



CONTROLE DE UMA UNIDADE DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO EM LEITO FLUIDIZADO (UFCC)

Eveline Braga Fraga

Juliana Schmitz Guarilha Costa

Projeto de Final de Curso

Orientador

Prof. Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

Outubro de 2005

CONTROLE DE UMA UNIDADE DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO EM LEITO FLUIDIZADO (UFCC)

Eveline Braga Fraga
Juliana Schmitz Guarilha Costa

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Belkis Valdman, Ph.D.
DEQ/EQ/UFRJ

André de Almeida, D.Sc.
DEQ/IT/UFRRJ

Mônica Einsfeldt, M.Sc.
CENPES/PETROBRAS

Orientado por:

Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.
DEQ/EQ/UFRJ

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Outubro de 2005

Fraga, Eveline Braga. Costa, Juliana Schmitz Guarilha.

Controle de uma Unidade de Craqueamento Catalítico em Leito Fluidizado (UFCC)/
Eveline Braga Fraga e Juliana Schmitz Guarilha Costa. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ,
2005.

xvi, 92 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2005.

Orientador: Maurício Bezerra de Souza Jr.

1. FCC. 2. Sintonia. 3. Controle. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5.

Maurício Bezerra de Souza Jr. I. D.Sc.

Só sabemos com exatidão quando sabemos pouco; à medida que vamos adquirindo conhecimentos, instala-se a dúvida.

Goethe, Johann

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, gostaríamos de agradecer ao nosso orientador Maurício Bezerra de Souza Jr. pela sua dedicação e paciência com nossas ansiedades e dúvidas constantes referentes ao projeto. Por ter sido amigo e companheiro nos momentos difíceis e por sempre estar disposto, a qualquer momento, a nos ajudar.

Nossos reconhecimentos ao Professor Argimiro Resende Secchi, da UFRGS, por ter cedido o simulador da UFCC UOP *Stacked* para a realização desse projeto.

Agradecemos ainda a Chemtech, pela ajuda na definição do tema do projeto, direcionando-nos para as Unidades de Craqueamento Catalítico, cujo enfoque se mostrou muito rico para o estudo de controle.

Somos gratas a todos os integrantes da banca por terem aceitado prontamente nosso convite e terem compartilhado conosco a finalização desse Projeto Final de Curso.

Gostaríamos também de agradecer aos nossos pais, familiares e amigos por sempre nos apoiarem e acreditarem no nosso potencial. Eles sempre estiveram ao nosso lado, e mesmo às vezes não sabendo como ajudar, com paciência e muita compreensão foram fundamentais para o bom desempenho na realização desse projeto.

Agradecemos pelo projeto ter gerado a oportunidade de nos aprofundarmos em uma amizade que não existia tão forte entre nós, realizadoras desse projeto. Os momentos foram difíceis e angustiantes durante esse período em que tudo se encerra e nós soubemos, com toda tranquilidade, respeitar o tempo de cada uma e suas respectivas dificuldades.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

CONTROLE DE UMA UNIDADE DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO EM LEITO FLUIDIZADO (UFCC)

Eveline Braga Fraga
Juliana Schmitz Guarilha Costa

Outubro, 2005

Orientador: Prof. Maurício Bezerra de Souza Jr. I. D.Sc.

Este trabalho abordou Unidades de Craqueamento Catalítico Fluidizado (UFCC), com o objetivo de estudar seu controle. Para tanto, foi realizado inicialmente um estudo bibliográfico dos vários tipos de unidades FCC existentes. Procedeu-se também o levantamento da literatura sobre a modelagem dessas unidades, com equações de balanço de massa e energia para diferentes equipamentos da UFCC. Foram abordadas três unidades: *Kellogg Orthoflow F*, *UOP Stacked* e *Side-by-side*. Para um estudo de caso das UFCCs, foi escolhido um simulador de processo de uma Unidade *UOP Stacked*, cujas respostas simularam uma planta real no estudo de sintonia de suas malhas de controle.

Foram obtidas curvas de relação através da utilização desse simulador com o objetivo de identificar as funções de transferência num contexto multi-SISO (uma entrada, uma saída). A partir das funções de transferências definidas foram estudadas as interações entre três malhas escolhidas, através de análise do RGA (Matriz de Ganhos Relativos) de Bristol. As variáveis controladas escolhidas foram: nível de catalisador no reator, pressão de sucção no compressor e diferença de pressão reator-regenerador. Por sua vez, as variáveis manipuladas foram: vazão de carga, temperatura da carga e vazão de ar. Foram projetados controladores PID's eficazes com técnicas de IMC (*Internal Model Control*), inclusive para processos NMP (Fase Não Mínima), ou seja, processos com resposta inversa. Foram projetados também desacopladores dinâmicos ideais quando fisicamente realizáveis.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução	1
I.1 – Objetivos	1
I.2 – Apresentação do Trabalho	2
Capítulo II – O Refino do Petróleo	4
II.1 – Unidades de Processamento	7
II.1.1 – Processos de Separação	7
II.1.2 – Processos de Conversão	8
II.1.3 – Processos de Tratamento	9
II.2 – Unidades de Craqueamento Catalítico	10
Capítulo III – Unidades de Craqueamento Catalítico	12
III.1 – Processo	13
III.2 – Diferentes Versões de Unidades de FCC	14
III.3 – Evolução das unidades de FCC	16
III.3.1 – Modelos Esso	16
III.3.1.1 – Esso Modelo I	16
III.3.1.2 – Esso Modelo II	17
III.3.1.3 – Esso Modelo III	18
III.3.1.4 – Esso Modelo IV	18
III.3.1.5 – <i>Flexicracking Transfer Line</i>	19
III.3.2 – Modelos UOP	20
III.3.2.1 – UOP <i>Stacked</i>	20
III.3.2.2 – UOP <i>Side by side</i>	21
III.3.3 – Modelos Kellogg	22
III.3.3.1 – Modelo <i>Orthoflow A</i>	22
III.3.3.2 – Modelo <i>Orthoflow B</i>	23
III.3.3.3 – Modelo <i>Orthoflow C</i>	24
III.3.3.4 – Modelo <i>Orthoflow F</i>	25
III.4 – Unidade de Craqueamento Catalítico de Resíduo (RFCC)	26
III.4.1 – Descrição do Processo	27

Capítulo IV – Modelos Matemáticos Estudados	30
IV.1 – Kellogg <i>Orthoflow F</i>	30
IV.1.1 – Riser	31
IV.1.2 – Reator	32
IV.1.3 – Primeiro Estágio de Regeneração	33
IV.2 – UOP <i>Stacked</i>	35
IV.2.1 – Riser	36
IV.2.2 – Reator	38
IV.2.3 – Retificador	39
IV.2.4 – Compressor de Gases	40
IV.2.4 – Regenerador	40
IV.3 – UOP <i>Side by Side</i>	43
IV.3.1 – Reator	43
IV.3.2 – Regenerador	44
IV.4 – Comparação dos Modelos	45
Capítulo V – Controle Descentralizado e Sintonia de Malhas	47
V.1 – Objetivos de Controle	47
V.2 – Malhas Comuns de Controle	48
V.3 – Estratégias de Controle	49
V.4 – Modelos do Processo	50
V.5 – Matriz de Ganhos Relativos (RGA)	51
Capítulo VI – Aplicação para o Modelo UOP <i>Stacked</i>	55
VI.1 – Variáveis de Controle	55
VI.2 – Simulador da UFCC UOP <i>Stacked</i>	56
VI.3 – Funções de Transferência	57
VI.4 – Matriz de Ganhos Relativos	61
Capítulo VII – Métodos de Sintonia de Controle	64
VII.1 – Algoritmos de Controle	64
VII.1.1 – Controle Feedback	64

VII.1.1.1 – Controle Proporcional	65
VII.1.1.2 – Controle Proporcional Integral	65
VII.1.1.3 – Controle Proporcional Integral Derivativo	65
VII.1.2 – Controle Feedforward	66
VII.2 – Métodos de Sintonia	66
VII.2.1 – Controle Baseado em Modelo	67
VII.2.1.1 – Via Síntese Direta	67
VII.2.1.2 – Internal Model Control	67
VII.3 – Desacoplamento da Malha	72
Capítulo VIII – Avaliação do Desempenho do Sistema de Controle	75
VIII.1 – Parâmetros de Sintonia	75
VIII.2 – Desacopladores Projetados	76
VIII.3 – Malhas de Controle	77
VIII.3.1 – Malhas Individuais	77
VIII.3.2 – Malhas com Interação Duas a Duas	79
VIII.3.2.1 – Malha 11 com 22 sem Desacopladores	79
VIII.3.2.2 – Malha 11 com 22 com Desacopladores	80
VIII.3.2.3 – Malha 11 com 33 com Desacoplador	81
VIII.3.2.4 – Malha 22 com 33 com Desacoplador	82
VIII.3.3 – Interação das Três Malhas	83
Capítulo IX – Conclusão e Discussão dos Resultados	87
IX.1 – Análise dos Resultados	87
Apêndice A	89
Bibliografia	91

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1	Unidades de Processamento	5
Figura II.2	Gráfico da Evolução do Volume de Petróleo Refinado	6
Figura II.3	Esquema de Produção de uma Unidade de Destilação.....	8
Figura III.1	Esquema do Esso Modelo I	17
Figura III.2	Esquema do Esso Modelo II	17
Figura III.3	Esquema do Esso Modelo III	18
Figura III.4	Esquema do Esso Modelo IV	19
Figura III.5	Esquema Comparativo dos Modelos Esso.....	19
Figura III.6	Esquema do <i>Flexicracking Transfer Line</i>	20
Figura III.7	Esquema do UOP <i>Stacked</i>	21
Figura III.8	Esquema do UOP <i>Side by Side</i>	22
Figura III.9	Esquema do <i>Kellogg Orthoflow A</i>	23
Figura III.10	Esquema do <i>Kellogg Orthoflow B</i>	24
Figura III.11	Esquema do <i>Kellogg Orthoflow C</i>	25
Figura III.12	Esquema do <i>Kellogg Orthoflow F</i>	26
Figura III.13	Unidade de Craqueamento Catalítico Fluido de Resíduo	28
Figura VI.1	Simulador Dinâmico para o Conversor de uma Unidade de Craqueamento Catalítico em Leito Fluidizado v2.20	56
Figura VI.2	Malhas de controle resultantes da RGA.....	63
Figura VII.1	Estrutura de um sistema de controle <i>feedback</i> simplificado.....	64
Figura VII.2	Estrutura de um sistema de controle <i>feedforward</i> simplificado ..	66
Figura VII.3	Estrutura de uma malha 3x3	74
Figura VIII.1	Resposta ao degrau no <i>set-point</i> de DP _r para malha 11 com implementação do filtro	78
Figura VIII.2	Resposta ao degrau no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 22 com implementação do filtro	78
Figura VIII.3	Resposta ao degrau no <i>set-point</i> de H _{ra} para malha 33 com implementação do filtro	79
Figura VIII.4	Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 22	79

Figura VIII.5 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 11	79
Figura VIII.6 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 22	80
Figura VIII.7 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 11	80
Figura VIII.8 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 22	80
Figura VIII.9 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 11	80
Figura VIII.10 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 22	81
Figura VIII.11 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 11	81
Figura VIII.12 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 33	81
Figura VIII.13 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 11	81
Figura VIII.14 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de H _{ra} para malha 33	82
Figura VIII.15 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de H _{ra} para malha 11	82
Figura VIII.16 Resposta ao degrau de 0,005 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 22 sem desacoplador	83
Figura VIII.17 Resposta ao degrau de 0,005 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 33 sem desacoplador	83
Figura VIII.18 Resposta ao degrau de 0,005 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 22 com desacoplador	83
Figura VIII.19 Resposta ao degrau de 0,005 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 33 com desacoplador	83
Figura VIII.20 Resposta ao degrau de 0,02 no <i>set-point</i> de DP _r para malha 33	84
Figura VIII.21 Resposta ao degrau de 0,002 no <i>set-point</i> de P _{suc} para malha 33	84

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela II.1	Produção Nacional de Derivados de Petróleo.....	4
Tabela II.2	Porcentagem Volumétrica dos Produtos Gerados na UFCC	11
Tabela IV.1	Comparação dos Modelos Estudados.....	45
Tabela VI.1	Resultado das Funções de Transferência	59
Tabela VI.2	Cálculo dos Ganhos Estacionários	61
Tabela VIII.1	Resultado para a sintonia das malhas G_{11} e G_{22}	76
Tabela VIII.2	Resultado para a sintonia da malha G_{33}	76
Tabela VIII.3	Desacopladores implementados	76
Tabela VIII.4	Tabela Simplificada de Resultados	85

