda de pressão entre o separador de partículas e o regenerador é mantida manipulando a taxa de fluxo de gás, utilizando três *loops* de controle distintos numa FCC real. Controladores PI, utilizados por Cruz (2019), tiveram base e importância para esse estudo.

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, para estabilização de temperatura. Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004), apresentaram uma configuração de controle em cascata linear que leva à regulação assintótica da composição de rendimento de gasolina no riser sobre um set-point variável.

Pandimadev *et al.* (2010) propuseram um controle de várias entradas e saídas (MIMO – *Multiple Input, Multiple Output*) tomando a taxa de circulação de catalisador e fluxo de ar no regenerador como variáveis manipuladas e temperaturas no riser e no regenerador como variáveis de processo. Alaradi e Rhoani (2012) utilizam redes neurais para identificação dinâmica e algoritmos de “back propagation” para propor um controlador neural para uma FCC.

Sun, Chu e Ning (2017) utilizam modelo de identificação de parâmetros com método PPSO – *partially-perturbed particle swarm optimization* - e um controle avançado baseado em controlador RTD-A – *Robustness, Tracking, Disturbance rejection - overall Aggressiveness* – para estruturar um sistema de duas entradas e duas saídas para o controle. Nesse trabalho utilizou-se a temperatura no riser e pressão no regenerador como variáveis de processo, fluxo de catalisador regenerado e fluxo de gás como variáveis manipuladas. Para isso, propôs-se um modelo em função de transferência dado pela Equação 18.

$$\begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{K_{11}e^{-\tau_{11}S}}{T_{11}S+1} & \frac{K_{12}e^{-\tau_{12}S}}{T_{12}S+1} \\ \frac{K_{21}e^{-\tau_{21}S}}{T_{21}S+1} & \frac{K_{22}e^{-\tau_{22}S}}{T_{22}S+1} \end{bmatrix} \mathbf{U} \quad (18)$$

Onde as funções de transferência  $G_{11}$ ,  $G_{12}$ ,  $G_{21}$  e  $G_{22}$  são supostas de primeira ordem e os parâmetros  $K_{ij}$  e  $T_{ij}$  são identificados.

Cruz (2019) propôs um projeto de controle digital para a UPF tipo FCC, utilizando um modelo identificado de uma entrada e uma saída (SISO – *Single Input, Single Output*), onde são

utilizados fração de sólidos como variável de processo e fluxo de sólidos na entrada do riser como variável manipulada. A quantidade de catalisador liberado pela válvula *VPC*, depende da massa de sólido sobre a válvula e da pressão da coluna de retorno. A estabilidade do sistema dependerá do controle adequado das variáveis operacionais que afetam a fluidização do sistema, que são o fluxo de gás e a injeção de sólidos no riser. Garantir a estabilidade e a segurança da operação exige o uso de estratégias elaboradas de supervisão, com o intuito de desenvolver e implementar estudos avançados sobre o controle de processos (PINHEIRO *et al.*, 2012).

## 2.6 MODELO DE CONTROLE PREDITIVO – MPC

O Modelo de Controle Preditivo (MPC – *Model Predictive Control*) é o nome dado a um conjunto de métodos de controle que foram desenvolvidos considerando o conceito de predição e a obtenção do sinal de controle, através da minimização de uma determinada função objetivo. Esta função considera o erro futuro e as restrições nas variáveis de processo e/ou de controle (CAMACHO & BORDONS, 2004).

De acordo com Silva (2014), o MPC se baseia na utilização de um modelo representativo do processo capaz de prever seu comportamento ao longo de um horizonte pré-determinado. As ações de controle são tomadas de forma a manter o processo o mais próximo possível de uma trajetória de referência (set point).

Seu objetivo principal é a otimização do processo dentro de um horizonte de predição, podendo restringir as variáveis de entrada e saída do processo, sendo calculados com base no modelo do processo, mantendo o melhor controle possível, diante de eventuais distúrbios (QIN E BADGWELL, 2003).

O controle MPC é uma técnica poderosa desenvolvida e consolidada nas últimas décadas, uma vez que têm tido um significativo impacto na indústria de controle de processos, devido às importantes vantagens que o MPC proporciona, como por exemplo (QIN E BADGWELL, 2003; SEBORG *et al.*, 2004; CAMACHO & BORDONS, 2007; BRAVO & NORMEY-RICO, 2009; SILVA, 2014):

- captura das interações dinâmicas e estáticas entre as variáveis controladas, manipuladas e perturbações;

- inclusão de restrições durante o projeto do controlador;
- uso em sistemas SISO e MIMO;
- compensação de perturbações mensuráveis, corrigindo-as com uma ação de controle tipo *feedforward*;
- pode ser implementado não só como um algoritmo de controle regulatório, mas também como uma estratégia de controle supervisão, ou mesmo em um nível superior abordando os problemas de otimização empregando diferentes funções objetivos;
- utilização em uma grande variedade de processos, com dinâmicas simples ou complexas, incluindo sistemas não lineares, multivariáveis ou instáveis;
- as ações de controle podem estar em concordância com o cálculo dos pontos ótimos de operação;
- os modelos de predição precisos podem antecipar alertas de problemas potenciais;
- por ser uma metodologia aberta, o estudo permite extensões, contribuições e incorporação de novos desenvolvimentos, como por exemplo o modelo de predição, os critérios de otimização, entre outros.

Apesar das vantagens, os controladores preditivos possuem parâmetros que precisam ser sintonizados para que o controle tenha um desempenho satisfatório, visto que, uma sintonia ruim pode ocasionar até a instabilidade do sistema. A sintonia do MPC ainda é uma tarefa que exige um maior esforço computacional e a experiência do engenheiro de controle, que muitas vezes pode se tornar um procedimento de tentativa e erro (JÚNIOR, 2015).

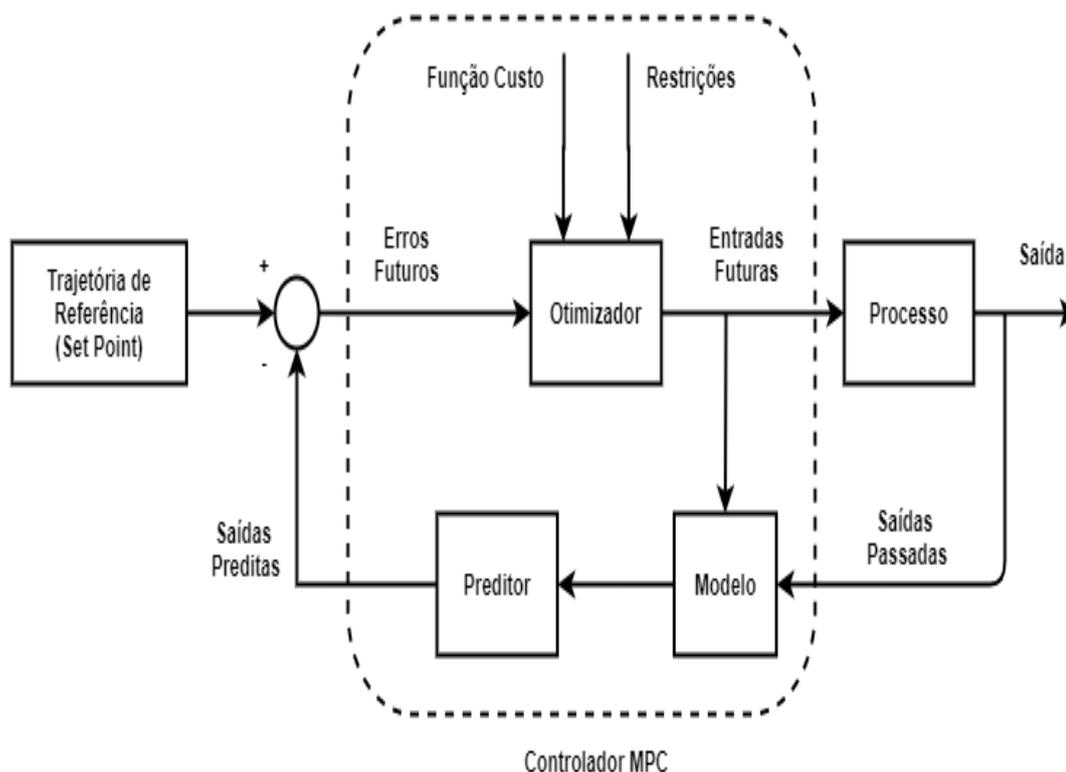
A principal diferença entre os controles MPC e PID está na forma de como a ação de controle é projetada. No controle PID convencional, a ação de controle é projetada a partir do erro presente e acumulado nas saídas do sistema, já no controle preditivo a ação de controle é projetada com base nos erros futuros do processo (DURAISKI, 2001).

Ao contrário do que ocorre nos controladores PID, no MPC não existe a necessidade do emparelhamento entre as variáveis controladas e as variáveis manipuladas, isto é, não é preciso definir qual variável manipulada controlará uma variável controlada específica. Assim sendo, o MPC dispensa esta etapa no projeto do sistema de controle o que facilita a sua implementação e anula a possibilidade de um emparelhamento ruim (JÚNIOR, 2015).

### 2.6.1 Estrutura do MPC

Os principais elementos envolvidos na estrutura básica do MPC, são apresentados na Figura 11:

**Figura 11: Estrutura básica do MPC**



Fonte: Adaptado de BRAVO, C. O. A.; NORMEY-RICO, J. E (2009)

- **Trajétória de Referência (Set-Point):** representa o comportamento do sinal desejado para a saída no futuro;
- **Modelo:** modelo matemático do processo que deve ser capaz de representar o seu comportamento dinâmico de forma suficientemente precisa, podendo ser linear ou não linear, dependendo da necessidade. Pode ser atualizado através de métodos de identificação online conferindo ao controlador uma característica adaptativa;
- **Preditor:** fornece através do modelo matemático uma previsão da saída futura com base na informação atual da planta;
- **Otimizador:** minimiza a função objetivo a cada período de amostragem de forma a obter uma ação de controle que garanta um desempenho adequado ao sistema.

A função a ser minimizada pode contemplar, além de parcelas associadas ao erro futuro e ao incremento no sinal de controle, outros termos que forneçam ao controlador propriedades que melhorem o seu desempenho frente às particularidades do processo.

- **Restrições:** impostas como parte da estratégia de operação da planta ou dos objetivos de controle, podendo ser encontradas nas variáveis de entrada e saída. Sua inclusão permite antecipar a violação destas, impedindo que o sistema atinja situações críticas. Incluindo restrições no projeto do controlador, o processo pode operar mais próximo do sistema real, uma vez que os valores máximos e mínimos das variáveis são respeitados.

### 2.6.2 Algoritmo MPC

O MPC apresenta conceitos que serão úteis para compreender seus métodos de funcionamento e abordagem de cálculos em um determinado sistema. Vale (2017) ressalta que o projeto do algoritmo MPC envolve o modelo do processo (representado pelas matrizes  $A$ ,  $B$ ,  $C$  e  $D$ ), o modelo preditor, a função custo (ou função objetivo) e parâmetros como pesos das saídas e dos controles, horizontes de predição ( $H_P$ ) e de controle ( $H_C$ ), valores limitantes mínimos e máximos para uso de restrições nas entradas ( $u_{min}$  e  $u_{max}$ ) e nas saídas ( $y_{min}$  e  $y_{max}$ ).

- **Horizonte de Predição ( $H_P$ ):** é o período em que as variáveis de saída são previstas pelo controlador até se aproximarem do valor de referência. Mostra até que ponto o controlador olha o futuro. Valores baixos de  $H_P$  geralmente não cobrem a dinâmica significativa do sistema, enquanto valores altos de  $H_P$  melhoram a estabilidade e a robustez, todavia também aumentam o esforço computacional.
- **Horizonte de Controle ( $H_C$ ):** é a sequência de ações das variáveis de entrada do processo que levam à produção prevista da planta, minimizando a função do erro no sistema. Cada movimento pode ser pensado como uma variável livre calculada pelo otimizador. Quanto menor o valor, menores serão os cálculos, enquanto valores altos melhoram o desempenho, mas também aumentam o esforço computacional. O valor de  $H_C$  ideal pode ser definido entre 10 a 20% de  $H_P$ .
- **Tempo de Amostragem ( $T_s$ ):** taxa na qual o controlador executa o algoritmo de controle. Na implementação do controlador preditivo, deve-se selecionar criteriosamente o tempo de amostragem de forma a desenvolver de forma discreta

o desempenho mais real do sistema. A escolha de um valor muito alto pode fazer com que o controlador não reaja a perturbações com rapidez suficiente. Já um valor muito baixo pode oferecer respostas mais rápidas, porém, exigir uma maior carga computacional.

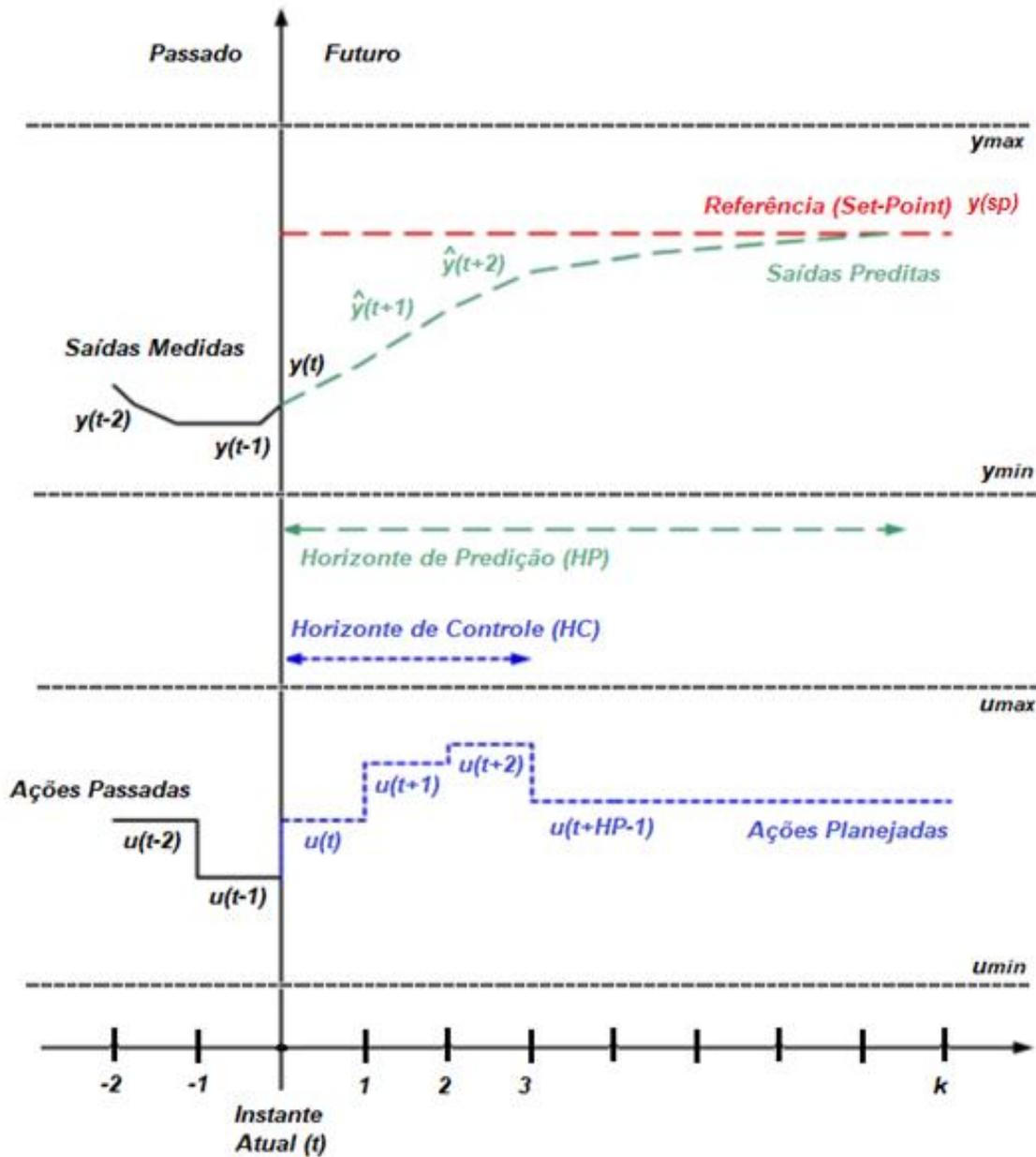
### 2.6.3 Estratégia do MPC

As seguintes etapas podem ser observadas no algoritmo de um MPC:

- a) através de um modelo implementado no controlador, o MPC realiza a predição do comportamento da saída do processo (variável controlada) ao longo do horizonte de predição, levando em consideração as medições antigas e as entradas de controle atuais e futuras;
- b) as predições são corrigidas, a cada intervalo de tempo, por uma leitura da planta;
- c) em cada iteração, o controlador calcula uma sequência de ações de controle (variáveis manipuladas). O tamanho desta sequência corresponde ao horizonte de controle. Esta sequência calculada minimiza a função do erro das saídas previstas até o horizonte de predição, mantendo-a mais próxima ao valor de referência desejado;
- d) após resolver o problema de otimização descrito no item c), o controlador aplica na planta apenas a primeira ação de controle dentre a sequência de ações calculadas do instante atual até o intervalo correspondente ao horizonte de controle;
- e) o controlador aguarda o próximo intervalo de tempo para retornar ao item a), tendo como base novas informações medidas, utilizando o conceito de horizonte deslizante.

A Figura 12 mostra um instante de ação do MPC para um caso SISO, no qual podem ser observadas as faixas de tempo entre o instante atual ( $t$ ) e o tempo de amostragem definido ( $k$ ), as linhas de tempo correspondentes aos horizontes de predição ( $H_P$ ) e aos horizontes de controle ( $H_C$ ), as ações de controle passadas e planejadas do MPC para a variável manipulada ( $u(t)$ ), as medições de saída passadas e previstas da variável controlada ( $y(t)$ ), o set-point estabelecido ( $y^{sp}$ ), e as restrições mínimas e máximas estabelecidas ( $u_{min}$ ,  $u_{max}$ ,  $y_{min}$  e  $y_{max}$ ).

Figura 12: Estratégia do MPC



Fonte: adaptado de SEBORG *et al.* (2014); VALE (2017)

O controlador preditivo calcula uma sequência futura da variável de entrada, que conduz o processo a um ponto de operação desejado, sem violar restrições, processo que geralmente, utiliza a função objetivo expressa na Equação 19.

$$J = \sum_{k=0}^{HP} \|y^{sp} - y(t+k|t)\|_Q^2 + \sum_{k=0}^{HC} \|\Delta u(t+k|t)\|_S^2 \quad (19)$$

Em que  $J$  representa a função custo;  $t$  o instante atual;  $H_P$  o horizonte de predição;  $H_C$  o horizonte de controle;  $y^{sp}$  representa o valor de set-point;  $y(t+k|t)$  a previsão no instante  $t$  da saída no instante  $t+k$ ;  $\Delta u$  representa a ação de controle na entrada;  $Q$  e  $S$  representam os pesos da função objetivo.

A lei de controle preditivo é obtida através da minimização de uma função objetivo (ou função custo), que quantifica a diferença entre a saída predita e a trajetória de referência. A função objetivo pode também conter restrições intrínsecas do processo, tais como evitar variações bruscas nas variáveis manipuladas e controladas. De acordo com Vargas Lara (2005), os principais passos que descrevem a lei de controle preditiva são:

- **Registro das entradas e saídas passadas do processo:**  $[u(t-1), u(t-2), \dots, u(t-j)]$  e  $[y(t-1), y(t-2), \dots, y(t-j)]$ .
- **Especificação da trajetória de referência:** definindo a trajetória desejada para a saída do processo  $[r(t+k), \text{ com } k = 1 \dots H_P]$ ;
- **Predição da saída do processo:** usando um modelo apropriado, calculado sobre o horizonte de predição  $[\hat{y}(t+k), \text{ com } k = 1 \dots H_P]$ . A saída predita deve estimar os valores de  $y(t)$  nos instantes  $t+k$ , a partir das medições das entradas e saídas até o instante  $t$  e dos sinais de controle futuros.
- **Sequência de ações de controle:**  $[\hat{u}(t+k), \text{ com } k = 1 \dots H_C-1]$ , usando o modelo do processo, com o propósito de minimizar o esforço de controle para que o desvio da saída predita do processo atinja a trajetória de referência, minimizando o erro, ao longo do horizonte de predição,  $H_P$ . A sequência de controle está sujeita a restrições de operação pré-especificadas.