NOMENCLATURA

Símbolo	Descrição	Dimensão
KELLOGG ORTHOFLOW F		
ΔH_{c1}	calor de combustão do coque no 1º estágio do regenerador	kcal / kgmol
ΔH_{cr}	calor da reação de craqueamento	kcal / kg
ΔH_{fv}	calor de vaporização da carga de óleo	kcal / kg
C_{carb1}	taxa de coque queimado no 1º estágio do regenerador	kgmol / min
C_{cat}	teor de coque (gerado na reação) no catalisador	% massa
C_{rc1}	teor de coque no catalisador no 1º estágio do regenerador	% massa
C_{rc2}	teor de coque no catalisador no 2º estágio do regenerador	% massa
C_{sc}	teor de coque no catalisador gasto	% massa
D_{tf}	densidade mássica da alimentação	t / m ³
F_{12}	fração da vazão de ar que é desviado do 1º estágio	-
F_{g1}	vazão do gás no 1º estágio do regenerador	kg / min
H_{ra}	inventário de catalisador no reator + riser	ton
H_{rg1}	inventário de catalisador no 1º estágio do regenerador	ton
H_{ris}	inventário de catalisador no riser	ton
R_{a1}	vazão de ar para o 1º estágio do regenerador	t / h
R_{cb1}	taxa de coque queimado no 1º estágio do regenerador	% massa / min
R_{cf}	taxa de formação de coque	t / min
R_{oc}	taxa da reação de craqueamento	t / min
R_{rc}	vazão de catalisador para o riser	t / min
R_{rc1}	vazão de catalisador do 1º para o 2º estágio do regenerador	t / min
R_{sc}	vazão de catalisador gasto	t / min
R_{tf}	vazão total de alimentação no riser	m ³ / d
S_a	calor específico do ar e do gás	kcal / (kg.°C)
S_c	calor específico do catalisador	kcal / (kg.°C)
S_f	calor específico do gasóleo	kcal / (kg.°C)
T_a	temperatura do ar	°C
T_{fp}	temperatura da alimentação na entrada do riser	°C
T_{ra}	temperatura no leito do reator	°C
T_{rg1}	temperatura na fase densa do 1º estágio do regenerador	°C
T_{rg2}	temperatura na fase densa do 2º estágio do regenerador	°C

T_{rx} temperatura da mistura de craqueamento no *riser* °C

UOP STACKED

ΔH_n	calor de combustão do n- ^{ésimo} <i>lump</i>	kJ / kg
ΔP_{LCV}	queda de pressão na LCV	bar
ΔP_{ris}	queda de pressão no riser	bar
ΔP_{TCV}	queda de pressão na TCV	bar
ε_{reg}	porosidade da fase densa do regenerador	-
ε_{ris}	porosidade no riser	-
γ	teor no catalisador de hidrocarboneto não retificado pelo vapor injetado	% massa
τ_{a_PdCV}	constante de tempo da PdCV	min
τ_{P_suc}	constante de tempo de Psuc	min
ρ_d	massa específica na fase diluída do regenerador	kg / m ³
ρ_g	massa específica na fase gás do regenerador	kg / m ³
ρ_j	massa específica na fase j do regenerador	kg / m ³
ρ_{sp}	densidade do catalisador no stand pipe	kg / m ³
ρ_{ov}	massa específica do óleo vaporizado	kg / m ³
ρ_c	massa específica do catalisador	kg / m ³
ρ_{rc}	densidade do catalisador no leito fluidizado	kg/m ³
a_{PCV}	abertura da válvula PCV	[0-1]
A_{ra}	área da seção transversal do reator	m ²
A_{ris}	área da seção transversal do riser	m ²
A_{rg}	área da seção transversal do regenerador	m ²
C_{dg}	teor de carbono no catalisador na fase gás do regenerador	% massa
C_{fd}	teor de carbono no catalisador na fase densa do regenerador	% massa
cp_{ar}	calor específico do ar	kJ / (kg.°C)
cp_c	calor específico do catalisador	kJ / (kg.°C)
cp_{ck}	calor específico do coque sobre o catalisador	kJ / (kg.°C)
cp_g	calor específico dos gases no regenerador	kJ / (kg.°C)
cp_{H2O}	calor específico do vapor d'água	kJ / (kg.°C)
Cp_m	calor específico médio da mistura catalisador / óleo	kJ / (kg.°C)
cp_v	calor específico dos produtos na saída do <i>riser</i>	kJ / (kg.°C)
C_{rc}	teor de carbono no catalisador regenerado – fase densa	% massa

C_{sc}	teor de carbono no catalisador gasto	% massa
d	fração de bolhas no leito fluidizado	-
F_{ar}	vazão de ar para o regenerador	kg / min
F_{cc}	circulação interna de catalisador no regenerador	kg / min
f_{ck}	fator de RCR, na função desativação	-
F_{dd}	vazão total na fase diluída do regenerador	kg / min
F_g	vazão total de gás de combustão no regenerador	kgmol / min
F_i	vazão do componente i	kg / min
F_{oc}	vazão de produtos vaporizados na saída do <i>riser</i>	kg / min
F_{rc}	vazão de catalisador regenerado para o <i>riser</i>	kg / min
F_{sc}	vazão de catalisador gasto para o regenerador	kg / min
F_{out}	vazão total de gases do regenerador p/ a caldeira de CO	kgmol/min
F_{tf}	vazão mássica de carga na alimentação	kg / min
$F_{V_{st}}$	vazão de vapor para <i>stripper</i>	kg / min
g	aceleração da gravidade	m/s ²
h_{ris}	comprimento do <i>riser</i>	m
h_{fd}	altura da fase densa do regenerador	m
h_{spTCV}	altura do stand pipe da TCV	m
h_{sp}	altura do stand pipe da LCV	m
MM_d	peso molecular médio dos gases na fase densa do regenerador	kg / kgmol
MM_g	peso molecular médio dos gases na fase gás do regenerador	kg / kgmol
MM_{oc}	peso molecular médio do óleo craqueado	kg/kgmol
M_{ra}	inventário de catalisador no reator + <i>riser</i>	kg
M_{rra}	correção do inventário de cat. para o cálculo do DPTCV	kg
M_{rg}	inventário de catalisador no regenerador	kg
M_{ris}	inventário de catalisador no riser	kg
M_v	inventário dos produtos na saída do <i>riser</i>	kg
P_{TCV}	pressão na entrada da TCV	bar
P_{rg}	pressão do regenerador	bar
P_{TCV}	pressão na entrada da TCV	bar
P_{ra}	pressão do reator	bar
P_{suc}	pressão de sucção do compressor	bar
Q_d	calor gerado na combustão na fase diluída do regenerador	kJ / min

Q_{fd}	calor gerado na combustão na fase densa do regenerador	kJ / min
Q_g	calor gerado na combustão na fase gás do regenerador	kJ / min
$Q_{w,d}$	perda de energia pelas paredes do regenerador na fase diluída	kJ / min
$Q_{w,fd}$	perda de energia pelas paredes do regenerador na fase densa	kJ / min
$Q_{w,g}$	perda de energia pelas paredes do regenerador na fase gás	kJ / min
$R_{cb,fd}$	taxa de queima de coque na fase densa do regenerador	kg / min
RCR	resíduo de carbono Ramsbottom	% massa
$R_{i,j}$	taxa de formação do componente i na fase j do regenerador	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{min}}$
R_n	taxa de formação do <i>lump n</i>	min^{-1}
R_{bar}	constante universal	$\frac{\text{kgmol} \cdot \text{K}}{\text{bar} \cdot \text{m}^3}$
s_{PCV}	sinal de controle da PCV	[0-1]
T_{ar}	temperatura do ar na entrada do regenerador	K
T_d	temperatura na fase diluída do regenerador	K
T_{dg}	temperatura na fase gás do regenerador	K
T_{fd}	temperatura na fase densa do regenerador	K
T_g	temperatura na fase gás do regenerador	K
T_{ra}	temperatura no leito do reator	K
T_{rx}	temperatura ao longo do <i>riser</i>	K
T_{st}	temperatura do <i>stripper</i>	K
T_{Vst}	temperatura do vapor para <i>stripper</i>	K
u_{ris}	velocidade no <i>riser</i>	m / min
V_d	volume na fase diluída do regenerador	m^3
V_{fd}	volume na fase densa do regenerador	m^3
V_g	volume na fase gás do regenerador	m^3
V_{ra}	volume do reator	m^3
w_n	fração mássica do lump n ou coque	% mássica
w_{ck}	fração mássica do coque	% mássica
W_{gas}	vazão de gás para a fracionadora	kg/min
W_{comp}	vazão de gás da fracionadora	kg/min
$y_{i,j}$	fração molar de vapor do componente i na fase j do regenerador	-

Y_{wg}	rendimento de (C1-C4, H2 e H ₂ S)	carga de kg / wg de kg
z	coordenada axial no <i>riser</i>	m

UOP SIDE-BY-SIDE

ΔH_{cr}	calor de reação de craqueamento	Btu/lb
ε	taxa de reação de craqueamento	lb/h
λ_0	calor de vaporização da carga	Btu/lb
C_{pc}	capacidade calorífica do catalisador	Btu/lb.°F
C_{pf}	capacidade calorífica da carga	Btu/lb.°F
C_{pg}	capacidade calorífica do ar	Btu/lb.°F
C_{rg}	teor de coque no catalisador regenerado	% mássica
C_{sc}	teor de coque no catalisador gasto	% mássica
F_a	vazão de entrada de ar	lb/h
F_c	taxa de circulação de catalisador	lb/h
F_t	vazão de entrada da carga	lb/h
H_{rg}	inventário de catalisador no regenerador	lb
H_{rx}	inventário de catalisador no reator	lb
Q_{cb}	calor liberado na queima do coque	Btu/lb
R_{cb}	taxa de queima de coque	lb/h
R_{cf}	taxa de formação do coque	lb/h
T_a	temperatura do ar para combustão	°F
T_f	temperatura de entrada da carga	°F
T_{rg}	temperatura no leito do regenerador	°F
T_{rx}	temperatura no leito do reator	°F

ABREVIATURAS

Abreviatura	Descrição
UFCC	Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado
URFCC	Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado de Resíduo
RGA	Matriz de Ganhos Relativos
IMC	<i>Internal Model Control</i>
NMP	Fase Não Mínima
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
QAV	Querosene de Aviação
RECAP	Refinaria de Capuava
RLAM	Refinaria Landulpho Alves - Mataripe
REFAP	Refinaria Alberto Pasqualini
REDUC	Refinaria de Duque de Caxias
REGAP	Refinaria Gabriel Passos
REPLAN	Refinaria de Paulínia
REVAP	Refinaria Enrique Lage
IMC	<i>Internal Model Control</i>

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

I.1 OBJETIVOS

O controle das unidades de processamento químico de uma refinaria é muito complexo. Essa complexidade se deve à enorme gama de unidades de processamento, envolvendo processos de separação e de reações químicas. Neste trabalho, foi estudada especificamente a Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado (UFCC), já que é a unidade principal em termos de complexidade e a mais economicamente rentável. A partir do foco nesta unidade, o objetivo preliminar foi um estudo de caso dessas unidades. Para tanto, procedeu-se à:

- Investigação de diferentes tipos de Unidades de Craqueamento Catalítico Fluidizado;
- Pesquisa de diferentes modelos existentes na literatura;
- Escolha de um simulador de UFCC.

Definido o caso de estudo, ou seja, o tipo de UFCC, foi utilizado um simulador cujas respostas simulam uma planta real e foram realizadas abordagens com o objetivo de:

- Identificar as funções de transferência num contexto multi-SISO;
- Escolher as variáveis manipuladas e controladas mais significativas;
- Estudar as interações entre as variáveis, através de análise do RGA;
- Projetar controladores eficazes PID's no contexto multi-SISO, empregando técnicas de sintonia IMC, inclusive para processos NMP (*Non Minimum Phase*), ou seja, processos com resposta inversa;
- Projetar desacopladores;
- Simular o sistema linearizado.

A partir dos controladores implementados e simulações realizadas, o próximo passo foi testar as possíveis mudanças de configuração de interação entre as malhas a fim de identificar as que estabilizam o sistema em uma fração de tempo viável para um processo químico.

I.2 APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

Este trabalho está dividido em 8 capítulos. O primeiro e presente capítulo representa a introdução do trabalho, em que são apresentados o objetivo, a importância e a motivação deste trabalho, além de uma sucinta descrição dos capítulos.

No Capítulo II, intitulado “O Refino do Petróleo” são apresentadas especificamente as características nacionais de refino de petróleo. Complementando o capítulo, é abordada a classificação dos processos de refino quanto a: processos de separação, de conversão, de tratamento e processos auxiliares.

No Capítulo III, intitulado “Unidades de Craqueamento Catalítico”, é feita uma revisão sobre os diferentes tipos de unidades de FCC, uma descrição sobre URFCC, assim como algumas inovações feitas no processo ao longo do tempo para a obtenção de melhores resultados. Além disso, o processo de craqueamento catalítico é brevemente descrito nesse capítulo.

No Capítulo IV, intitulado “Modelos Matemáticos Estudados”, faz-se uma análise de três modelos encontrados na literatura. O primeiro modelo abordado, desenvolvido por Odloak e Moro (1995), descreve uma UFCC *Kellogg Orthoflow F*. O segundo, desenvolvido por Santos (2004), uma UFCC UOP *Stacked*; e o terceiro, uma UFCC UOP *Side by Side*, baseado no modelo desenvolvido por Lee e Kugelman (1973) e simplificado por Oliveira (1996).

No Capítulo V, intitulado “Controle Descentralizado e Sintonia de Malhas” faz-se uma revisão sobre as malhas normalmente controladas em UFCCs, estratégias de controle e obtenção das funções de transferência a partir de dados experimentais. Também é discutido nesse capítulo o método utilizado para a escolha do melhor emparelhamento entre as variáveis escolhidas como controladas e manipuladas.

No Capítulo VI, intitulado “Aplicação para o Modelo UOP *Stacked*”, os métodos discutidos no capítulo anterior são aplicados para o modelo escolhido para o estudo, um UOP *Stacked*.