Em resumo, no instante de amostragem  $k$ , o comportamento da variável controlada é predito ao longo do horizonte de predição  $H_P$  a partir dos dados medidos nos instantes anteriores. As ações de controle no horizonte de controle  $H_C$  são calculadas de forma a minimizar o erro entre as saídas preditas e a trajetória de referência.

Mesmo que os cálculos do MPC resultem em uma sequência de ações de controle, apenas a primeira ação é implementada. Isso faz com que a cada período de tempo, os cálculos sejam alimentados com informações de medidas mais recentes, fazendo com que as predições e ações de controle não sejam baseadas em informações desatualizadas. Esta ação é conhecida como “abordagem de horizonte móvel” (JÚNIOR, 2015).

#### 2.6.4 Controle MPC na Indústria

O MPC é uma técnica consolidada na indústria para sistemas multivariáveis, com restrições, que podem ser representados por modelos lineares. Apesar de a maioria dos sistemas reais apresentarem características não lineares, quando o processo opera numa pequena faixa então seu comportamento pode ser aproximado satisfatoriamente através de modelos lineares. Isto tem motivado o uso de modelos lineares nas técnicas de MPC.

Diferentes estratégias de controle com implementação de métodos sistemáticos, fazem com que o MPC apresente diferentes modelos para a planta e diferentes funções objetivo a serem minimizadas. Entre os exemplos estão o DMC (*Dynamic Matrix Control*), o GPC (*Generalized Predictive Control*), o MAC (*Model Algorithmic Control*) e o LQR (*Linear Quadratic Regulator*) (CUTLER & RAMAKER, 1980; CAMACHO & BORDONS, 2004).

O controle preditivo de modelo não linear, ou NMPC, é uma variante do MPC que se caracteriza pelo uso de modelos de sistema não lineares na previsão. A principal vantagem do MPC comparado ao NMPC é por apresentar uma resolução mais simples ao problema de otimização. Porém, quando o processo tem um alto grau de não linearidade, a faixa de operação é variável, levando necessariamente em conta o modelo não linear no projeto de controle para que se mantenha a estabilidade e desempenho esperados (CAMACHO & BORDONS, 2004).

Embora que, no início, o MPC fosse usado para aplicações na indústria petrolífera, o controle preditivo é, atualmente, empregado não somente da indústria, mas também em outras áreas do conhecimento humano, como a medicina (anestesia, controle de pressão sanguínea) a química (alimentos, polímeros, gases, papel e celulose), a mecânica (metalurgia, automotiva, aeroespacial), entre outras diversas áreas, mostrando a evolução prática destas estratégias (QIN E BADGWELL, 2003).

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. Utilizando 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 MATLAB e *Simulink*, por exemplo), variando as entradas em cada passo de tempo e simulando um modelo estacionário para cada passo. Em um sistema de controle MIMO, 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.

Vieira *et al.* (2005), implementaram um modelo MPC baseado em redes neurais artificiais para unidades FCC, para identificar o sistema a partir da saída de modelo cinético para o riser. As informações da saída perturbada, com ruído aleatório, do modelo foram utilizadas para treinamento da rede neural e, então, introduzido num esquema MPC com restrições do processo. Um modelo de controle MIMO foi utilizado para regular as 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 (VIEIRA *et al.*, 2005).

Roman *et al.* (2009), realizaram a aplicação de duas abordagens de controle preditivo de modelo não linear (NMPC): MPC de horizonte quase infinito (QIH-NMPC) e estimador de horizonte móvel MPC não linear (MHE-NMPC) para uma unidade FCC. Um modelo dinâmico complexo de um sistema reator-regenerador-fracionador é desenvolvido e subsequentemente usado no controlador. O controle rígido é obtido usando a abordagem QIH-NMPC, enquanto que o MHE-NMPC considera as características importantes de um algoritmo de controle em tempo real, resultando em uma boa estrutura para a implementação prática do NMPC.

Iancu, Cristea & Agachi (2011) utilizaram uma planta FCC integrado por calor para comparar um modelo de controle preditivo com a estratégia de controle PID clássica, com o intuito de verificar um melhor desenvolvimento de técnicas de controle avançadas para fornecer soluções para o controle em qualquer nível de complexidade. Os resultados do estudo revelaram que o controlador MPC foi capaz de manter a variação das variáveis controladas muito mais próximas dos set-points do que os controladores PID clássicos, além de que a estratégia do MPC fez a planta ser explorada em sua capacidade máxima. Os resultados demonstraram uma possibilidade de economia de equipamentos e custos de energia.

Boum, Latifi e Corriou (2015) elaboraram um modelo de controle preditivo linear com duas estruturas de controle para uma unidade FCC, utilizando 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). Os autores empregaram duas estruturas de controle MPC: controle por matriz dinâmica DMC e controle por matriz dinâmica quadrática QDMC (*Quadratic Dynamnic Matrix*

*Control*). O controle multivariável foi empregado com duas entradas e duas saídas QDMC 2 x 2 e três entradas e duas saídas QDMC 3 x 2.

Zahran *et al.* (2017), realizaram um estudo comparativo entre um sistema MPC e um sistema de controle ANFIS (*Adaptive Neuro Fuzzy Inference Systems*), utilizando 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 pseudoaleatório (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.

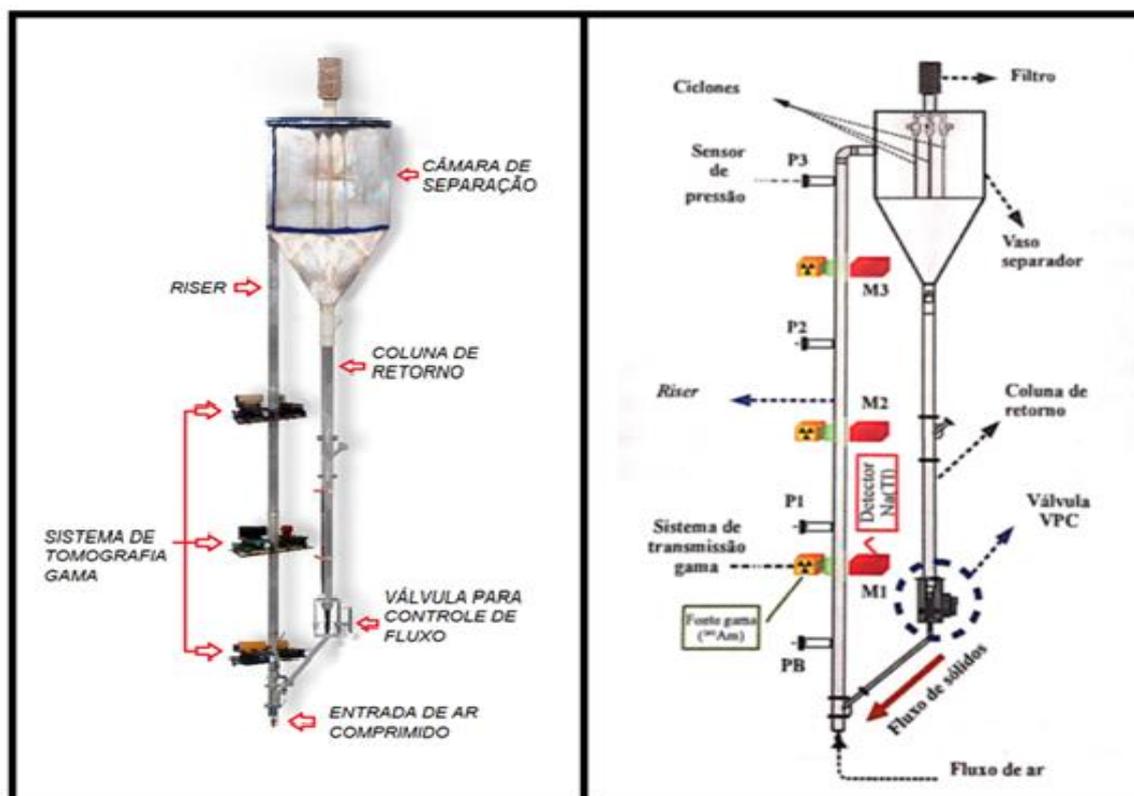
### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

As análises experimentais do processo de craqueamento catalítico foram realizadas na Unidade Piloto a Frio (UPF) localizada no Laboratório Prof. Dr. Cornelius Keller do Departamento de Energia Nuclear (DEN), do Centro de Tecnologia e Geociências – Escola de Engenharia de Pernambuco (CTG – EEP), da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE).

#### 3.1 UNIDADE PILOTO A FRIO – UPF

A UPF é construída em material acrílico transparente, e sua operação tem como finalidade o estudo da fluidodinâmica do escoamento da suspensão de um catalisador sólido e ar comprimido no interior do riser. A UPF possui três componentes principais: *riser*, câmara de separação e coluna de retorno, como visto na Figura 13.

**Figura 13: UPF em representação real e representação em CAD**



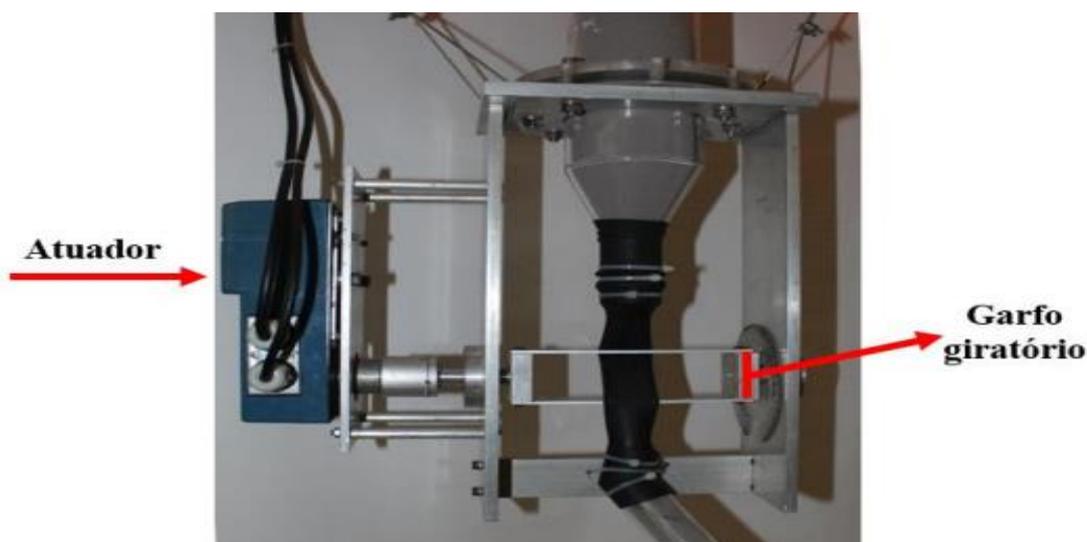
Fonte: Autoria do Grupo de Pesquisa (2018)

O *riser* consiste em um tubo vertical cilíndrico de 6,70 m de altura e 0,092 m de diâmetro. No topo do *riser*, há a conexão com a câmara de separação, e nesta, possui um injetor de ar secundário que tem a função de retirar traços de sólidos. A câmara de separação possui um conjunto de ciclones para realizar a separação da mistura gás-sólido resultante do *riser*.

A conexão entre a coluna de retorno e o *riser* se dá por meio de uma válvula de controle de pressão, *VPC* (*Valve for Pressure Control*), desenvolvida por Moura (2015), que tem como objetivo controlar a entrada dos sólidos para o *riser*. A válvula *VPC* consiste em um garfo giratório conectado a um atuador, que é o motor de passo utilizado para acionar a válvula. A passagem do catalisador vinda da coluna de retorno é feita por um tubo flexível, e essa passagem é ajustada através do garfo giratório. O garfo realiza a rotação entre  $0^\circ$  a  $90^\circ$ , fazendo com que a passagem do catalisador seja determinada pela posição determinada do garfo de acordo com a sua rotação (sendo  $0^\circ = 0\%$ , e  $90^\circ = 100\%$ ).

Na UPF, o catalisador só começa a ser liberado em aberturas a partir de 50%. A Figura 14 apresenta a válvula posicionada na coluna de retorno, que se liga ao *riser* através de um tubo cilíndrico de PVC inclinado. A vantagem desse tipo de válvula é pelo fato de não haver contato entre o acionador mecânico e o catalisador durante o processo, em comparação com outros tipos de válvulas utilizadas (MOURA, 2015).

**Figura 14: Válvula de Controle de Pressão - VPC**

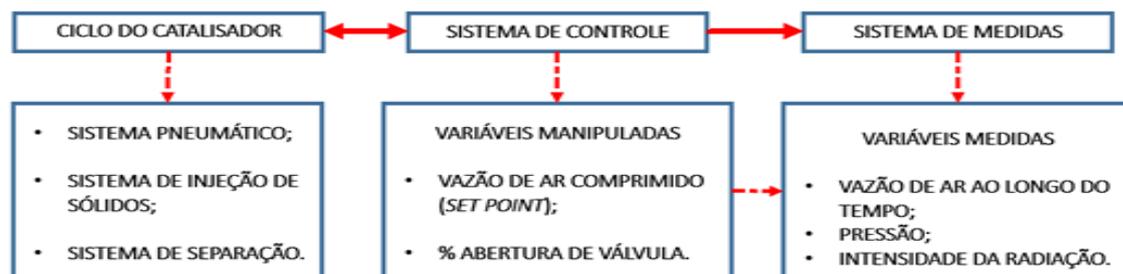


Fonte: OLIVEIRA (2018)

### 3.1.1 Sistemas de Operação da UPF

A Figura 15 apresenta um esquema do funcionamento da UPF, divididos em três sistemas: o ciclo do catalisador, o sistema de controle e o sistema de medidas (OLIVEIRA, 2018).

**Figura 15: Esquema dos sistemas da UPF**



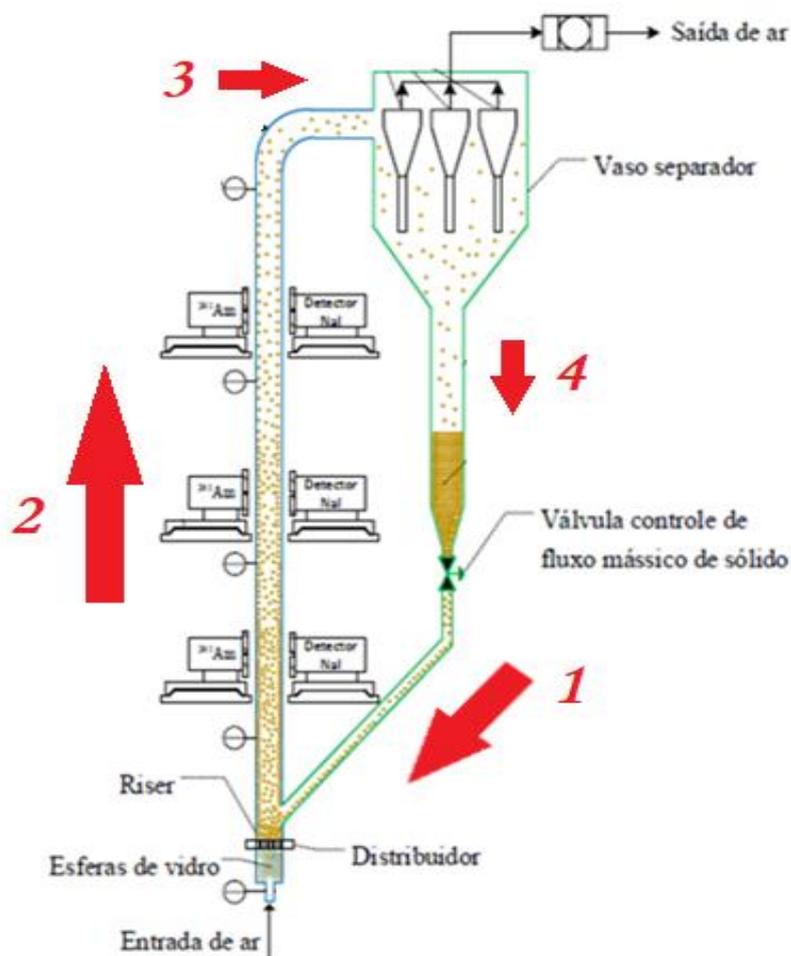
Fonte: OLIVEIRA (2018)

#### 3.1.1.1 Ciclo do Catalisador

O processo do ciclo do catalisador tem início com os sistemas pneumático e de injeção de sólidos, em que o fluxo de ar comprimido na base do riser, junto com a injeção do catalisador sólido, realizado pela válvula de controle *VPC*, promovem a ação de fluidização das partículas ao longo do interior do riser, em sentido ascendente, formando um leito *CFB*. Ao sair do riser, o fluxo gás-sólido resultante vai para o sistema de separação, onde os ciclones instalados na câmara realizam a separação da mistura. Enquanto o ar é liberado para a atmosfera, o catalisador volta para coluna de retorno pela ação da gravidade. O catalisador passa para a válvula *VPC* e retorna ao riser, reiniciando o processo (MOURA, 2015). A Figura 16 mostra o esquema do ciclo do catalisador da UPF.

O ar comprimido é gerado através do compressor de ar, tipo parafuso, modelo RSP 4015E, marca Schulz, sendo direcionado para o separador de condensados, que estabiliza a distribuição de ar e armazena o ar comprimido, de forma a suprir o sistema em picos de consumo. O secador de ar, modelo SRS90, marca Schulz, é responsável por manter o ar comprimido a uma umidade relativa de 30%, de forma a fornecer condições normais de funcionamento da UPF (OLIVEIRA, 2018).

**Figura 16: Esquema do ciclo do catalisador no interior da UPF.**



Fonte: Adaptado de OLIVEIRA (2018)

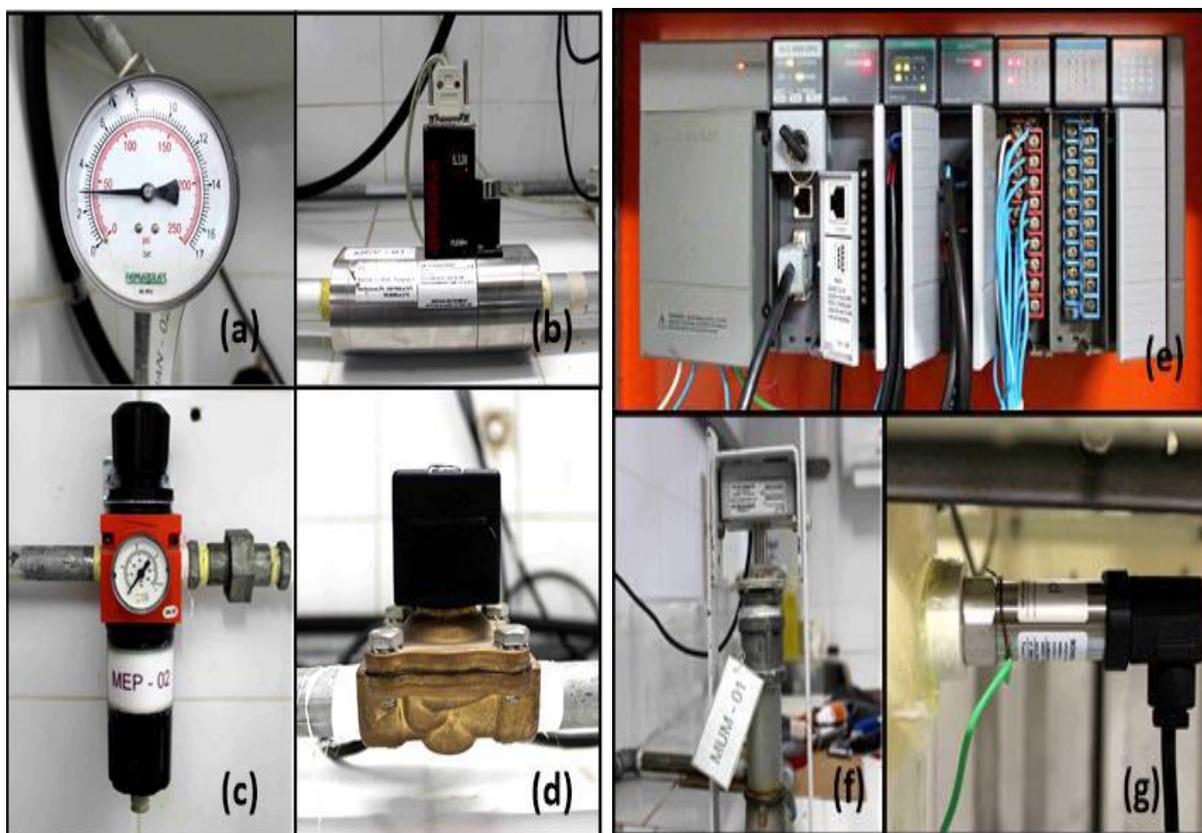
O catalisador de FCC utilizado é do tipo zeólita, definida como um aluminossilicato cristalino de estrutura tetraédrica (BHATIA, 1989). O catalisador sólido possui um tamanho médio da partícula de 80  $\mu\text{m}$ , densidade de 1200  $\text{kg}/\text{m}^3$  e densidade de bulk (empacotamento) de 850  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

### 3.1.1.2 Sistema de Controle

O sistema de controle e monitoramento da UPF é realizado pelo programa RSView32, utilizado para definir valores de vazão de ar comprimido desejado,  $Q_g$  [L/min], e abertura de válvula para injeção de sólidos,  $Ab$  [%], que serão inseridos no riser, além de monitorar variáveis como a vazão volumétrica de ar real e as pressões ao longo do riser.

A UPF do DEN opera com um Controlador Lógico Programável – CLP, modelo SLC 500, fornecido pela Allen-Bradley. No CLP, equipamentos como sensores e atuadores estão ligados ao sistema de controle da UPF, e para realizar a comunicação com esses equipamentos, o CLP é equipado com módulos adicionais capazes de interpretar sinais de entrada na forma analógica ou digital, assim como gerar sinais de controle analógicos ou digitais. Entre esses equipamentos estão sensores de pressão, umidade, temperatura e fluxo de ar, e também atuadores como válvulas de diafragma com acionamento por solenoide, controlador do fluxo de ar, desumidificador e válvula de controle de injeção de sólidos (MOURA, 2015). Alguns equipamentos são apresentados na Figura 17, como (a) manômetro de pressão acoplado à linha de ar comprimido antes do desumidificador, (b) controlador e medidor do fluxo de ar (marca BROOKS – SLA5853), (c) regulador de pressão instalado antes do controlador de fluxo, (d) válvula solenoide de ½” instalada na linha de ar comprimido, (e) CLP com 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.

**Figura 17: Atuadores e Sensores disponíveis na UPF**



Fonte: MOURA (2015)

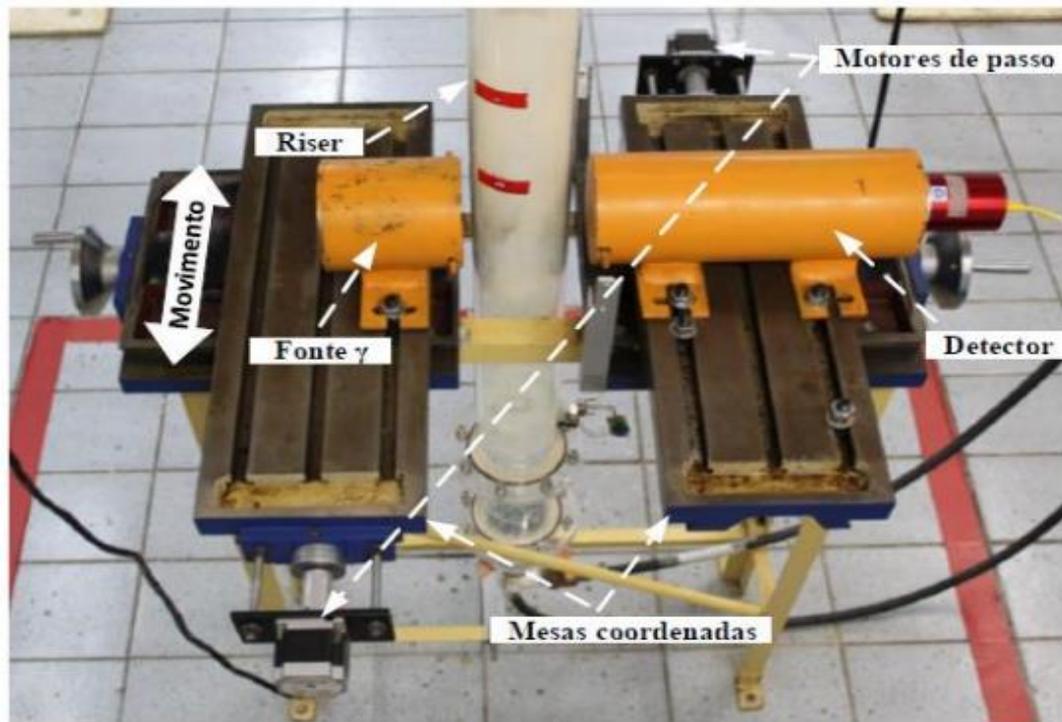
### 3.1.1.3 Sistema de Medidas

Oliveira (2018) determinou o sistema de medidas da UPF em três medições:

- **Medidor de Vazão:** visto na Figura 17(b), permite controlar o fluxo de ar comprimido em litros por minuto [L/min] inserido na unidade. O medidor de vazão recebe a proteção de válvulas solenoides que permitem a passagem de ar através do medidor em condições de pressão e umidade adequadas;
- **Sensores de Pressão:** visto na Figura 17(g), seções para as medições de pressão são instaladas ao longo do riser, com faixa de medição entre 0 a 50 mbar. A UPF possui sensores que estão posicionados em: *PB* a 0,804 m, *PI* a 2,137 m, *P2* a 4,192 m e *P3* a 6,044 m, com posições medidas em relação ao solo. As informações coletadas pelos sensores são utilizadas para fornecer valores de perda de carga no regime de escoamento gás-sólido, ao longo do eixo do riser, e a qualidade da fluidização por meio da fração volumétrica das fases;
- **Sistema de Transmissão Gama:** a UPF possui três seções de teste de transmissão gama distribuídas 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. Em cada seção, possui um arranjo robusto na instalação do detector e na blindagem da fonte gama para o modelo experimental. Devido à baixa espessura da parede do riser, e as baixas densidades do acrílico e do catalisador, não se faz necessária a utilização de fontes de maior energia. Neste caso, se utiliza a fonte selada e pontual de  $^{241}\text{Am}$ , que possui atividade de  $7,4 \times 10^9$  Bq e meia vida de 433,2 anos, por apresentar maior fração de absorção e uma menor energia em comparação ao  $^{137}\text{Cs}$  e  $^{60}\text{Co}$ . As medidas são avaliadas através da integração do fotopico de aproximadamente 60 keV do espectro do amerício ( $^{241}\text{Am}$ ), e são feitas por um detector de cintilação 2"x 2" NaI(Tl), acoplado a um analisador multicanal. O detector de NaI(Tl) apresenta maior eficiência de cintilação em comparação a outros detectores, além de ser mais comumente aplicado para a medição de fontes gama monoenergéticas. O feixe gama é direcionado, tanto na saída da fonte quanto na entrada do detector, por colimadores de 5,5 mm de diâmetro, mantendo o fluxo gama adequado para a varredura axial e radial (BRITO, 2014). As três seções estão localizadas em: *M1* a 1,274 m, *M2* a 2,500 m e *M3* a 4,566 m, cujas posições são medidas com relação

ao solo. A Figura 18 mostra uma das seções descritas, observando os instrumentos descritos para o funcionamento.

**Figura 18: Tomógrafo para Medidas das Intensidades Gama na seção M1.**



Fonte: MOURA (2015)

### 3.1.2 Medição da Fração de Sólidos

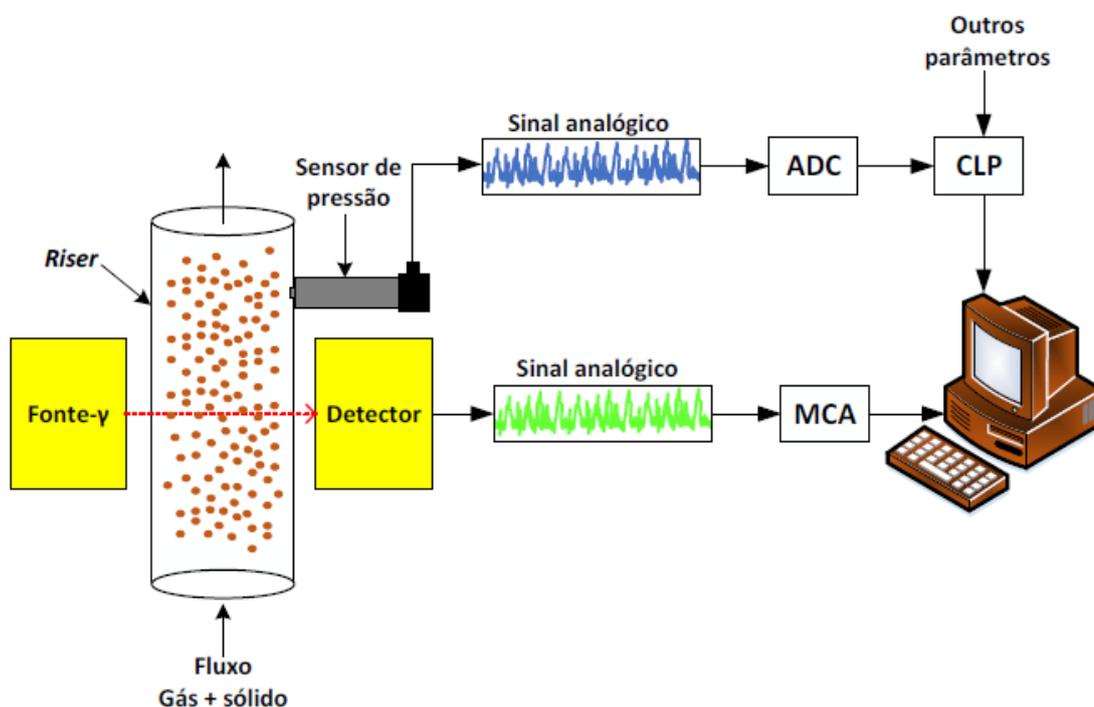
A fração de sólidos foi medida através da fração volumétrica ocupada pelo sólido na mistura gás-sólido em suspensão no interior do riser. As variáveis de processo monitoradas para o sistema de controle proposto são o gradiente de pressão ao longo do riser, e a fração de sólidos axial. Nos reatores *CFB*, a medida da fração de sólidos axial pode ser determinada pela medida da queda de pressão diferencial no riser, por meio da Equação 20, enquanto a medida da fração de sólidos radial é determinada pela técnica não-invasiva por uso de radiação gama, por meio da Equação 10, vista anteriormente.

$$\epsilon_s = \frac{1}{g(\rho_s - \rho_g)} \left( \frac{\Delta P}{\Delta z} \right) \quad (20)$$

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

Para obtenção da função de transferência, a fração de sólidos radial em uma determinada seção no riser foi obtida em seções de teste para medidas de transmissão gama, dispostas ao longo do riser. 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 os sinais medidos de pressão (CRUZ, 2019). A Figura 19 mostra como os sinais de pressão e atenuação da radiação são adquiridos e enviados para o computador de controle.

**Figura 19: Esquema de Fluxo de Sinais da UPF**



Fonte: MOURA (2015)

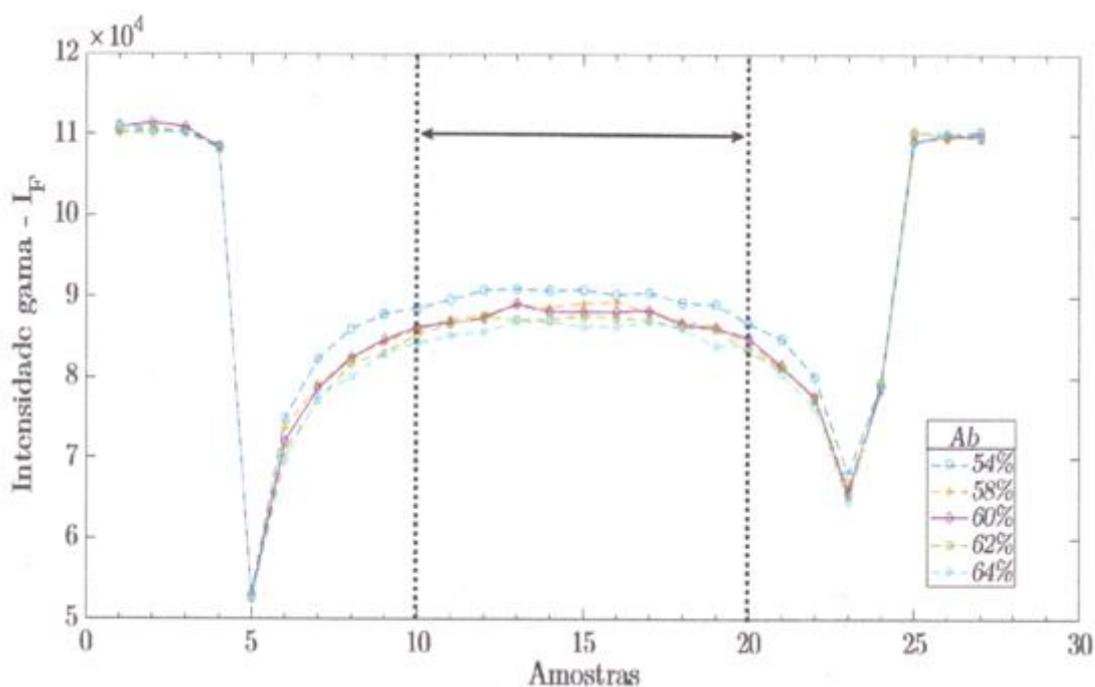
O sensor de pressão envia sinais analógicos (contínuos no tempo) para um Conversor Analógico Digital (ADC) que segue para a memória do CLP e entra na estação de controle. Já o detector recebe a radiação para o cristal cintilador, NaI(Tl), que acaba gerando um sinal analógico em volts, uma vez que tensões elevadas representam radiação de maior energia, enquanto tensões mais baixas representam radiação com menor energia. Logo após, o sinal do detector entra no Analisador Multicanal (MCA) que acaba interpretando o sinal analógico e acaba gerando um espectro discreto da radiação. Saindo do MCA, o sinal entra na estação de controle, ficando disponível para as ações de controle juntamente com os outros parâmetros (MOURA, 2015).

### 3.1.3 Arranjo Experimental

Como foi visto, a fração de sólidos pode ser obtida através de duas maneiras: (1) a partir da diferença entre as medidas de dois transmissores de pressão, pela Equação 20; e (2) a partir da razão entre as intensidades gama nas condições que o riser opera com e sem fluxo de sólidos, pela Equação 10.

Em relação à transmissão gama, Cruz (2019) calculou as intensidades gama como uma média em um intervalo de varredura na direção transversal ao eixo do riser. O gráfico da Figura 20 apresenta o perfil de intensidades gama, com fluxo de sólidos no riser, para determinadas aberturas de válvula da VPC.

**Figura 20: Perfis Radiais da Intensidade Gama com Fluxo de Sólidos**



Fonte: CRUZ (2019)

As medidas de pressão foram obtidas nos sensores  $P1$ ,  $P2$  e  $P3$ , enquanto as medidas de intensidade gama foram obtidas por varredura na mesa  $M1$ . Como forma de avaliar o efeito da abertura da válvula e da vazão de ar na entrada do riser, as medidas de fração de sólidos e pressão foram feitas utilizando as seguintes variações:

- valores de abertura da válvula para fluxo de sólidos ( $Ab$  - medidas percentuais entre 52 a 64%; com intervalos de 1%);
- valores para vazão de ar na entrada do riser ( $Q_g$  - valores entre 500 a 700 L/min; com intervalos de 50 L/min).

Os valores e os intervalos descritos estão dentro de uma faixa de operação em estado estacionário. Para aberturas de válvula maiores e vazões de gás menores, o sistema poderia não conseguir fluidizar as partículas, ocorrendo um colapso.

Os experimentos realizados para a obtenção dos dados para identificação dinâmica da função de transferência da planta, foram feitos de duas maneiras:

- variação da abertura da válvula (52 a 64%) com uma vazão de ar fixa em  $Q_g = 700$  L/min. (Neste caso, espera-se o sistema estabilizar em torno de uma média, monitorando a pressão na unidade. O tempo de cada configuração foi de 10 min).
- variação da vazão de ar (500 a 700 L/min) com uma abertura de válvula fixa em  $Ab = 56\%$ .

### 3.2 MAPA DE OPERAÇÃO DA UPF

Cruz (2019) definiu os pontos de operação como o conjunto de valores de parâmetros, como velocidade do gás e fluxo de entrada de sólidos, que permitem o transporte pneumático ascendente do sólido sem que ocorra a recirculação interna dessa fase, sendo definido por levar em conta os pontos de colapso em um leito circulante.

Os pontos de colapso podem ser definidos levantando a curva de velocidade de choking em função da velocidade mássica de sólidos, considerando as condições seguras de operação baseados na previsão do colapso da mistura bifásica (MOURA, 2015).

O estado de choking no transporte pneumático ocorre quando a velocidade do fluido alcança um valor crítico em que as partículas se movem no sentido descendente dentro do riser. De acordo com Wilson (1997), para uma dada velocidade mássica de catalisador no riser, há uma velocidade superficial mínima do gás para o qual o riser não permanece em fase diluída de transporte. Quando o valor dessa velocidade superficial fica abaixo do valor proposto, a mistura bifásica acaba ficando em uma fase densa, resultando em um aumento na queda de pressão e

levando o riser ao colapso. A velocidade em que ocorre estes efeitos é conhecida como velocidade de choking (NASCIMENTO *et al.*, 2007).

A velocidade de choking,  $V_{ch}$ , pode ser determinada pela Equação 21:

$$\frac{V_{ch}}{\sqrt{gd_p}} = 9,07 \left(\frac{\rho_p}{\rho_g}\right)^{0,347} \left(\frac{G_s d_p}{\mu}\right)^{0,214} \left(\frac{d_p}{D_T}\right)^{0,246} \quad (21)$$

Onde  $\rho_g$  e  $\rho_p$  são as massas específicas do gás e da partícula ( $\text{kg/m}^3$ ) respectivamente;  $\mu$  é a viscosidade absoluta do gás ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ );  $d_p$  é o diâmetro da partícula (m);  $g$  é a aceleração da gravidade ( $\text{m/s}^2$ );  $D_T$  é o diâmetro interno do riser (m);  $G_s$  é o fluxo mássico de partículas sólidas no riser ( $\text{kg/m}^2\text{s}$ ).