No Capítulo VII, “Métodos de Sintonia de Controle”, são descritos alguns métodos possíveis para que o controlador seja bem sintonizado. Nesse capítulo são discutidos controles *feedback* e *feedforward*, e os métodos de sintonia IMC e síntese direta. Além disso, é demonstrado um método auxiliar bastante usual para a busca da melhor sintonia do controlador.

Os métodos discutidos no Capítulo VI e Capítulo VII são finalmente implementados no Capítulo VIII intitulado “Avaliação do Desempenho do Sistema de Controle” para a Unidade de FCC UOP *Stacked*. São encontrados os parâmetros de sintonia, e os gráficos obtidos através das simulações feitas para as diversas tentativas de sintonia também são mostrados nesse capítulo.

As conclusões e comentários finais sobre o trabalho desenvolvido compõem o Capítulo IX. Neste capítulo são também dadas sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO II

O REFINO DO PETRÓLEO

Mais de um milhão de toneladas de óleo são processadas por dia no mundo atualmente. A produção brasileira de petróleo vem crescendo muito graças às grandes reservas descobertas na Bacia de Campos. O petróleo brasileiro é tipicamente um óleo pesado que produz uma quantidade muito grande de óleo combustível quando fracionado e, em quantidade menor, óleo diesel, nafta e gasolina.

Em 2003, a produção nacional total de derivados de petróleo energéticos e não energéticos foi de 97.817 mil m³. A Tabela II.1 especifica a porcentagem volumétrica dessa produção para alguns dos derivados.

Tabela II.1 – Produção Nacional de Derivados de Petróleo (% vol.) [Cunha (2005)]

Óleo diesel	35,28%
Gasolina A	18,95%
Óleo combustível	16,04%
GLP	10,13%
Nafta	9,15%
QAV	3,88%
Coque	1,82%
Outros	1,38%
Asfalto	1,16%
Solvente	1,01%
Óleo lubrificante	0,80%
Querosene iluminante	0,20%
Parafina	0,14%
Gasolina de aviação	0,07%

O refino do petróleo pode ser descrito como um conjunto de processos físicos e químicos. Depois de extraído e tratado no campo de produção, o petróleo segue para a refinaria, para ser transformado em uma série de produtos, como GLP, nafta, gasolina, querosene, óleo diesel e resíduo atmosférico, que são obtidos após uma seqüência de diferentes processos nas unidades de refino (unidades de processamento) ilustradas na Figura II.1.

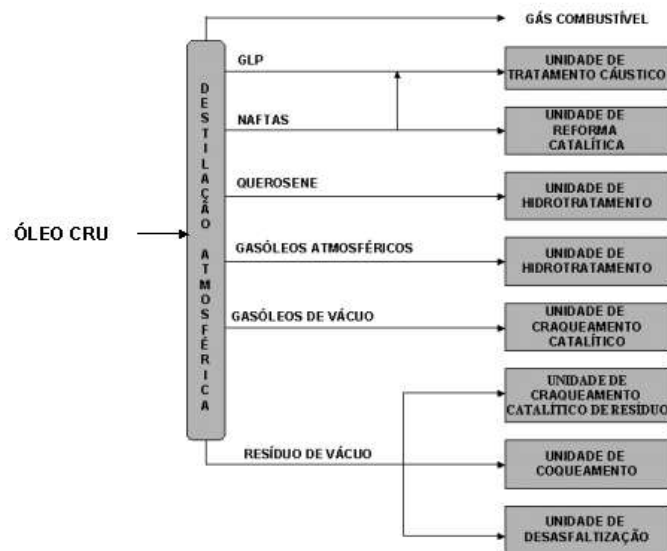


Figura II.1 – Unidades de Processamento [Gary (2001)].

Como já afirmado anteriormente, o petróleo brasileiro é qualificado como petróleo pesado. A extração desse tipo de óleo é mais cara e mais complexa que a de óleos leves. Além disso, seu valor no mercado internacional é menor do que a referência mundial, já que o refino gera produtos de baixo valor.

Outras características do petróleo nacional são os altos teores de componentes nitrogenados, a acidez naftênica um pouco mais elevada e o alto teor de enxofre. Essas características tornam o refino ainda mais complicado (Cunha, 2005).

Com as regulamentações ambientais cada vez mais exigentes, uma melhora no processo de refino se torna importante para a produção de derivados mais valorizados e com menores teores de produtos indesejáveis (sulfurados, nitrogenados, oxigenados, metais, entre outros). Estes produtos são poluentes e também causam problemas em tubulações, equipamentos e materiais durante o transporte e processamento.

Assim, o esquema de refino deve ser adaptado para um processamento rentável. A saída é desenvolver catalisadores especiais, mais resistentes à ação dos contaminantes, e para o elevado índice de acidez naftênica, que traz conseqüências aos equipamentos e tubulações, são buscadas tecnologias para minimizar os problemas relativos à corrosão.

O perfil das refinarias em todo o mundo está sendo modificado para que a atividade se torne mais lucrativa. A busca pela melhoria nos processos, obtendo-se, assim, produtos finais cada vez mais nobres, rentáveis e menos poluentes é a mudança mais objetivada.

Conforme pode ser observado na Figura II.2, temos processado no Brasil cada vez mais os óleos pesados provenientes das descobertas na Bacia de Campos.

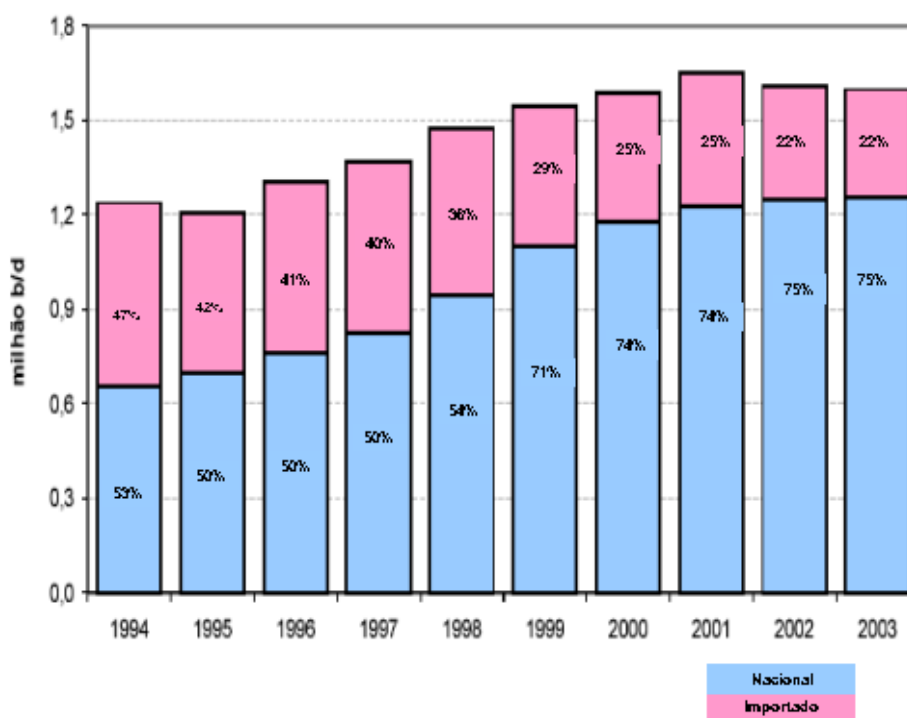


Figura II.2 – Gráfico da evolução do volume de petróleo refinado, segundo origem (nacional e importado) 1994-2003 [Cunha (2005)]

O Brasil vem diminuindo a cada ano a sua dependência na importação de petróleo bruto e está bem próximo de sua auto-suficiência. Porém, ainda existe a necessidade de elevação da capacidade de refino nacional, que hoje importa derivados de alto valor agregado para suprir a necessidade interna (diesel, GLP,

nafta e querosene de aviação). O petróleo importado deve ser essencialmente leve, podendo ser processado de forma a satisfazer a carência da matriz energética brasileira e a grande demanda por óleo diesel.

Apenas a ampliação da capacidade das refinarias existentes pode não ser suficiente para processar todo o petróleo produzido nos próximos anos. O parque de refino nacional foi planejado para processar somente óleos leves, assim, a flexibilidade destas refinarias não suportaria a quantidade de óleo da bacia de Campos e, com isso, outras refinarias deveriam ser construídas, novas tecnologias desenvolvidas e outras estratégias montadas (Cunha, 2005).

Revelando uma tendência de se obter derivados de melhor qualidade, de forma a se adequar a especificações regulatórias cada vez mais rígidas, algumas refinarias nacionais vêm instalando novas Unidades de Processamento.

II.1 UNIDADES DE PROCESSAMENTO

Os processos de refino são classificados como processos de separação, de conversão, de tratamento e processos auxiliares. Mesmo com vários ajustes possíveis na Unidade de Destilação (um processo de separação), cada tipo de petróleo tem seus limites em relação à quantidade e qualidade de frações leves, médias e pesadas que dele possam ser obtidas. Por isso, existem os processos de conversão, todos de natureza química. Cada um deles é realizado numa Unidade própria.

Os diferentes tipos de processo (ANP, 2005) são exemplificados a seguir:

II.1.1 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO

- Destilação Atmosférica (UDA): promove a separação dos derivados leves, médios e pesados existentes no petróleo. É a primeira separação de hidrocarbonetos em uma refinaria, sendo realizada através da diferença entre os pontos de ebulição dos diversos hidrocarbonetos presentes, sem transformação química. Um resíduo não vaporizado, chamado resíduo atmosférico, é retirado no fundo da torre e, a parte gasosa é retirada por condensação controlada em pontos definidos para cada produto (diesel, querosene bruto, nafta pesada e gases como GLP, etano e nafta leve).

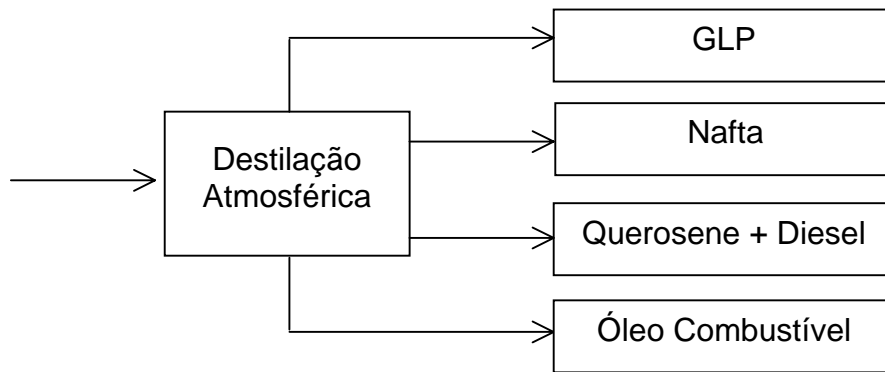


Figura II.3 – Esquema de Produção de uma Unidade de Destilação [ANP (2005)]

- Destilação a Vácuo (UDV): destila a fração de hidrocarbonetos que não destilou na Unidade de Destilação Atmosférica. Na destilação a vácuo, o ponto de ebulição está a uma temperatura menor que na destilação atmosférica. Nas refinarias nacionais, o resíduo atmosférico proveniente da UDA é utilizado como carga para a UDV. O resíduo de vácuo (parte pesada, não vaporizada) é retirado no fundo da torre e os gasóleos de vácuo (parte gasosa) são retirados após condensação controlada. Os gasóleos obtidos nesta etapa podem ser utilizados como carga para unidades de craqueamento ou de hidrocraqueamento.
- Desasfaltação a Solvente (UDASF): tem o objetivo de diminuir a produção de óleo combustível e produzir carga de ótima qualidade para unidades de craqueamento catalítico, hidrocraqueamento ou unidades de produção de lubrificantes. O resíduo asfáltico, se diluído, pode ser especificado como óleo combustível ou como matéria-prima para pavimentação de ruas (asfalto).

II.1.2 PROCESSOS DE CONVERSÃO

- Coqueamento Retardado (UCR): é um processo limitado, já que produz grande quantidade de coque, necessitando de um mercado absorvedor. Utiliza como carga o resíduo de vácuo e produz gás e coque. O gás gerado é condensado e fracionado e depois passa para outras unidades de tratamento, gerando diesel com boas características, nafta de baixa octanagem, GLP, e gases leves. A UCR é uma unidade simples e de valor não muito elevado, agregando valor ao refino e eliminando os excedentes de óleo combustível, capaz de processar praticamente todo o resíduo de vácuo produzido.

- Craqueamento Catalítico Fluidizado (UFCC): geralmente tem como principal objetivo aumentar a produção de gasolina sem aumentar a capacidade de refino de petróleo. O processo tem como carga principal gasóleos provenientes da destilação a vácuo, podendo incluir quantidades relativas de resíduos atmosféricos, dependendo do tipo de petróleo utilizado. A UFCC gera grande quantidade de gasolina de excelente qualidade, diesel de qualidade intermediária, GLP rico em hidrocarbonetos bem valorizados como matéria-prima petroquímica, gases na faixa do eteno e metano, e um pouco de óleo combustível. A versatilidade das unidades de FCC permite que se possa operá-las de diferentes maneiras, de modo que, mediante um tipo de catalisador adequado e alguns ajustes nas condições operacionais, seja possível maximizar a produção de gasolina, de diesel ou de olefinas leves (matéria para a indústria petroquímica).
- Craqueamento Catalítico de Resíduo (URFCC): tem como objetivo processar compostos pesados e cargas de resíduos viscosos obtendo produtos petroquímicos nobres. Essas cargas podem conter altas concentrações de metais e produzir altas quantidades de coque. Face ao teor elevado de carbono da carga residual, para que o nível de conversão dessa unidade atinja níveis economicamente atrativos, essa unidade possui algumas inovações em relação à UFCC convencional.
- Reforma Catalítica: processo de conversão química que transforma principalmente a nafta proveniente do petróleo em uma corrente rica em produtos aromáticos e em correntes de básicos petroquímicos. Há também produção de GLP e gases.
- Viscorredução: tipo de craqueamento a temperaturas mais baixas quando comparado aos demais processos de quebra de moléculas. Não é uma unidade muito comum nas refinarias nacionais. Objetiva diminuir a viscosidade de óleos combustíveis e melhorar o rendimento de gasóleos.

II.1.3 PROCESSOS DE TRATAMENTO

- Hidrotratamento (HDT): visa à remoção de compostos sulfurados e outros contaminantes, e estabilização da carga produzida. São unidades

importantes por permitirem a produção de derivados mais caros e elaborados, e por atenderem às especificações ambientais.

- Tratamento DEA: objetiva a absorção de H_2S e CO_2 de uma mistura gasosa. É muito utilizado para o tratamento de GLP.
- Tratamento Cáustico: ajuda na eliminação de mercaptans.
- Tratamento Merox: visa remoção de mercaptans em GLP.
- Tratamento Bender: tem o objetivo de transformar compostos de enxofre agressivos em compostos menos nocivos, onde mercaptans são convertidos a dissulfetos.

II.2 UNIDADES DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

Algumas unidades são tidas como possíveis soluções para a problemática da indústria do refino nacional. A unidade de craqueamento catalítico de resíduos (variação da UFCC) já foi recentemente implantada em duas refinarias de nosso parque de refino (RECAP e RLAM) e, além disso, possui mais uma planta que deve entrar em operação (REFAP) ainda no ano de 2005 (Cunha, 2005).

As unidades de destilação atmosférica e de craqueamento catalítico de fluido foram as que mais tiveram ampliações por parte das refinarias. Algumas nacionais que já tiveram suas UFCCs ampliadas foram a REDUC, REGAP, REPLAN e a REVAP.

O processo de craqueamento catalítico em leito fluidizado é um dos processos mais importantes em refinarias de petróleo devido ao grande volume de produtos processados e ao alto valor agregado. É responsável pela conversão rentável de destilados pesados, como gasóleo e resíduos, em produtos comercialmente valiosos, como GLP e gasolina.

Antigamente, o craqueamento térmico era bastante utilizado, mas o processo catalítico o substituiu, quase que por completo, já que produz maior quantidade de gasolina com alta octanagem e gases leves. A porcentagem volumétrica aproximada dos produtos gerados na Unidade de Craqueamento Catalítico Fluido está representada na Tabela II.2.

Tabela II.2 – Porcentagem Volumétrica dos Produtos Gerados na UFCC [Cunha (2005)]

Produto	Porcentagem Volumétrica
Nafta	50%
GLP	25%
Diesel	20%
Óleo Combustível	3%
Gases Leves	2%

As Unidades de FCC representam processos fisicamente complexos, com dificuldade para operar e controlar.

CAPÍTULO III

UNIDADES DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

A primeira unidade industrial do processo de craqueamento catalítico entrou em operação em 1936 com o apoio de empresas que mais tarde formariam a Mobil Oil. Essas unidades, que utilizavam o então chamado *Processo Houdry*, possuíam reatores de leito fixo em paralelo operando nas diferentes etapas do ciclo operacional: craqueamento, retificação e regeneração.

Em 1938 foi formado o grupo *Catalytic Research Associates* (CRA) e os pesquisadores conseguiram realizar o escoamento de catalisador fluidizado em dutos contra um gradiente de pressão, eliminando o uso de parafuso sem fim e outras variantes para o controle de catalisador recirculante. Foi então em 1942 que a primeira unidade de FCC entrou em operação na Lousiana. A carga era alimentada ao conversor totalmente vaporizada pelo forno e o excesso de calor era removido através de resfriadores do catalisador que circulava entre os vasos (Einsfeldt, 2005).

Até aproximadamente 1965, a maioria das unidades era projetada com uma discreta fase densa no leito catalítico fluidizado. As reações de craqueamento eram controladas variando o tempo de residência no leito do reator e a sua temperatura. Observou-se que as reações de craqueamento já ocorriam na entrada do *riser* já que a atividade do catalisador e a temperatura estavam nos seus máximos nesse local.

Os catalisadores utilizados em uma unidade de craqueamento catalítico são partículas bem finas que se comportam como um fluido quando aeradas. Circulando continuamente entre o reator e o regenerador, o catalisador se torna um agente de transferência de calor.

Os primeiros catalisadores utilizados eram argilas naturais tratadas com ácido. Um primeiro grande avanço ocorreu em 1942 com o surgimento do catalisador de sílica-alumina sintética (Einsfeldt, 2005). Os catalisadores zeolíticos passaram a ser mais utilizados nas refinarias e o craqueamento no *riser* aumentou de tal forma que mudanças operacionais foram necessárias nas Unidades.

III.1 PROCESSO

Uma das grandes vantagens da Unidade de Craqueamento Catalítico é a sua flexibilidade quanto à quantidade e variedade da carga utilizada. Algumas das possíveis cargas do processo de FCC são o gasóleo atmosférico, o gasóleo de vácuo, o de craqueamento térmico, o óleo desasfaltado e extratos (Gary, 2001).

Na Unidade de Craqueamento Catalítico, a alimentação é pré-aquecida por trocadores de calor e/ou por uma caldeira, e entra na base do *riser*, onde é misturada com o catalisador regenerado quente. O calor do catalisador vaporiza a alimentação e aquece a mesma até a temperatura ideal para a reação.

As reações de craqueamento começam assim que a alimentação entra em contato com o catalisador quente e continuam até que os vapores do óleo sejam separados do catalisador. Durante a reação de craqueamento, ocorre a formação de coque, que é depositado sobre a superfície do catalisador, desativando-o parcialmente, já que ocorre significativa redução da área disponível aos reagentes (hidrocarbonetos). Essas reações são extremamente não seletivas (o que pode acabar gerando produtos indesejados) e são influenciadas pela temperatura, pelo tempo de residência e pela superfície de contato do catalisador.

A mistura catalisador–vapores de hidrocarbonetos sobe pelo *riser* até o vaso separador (reator), onde passa por uma separação mecânica através de ciclones. Os vapores de hidrocarbonetos são enviados para a torre de fracionamento. O catalisador gasto, que contém coque (gerado na reação) e hidrocarbonetos adsorvidos nas superfícies internas e externas, é enviado para o retificador (*stripper*), onde os hidrocarbonetos remanescentes no catalisador são removidos antes que o catalisador entre no regenerador.

O catalisador gasto segue, então, para o regenerador, onde é reativado através da queima do coque. Grande parte do calor gerado nessa reação é transferida pelo catalisador para o aquecimento do óleo da alimentação.

A temperatura do regenerador e a queima do coque são controladas através da vazão de ar utilizado para que a reação de combustão ocorra, já que a mesma aumenta consideravelmente a temperatura do catalisador. As temperaturas do regenerador devem ser controladas para prevenir a desativação

do catalisador pelo seu sobre-aquecimento e para fornecer a quantidade necessária de queima de coque.

O regenerador pode ser projetado e operado para queimar o coque presente na superfície do catalisador formando uma mistura de monóxido de carbono e dióxido de carbono, ou queimar completamente a dióxido de carbono. O catalisador regenerado ainda contém cerca de 0,01 a 0,4 % de coque residual, dependendo do tipo de combustão (queima a CO ou CO₂) no regenerador.

As unidades antigas eram projetadas para queimar a monóxido de carbono, o que diminuía os custos de operação, já que apenas metade do ar precisava ser comprimida. As unidades novas são projetadas para queimar o coque no regenerador a dióxido de carbono, já que podem queimar até um nível bem menor de carbono residual no catalisador regenerado. Esse fator proporciona um catalisador mais reativo e mais seletivo no *riser* e resultados mais bem distribuídos com relação aos produtos. Atualmente, todas as Unidades são projetadas para a queima completa a CO₂ e controle da combustão de CO (Gary, 2001).

III.2 DIFERENTES VERSÕES DE UNIDADES DE FCC

Uma excelente revisão histórica dos tipos de UFCC foi apresentada por Santos (2000) além de explicação sucinta sobre as principais modificações ao longo da evolução dessas unidades.

Os dois fatores que mais diferenciam as unidades de FCC são a localização e o controle das reações de craqueamento.

Dois tipos básicos de FCC têm sido utilizados atualmente, são eles o *side by side*, onde o reator e o regenerador estão em vasos separados, lado a lado, e o *Orthoflow*, ou *Stacked*, onde o reator fica no topo do regenerador. Apesar das diferenças entre eles (que serão discutidas mais à frente), alguns itens são comuns aos conversores FCC: possuem um regenerador em leito fluidizado, um *riser*, onde ocorrem as reações de craqueamento, processos de separação (localizados no vaso separador e no regenerador), e um retificador (*stripper*) que remove os hidrocarbonetos do catalisador.

O *riser* é considerado por muitos como o equipamento principal da Unidade de Craqueamento Catalítico, já que todas as reações de craqueamento ocorrem ao longo deste equipamento. No *riser*, existem algumas variáveis que são influenciadas pela geometria do conversor e são extremamente importantes na determinação da maior ou menor produtividade da Unidade. A distribuição, a dispersão e a vaporização da carga são algumas dessas variáveis importantes. Além disso, podem ser citados o acesso à superfície catalítica, proporcionando contato mais homogêneo e eficiente entre o catalisador e os hidrocarbonetos e o próprio tempo de contato catalisador-óleo. Quanto menor o diâmetro do *riser* e maior o comprimento do tubo, maior é a velocidade do fluido dentro da tubulação. Normalmente, o tempo de residência dos hidrocarbonetos e do catalisador no *riser* é muito pequeno, de 1 a 4 segundos.

Como o catalisador regenerado entra no *riser* e logo entra em contato com a carga, a mesma é rapidamente vaporizada, formando produtos nobres de interesse. Os produtos obtidos através do processo de craqueamento catalítico são de alto valor comercial, o que demonstra a importância do processo em uma refinaria. Gás combustível (etano e hidrocarbonetos leves), ácido sulfídrico, GLP, óleos leves e gasolina são alguns dos produtos gerados na UFCC. Além disso, existe a formação de uma grande quantidade de coque durante as reações de craqueamento, o que se procura minimizar para evitar desativação do catalisador, além de não ser um produto desejado. O produto tipicamente mais desejado no processo é a gasolina, assim, a unidade normalmente opera de forma a maximizar a sua produção.

Mesmo nas primeiras Unidades de FCC, a reação de craqueamento já acontecia no *riser* que alimentava o reator, já que a atividade do catalisador e a sua temperatura eram as maiores nessa etapa.

Com o aumento da utilização do catalisador zeolítico, por ser mais reativo, a quantidade de reações ocorrendo no *riser* aumentou até que mudanças operacionais nas unidades já existentes foram necessárias. Assim, as unidades construídas recentemente têm sido projetadas para operar em um nível mínimo no reator, e com as reações sendo controladas pela taxa de circulação do catalisador.

As maiores mudanças foram as melhorias dos catalisadores e a obtenção de maior contato das cargas pesadas com as partículas de catalisador. Os resultados foram um aumento da conversão, com melhor seletividade (maior quantidade de gasolina) através de um tempo de reação menor (1-3 segundos) e melhor controlado, ciclones fechados, e a melhoria nos sistemas de distribuição da alimentação.

Os catalisadores zeolíticos têm atividade bem maior que os catalisadores amorfos, e tempos de reação bem menores são necessários para prevenir sobre-craqueamento da gasolina para gás ou coque.

III.3 EVOLUÇÃO DAS UNIDADES DE FCC

Como citado anteriormente, a primeira Unidade de FCC foi construída em 1942, e a partir daí, vários estudos foram realizados para a melhoria do processo, o que resultou em diversos modelos físicos de conversores. Alguns destes são discutidos a seguir.

III.3.1 MODELOS ESSO

III.3.1.1 ESSO MODELO I

A figura III.1 representa a primeira Unidade de FCC, que surgiu após 10 anos de pesquisa. A principal característica desse modelo é o escoamento de baixo para cima (*up-flow*) da mistura de catalisador-vapores de hidrocarbonetos. O Esso Modelo I apresentava algumas desvantagens como problemas de circulação do catalisador, baixa eficiência térmica e a necessidade de estruturas de sustentação dos vasos altas, complicadas e caras.