Wilson (1997) propôs uma correlação para determinar a velocidade da partícula baseada em dados experimentais. O cálculo da velocidade da partícula é feito pela Equação 22:

$$U_s = \sqrt[3]{(U_g - V_{ch})U_g^2} \quad (22)$$

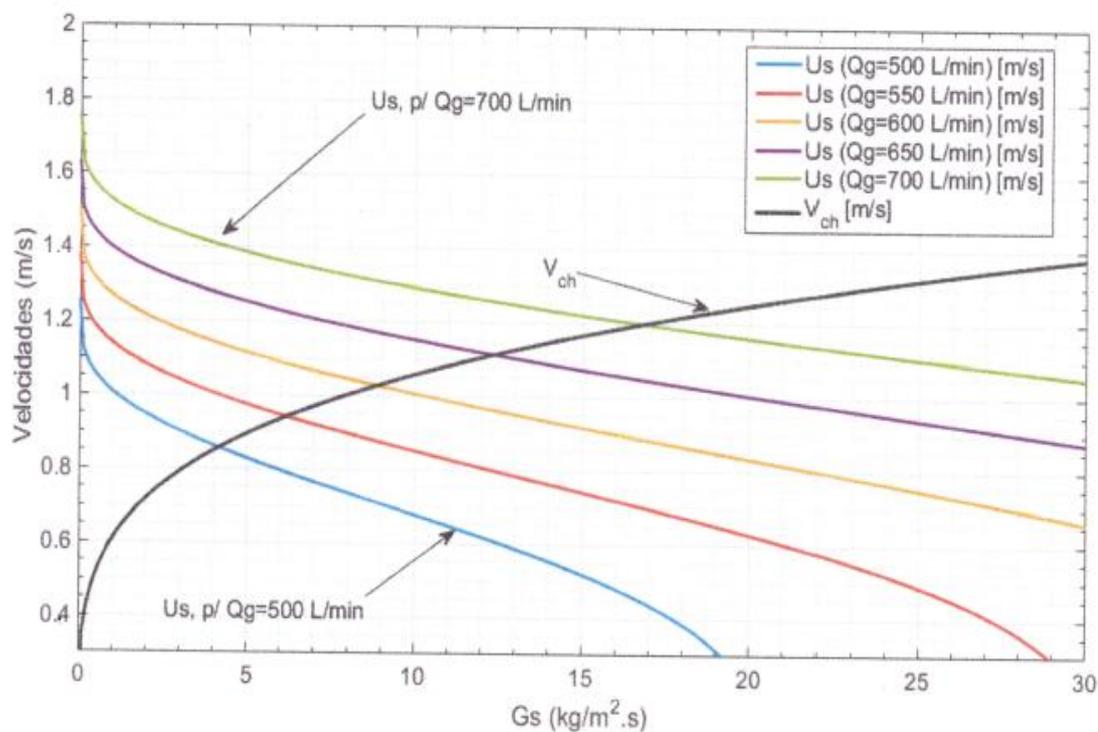
Onde  $U_s$  e  $U_g$  representam a velocidade da partícula e do gás, respectivamente.

Cruz (2019) determinou os pontos de colapso através da determinação da velocidade de choking e das curvas de velocidades do sólido, em diferentes vazões de gás. O ponto de colapso é determinado pela condição  $U_s = V_{ch}$ , quando os pontos onde o gráfico da velocidade de choking intercepta os gráficos das velocidades do sólido. Nesses pontos, tem-se o valor mínimo possível para que o fluxo de gás especificado, arraste as partículas com fluxo mássico  $G_s$ .

A construção do mapa de operação da UPF deve se levar em conta a proposta de manter o fluxo dentro dos limites de estabilidade do processo. Por isso, o conhecimento de  $U_g$  mínimo para cada fluxo de sólido injetado deve ter conexão com a medida da abertura de válvula que libera a abertura de sólidos, uma vez que não se tem como escolher diretamente um valor de  $G_s$  na operação.

A Figura 21 apresenta os perfis das velocidades de sólido em diferentes vazões de ar, e o perfil da velocidade de choking. No gráfico, é possível observar os pontos de colapso através da interceptação dos perfis de choking e de sólidos.

**Figura 21: Perfis de Velocidades de Partículas e de Choking.**



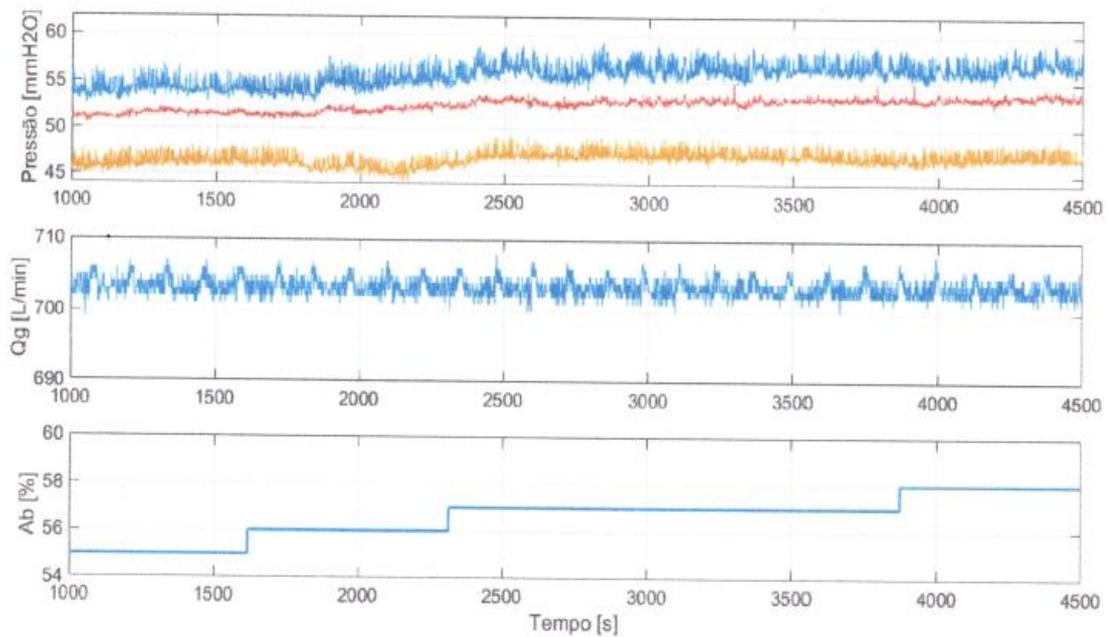
Fonte: CRUZ (2019)

### 3.2.1 Características Estáticas do Processo

A identificação da característica estática do processo consiste em verificar como os pontos de equilíbrio variam com as mudanças das variáveis manipuladas da entrada do processo. Os pontos de equilíbrio são identificados, a partir dos dados experimentais, por meio de uma média das variáveis de processo consideradas frente às variações das manipuladas. Um estado de equilíbrio (ou ponto de operação) é alcançado quando as variáveis de processo, na média, estão constantes. Para cada mudança de entrada, o sistema irá migrar para um novo estado de equilíbrio.

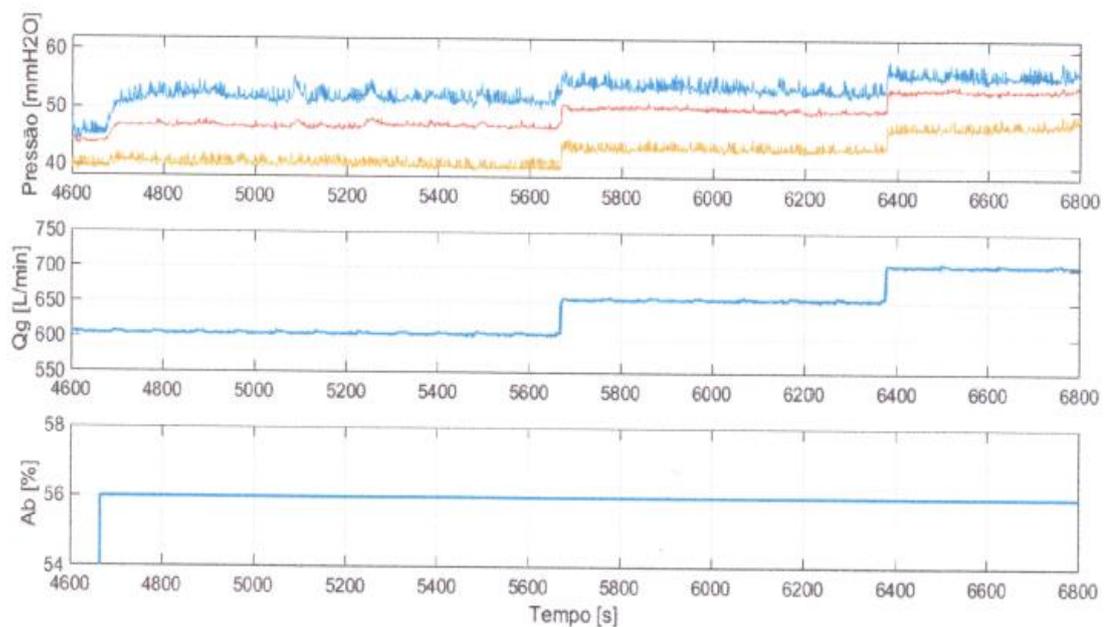
Cruz (2019), realizou este experimento alterando as mudanças das variáveis de entrada em tipo degrau, aumentando o valor de abertura da VPC ( $Ab$ ) e o valor da vazão de gás ( $Q_g$ ), resultando em um estado de pressão estável na média. As Figuras 22 e 23 mostram as mudanças de pressão após as mudanças dos valores de  $Ab$  e de  $Q_g$ , respectivamente. Os gráficos para as medidas de pressão apresentam seus valores para os medidores P1 em azul, P2 em vermelho e P3 em amarelo.

**Figura 22: Pressão Transiente no Riser sob mudança na Abertura de Válvula.**



Fonte: CRUZ (2019)

**Figura 23: Pressão Transiente no Riser sob mudança na vazão de ar.**



Fonte: CRUZ (2019)

De acordo com Cruz (2019), 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

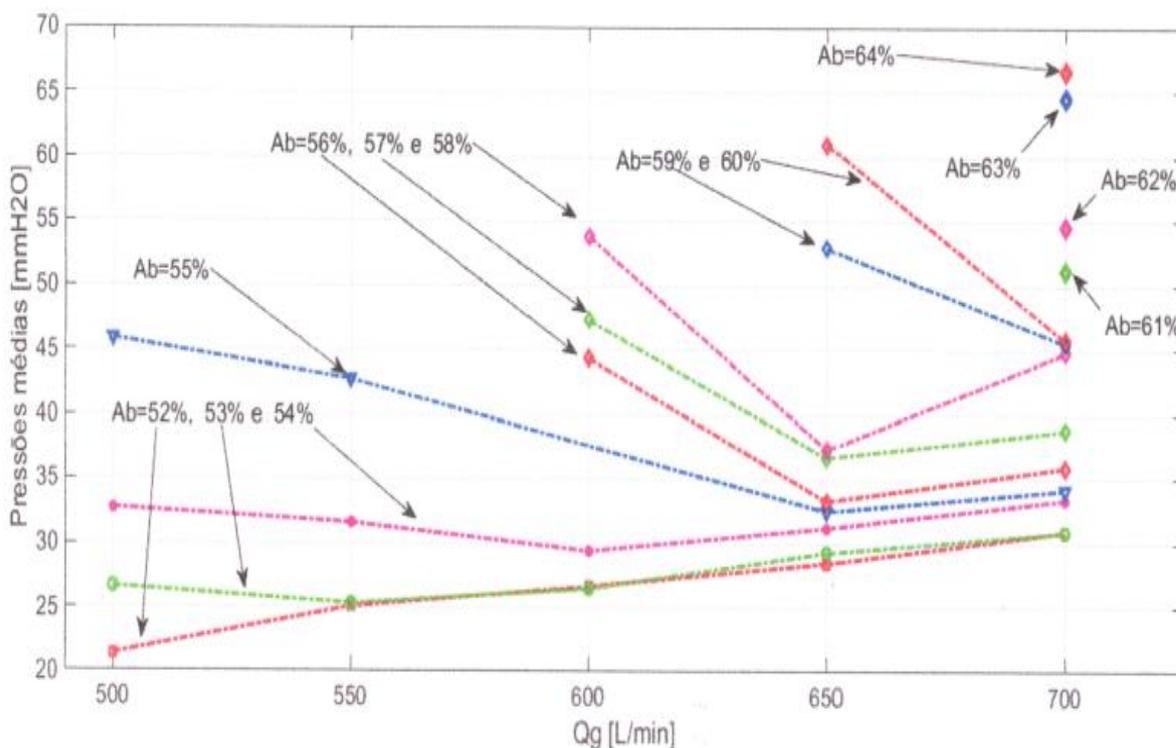
um próximo ponto de estado estacionário ou entra em colapso. A característica dinâmica do sistema (seja de primeira ordem, segunda ou etc.) é definida de acordo com o comportamento do sistema numa transição de um ponto de equilíbrio a outro.

O mapa de operação consiste no mapeamento dos pontos de operação onde a UPF pode operar em regime estacionário, dentro dos limites de estabilidade. Os estados estacionários podem ser identificados por meio dos dados experimentais e estudados através da curva de pontos de equilíbrio, esboçada num plano  $VP \times VM$  – Variáveis de Pressão  $\times$  Variáveis Manipuladas.

Por meio dos dados experimentais, as curvas de pontos de equilíbrio para a UPF foram produzidas por meio da média da pressão após cada mudança de  $Ab$  e  $Q_g$ . As médias de pressão, mostradas nas Figuras 22 e 23 para cada par fixo de  $Ab$  e  $Q_g$  representam um ponto de operação.

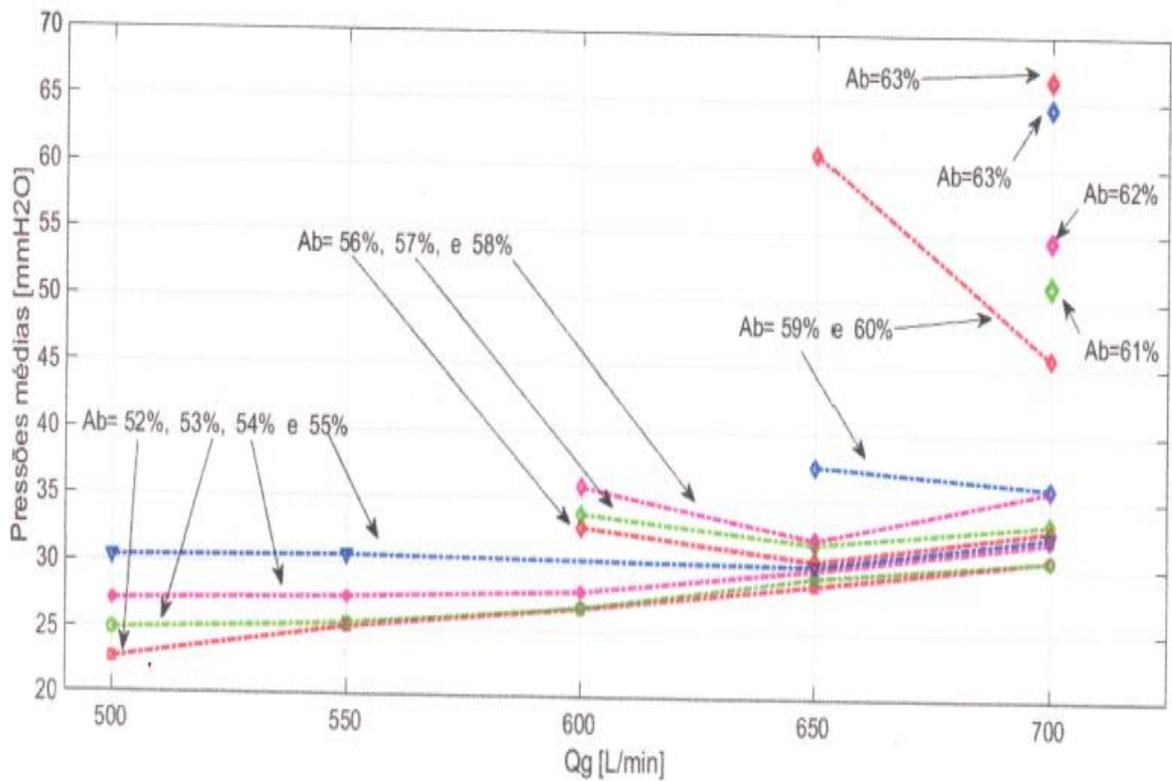
As Figuras 24 e 25 apresentam os perfis de pressão média no riser em função da vazão de entrada de gás, com diferentes aberturas da válvula, para os transmissores de pressão P1 e P2, respectivamente. Enquanto que nas Figuras 26 e 27 apresentam os perfis de pressão média no riser em função da abertura da válvula com diferentes vazões de gás, para os transmissores de pressão P1 e P2, respectivamente.

**Figura 24: Curva de Pontos de Equilíbrio para o Medidor de Pressão P1:  $[P \times Q_g]$**



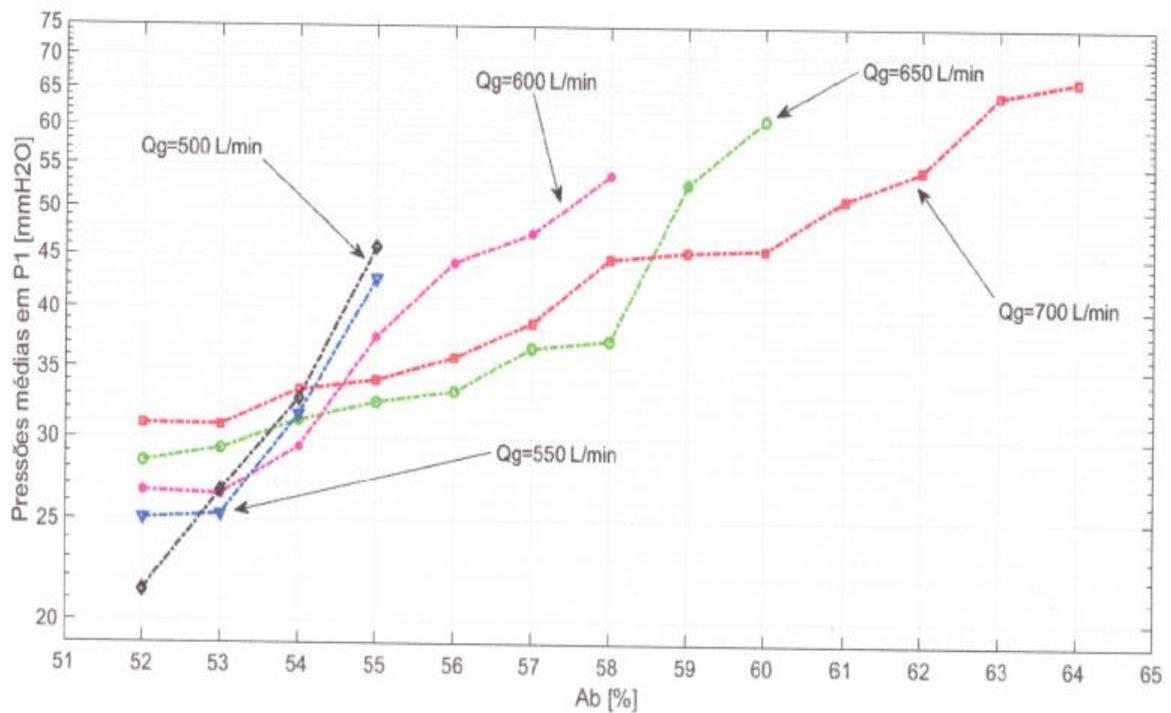
Fonte: CRUZ (2019)