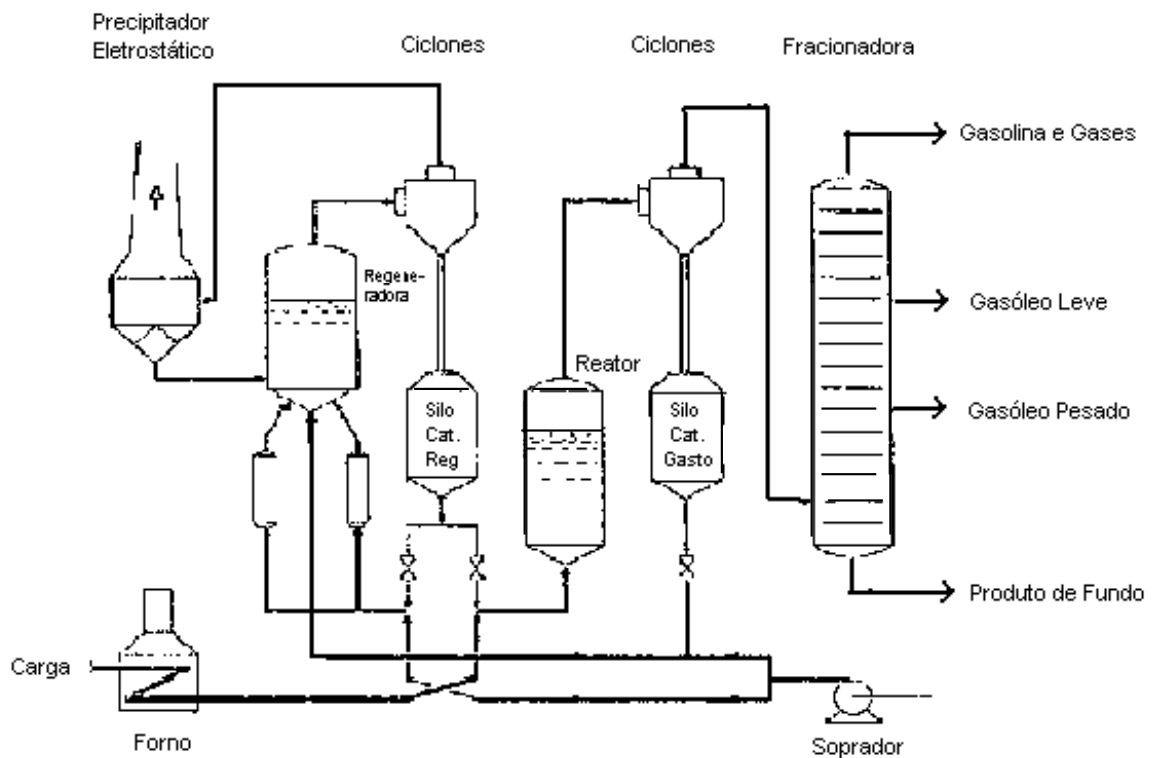


Figura III.1 – Esquema do Esso Modelo I [Abadie (1982)]

III.3.1.2 ESSO MODELO II

Em 1944, após modificações feitas na primeira Unidade de FCC, surgiu o Esso Modelo II, com esquema representado na Figura III.2. Nessa nova estrutura, a mistura catalisador–vapores de hidrocarbonetos escoam de cima para baixo (*down-flow*). Algumas vantagens desse modelo são a simplificação no sistema de recuperação do catalisador, nos suportes estruturais e no arranjo do conversor, e o aumento considerável na flexibilidade operacional.

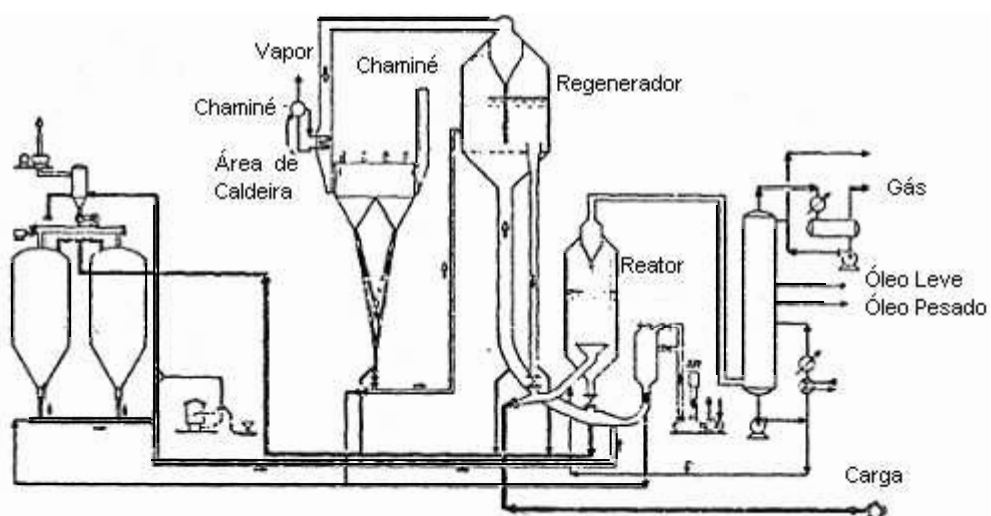


Figura III.2 – Esquema do Esso Modelo II [Abadie (1982)]

III.3.1.3 *Esso MODELO III*

No Modelo III, projetado pela *Kellogg* em 1947, o regenerador fica no mesmo nível que o reator, o que é uma vantagem, já que reduz a altura total do conversor. Houve também a redução da pressão de trabalho, causando maior produção de GLP e gasolina e menor geração de coque. A circulação do catalisador no modelo III, representado pela Figura III.3, é realizada por dois *risers* curvos.

Outras vantagens desse modelo foram a redução do investimento para a construção do conversor, a manutenção facilitada e o menor consumo de utilidades.

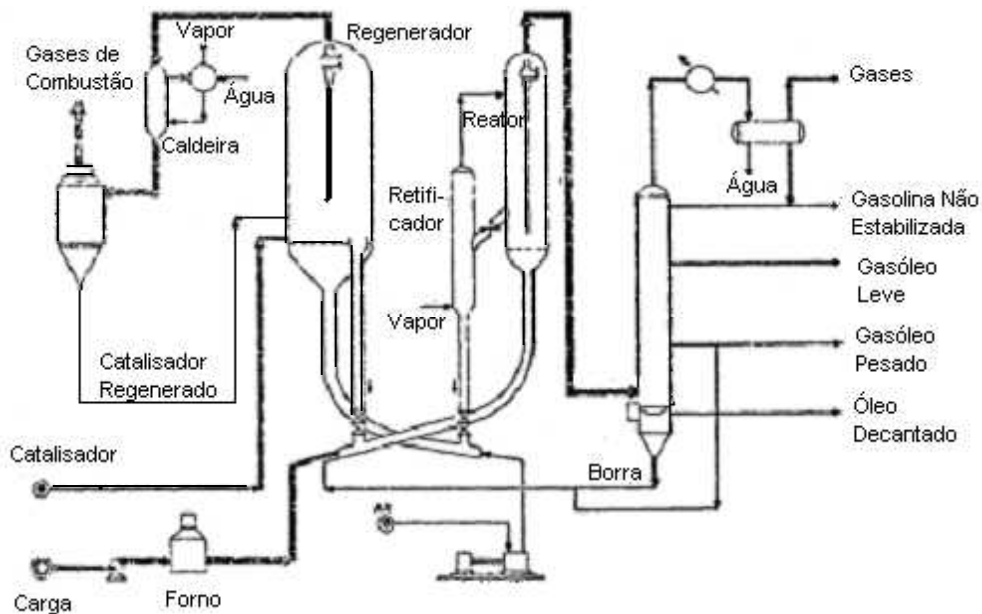


Figura III.3 – Esquema do Esso Modelo III [Abadie (1982)]

III.3.1.4 *Esso MODELO IV*

Em 1951, a Esso lançou o Modelo IV, Figura III.4, bastante parecido com o Modelo III, porém, mais compacto e com um processo mais flexível. Era um conversor indicado para catalisadores de baixa ou alta alumina, porém, contra indicado para catalisadores zeolíticos, o que se tornou uma desvantagem. Algumas vantagens desse novo modelo foram a estabilidade e a segurança em condições de emergência operacionais do transporte do catalisador pelas curvas em U. Cada uma possuía uma válvula gaveta, permitindo a parada total da circulação, se necessário.

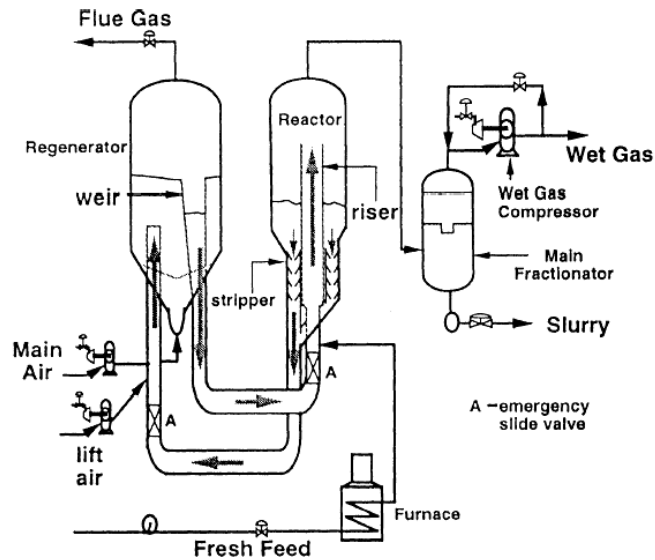


Figura III.4 – Esquema do Esso Modelo IV [Abadie (1982)]

Um comparativo dos Modelos Esso lançados no mercado pode ser feito na Figura III.5 abaixo:

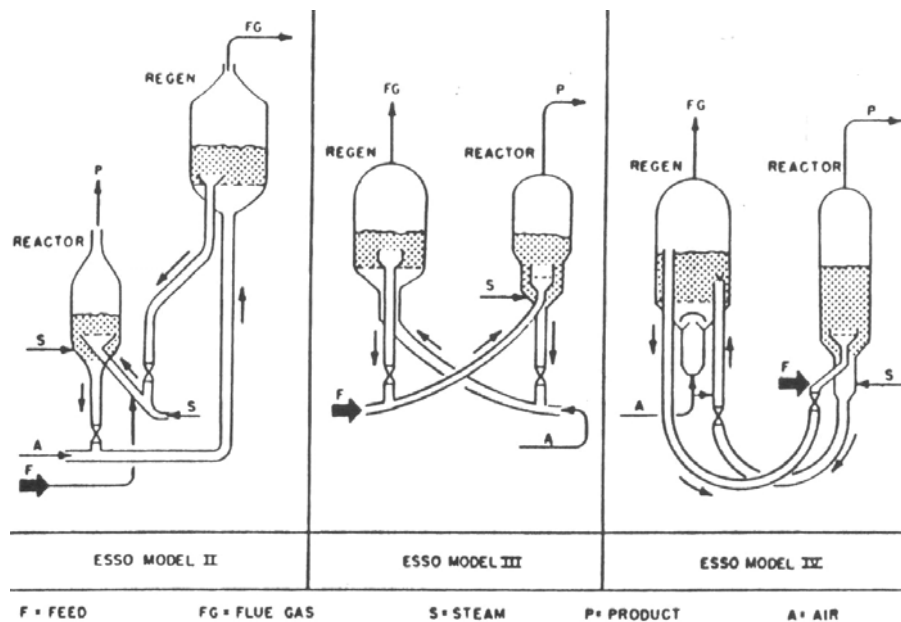


Figura III.5 – Esquema Comparativo dos Modelos Esso [Meyers (2003)]

III.3.1.5 FLEXICRACKING TRANSFER LINE

O novo modelo é uma modificação do Modelo IV, feita pela Esso, de modo que os catalisadores zeolíticos, que não eram adequados anteriormente, pudessem ser utilizados. Nesse modelo, representado na Figura III.6, as reações ocorrem exclusivamente no *riser*, num curto espaço de tempo.

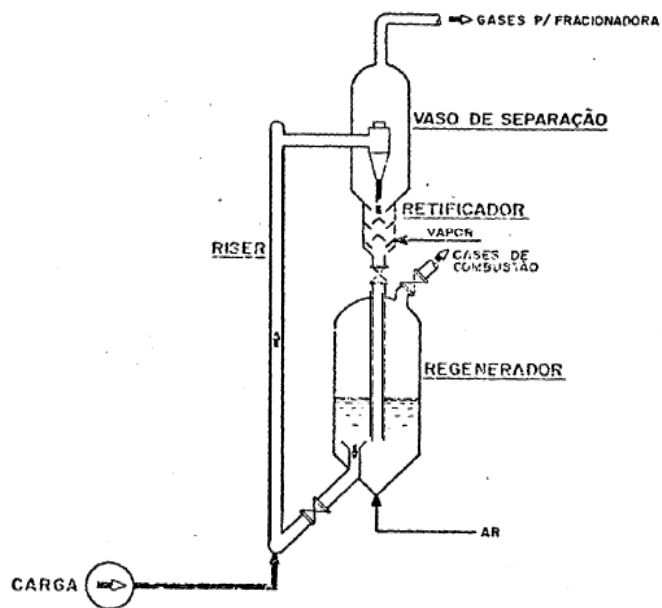


Figura III.6: Esquema do Flexicracking Transfer Line [Abadie (1982)]

III.3.2 MODELOS UOP

III.3.2.1 UOP STACKED

Esse modelo de FCC foi desenvolvido na década de 50, e apresenta o reator sobreposto ao regenerador, como pode ser verificado na Figura III.7. O *riser* para o transporte do catalisador gasto foi eliminado e o transporte do catalisador gasto para o regenerador passou a ser realizado por gravidade após a retificação.

Uma grande vantagem desse projeto é o baixo investimento. Além disso, a pressão de trabalho foi aumentada, o que favoreceu a cinética da combustão do coque, e diminuiu a quantidade necessária de catalisador, reduzindo, assim, as dimensões do vaso.

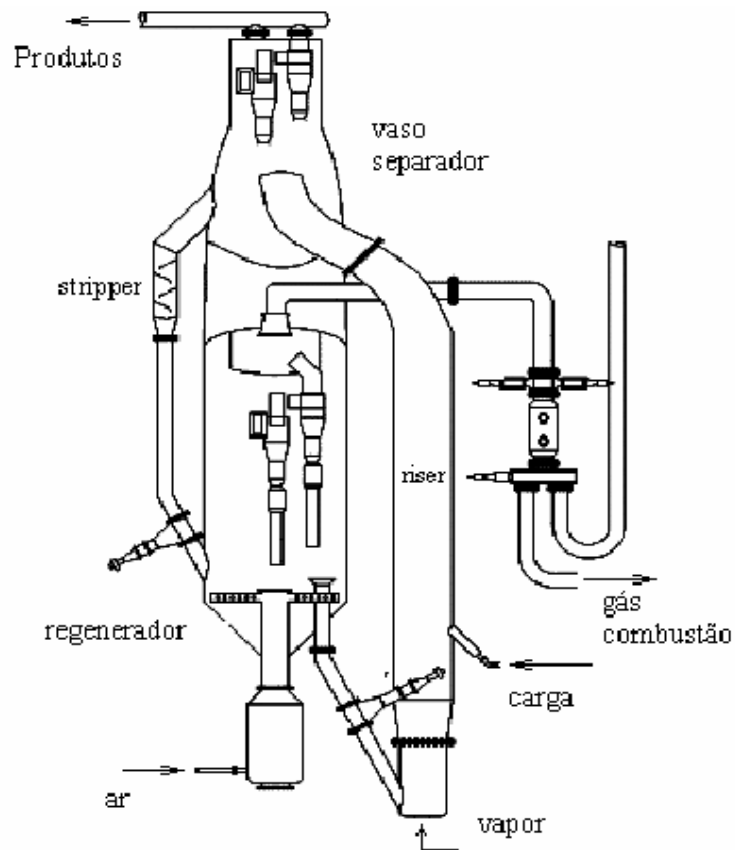


Figura III.7 – Esquema do UOP *Stacked* [Santos (2000)]

III.3.2.2 UOP SIDE BY SIDE

Uma alternativa para os conversores de grande porte foi o modelo UOP Side by Side, Figura III.8, que surgiu em 1960. Esse modelo também permitia um melhor aproveitamento do catalisador zeolítico. O regenerador fica disposto ao lado do reator, num plano um pouco abaixo.

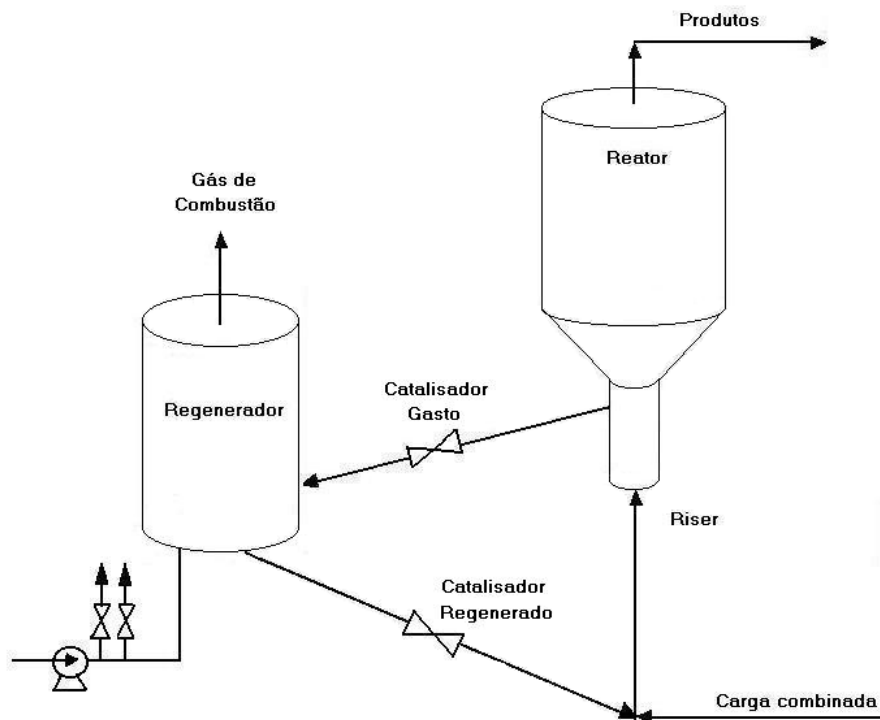


Figura III.8 – Esquema do UOP *Side by Side* [Santos (2000)]

III.3.3 MODELOS KELLOGG

Atualmente chamado apenas de Orthoflow FCC, uma das características desse modelo é o menor comprimento do duto de catalisador gasto (em relação aos modelos discutidos anteriormente). Esse detalhe melhorou a estabilidade da circulação de catalisador e tornou a unidade mais compacta.

III.3.3.1 MODELO ORTHOFLOW A

Visando a competir com o modelo UOP *Stacked*, em 1950 a *Kellogg* lançou o modelo *Orthoflow A*, representado na Figura III.9. Assim como o UOP *Stacked*, o modelo em questão também apresenta o reator sobreposto ao regenerador; porém, as tubulações externas, utilizadas para o transporte do catalisador do reator para o regenerador, foram substituídas por tubulações retas localizadas na parte interna do regenerador.

O *Orthoflow A* apresentava freqüentes vazamentos de gasóleo da válvula de carga para o interior do regenerador, o que causava desativação do catalisador, e a conseqüente perda do mesmo.

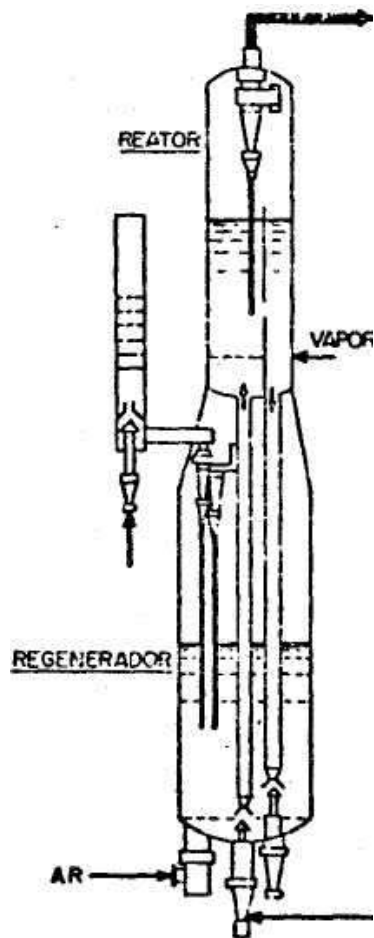


Figura III.9 – Esquema do *Kellogg Orthoflow A* [Abadie (1982)]

III.3.3.2 MODELO ORTHOFLOW B

Devido aos problemas encontrados no modelo anterior, foram feitos novos estudos, e em 1952 surgiu o Orthoflow B, representado na Figura III.10. Uma das mudanças foi a inversão das posições entre o reator e o regenerador, ficando, assim, o regenerador sobreposto ao reator. A válvula de carga, responsável pelos vazamentos no modelo anterior, foi eliminada.

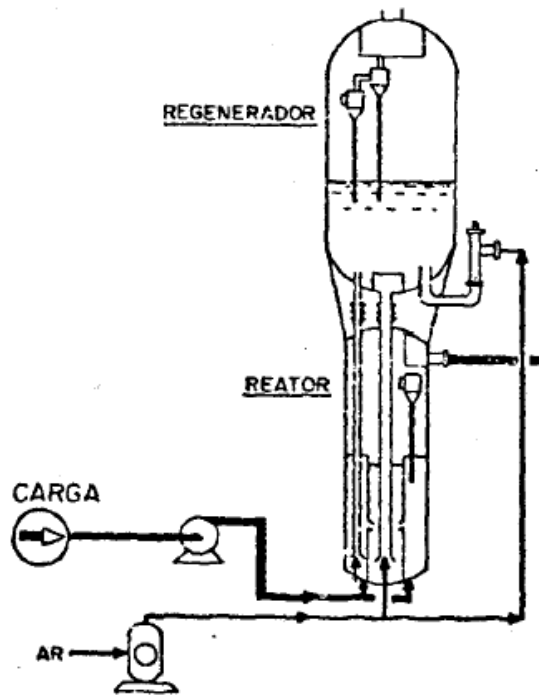


Figura III.10 – Esquema do Kellogg Orthoflow B [Abadie (1982)]

As reações de craqueamento passaram a ocorrer num leito catalítico, e não mais no *riser*. Essa característica não é favorável ao uso de catalisadores zeolíticos, já que o tempo de residência aumentou consideravelmente. Assim, apesar da maior aceitação quando comparado ao Modelo A, o Modelo *Orthoflow B* ainda precisava ser melhorado.

III.3.3.3 MODELO ORTHOFLOW C

Baseado no Modelo A, em 1961 foi lançado o Modelo *Orthoflow C*, ilustrado na Figura III.11. Os problemas de vazamento encontrados no modelo anterior foram solucionados, e o reator continuou sobreposto ao regenerador. A principal alteração foi a inserção de dois *risers* no conversor, um para o transporte da carga fresca, terminando no reator, acima da parte densa. O outro *riser*, uma tubulação de menor comprimento, era utilizado para craquear os reciclos e terminava na parte inferior da fase densa, deixando os reciclos mais tempo em contato com o catalisador.

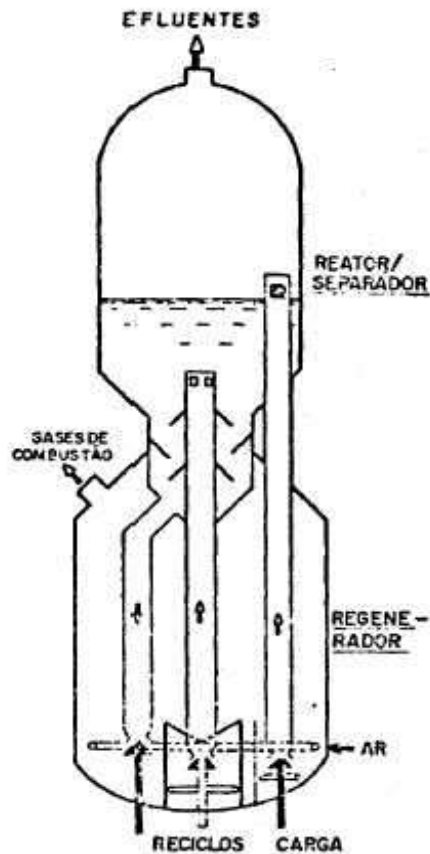


Figura III.11: Esquema do *Kellogg Orthoflow C* [Abadie (1982)]

III.3.3.4 MODELO ORTHOFLOW F

Em 1972, a *Kellogg* lançou o Modelo *Orthoflow F*, que é um dos modelos mais utilizados atualmente nas refinarias. Uma das mudanças em relação aos modelos anteriores é um *riser* reto externo que termina na parte superior do reator. Todas as reações passaram a ocorrer exclusivamente no *riser*, tornando o reator, então, apenas um vaso separador.

A Figura III.12 representa um conjunto reator/regenerador *Kellogg Orthoflow F*, onde a seguinte legenda é utilizada:

- a. *riser* (reator tubular)
- b. reator / vaso de separação
- c. leito catalítico (catalisador gasto)
- d. fase densa do primeiro estágio do regenerador
- e. fase densa do segundo estágio do regenerador
- f. fase diluída geral
- g. válvula com *plug* para passagem do catalisador regenerado

- h. válvula com *plug* para passagem do catalisador gasto
- i. ciclones no vaso separador
- j. fase diluída do segundo estágio do regenerador
- k. fase diluída do primeiro estágio do regenerador
- l. regenerador
- m. retificador (*stripper*)
- n. ciclones no regenerador

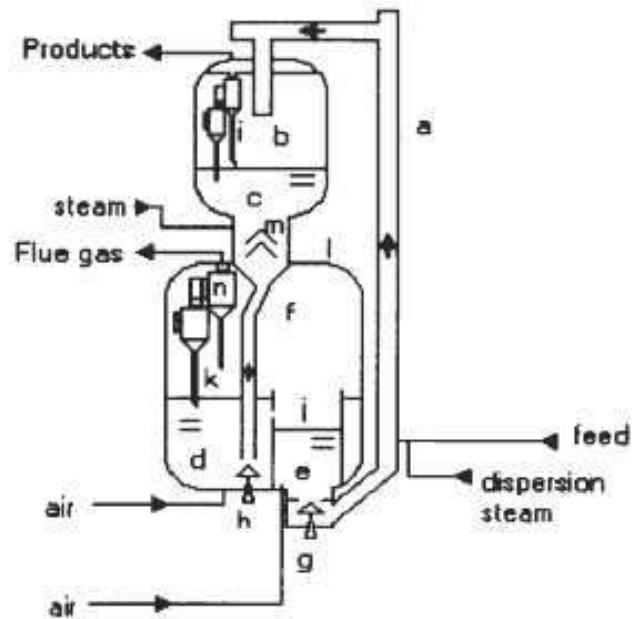


Figura III.12 – Esquema do *Kellogg Orthoflow F* [Odloak e Moro (1995)]

Dos conversores mais utilizados atualmente, podemos descrever algumas das principais vantagens. O Modelo *Flexicracking* IIR apresenta uma alta razão entre altura e diâmetro da seção inferior do regenerador, realizando a regeneração em apenas um estágio com eficiência. Já o Modelo UOP representa alta velocidade, e baixo inventário de catalisadores, enquanto o Modelo *Kellogg* possui válvulas que minimizam a erosão causada pelo catalisador.