**Figura 25: Curva de Pontos de Equilíbrio para o Medidor de Pressão P2:  $[P \times Q_g]$**



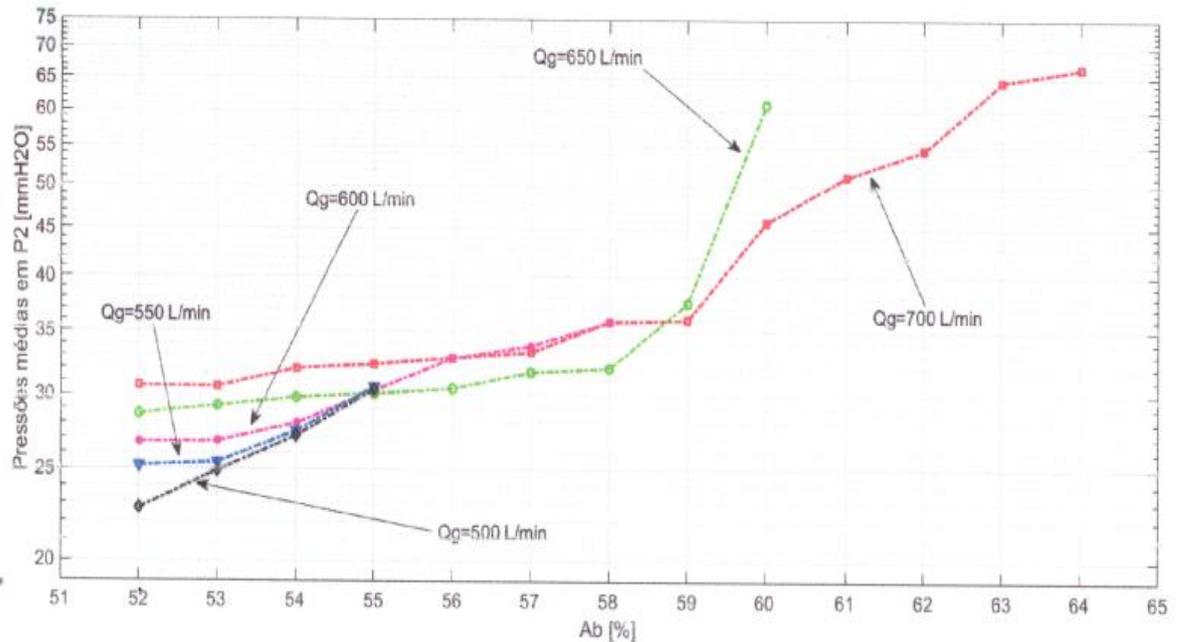
Fonte: CRUZ (2019)

**Figura 26: Curva de Pontos de Equilíbrio para o Medidor de Pressão P1:  $[P \times Ab]$**



Fonte: CRUZ (2019)

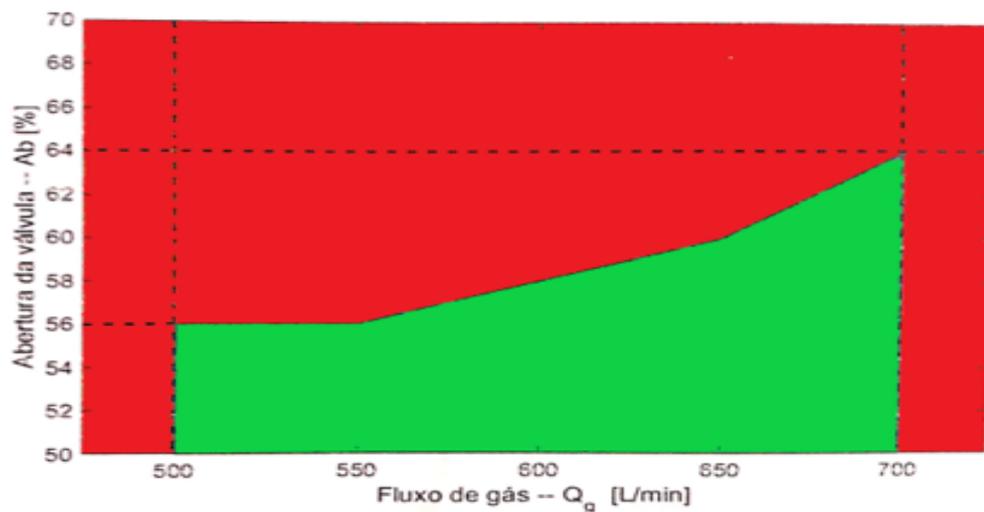
**Figura 27: Curva de Pontos de Equilíbrio para o Medidor de Pressão P2:  $[P \times Ab]$**



Fonte: CRUZ (2019)

A Figura 28 apresenta o mapa de operação da UPF, feito a partir das medições em várias condições de operação, identificando as regiões de estabilidade em verde, e de colapso em vermelho, através de um plano de eixos ( $Q_g \times Ab$ ). A escolha prévia dos valores de  $Q_g$  e  $Ab$  verifica se a operação resultará num estado estacionário, ou num estado de colapso, de acordo com as suas posições correspondentes no mapa.

**Figura 28: Mapa de Operação da UPF**



Fonte: CRUZ (2019)

A partir dos gráficos de medições dos perfis de pressão média e do mapa de operações, é possível observar que as respostas dos perfis de pressão para as condições ( $Q_g \times Ab$ ):

- a resposta da pressão é monótona para as aberturas de 52% a 54% e vazões de 500 L/min a 600 L/min.
- entre vazões de 500 a 600 L/min, acontece 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 ocorrem pontos de estabilidade com aberturas de válvula de 58% até 60%.
- com aberturas variando de 61% até 64% o sistema é estável apenas com vazões de 700 L/min.

Quanto maior o fluxo de sólidos no riser, maior a concentração de sólidos próximo à parede, ocorrendo a diminuição da velocidade ascendente da partícula, formando altos concentrados de partículas na base do riser, comprometendo o processo.

### 3.2.2 Características Dinâmicas do Processo

A característica dinâmica de um processo designa como o sistema se desloca de um estado para outro quando um ou mais valores de entradas são alteradas. A característica dinâmica para a UPF foi deduzida a partir das medidas das variáveis manipuladas, ou seja, o fluxo de sólidos ou a vazão de gás.

A resposta da fração volumétrica na UPF, em virtude dessas variações, pode ser deduzida através da medida de pressão de um transmissor localizado ao longo da altura do riser. Visto que a fração de sólidos ( $\epsilon_s$ ) é função da diferença de pressão ( $\Delta P$ ) entre dois medidores, seu comportamento transiente é análogo ao da pressão.

A Figura 29 representa graficamente como a pressão nos medidores P1 e P2 variam no tempo quando são mudados o fluxo de sólidos ou de gás na base do riser.

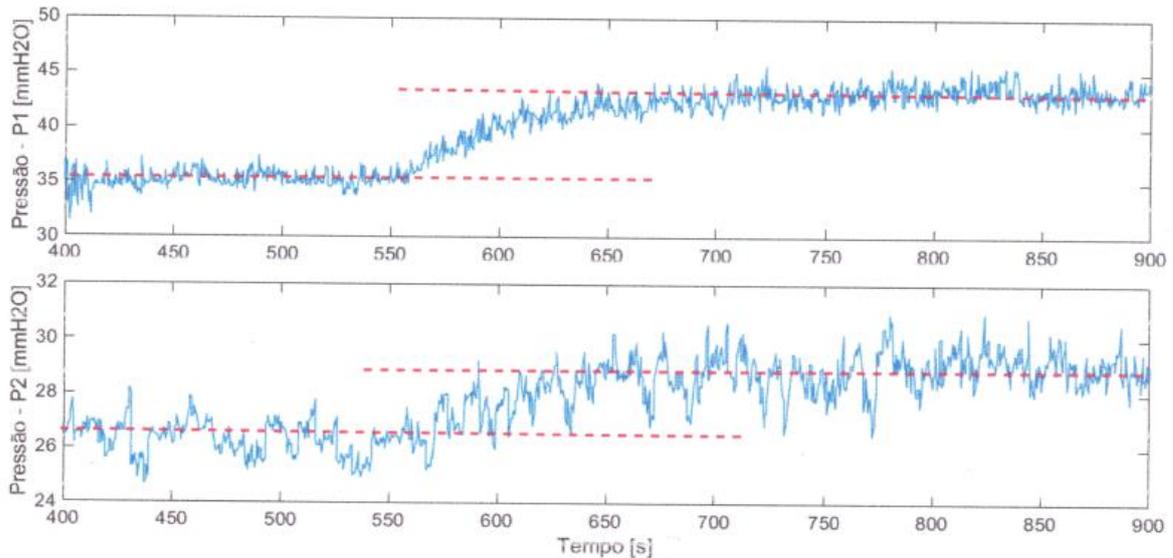
Os transientes de pressão obtidos a partir de medidas dos transmissores P1 e P2 são mostrados na Figura 29. No gráfico, as linhas tracejadas indicam o ponto de equilíbrio esboçado como a pressão média em cada transmissor.

Por meio dos transientes de pressão, é possível perceber que o 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, expresso na Equação 23:

$$y(t) = y_0 \left( 1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right) \quad (23)$$

onde  $\tau$  a constante característica de tempo, que permite avaliar o tempo de resposta do sistema e  $y_0$  o estado final após tempo característico.

**Figura 29: Transiente de Pressão para as Medidas nos Transmissores P1 e P2**



Fonte: CRUZ (2019)

O tempo característico avaliado para a UPF sofre variação das condições de operação. Entretanto, analisando transientes de pressão em várias condições como na Figura 29, o valor de  $\tau$  foi definido entre 50 e 150 s. A característica dinâmica da UPF é uma importante referência para entender a função de transferência no modelo de entrada e saída para a Unidade.

Respostas dinâmicas de primeira ordem para unidades tipo FCC ocorrem em todos os modelos encontrados na literatura para controle de unidades desse tipo (ALVAREZ-RAMIREZ, VALENCIA E PUEBLA, 2004; JIA, ROHANI E JUTAN, 2003; BOUM, LATIFI E CORRIOU, 2015; SUN, CHU E NING, 2017).

### 3.3 SISTEMA DE CONTROLE NA UPF

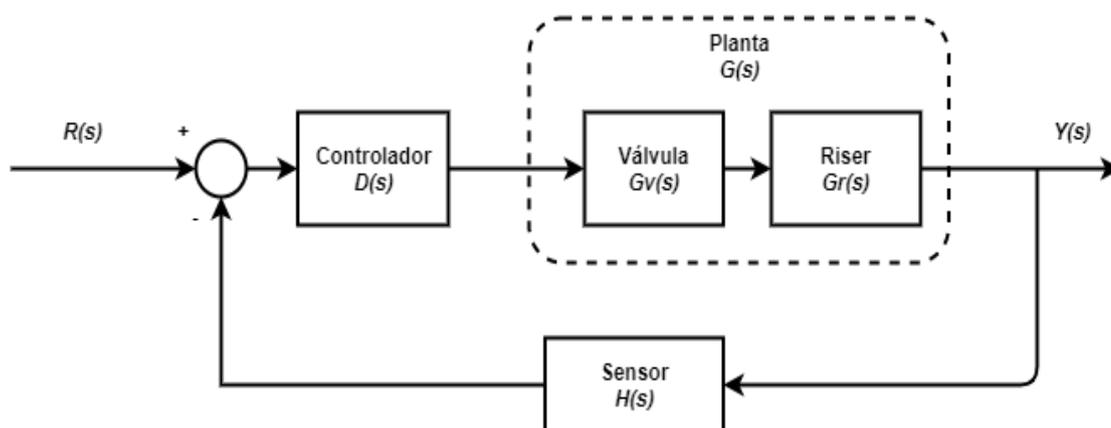
O sistema de controle atua como um controle de estabilidade que procura manter a operação em estado estacionário mesmo na presença de perturbações. Cruz (2019) projetou um sistema de controle em malha fechada do tipo SISO, com uma variável de entrada e uma

variável de saída, controlado por um controlador PI, tomando a fração de sólidos como variável de processo. A fração de sólidos se altera de acordo com a mudança na variação do fluxo de ar na entrada do riser ( $Q_g$ ) ou do fluxo de sólidos ( $G_s$ ) controlado pela abertura da válvula de controle, que assume o papel de atuador no sistema de controle.

De acordo com as informações apresentadas sobre o ciclo do catalisador, a UPF realiza um processo de *CFB*. A válvula *VPC* assume a função de atuador do sistema, enquanto o riser realiza o processo da fluidodinâmica do sistema. Visto que o catalisador migra, da coluna de retorno ao riser, através da válvula *VPC*, isso significa dizer que a válvula e o riser estão ligados, do ponto de vista da dinâmica do próprio processo.

A Figura 30 apresenta o diagrama de blocos que configura o sistema SISO para a UPF:

**Figura 30: Diagrama de Blocos representando um Controle SISO para a UPF com Realimentação.**



Fonte: o autor

Na Figura 30, cada bloco é representado por uma função de transferência diferente, no qual  $D(s)$  representa a função de transferência do controlador,  $H(s)$  representa a do sensor,  $R(s)$  representa a função do set-point, e  $G(s)$  representa a função de transferência da planta, que leva em conta as funções do riser  $G_r(s)$  e da válvula  $G_v(s)$ .

As funções de transferências,  $G_r(s)$  e  $G_v(s)$ , podem ser obtidas a partir de modelos teóricos para o riser e a válvula. Porém, devido à complexidade desses modelos, a função de transferência da planta,  $G(s)$ , pode ser identificada através de identificação dinâmica de sistemas, por meio dos valores obtidos a partir de medidas da variável de processo desejada em função das variáveis manipuladas.

### 3.3.1 Modelo de resposta contínua de malha SISO

A malha de controle da Figura 30, permite calcular a resposta contínua do sistema de controle, acompanhando os valores de concentração de sólidos no riser.

O controlador reconhece o resultado de sua ação a todo o instante (o estado da variável de processo e o estado da saída do sistema) devido à realimentação do valor da saída para a entrada. O diagrama de blocos permite encontrar a saída do sistema em termos da transformada do controlador  $D(s)$ , do valor de referência  $R(s)$  e do sensor  $H(s)$ . No sistema de controle de malha fechada, a informação do estado da saída, obtida a partir do sensor, é utilizada para comparar com o set-point.

Visto que o sensor, deste exemplo, não realiza alterações na varável medida, o sistema tem realimentação unitária, ou seja,  $H(s) = 1$ . Logo, teremos:

$$\begin{aligned} E(s) &= R(s) - H(s)Y(s) \\ H(s) &= 1 \\ E(s) &= R(s) - Y(s) \\ Y(s) &= E(s)D(s)G(s) \end{aligned} \tag{24}$$

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

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

Isolando  $Y(s)$ .

$$\begin{aligned} Y(s) + Y(s)D(s)G(s) &= R(s)D(s)G(s) \\ Y(s) [1 + D(s)G(s)] &= R(s)D(s)G(s) \\ Y(s) &= \frac{D(s)G(s)}{[1 + D(s)G(s)]} R(s) \end{aligned} \tag{25}$$

Por meio da Equação 25, é possível encontrar a resposta do sistema no tempo  $y(t)$ , com a ação do controlador, por meio da transformada inversa de Laplace.

### 3.3.2 Função de Transferência Identificada

Alvarez-Ramirez, Valencia e Puebla (2004), Jia, Rohani e Jutan (2003), Sun, Chu e Ning (2017) realizaram experimentos para obter a função de transferência do riser por duas formas: por identificação de dados com dinâmica de tempo contínuo ou por identificação a partir de dados gerados via modelos experimentais. Cruz (2019) utilizou os dados medidos de fração de

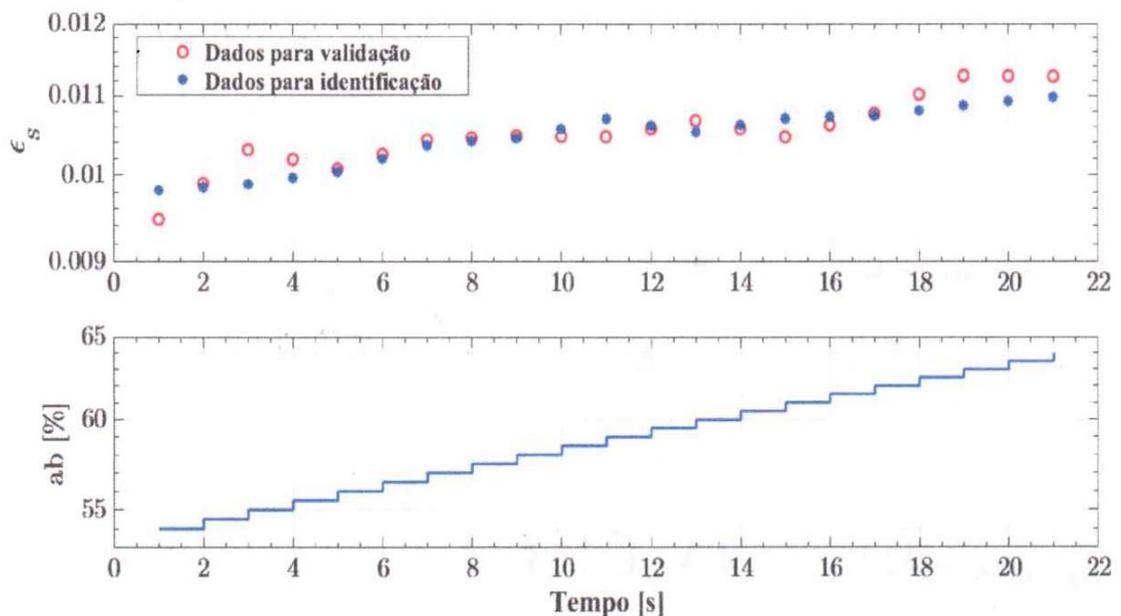
sólidos por meio de transmissão gama para a identificação da função de transferência da planta. Foi utilizado o software de Identificação Dinâmica de Sistemas (*System Identification Toolbox*) no MATLAB, que permite escolher o método de identificação entre vários métodos incorporados a essa ferramenta. O modelo identificado consiste em uma função de transferência de primeira ordem, expressa na Equação 26:

$$G(s) = \frac{k}{\tau s + 1} \quad (26)$$

onde  $\tau$  é a constante característica do sistema, e  $k$  é o ganho estático do processo.

A função de transferência da planta é identificada por meio dos dados experimentais para as medidas de perfil de fração de sólidos no interior do riser. A Figura 31 apresenta o gráfico das frações de sólidos em função da abertura da válvula de controle, através da Equação 10, da fração radial de sólidos.