III.4 UNIDADES DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DE RESÍDUOS (RFCC)

Em Meyers (2003) existe uma abordagem completa sobre as características das URFCs apresentadas.

A grande diferença de volume entre a carga residual e as outras alimentações tem levado as refinarias a utilizar gasóleos atmosféricos e de vácuo

como carga do processo de craqueamento. No começo da década de 80, devido ao aumento desse interesse para que a carga de resíduo fosse craqueada, a *Total Petroleum Inc.* desenvolveu o processo de URFCC.

A prática do craqueamento catalítico fluidizado de resíduo envolve as mesmas etapas do craqueamento de gasóleos, porém difere em alguns aspectos durante o processo. Como o resíduo contém maior teor de hidrocarbonetos de elevado ponto de ebulição, existe uma maior dificuldade de vaporização, o que gera maior quantidade de coque (potencializado pelo elevado teor de contaminantes da carga). Uma atenção especial é necessária para a minimização da formação deste coque e do óleo combustível via otimização da rota catalítica.

A Unidade de Craqueamento Catalítico de Resíduos promete minimizar a problemática da indústria de refino, já que as refinarias poderão contar com uma nova rota de produção de derivados. A carga de resíduos atmosféricos que seria utilizada como alimentação para a unidade de destilação a vácuo e, em seguida, para a unidade de coqueamento retardado poderá ser dividida em uma outra corrente direcionada para a URFCC, gerando derivados mais nobres.

Chamadas também de unidades de craqueamento de cargas pesadas (*Heavy Oil Cracking* - HOC), as URFCCs (Figura III.13) necessitam de um avançado sistema de injeção de carga, uma estratégia diferenciada de regeneração e um sistema de transferência de catalisador que permita a sua circulação de forma estável.

III.4.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Duas configurações são oferecidas atualmente para o processo de craqueamento catalítico de resíduo. A primeira, e mais comum, é a versão empilhada do regenerador que necessita de menor espaço físico por ser mais compacto. O segundo é o regenerador de configuração *side-by-side*, que são normalmente as antigas UFCC reformadas para o processo de cargas mais pesadas.

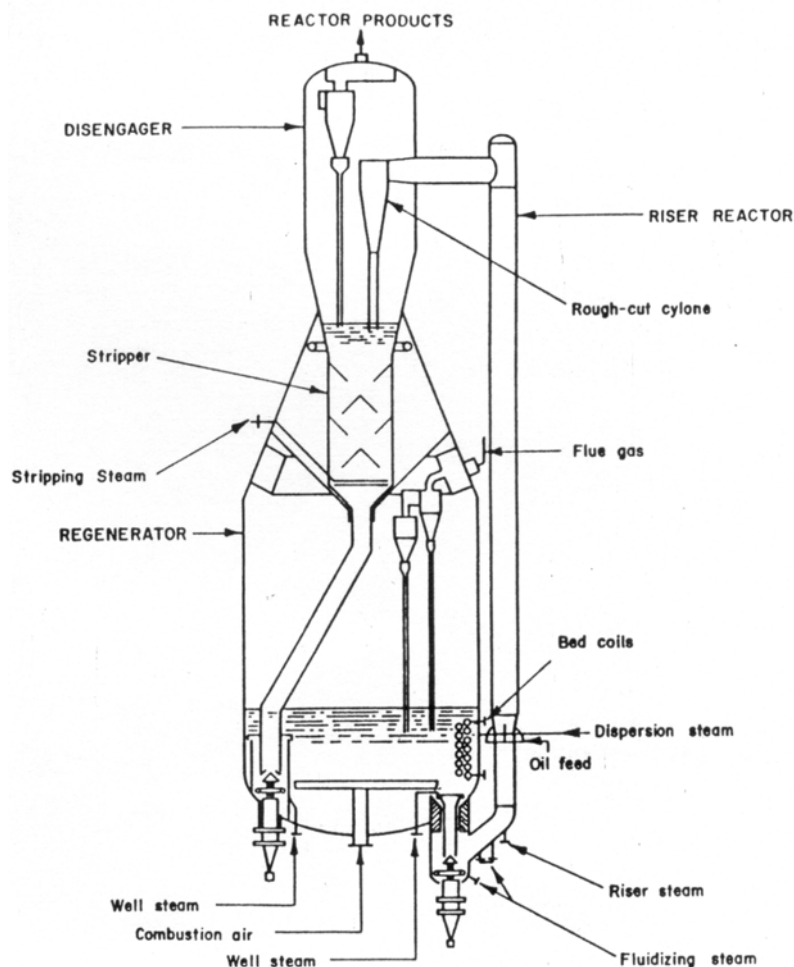


Figura III.13 – Unidade de Craqueamento Catalítico Fluido de Resíduo (URFCC) M. W. Kellogg
[Meyers (2003)]

O processo de craqueamento catalítico de resíduos utiliza uma tecnologia de reator similar aos processos de UFCC, porém, voltado para cargas com mais do que 4% (peso) de *Conradson Carbon*. Normalmente, um regenerador de dois estágios com um resfriador de catalisador são utilizados para controlar a alta produção de coque e a grande quantidade de calor gerada, o que garante a flexibilidade das Unidades de RFCC.

A carga das unidades de craqueamento de resíduo contém mais metais (especialmente níquel e vanádio) do que as UFCCs, e o potencial de formação de coque é bem maior que nas alimentações que provém da destilação. Esses contaminantes reduzem a atividade do catalisador, promovem a formação de coque e hidrogênio, e diminuem a quantidade de gasolina gerada. A alta formação de coque requer uma maior demanda de oxigênio para a sua queima e a

temperatura do regenerador se torna mais elevada exigindo maior remoção de calor.

A injeção da carga residual é uma das partes mais críticas do processo devido à sua difícil atomização, por isso, um sistema de injeção que utiliza a pressão do óleo, a do vapor e a taxa de vaporização tem sido utilizado em algumas unidades. Assim, a vazão de catalisador se torna estável, o seu fluxo é mantido uniforme, e a transferência de calor entre o catalisador quente e o óleo é aperfeiçoada. Além disso, a criação de duas zonas distintas de reação no *riser* permite regular a vaporização do produto de acordo com o produto desejado.

No regenerador de dois estágios da RFCC, 50 a 70% do catalisador são regenerados no primeiro estágio e é feito o balanço no segundo estágio. O primeiro estágio de regeneração é controlado operando num ambiente deficiente em oxigênio, produzindo assim grandes quantidades de monóxido de carbono (CO). Como o calor de combustão do carbono a CO é menos que a terça parte da combustão a dióxido de carbono (CO₂), muito menos calor é transferido ao catalisador comparando ao caso de um regenerador de estágio único. O carbono restante no catalisador é então queimado no segundo estágio do regenerador que opera no modo de combustão completa. Isso resulta em uma menor temperatura durante toda a combustão minimizando a desativação do catalisador.

Junto ao regenerador é implementado um sistema de resfriamento do catalisador (*Catalyst Cooler System*), onde o nível deste é controlado por uma válvula e a temperatura é controlada pela entrada de ar.

A vantagem mais significativa das RFCCs é a flexibilidade em processar uma gama enorme de tipos de carga, entre elas gasóleo de vácuo de hidrotratamento, gasóleo atmosférico, óleos desasfaltados, ceras e extratos de lubrificantes.

CAPÍTULO IV

MODELOS MATEMÁTICOS ESTUDADOS

Existem diversos modelos na literatura para unidades de craqueamento catalítico. Além das diferenças entre as considerações e hipóteses feitas para o desenvolvimento do modelo, cada tipo de unidade tem suas próprias características, o que também altera o resultado final da modelagem.

Foram escolhidos três modelos os quais são discutidos a seguir, um para uma unidade de FCC *Kellogg Orthoflow F*, um para UOP *Stacked* e outro para UOP *Side by Side*.

IV.1 KELLOGG ORTHOFLOW F

A configuração *Orthoflow F*, já ilustrada na Figura III.12, é a versão mais utilizada atualmente nas refinarias. Nessa unidade, o gasóleo entra com o catalisador no *riser* onde acontecem as reações de craqueamento. Acoplados à saída dessa tubulação, existem ciclones onde o catalisador gasto é separado rapidamente do contato com os hidrocarbonetos craqueados, caindo diretamente no retificador (*stripper*) e, em seguida, no regenerador.

A queima do coque catalítico, formado durante as reações de craqueamento, é feita em dois estágios no interior do regenerador. No primeiro estágio, a combustão é de grande porte, ocupando a maior parte da área do regenerador. Após a primeira etapa da queima, o catalisador, já com teor de carbono reduzido consideravelmente, atravessa um vertedouro, caindo no segundo estágio, onde a combustão final se processa. O catalisador deixa o regenerador, sendo transportado até a base do *riser* por uma corrente de vapor d'água, reiniciando o percurso.

O modelo *Kellogg Orthoflow F* foi projetado para trabalhar em temperaturas e pressões ligeiramente superiores às usuais e possui algumas vantagens que podem ser citadas:

- Melhoria da cinética de regeneração;
- Menor potência requerida para o compressor de gás;

- Menor carga de vapor para a fracionadora;
- Maior eficiência dos ciclones.

Como desvantagens pode-se apontar:

- Efeito adverso na distribuição dos produtos;
- Aumento do arraste de inertes no catalisador regenerado;
- Maior diferencial de pressão nas válvulas de controle dos gases de combustão;
- Aumento do arraste de catalisador no regenerador.

Realizou-se um estudo sobre a modelagem da Unidade de Craqueamento Catalítico *Kellogg Orthoflow F*. A modelagem que será abordada segue a proposta de trabalho de Kurihara (1967), e foi adaptada para um conversor *Kellogg Orthoflow F* por Odloak e Moro (1995).

IV.1.1 RISER

O balanço de energia no *riser* foi realizado considerando-o como um reator de mistura perfeita (CSTR). A equação leva em consideração a quantidade de calor fornecido pelo catalisador quente vindo do regenerador, o calor de vaporização da carga, a entalpia das reações de craqueamento e o calor necessário para aquecer os hidrocarbonetos até a temperatura na saída do *riser*.

$$H_{ris} \cdot S_c \cdot \frac{dT_{rx}}{dt} = S_c R_{rc} [T_{rg2} - T_{rx}] + \frac{S_f D_{ff} R_{ff} [T_{fp} - T_{rx}]}{1440} + \frac{\Delta H_{fv} D_{ff} R_{ff}}{1440} - \Delta H_{cr} R_{oc} \quad (IV.1)$$

Onde ΔH_{cr} é o calor da reação de craqueamento; ΔH_{fv} , o calor de vaporização da carga de óleo; H_{ris} , o inventário de catalisador no *riser*; D_{ff} , a densidade mássica da alimentação; R_{oc} , a taxa da reação de craqueamento; R_{rc} , a vazão de catalisador para o *riser*; R_{ff} , a vazão total de alimentação no *riser*; S_c , o calor específico do catalisador; S_f , o calor específico do gasóleo; T_{fp} , a temperatura da alimentação na entrada do *riser*; T_{rg2} , a temperatura na fase densa do 2º estágio do regenerador e T_{rx} , a temperatura da mistura de craqueamento no *riser*.

Em função da dinâmica extremamente rápida neste equipamento, a equação acima pode ser reescrita no estado estacionário.

IV.1.2 REATOR (VASO SEPARADOR)

O carbono, conhecido como carbono catalítico, é depositado no catalisador durante as reações de craqueamento. O balanço de massa no reator (vaso separador) para carbono catalítico fica:

$$H_{ra} \cdot \frac{dC_{cat}}{dt} = 100 \cdot R_{cf} - R_{rc} \cdot C_{cat} \quad (IV.2)$$

Onde C_{cat} é o teor de coque (gerado na reação) no catalisador; H_{ra} , o inventário de catalisador no reator + riser; R_{cf} , a taxa de formação de coque e R_{rc} , a vazão de catalisador para o riser.

O carbono total no catalisador que deixa o vaso separador (conhecido como catalisador gasto) é representado pela soma do coque catalítico com aquele presente no catalisador regenerado.

$$\text{Coque Total} = \text{Coque catalítico} + \text{Coque gerado}$$

Deste modo, a equação fica:

$$H_{ra} \cdot \frac{dC_{sc}}{dt} = R_{rc} \cdot (C_{rc2} - C_{sc}) + 100 \cdot R_{cf} \quad (IV.3)$$

Onde C_{rc2} é o teor de coque no catalisador no 2º estágio do regenerador; C_{sc} , o teor de coque no catalisador gasto; H_{ra} , o inventário de catalisador no reator + riser; R_{rc} , a vazão de catalisador para o riser e R_{cf} , a taxa de formação de coque.

A equação para o balanço de massa do catalisador no vaso separador é:

$$\frac{dH_{ra}}{dt} = R_{rc} - R_{sc} \quad (IV.4)$$

Onde H_{ra} é o inventário de catalisador no reator + *riser*; R_{sc} , a vazão de catalisador gasto e R_{rc} , a vazão de catalisador para o *riser*.