**Figura 31: Dados para Modelo de Identificação da Fração de Sólidos**



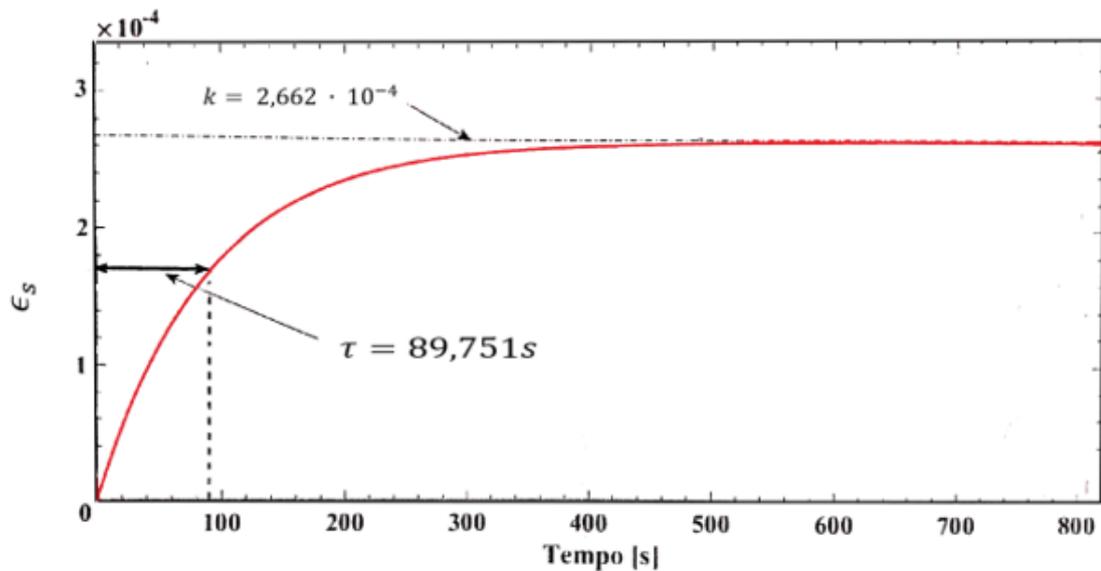
Fonte: CRUZ (2019)

Por meio da ferramenta *System Identification Toolbox* no MATLAB, a função de transferência da planta  $G(s)$  foi identificada através dos dados da Figura 31. A função de transferência é de primeira ordem, com ganho estático do processo  $k = 2,662 \cdot 10^{-4}$ , e a constante característica do sistema é  $\tau = 89,751s$ . Esses valores são substituídos na Equação 26 e expostos no resultado da Equação 27.

$$G(s) = \frac{k}{\tau s + 1} = \frac{2,662 \cdot 10^{-4}}{89,751s + 1} \quad (27)$$

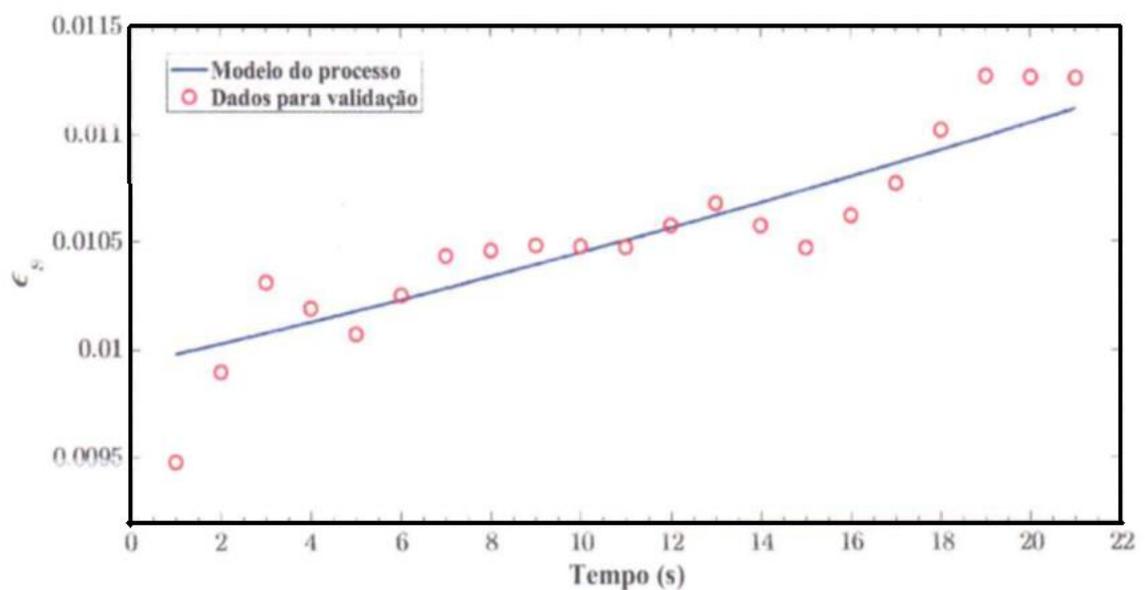
A Figura 32 mostra a resposta transiente da planta, a uma entrada em degrau dado por  $G(s)$  pela Equação 27. Já a Figura 33 apresenta a comparação entre o modelo identificado e os dados de validação, utilizando a função identificada  $G(s)$ .

**Figura 32: Resposta do Processo ao Degrau Unitário**



Fonte: CRUZ (2019)

**Figura 33: Comparação entre o Modelo Identificado e os Dados de Validação**



Fonte: CRUZ (2019)

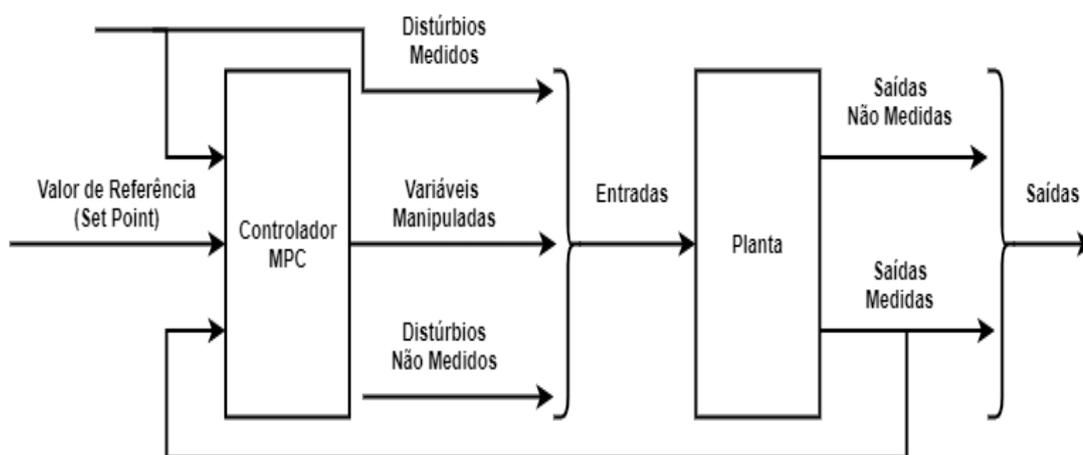
### 3.4 IMPLEMENTAÇÃO DO MPC A UPF

Como foi visto anteriormente, Cruz (2019) propôs um modelo identificado SISO, onde são utilizados fração de sólidos como variável de processo e fluxo de sólidos na entrada do riser, através da abertura da válvula *VPC*, como variável manipulada. A partir das metodologias propostas, a construção do controlador para o sistema de controle da UPF foi testada com a intenção de estimar o estado do controlador, prever as saídas futuras da planta e obter um bom desempenho para os experimentos propostos.

Por meio da função identificada  $G(s)$ , foi possível projetar um controlador MPC através do MATLAB, levando em conta a configuração de malha fechada do controle. A construção do controlador pode ser feita diretamente na linha de comando do MATLAB, ou pelo *Simulink* através da representação do sistema de controle. Nesse caso, foi utilizado a segunda opção, construindo um diagrama, em malha fechada, que representasse o sistema de controle da UPF.

A partir do sistema de controle elaborado no *Simulink*, foram definidos os blocos que representam: o controlador MPC, o valor do set-point desejado, a perturbação ou distúrbio, e a função de transferência da planta ( $G(s)$ ), além de blocos que apresentam os resultados obtidos de entrada e saída, por exemplo, durante a simulação. A Figura 34 mostra um diagrama que apresenta os sinais de entrada e saída de um sistema de controle que utiliza o MPC.

**Figura 34: Modelo do fluxograma do MPC considerado pelo Toolbox**



Como visto na Figura 34, o bloco *MPC Controller* recebe o sinal de saída medido atual, o valor do Set-Point e o sinal opcional de perturbação medida, para calcular a variável manipulada ideal. A partir disso, a entrada do bloco da planta recebe o sinal da variável manipulada e os sinais opcionais de perturbações medidas e não medidas. Os sinais de saída podem ser medidos ou não medidos.

A caixa de ferramentas do MPC do MATLAB (*Model Predictive Control Toolbox*) proposta por Bemporad *et al.* (2015), fornece funções para projetar e simular controladores preditivos, permitindo especificar modelos de planta, perturbações, horizontes e restrições. Para usar o bloco na simulação e na geração de código, deve-se projetar um modelo que defina o MPC apropriado para o sistema. Para isso, o aplicativo *MPC Designer* permite projetar, simular e avaliar controladores preditivos no MATLAB e *Simulink*. Neste aplicativo, é permitido:

- projetar controladores preditivos e validar seu desempenho usando cenários de simulação;
- especificar o número de canais de entrada e de saída do sistema, e atribuir esses valores as linhas de sinal do *Simulink* conectadas ao bloco do controlador MPC;
- definir pontos de horizonte de predição e de controle, introduzir restrições nas variáveis e analisar a performance do controlador;
- revisar os projetos do controlador para verificar possíveis problemas numéricos ou de estabilidade no tempo de execução;
- comparar gráficos de resposta para vários controladores preditivos;
- gerar modelos *Simulink* com um controlador MPC e um modelo de planta;
- gerar scripts MATLAB para automatizar as tarefas de design e simulação do controlador MPC.

A simulação do MPC é fundamental para que se comece a ter um pouco mais de conhecimento sobre o impacto de cada um dos parâmetros de ajuste e sintonia. É importante se certificar de que as variáveis manipuladas estejam respondendo de forma suave, causando pouco distúrbio no processo, e sobre como o controlador se comporta com as variáveis controladas perto dos limites operacionais, com o objetivo de que se tenha uma boa ideia de como o controlador se comportar durante a operação.

## 4 RESULTADOS

### 4.1 RESULTADOS DO CONTROLE

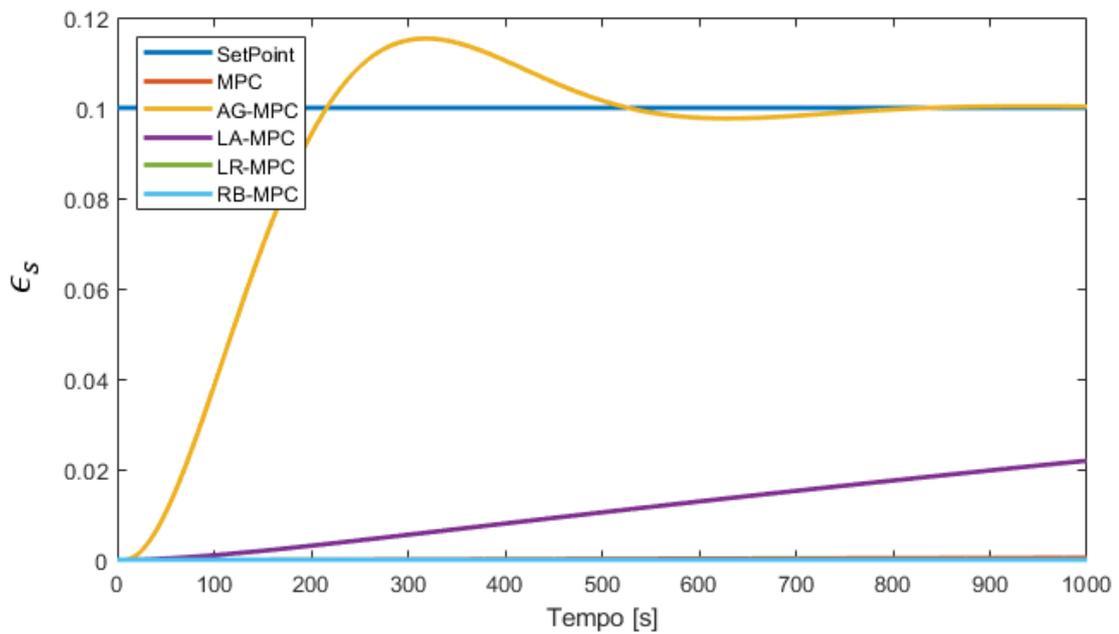
Com o modelo da planta SISO construído no SIMULINK, o MPC foi ajustado primeiramente de acordo com as configurações com base no tempo e no comportamento do controlador. Enquanto um comportamento robusto oferece um resultado de alcance do valor de referência em um certo período de tempo, um comportamento agressivo oferece um alcance do valor de referência em um período de tempo menor em comparação ao comportamento robusto, mas com um esforço maior da parte do controlador. Para isso foram elaboradas cinco configurações de controle, definidos como:

- MPC: comportamento de acordo com a configuração padrão;
- AG-MPC: comportamento agressivo, obtendo um valor de resposta mais rápida;
- LA-MPC: comportamento levemente agressivo;
- LR-MPC: comportamento levemente robusto;
- RB-MPC: comportamento robusto, eficiente na rejeição de oscilações;

Para ambas as configurações, foram utilizados os parâmetros-padrão do controlador MPC do MATLAB, sendo  $T_S = 1$  s,  $H_P = 10$  e  $H_C = 2$ . Os testes foram realizados em duas simulações. A Figura 35 apresenta a resposta do sistema de controle em uma perturbação degrau em  $t = 0$  s em frente a uma mudança de set-point de  $\epsilon_s = 0$  para  $\epsilon_s = 0,1$ . Já a Figura 36 apresenta a resposta do sistema em uma perturbação degrau em  $t = 500$  s em frente a uma mudança de set-point de  $\epsilon_s = 0,02$  para  $\epsilon_s = 0,07$ .

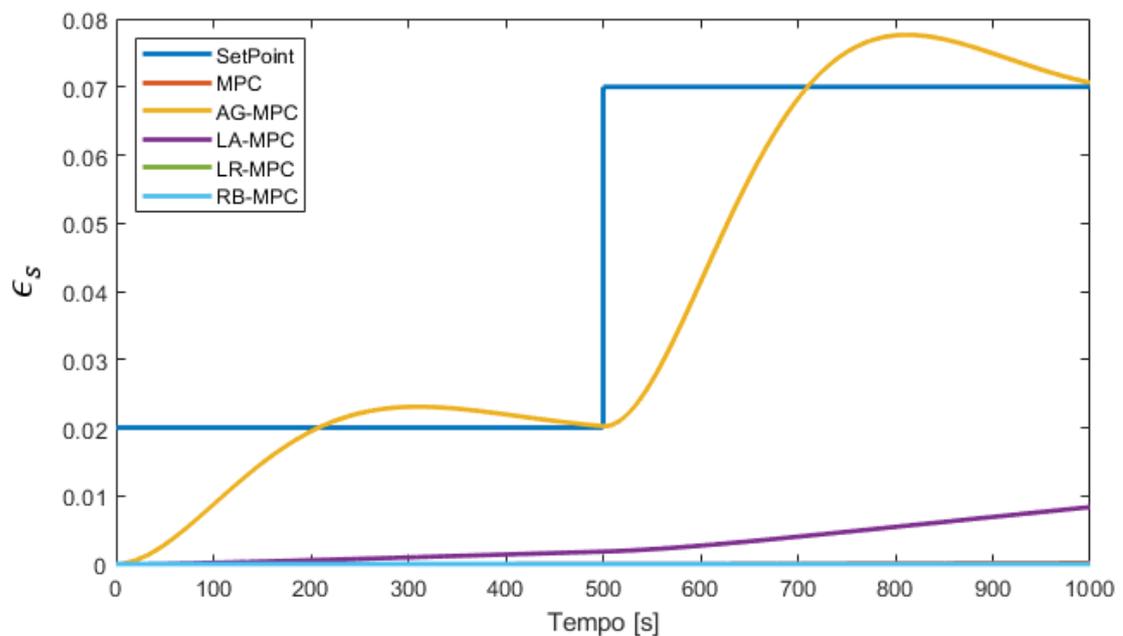
Através dos resultados, nota-se que a planta requer um controlador mais agressivo para operar junto ao set-point num intervalo de tempo suficiente para alcançá-lo. O controlador AG-MPC mostrou ser o mais apropriado para ser utilizado no projeto, enquanto o LA-MPC mostrou um resultado distante do esperado, mas também foi selecionado para os testes seguintes. Os demais controladores apresentaram resultados praticamente nulos, bem distantes do set-point, e assim, acabaram sendo rejeitados.

**Figura 35: Resposta do sistema de controle para controladores MPC, AG-MPC, LA-MPC, LR-MPC, RB-MPC: Simulação 1.**



Fonte: o autor

**Figura 36: Resposta do sistema de controle para controladores MPC, AG-MPC, LA-MPC, LR-MPC, RB-MPC: Simulação 2.**

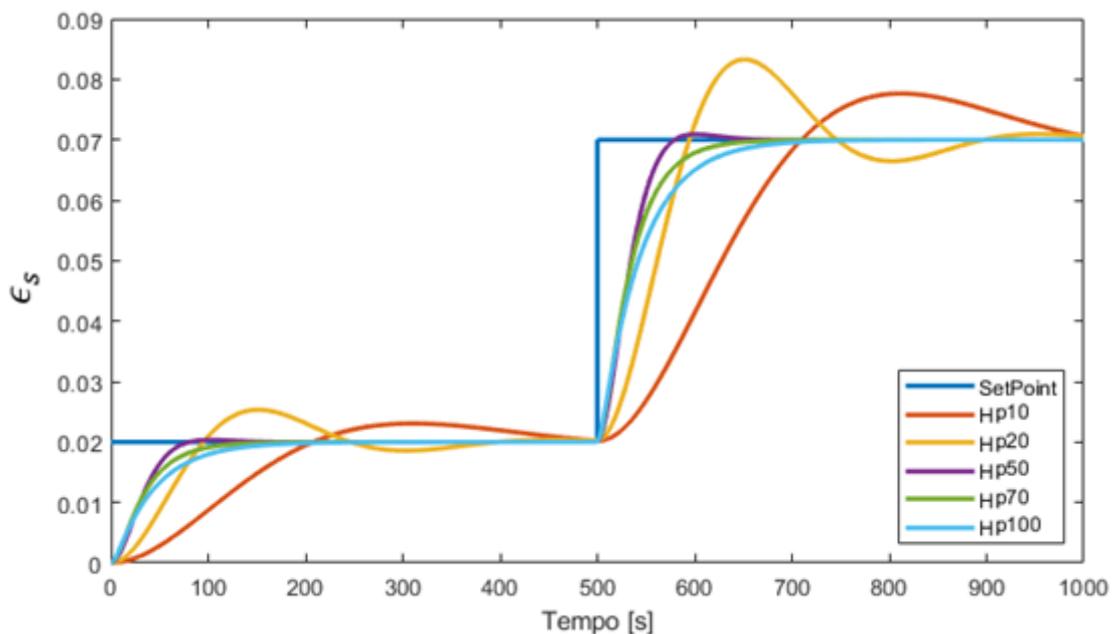


Fonte: o autor

#### 4.1.1 Horizonte de Predição

A escolha do melhor valor para o horizonte de previsão foi feita verificando o comportamento dos controladores AG-MPC e LA-MPC através de valores selecionados. As simulações foram realizadas em um sistema frente à mudança de set-point de  $\epsilon_s = 0,02$  para  $\epsilon_s = 0,07$ . O valor padrão do horizonte de predição, definido pelo próprio MATLAB, é  $H_P = 10$ , fazendo-se necessário aumentar esse valor para que se possa ampliar a capacidade de predição do sistema, e obter um comportamento mais próximo da referência. Os valores escolhidos para as simulações foram:  $H_P = [10; 20; 50; 70; 100]$ . A Figura 37 apresenta o desempenho do sistema do controlador AG-MPC de acordo com diferentes valores de  $H_P$ .

**Figura 37: Resposta do sistema a diferentes valores de  $H_P$  no controlador AG-MPC.**



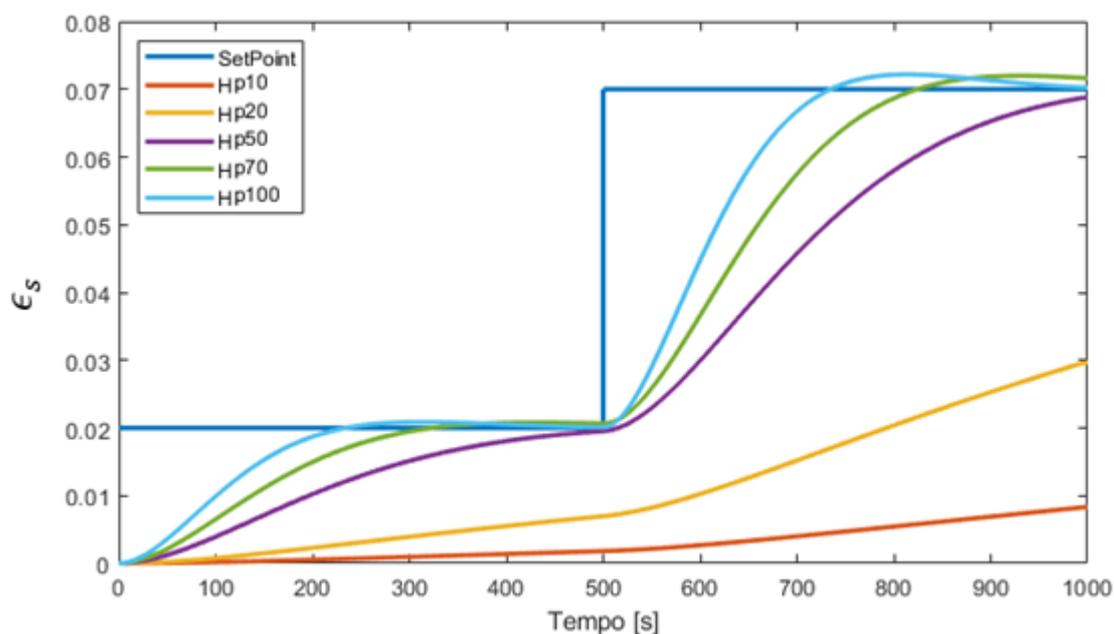
Fonte: o autor

Os valores de  $H_P$  mais adequados aos controladores da planta devem ser altos de acordo com o nível de agressividade e do valor do tempo de subida, que neste caso é de  $T_s = 1$  s. Na Figura 37, o controlador AG-MPC com  $H_P = 50$  apresentou um melhor desempenho de estabilização, sendo alcançado em um menor período de tempo (em torno de 100 s). Para este tipo de controlador, valores abaixo de 50 causam overshoots que fogem dos valores de

referência esperados, enquanto que valores maiores que 50, apesar de mostrarem estabilização, levam mais tempo para alcançá-lo (de 100 a 200 s).

A Figura 38 apresenta o desempenho do sistema do controlador LA-MPC de acordo com diferentes valores de  $H_P$ . Por não apresentar uma maior agressividade, o LA-MPC necessita de altos valores de  $H_P$  para apresentar um desempenho que alcance a estabilidade, ainda que de forma lenta. Os valores de  $H_P$  100, 70 e 50 alcançaram a sua estabilidade após longos períodos aproximados de 200, 300 e 500 s, respectivamente.

**Figura 38: Resposta do sistema a diferentes valores de  $H_P$  no controlador LA-MPC.**



Fonte: o autor

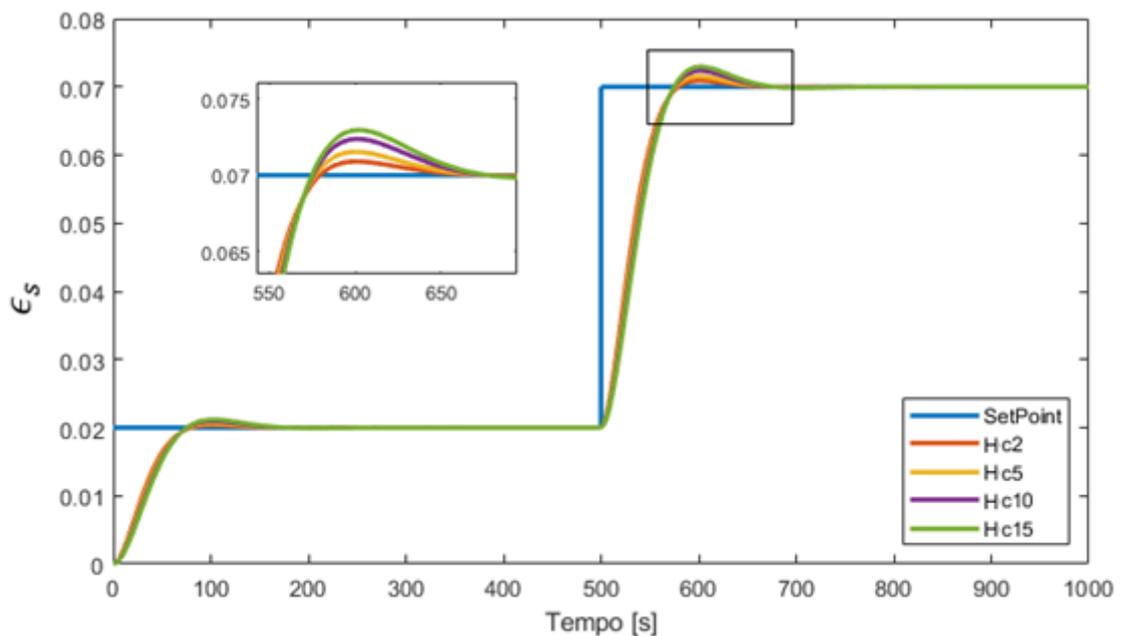
#### 4.1.2 Horizonte de Controle

Os dois controladores também foram utilizados para a análise do horizonte de controle. Selecionando os controladores AG-MPC ( $H_P = 50$ ) e LA-MPC ( $H_P = 100$ ), as simulações foram realizadas em um sistema frente a mudança de set-point de  $\epsilon_s = 0,02$  para  $\epsilon_s = 0,07$  em  $t = 500$ s. O valor padrão do horizonte de controle é  $H_C = 2$ , sendo necessário aumentar esse valor

para ampliar a sequência de ações de controle, com o objetivo de minimizar a função do erro do controlador e diminuir a distância entre a trajetória de referência e as saídas previstas.

A Figura 39 apresenta o desempenho do controlador AG-MPC de acordo com as configurações de  $H_C = [2; 5; 10; 15]$ . Os resultados mostram pequenas diferenças em relação a mudança de  $H_C$  no sistema. O controlador AG-MPC apresenta um pequeno overshoot após a mudança de set-point, sendo que os maiores valores de  $H_C$  causam um maior intervalo entre o valor medido e o set-point. Sendo ideal um horizonte de controle com um valor abaixo do valor de horizonte de predição ( $H_C$  em torno de 10 a 20% de  $H_P$ ), os valores de horizonte de controle mais apropriados para o AG-MPC ( $H_P = 50$ ) são de  $H_C = [2; 5]$ .

**Figura 39: Resposta do sistema a diferentes valores de  $H_C$  no controlador AG-MPC.**

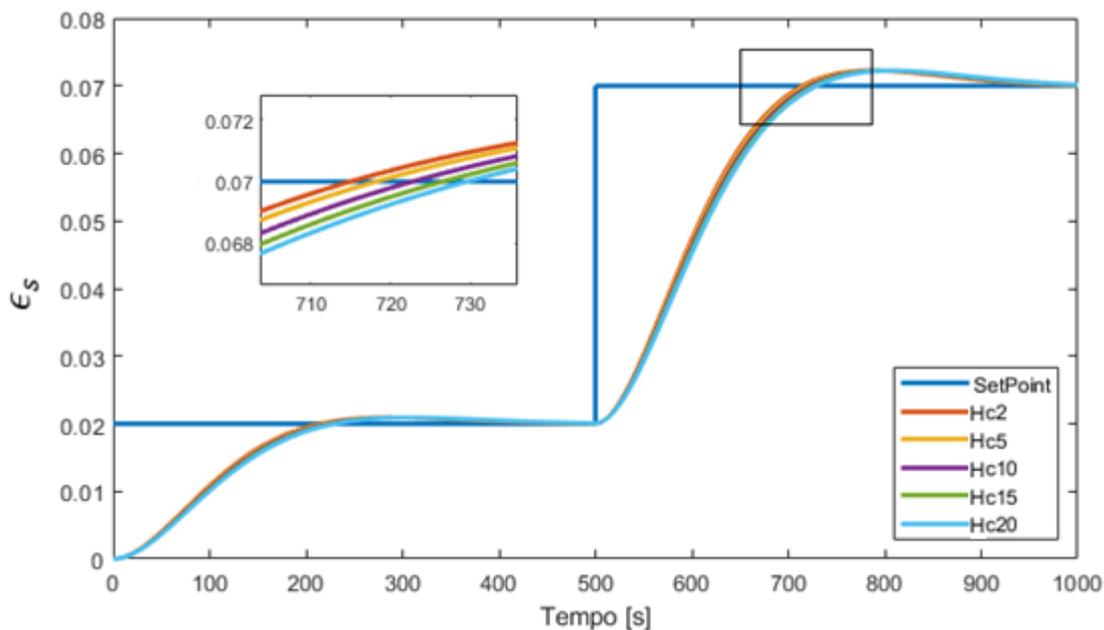


Fonte: o autor

A Figura 40 apresenta o desempenho do controlador LA-MPC de acordo com as configurações de  $H_C = [2; 5; 10; 15; 20]$ . O valor de 20 foi adicionado devido ao alto valor de  $H_P$  igual a 100. Os resultados também apresentaram pequenas diferenças em relação a mudança de  $H_C$  no sistema. O alcance da estabilização ocorre em uma diferença mínima de 2 a 5 s com a mudança de valor de  $H_C$ . Sendo ideal um horizonte de controle com um valor abaixo do valor

de horizonte de predição ( $H_C$  em torno de 10 a 20% de  $H_P$ ), os valores de horizonte de controle mais apropriados para o LA-MPC ( $H_P = 100$ ) são de  $H_C = [2; 5; 10]$ .

**Figura 40: Resposta do sistema a diferentes valores de  $H_C$  no controlador LA-MPC.**



Fonte: o autor

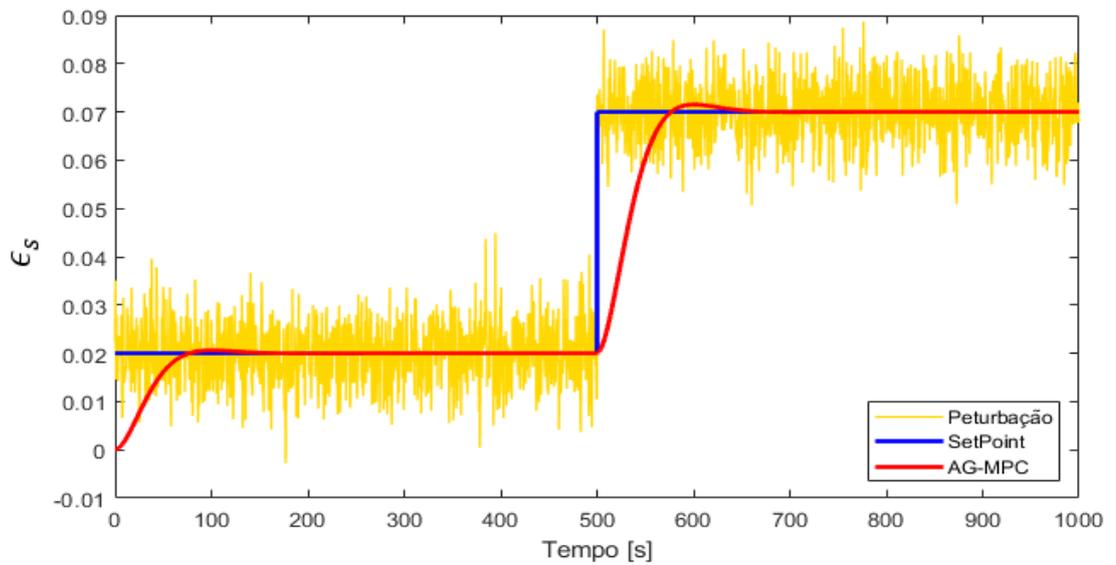
Com isso, foi possível observar que o controlador AG-MPC apresentou uma melhor configuração de controle, oferecendo uma resposta mais eficiente na rejeição de perturbações do estado estacionário, em um período de tempo mais rápido em comparação aos demais controladores. Com os parâmetros ajustados, o controlador pode oferecer uma melhor chance de minimizar a função custo do MPC e obter uma melhor oportunidade de predição.

## 4.2 PERTURBAÇÕES NO SISTEMA

Um bom controlador se destaca pelo seu empenho sobre a rejeição de perturbações que possam ocorrer durante o sistema. Com isso, o controlador escolhido, o AG-MPC ( $H_P = 50$  e  $H_C = 5$ ), foi testado para perturbações do tipo ruído branco e do tipo degrau durante o processo.

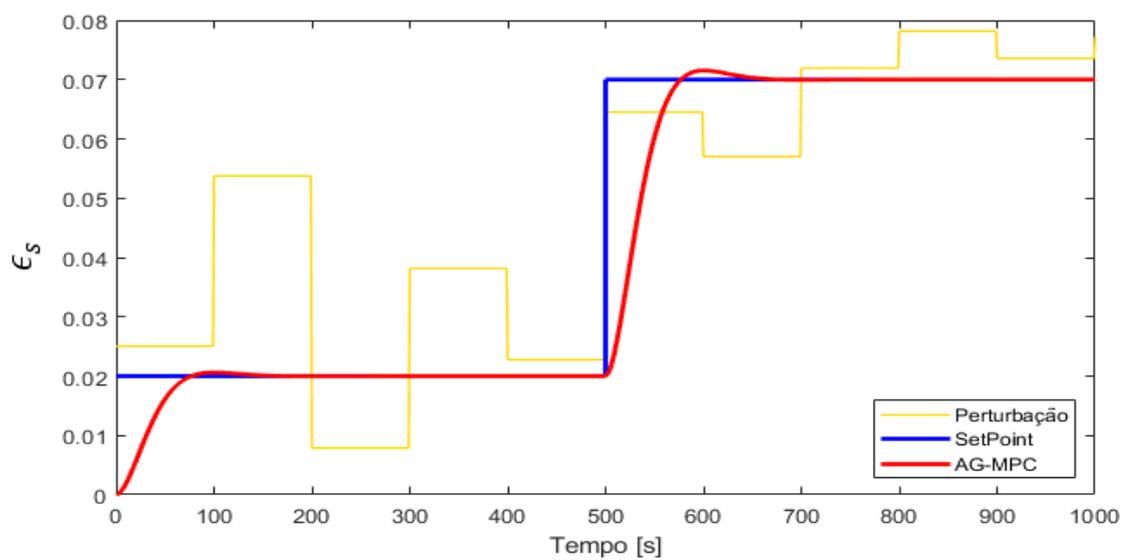
As Figuras 41 e 42 apresentam as respostas do AG-MPC perante a introdução de ruído branco (frequência de 2 Hz e amplitude de 0,02) e perturbação degrau (amplitude 0,02 aplicada a cada 100 s) respectivamente, apresentando desempenhos satisfatórios contra as perturbações.

**Figura 41: Resposta do sistema ao ruído branco, na entrada do sistema.**



Fonte: o autor

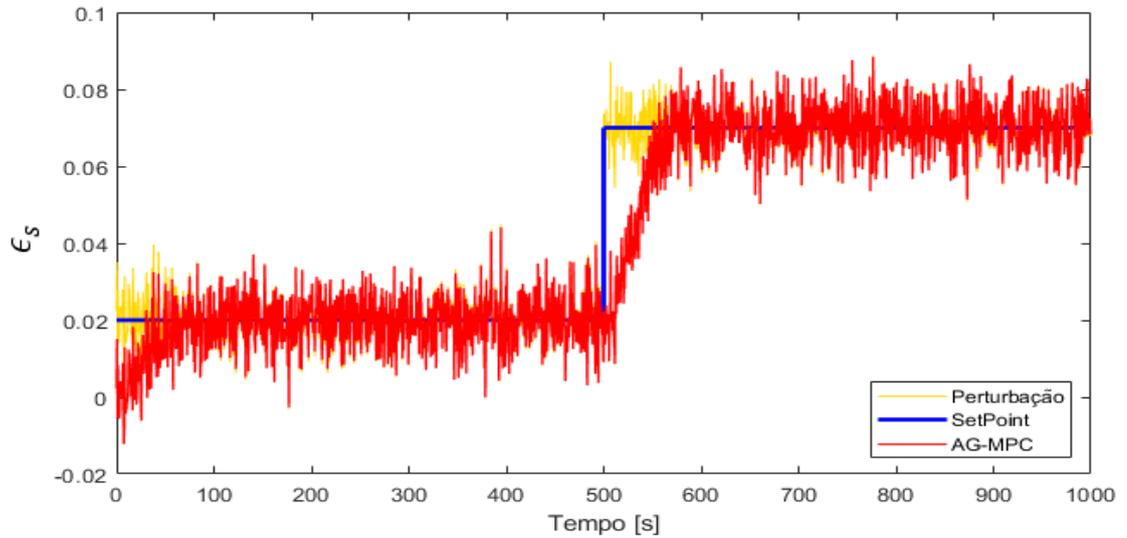
**Figura 42: Resposta do sistema a perturbação do tipo degrau, na entrada do sistema.**



Fonte: o autor

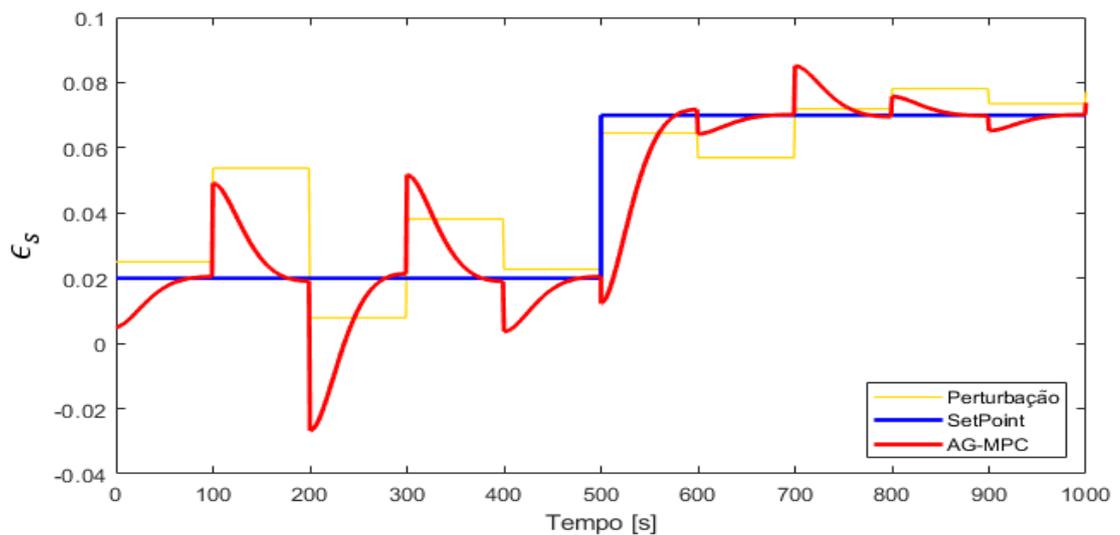
As perturbações também foram introduzidas na saída do sistema, fazendo com que o controlador receba o erro entre o set-point e o sinal de saída junto com o distúrbio. As Figuras 43 e 44 apresentam as respostas do AG-MPC perante a introdução do ruído branco e da perturbação degrau, respectivamente, na saída dos sistemas.

**Figura 43: Resposta do sistema ao ruído branco, na saída do sistema.**



Fonte: o autor

**Figura 44: Resposta do sistema a perturbação do tipo degrau, na saída do sistema.**



Fonte: o autor

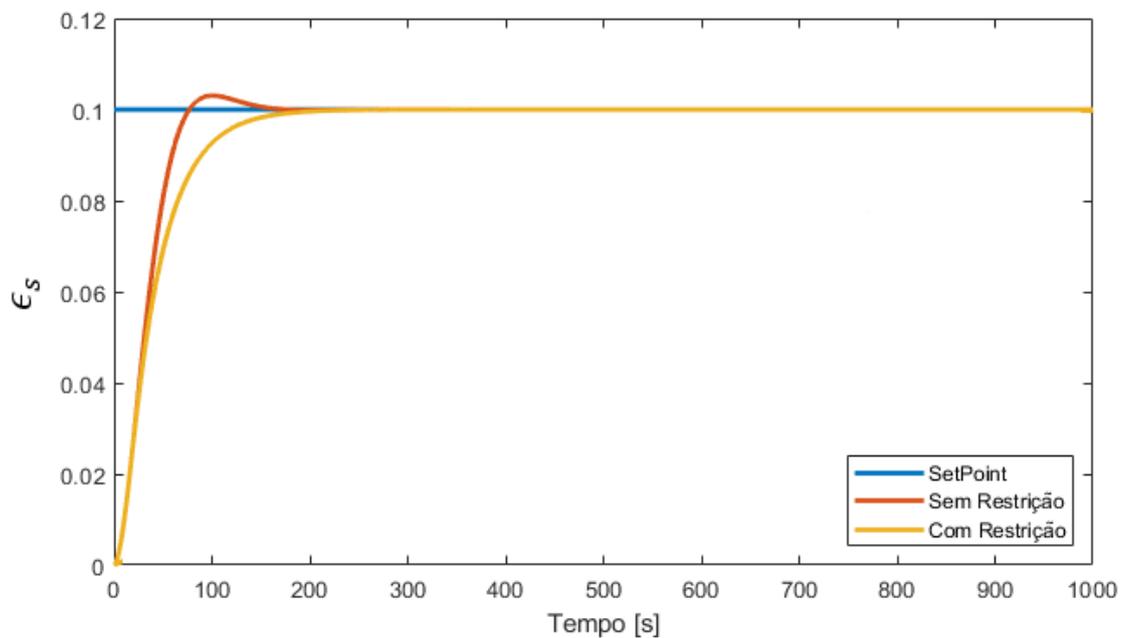
As respostas do sistema mediante as perturbações incluídas na saída mostram que o controlador AG-MPC diminui o efeito dos distúrbios, porém, não eliminando-os totalmente. De acordo com Cruz (2019), quando o sistema é perturbado na saída, o controlador possui dificuldade em diferenciar o sinal de referência.

#### 4.3 USO DE RESTRIÇÕES NO CONTROLADOR

A inclusão de restrições no projeto do controlador permite antecipar a violação destas, fazendo com que o processo possa operar mais próximo do sistema real. Neste caso, uma simulação foi realizada em um sistema frente a uma entrada tipo degrau, com set-point de  $\epsilon_s = 0$  para  $\epsilon_s = 0,1$  em  $t = 0$ s. Foi adicionado uma restrição máxima na saída do controlador no valor de  $\epsilon_s = 0,1$  significando que o sistema não poderia ultrapassar este valor.

A Figura 45 apresenta uma comparação entre os resultados do controlador AG-MPC ( $H_P = 50$  e  $H_C = 5$ ) em simulações sem a inclusão de restrição, e com a inclusão de restrição.

**Figura 45: Resposta do sistema mediante a inclusão de restrições na saída.**



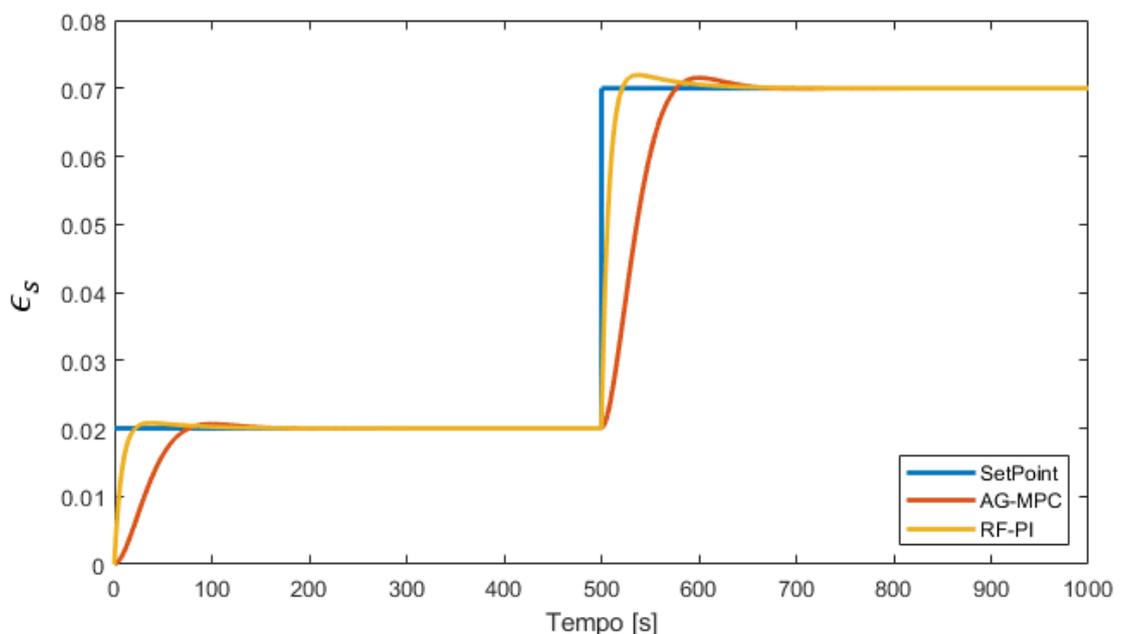
Fonte: o autor

Enquanto a simulação sem restrição mostra um pequeno overshoot no resultado, ultrapassando a marca de  $\epsilon_s = 0,1$  em um breve período, a simulação com restrição incluída mostra que a fração de sólidos resultante não ultrapassou a marca de  $\epsilon_s \leq 0,1$ . Apesar de levar mais tempo para alcançar o set-point, em comparação ao valor de saída sem restrição, a adição da restrição no sistema se mostrou eficaz, podendo ser necessária para simulações e testes em que se deseja uma operação do sistema sem ultrapassar um determinado limite de fração de sólidos determinado.

#### 4.4 COMPARAÇÃO ENTRE MPC E PID

O controlador AG-MPC ( $H_P = 50$  e  $H_C = 5$ ), foi comparado com um controlador PI eficiente, com característica robusta e rápida (CRUZ, 2019). A comparação entre os dois controladores foi obtida a partir de uma simulação através de uma mudança de set-point de  $\epsilon_s = 0,02$  para  $\epsilon_s = 0,07$  em  $t = 500$ s. A Figura 46 apresenta a comparação entre os dois controladores.

**Figura 46: Resposta do sistema de controle para controladores PI e AG-MPC**



Fonte: o autor

O resultado visto na Figura 46 mostra que o controlador PI apresenta uma resposta mais rápida em comparação ao AG-MPC, chegando ao estado estacionário em menos tempo. Enquanto o PI alcança o set-point em menos de 50 s, o AG-MPC leva entre 70 a 100 s para chegar ao sinal de referência. Em ambos os casos, após a mudança de set-point, a estabilização ocorre em torno de 200 s depois.

O controlador PID se torna adequado em aplicações com simplicidade de implementação, baixo custo de operação e manutenção. Mesmo quando se pretende garantir um menor tempo de resposta, um menor atraso e maior estabilidade ao sistema, o PID combinado com outras técnicas podem demonstrar um desempenho satisfatório, fazendo com que o seu uso na indústria e na ciência recorra a avanços e melhorias em seu desempenho.

O controlador MPC tem melhor aproveitamento se comparado ao PID em sistemas no qual é necessário bom desempenho mediante perturbações, necessidade de limitações e restrições ou processos multivariáveis, sendo assim, possuindo mais recursos de utilização do que o PID, porém, nem sempre tais recursos são necessários.

Em vista disso, o uso de um controlador na UPF para determinação da fração de sólidos deve atender as demandas requeridas e utilizadas durante o processo. Tanto o controlador PI quanto o AG-MPC, elaborados para a UPF, se mostraram viáveis com o objetivo de manter o sistema em uma referência desejada e a rejeição de perturbações. Enquanto o controlador PI seja capaz de alcançar uma operação em estado estacionário em menor tempo, o AG-MPC possui a vantagem de realizar operações com mais recursos disponíveis mediante a distúrbios, restrições e processos multivariáveis.

## 5 CONCLUSÃO

A implementação de um controlador MPC baseado em modelos na indústria não é um tema muito usual e é certamente mais complexo do que os esquemas clássicos de controladores PID. Sua aplicação necessita um elevado custo computacional o que torna difícil a sua aplicação em sistemas rápidos, além de requerer pessoal com um melhor treinamento em controle do que implementações de esquemas clássicos, com conhecimento de um modelo dinâmico do sistema suficientemente preciso. As vantagens do uso deste controlador são provenientes da otimização da função custo e o tratamento de restrições.

Neste trabalho, foi possível observar o estudo da função de transferência para a fluidodinâmica do processo, baseada em um modelo identificado por meio de técnicas não invasivas, via transmissão gama, na Unidade Piloto a Frio, através de dados experimentais. A metodologia para este processo possibilitou o estudo de uma malha de controle para a UPF, levando em consideração a ação da válvula *VPC*. O controle de injeção de sólidos pode ser determinante para uma operação FCC.

Os resultados obtidos pela ação do controlador MPC ajustado (AG-MPC) no modelo SISO realimentado da UPF, se mostraram em acordo com seus objetivos principais, considerando a capacidade do sistema de manter a estabilidade e seguir a referência das variáveis controladas mesmo com a adição de perturbações, e mudança da trajetória de referência. O monitoramento e conhecimento dos perfis da fração de sólidos favorece um ótimo desempenho no controle da unidade, assim como, obtenção de informações do fluxo sob diferentes condições de operação.

Com isso, a ideia de projetar controles apropriados para a UPF se torna um campo de trabalho aberto a novas possibilidades de projeção e construção de novos controladores no futuro, como controladores industriais do tipo PID, controladores preditivos multivariáveis ou baseados em redes neurais.

## 6 PERSPECTIVAS PARA TRABALHOS FUTUROS

Com base nos estudos realizados, sugere-se os seguintes trabalhos futuros na área de sistema controle MPC na UPF:

- melhorar a ação de controle através de um controlador MPC com múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO);
- desenvolver outros sistemas de controle, utilizando estratégias de controle diferentes, como lógica fuzzy ou redes neurais, além de aperfeiçoar métodos de controle conhecidos como PID e MPC;
- estabelecer uma avaliação de desempenho dos controladores, para que resultados de diferentes estratégias e técnicas de controle possam ser comparados com eficácia;
- realizar a implementação prática do controlador MPC projetado e apresentado, na Unidade Piloto a Frio.

**REFERÊNCIAS**

- ALARADI, A. A., ROHANI, S. **Identification and control of a riser-type FCC unit using neural networks**. Computer and Chemical Engineering, v. 26, p. 401-421, 2002.
- ALI, H., ROHANI, S.; 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.
- 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.
- ANP. **Produção de petróleo sobe 7,78% no Brasil em 2019 e ultrapassa pela primeira vez a marca de 1 bilhão de barris no ano**. 2020. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/noticias/5596-producao-de-petroleo-sobe-7-78-no-brasil-em-2019-e-ultrapassa-pela-primeira-vez-a-marca-de-1-bilhao-de-barris-no-ano>>. Acessado em: 15/04/2020.
- 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.
- BEGA, E. A.; FINKEL, V. S.; KOCH, R; **Instrumentação industrial**. Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás, Rio de Janeiro, 2006.
- BEMPORAD, A., MORARI, A., RICKER, N. L. **Model Predictive Control Toolbox™ 2 - User's Guide**. (2015). COPYRIGHT 2005–2015 by The MathWorks, Inc.
- BHATIA, S. **Zeolite catalysis: principles and applications/Subhash Bbata**. p. em. Includes bibliographies and index. ISBN 0-8493-5628-8 1. Zeolites. 2. Catalysis. I. Title. TP245.55843, 1989.
- BOUM, A. T.; LATIFI, A.; CORRIOU, J. P. (2015). **Multivariable Control and Online State Estimation of an FCC Unit**. Journal of Engineering Science and Technology Review. 8. 158-168. 10.25103/jestr.083.21.
- BRASIL, N. I.; ARAÚJO, M. A. S.; SOUSA, E. C. M. **Processamento de Petróleo e Gás**. Rio de Janeiro: LTC, 2012.

BRAVO, C. O. A.; NORMEY-RICO, J. E. **Controle de plantas não lineares utilizando controle preditivo linear baseado em modelos locais.** Sba Controle & Automação, v. 20, n. 4, p. 465-481, 2009.

BRITO, M. F. P. **Monitoramento da taxa de fluxo do catalizador FCC em uma unidade piloto à frio por medição de transmissão gama.** Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, 2014.

CAMACHO, E. F.; BORDONS, C. **Model Predictive Control.** 2. ed. [S.l.]: Springer, 2004.

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.

CASTRO, F. F.; BRAGA, M. **Estudo comparativo entre controladores PID e MPC aplicados a moinhos de bolas para beneficiamento de minério.** (2018). 19º Simpósio de Mineração, 2018, São Paulo, SP, Brasil.

CLAUDINO L. S.; VIEIRA E. B.; DANTAS C. C.; BARBOSA E. S.; OLIVEIRA M. F. M. **Two-phase flow in 3d cad pilot unit simulation and gamma ray tomography validation.** 9th World Congress on Industrial Process Tomography, World Heritage City of Bath – England, 2 – 6 September 2018.

CRUZ, A. J. **Projeto de controle digital de alimentador de sólidos com dedidas da fração de sólidos por meio da transmissão gama em unidade piloto a frio tipo FCC.** Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares. 2019.

CUTLER, C. R. **Real Time Optimization with Multivariable Control is Required to Maximize Profits.** Computers and Chemical Engineering, Great Britain, v. 7, p. 663-667, 1983.

DANTAS, C. C.; SANTOS, V. A.; MELO, A. C. B. A., GRIEKEN, R. V. **Precise gamma ray measurement of the radial distribution of a cracking catalyst at diluted concentrations in a glass riser.** Nuclear Instruments and Methods in Physical Research, vol. 251, p. 201-208, 2006.

DANTAS, C.C; MOURA, A; ROLIM, T; MELO, S; SANTOS, V; LIMA, E. **"Data Evaluation and Visibility in Single Beam Scanner of Gamma Ray Tomography,"** *World Journal of Nuclear Science and Technology*, Vol. 3 No. 1, 2013, pp. 22-27.

DORF, R. C.; BISHOP, R. H. **Modern control systems**. [S.L.]: Pearson, 2011.

DURAIKI, R. G. **Controle preditivo não linear utilizando linearizações ao longo da trajetória**. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001.

FRANKLIN, G. F.; POWELL, J. D.; EMAMI-NAEMI, A. **Sistemas de Controle para Engenharia**. 6<sup>a</sup>. Ed. [S.1.]: Bookman, 2013.

GELDART, D. **Types of gas fluidization**. *Powder technology*, Elsevier, v. 7, n. 5, p. 285-292, 1973.

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.

JÚNIOR G. A. **Sintonia ótima de controladores MPC considerando incertezas de modelagem**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal da Bahia, Departamento de Engenharia Industrial, Salvador, BA, Brasil, 2015.

IANCU, M.; CRISTEA, M.V.; AGACHI, P.S. **MPC vs. PID. The advanced control solution for an industrial heat integrated fluid catalytic cracking plant**. *Computer Aided Chemical Engineering*. Vol. 29, p. 517-521. 2011.

LIMA FILHO, H. J. B.; BRITO, M. F. P.; BENACHOUR, M.; SANTOS, V. A.; DANTAS, C. C.; **Validação experimental de simulações cfd de um leito fluidizado circulante gás-sólido tipo riser**. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2014.

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.

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.

MOURA, A. E. **Controle da injeção de catalisador em uma unidade piloto tipo FCC a frio**. Dissertação de mestrado – Departamento de Energia Nuclear – Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2015.

NASCIMENTO, R. do; TRIGUEIROS, D. E. G.; MÓDENES, A. N. **Determinação do ponto de colapso em leitos fluidizados circulantes**. *Varia Scientia*, v. 7, n. 13, p. 135-146, 2007.

NITZ, M.; GUARDANI, R. **Fluidização gás-sólido. Fundamentos e avanços**. *Revista Brasileira de Engenharia Química*, p. 20-24, 2008.

NORMEY-RICO, J. E., CAMACHO, E. F. **Control of Dead-time Processes**, Springer-Verlag, London Limited, United Kingdom, 2007.

OGATA, K., MAYA, P. Á., LEONARDI, F. **Engenharia de controle moderno**. [S.l.]: Prentice Hall, 2003.

OLIVEIRA, M. F. M. **Modelagem do transporte de sólidos em regime denso em unidade piloto a frio por mediação de transmissão gama**. Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, 2018.

PANDIMADEV, G., INDUMATHI, P., SELVAKUMAR, V. **Design of controllers for a fluidized catalytic cracking process**. Chemical engineering Research and Design, v. 88, p. 875-880, 2010.

PETROBRAS. **Fatos e dados: Batemos recorde de processamento em nossas refinarias no Brasil em 2014. 2015. Disponível em:** <<https://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/batemos-recorde-de-processamento-em-nossas-refinarias-no-brasil-em-2014.htm>>. **Acessado em 05/04/2020**

PINHEIRO, C.; FERNANDES, J. L.; DOMINGUES, L.; CHAMBEL, A. J. S.; GRAÇA, I.; OLIVEIRA, N. M. C.; CERQUEIRA, H. S.; RIBEIRO, F. R. **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.

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

RABINOVICH, E.; KALMAN, H. **Flow regime diagram for vertical pneumatic conveying and fluidized bed systems**. Powder Technology. Eisevier, v. 207, n. 1-3. p. 119-133, 2011.  
ROCHA, S; KACHAN, G. C., SANTANA, C. **Modelagem dinamica do escoamento gas-solido aplicada a secagem pneumatica: comparacao entre 2 modelos**. Anais, 1988.

ROMAN, R; NAGY, Z.K; CRISTEA, M.V.; AGACHI, S.P. **Dynamic modelling and nonlinear model predictive control of a Fluid Catalytic Cracking Unit**. Computers & Chemical Engineering. Vol. 33, Issue 3, Pages 605-617, March 2009.

SCHEUER, A. **Instalação e administração do sistema PI na unidade multipropósito de FCC**. 2004. Projeto de conclusão de curso (Engenharia de controle e automação industrial) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2004.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamics and Control**. United States of America: John Wiley & Sons, Inc., 2004.

SILVA, G. C. **Estudo de um controlador preditivo não linear multivariável baseado em redes neuronais**. 2014. Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Rio de Janeiro, 2014.

SILVA, V. H. F. F. **Integração de simulações tomográficas MCNPX através de importação da geometria CFD de fluxo gás-sólido em riser a frio**. / Victor Hugo Farias Ferreira da Silva. - Recife, 2019. 126 f. : il.

SUN, Y.; CHU, J.; NING, Z. **Model parameter identification and advance control of reaction regeneration system based on PPSO**. In: Control Science and Systems Engineering (ICCSSE), 2017 3rd IEEE International Conference on. IEEE, 2017. p. 41-44.

VALE, J. M. de C. **Controle preditivo aplicado na otimização de um processo de concentração típico de flotação em coluna para aproveitamento de minérios**. 118 p. Dissertação (Mestrado - Mestrado em Engenharia Elétrica) -- Universidade Federal de São João del Rei, 2017.

VARGAS LARA, J. M. **Identificação de modelos para controle preditivo: aplicação a uma planta de lodos ativados** / José María Vargas Lara. – Campinas, SP: [s.n.], 2005.

VIEIRA, W. G.; SANTOS, V. M. L.; CARVALHO, F. R.; PEREIRA, J. A. F. R.; FILETI, A. M. F. **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.

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

ZAHARAN, M.; AMMAR, M. E.; ISMAIL, M. M.; HASSAN, M. A. M. **Fluid catalytic cracking unit control using model predictive control and adaptive neuro fuzzy inference system: Comparative study**. In: Computer Engineering Conference (ICENCO), 2017 13th International. IEEE, 2017. p. 172-177.

ZOU, H.; LI, H. **Improved control design using predictive functional optimization for temperature model of a fluidized catalytic cracking unit**. ISA Transactions, Elsevier, v. 67, p. 215-221, 2017.