A vazão de catalisador gasto (R_{sc}) é manipulada por uma válvula de catalisador colocada na parte inferior na tubulação que interliga o vaso separador ao regenerador. A vazão de catalisador depende do diferencial de pressão disponível para a válvula, que por sua vez, depende das pressões do reator e do regenerador e do nível do leito de catalisador.

Para o balanço de energia no vaso separador, é suposto calor específico constante com a temperatura, e leva-se em conta apenas a capacidade térmica do catalisador, desprezando qualquer efeito relacionado aos hidrocarbonetos ou a vapor de água. Assim, temos:

$$H_{ra} \frac{dT_{ra}}{dt} = R_{rc} T_{rx} - R_{sc} T_{ra} \quad (IV.5)$$

Onde H_{ra} é o inventário de catalisador no reator + *riser*; R_{rc} , a vazão de catalisador para o *riser*; R_{sc} , a vazão de catalisador gasto; T_{ra} , a temperatura no leito do reator e T_{rx} , a temperatura da mistura de craqueamento no *riser*.

IV.1.3 PRIMEIRO ESTÁGIO DE REGENERAÇÃO

O balanço de massa no primeiro estágio de regeneração para o catalisador existente fica sendo:

$$\frac{dH_{rg1}}{dt} = R_{sc} - R_{rc1} \quad (IV.6)$$

Onde H_{rg1} é o inventário de catalisador no 1º estágio do regenerador; R_{rc1} , a vazão de catalisador do 1º para o 2º estágio do regenerador e R_{sc} , a vazão de catalisador gasto.

Pode-se considerar o primeiro estágio de regeneração como um reator de mistura, com temperatura e concentrações homogêneas. Assume-se que os calores específicos são constantes na faixa de temperatura de operação normal e que uma determinada fração de ar injetado no primeiro estágio é arrastada para o segundo, sofrendo um aquecimento até a temperatura do leito, mas não participando da queima do coque. Assim, obtemos a seguinte equação para o balanço de energia do primeiro estágio do regenerador:

$$H_{rg1} S_c \frac{dT_{rg1}}{dt} = S_c R_{sc} T_{ra} - S_c R_{rc1} T_{rg1} + S_a \frac{R_{a1}}{60} (T_a - F_{12} T_{rg1}) - 0,001 F_{g1} S_a T_{rg1} - 0,012 \Delta H_{c1} C_{carb1} \quad (IV.7)$$

Onde ΔH_{c1} é o calor de combustão do coque no 1º estágio do regenerador; C_{carb1} , a taxa de coque queimado no 1º estágio do regenerador; H_{rg1} , o inventário de catalisador no 1º estágio do regenerador; R_{a1} , a vazão de ar para o 1º estágio do regenerador; R_{rc1} , a vazão de catalisador do 1º para o 2º estágio do regenerador; R_{sc} , a vazão de catalisador gasto; S_a , o calor específico do ar e do gás; S_c , o calor específico do catalisador; F_{12} , a fração da vazão de ar que é desviado do 1º estágio; F_{g1} , a vazão do gás no 1º estágio do regenerador; T_a , a temperatura do ar; T_{ra} , a temperatura no leito do reator e T_{rg1} , a temperatura na fase densa do 1º estágio do regenerador.

O balanço de massa para o coque existente no primeiro estágio de regeneração:

$$\frac{dC_{rc1}}{dt} = \frac{R_{sc} \cdot C_{sc} - R_{rc1} \cdot C_{rc1} - R_{cb1}}{H_{rg1}} \quad (IV.8)$$

Onde C_{rc1} é o teor de coque no catalisador no 1º estágio do regenerador; C_{sc} , o teor de coque no catalisador gasto; H_{rg1} , o inventário de catalisador no 1º estágio do regenerador; R_{rc1} , a vazão de catalisador do 1º para o 2º estágio do regenerador; R_{cb1} , a taxa de coque queimado no 1º estágio do regenerador e R_{sc} , a vazão de catalisador gasto.

Um cálculo análogo é feito para o segundo estágio de regeneração.

IV.2 UOP STACKED

O modelo UOP *Stacked*, apresentado na Figura III.7, é bem similar ao *Orthoflow F*, possuindo também o reator sobreposto ao regenerador. Suas principais diferenças são uma tubulação externa, que representa o retificador da unidade e a regeneração em apenas um estágio. Nesse caso, o catalisador gasto também transborda através de um vertedouro, porém, cai no retificador colocado na parte externa da estrutura. Após a retificação, o catalisador desce por gravidade ao regenerador de estágio único, onde o coque depositado é queimado.

A modelagem descrita a seguir foi desenvolvida por Santos (2000) para carga máxima e com o objetivo de maximizar a produção de GLP, sendo englobada toda a geometria do conversor (UFCC da REFAP). No *riser* foi utilizado o modelo cinético de dez *lumps* (pseudo-componentes) de Jacob *et al.* (1976) e a rotina de caracterização da carga desenvolvida por Lansarin (1997). Os *lumps* utilizados foram:

- P_1 : parafinas leves que destilam entre 221 e 343 °C
- P_h : parafinas pesadas que destilam acima de 343 °C
- N_1 : naftenos leves que destilam entre 221 e 343 °C
- N_h : naftenos pesados que destilam acima de 343 °C
- C_{A1} : anéis aromáticos desprovidos de cadeia lateral leves que destilam entre 221 e 343 °C
- C_{Ah} : anéis aromáticos desprovidos de cadeia lateral pesados que destilam acima de 343 °C
- A_1 : cadeias laterais originalmente ligadas a anéis aromáticos leves que destilam entre 221 e 343 °C
- A_h : cadeias laterais originalmente ligadas a anéis aromáticos pesados que destilam acima de 343 °C
- G: gasolina – compostos de mais de cinco carbonos que destilam abaixo de 221 °C

- C: coque – engloba além do coque depositado sobre o catalisador, a fração de C1 a C4.

O modelo de regenerador utilizado foi feito como uma série de três reatores de mistura perfeita (CSTR), correspondendo a cada uma das fases: densa, diluída e gases. O cálculo da perda de calor pelas paredes foi introduzido utilizando a correlação de Wen e Leva (1956). Para a determinação do arraste de partículas no regenerador utilizou-se a correlação empírica de Zens (1958).

O retificador foi modelado como um CST, e a quantidade de hidrocarbonetos não retificada é função apenas da razão vapor/catalisador. Assumiu-se que o catalisador tem 0,2% de hidrocarbonetos antes do retificador, e a máxima retificação leva a 0,02% de hidrocarbonetos.

IV.2.1 RISER

Na caracterização da carga e produtos utilizou-se o método desenvolvido por Lansarin (1997), descrito no capítulo 4, baseada no modelo de 10 pseudo-componentes de Jacob et al. (1976).

O riser é modelado com um reator tubular de fluxo empistonado, sem mistura axial, adiabático, com velocidade constante e sem acúmulo de massa.

A fração de vazios, representada por ε_{ris} , é dada por:

$$\varepsilon_{ris} = \frac{F_{tf} / \rho_{ov}}{\left(\frac{F_{tf}}{\rho_{ov}} + \frac{F_{rc}}{\rho_c} \right)} \quad (IV.9)$$

A velocidade no leito é dada por:

$$u_{ris} = \frac{F_{tf}}{\varepsilon_{ris} \cdot A_{ris} \cdot \rho_{ov}} \quad (IV.10)$$

O balanço de massa para cada componente e para o coque resulta:

$$\frac{\partial w_n}{\partial t} = - \frac{F_{tf}}{\varepsilon_{ris} \cdot A_{ris} \cdot \rho_{ov}} \frac{\partial w_n}{\partial z} + R_n \quad (IV.11)$$

A temperatura na base do *riser* é calculada em função das vazões de catalisador regenerado, proveniente da fase densa do regenerador e de gásóleo alimentado, assumindo-se mistura perfeita, com a vaporização do gásóleo completa e instantânea.

O balanço de energia ao longo do *riser* é dado por:

$$\frac{\partial T_{rx}}{\partial t} = -u_{ris} \cdot \frac{\partial T_{rx}}{\partial z} - \frac{F_{tf}}{(F_{rc} + F_{tf}) \cdot Cp_m} \cdot \sum_{n=1}^{10} R_n \cdot \Delta H_n \quad (IV.12)$$

A válvula de controle de temperatura do *riser*, TCV, que regula a vazão de catalisador regenerado do regenerador para o *riser* é do tipo *slide*. A pressão diferencial da válvula é calculada pela diferença entre a pressão na entrada da TCV, pressão do regenerador adicionada à pressão relativa à coluna de catalisador no *stand-pipe*, e a pressão do vaso separador subtraída a queda de pressão no *riser* que foi considerada constante.

$$P_{TCV} = P_{rg} + (\rho_{sp} \cdot g \cdot h_{sp,TCV} + \rho_c (1 - \varepsilon_{reg}) g \cdot h_{fd}) \quad (IV.13)$$

$$\Delta P_{TCV} = P_{TCV} - P_{ra} - \Delta P_{ris} \quad (IV.14)$$

$$h_{fd} = \frac{M_{rg}}{A_{rg} g_c (1 - \varepsilon_{mf}) (1 - \delta)} \quad (IV.15)$$

A válvula que controla o nível de catalisador no vaso separador, LCV, é também uma válvula *slide*, a diferença de pressão na válvula é obtido pela diferença entre o regenerador e o vaso separador, considerada a altura de catalisador no “*stand pipe*” e no leito do vaso separador.

$$\Delta P_{LCV} = P_{ra} + \frac{(M_{ra} - M_{rra} - M_{ris})}{A_{ra}} + \rho_{sp} \cdot h_{sp} - P_{rg} \quad (IV.16)$$

IV.2.2 REATOR / VASO DE SEPARAÇÃO

O vaso de separação, antigo reator, é modelado como um tanque de mistura ideal e adiabático. Para o cálculo da vazão de produtos vaporizados, considera-se o que entra no vaso separador (saída do *riser*) é a vazão total de carga subtraída do coque formado no *riser*. Deve-se descontar também o coque referente ao depósito gerado durante a vaporização da carga representado neste modelo por $f_{ck} \cdot RCR$. A equação final é dada por:

$$F_{oc} = F_{tf} (1 - w_{ckf} - f_{ck} \cdot RCR) \quad (IV.17)$$

A pressão no vaso separador é dada por :

$$\frac{dP_{ra}}{dt} = (F_{oc} - W_{gas}) \cdot \frac{R_{bar}}{MM_{oc}} (T_{ra} + 273,15) \left(\frac{\rho_{rc}}{\rho_{rc} V_{ra} - M_{ra}} \right) + \frac{P_{ra}}{(T_{ra} + 273,15)} \frac{dT_{ra}}{dt} \quad (IV.18)$$

Como se considera que não há acúmulo de massa no *riser*, a vazão de catalisador que entra no vaso de separação é igual à vazão de catalisador regenerado que passa pela TCV. O balanço de massa para o catalisador resulta:

$$\frac{dM_{ra}}{dt} = F_{rc} - F_{sc} \quad (IV.19)$$

Onde M_{ra} é o inventário de catalisador no reator + *riser*, F_{rc} , a vazão de catalisador regenerado para o *riser* e F_{sc} , a vazão de catalisador gasto para o regenerador.

Considerando-se que o processo seja adiabático, não envolvendo calor de reação nem de separação dos produtos e catalisador, temos para o balanço de energia do vaso de separação a seguinte equação:

$$(M_{ra} \cdot cp_c + M_v \cdot cp_v) \frac{dT_{ra}}{dt} = (F_{rc} \cdot cp_c + F_{rc} \cdot C_{sc} \cdot cp_{ck} + F_{oc} \cdot cp_v) (T_{rx} |_{z=h_{ris}} - T_{ra}) + F_{v_{st}} \cdot cp_{H_2O} (T_{st} - T_{ra}) \quad (IV.20)$$

IV.2.3 RETIFICADOR

Como a função do retificador (*stripper*) é evitar a perda de produtos craqueados para o regenerador, podemos modelá-lo como um tanque de mistura. Além disso, consideramos que o catalisador que sai do vaso separador possui 0,2% de hidrocarbonetos e que uma máxima retificação leva ao conteúdo de 0,02% de hidrocarbonetos no catalisador que sai do retificador.

Para entrada de vapor no retificador e vazão de hidrocarbonetos desprezível, temos o seguinte balanço de energia para o retificador:

$$T_{st} = \frac{(F_{sc} cp_c + F_{rc} C_{sc} cp_{ck}) T_{ra} + F_{v_{st}} cp_{H_2O} T_{v_{st}}}{F_{sc} cp_c + F_{rc} C_{sc} cp_{ck} + F_{v_{st}} cp_{H_2O}} \quad (IV.21)$$

Considerando que no vaso separador não há reação, o balanço de massa para o coque no retificador se dá segundo a equação:

$$M_{ra} \frac{dC_{sc}}{dt} = F_{rc} (C_{rc} - C_{sc} + \gamma) + F_{ff} (f_{ck} RCR + w_{ck} |_{z=h_{ris}}) \quad (IV.22)$$

O coque tal como é considerado na unidade é o coque queimado no regenerador e desta forma engloba além do coque cinético, o coque formado pelo depósito sólido gerado na superfície do catalisador durante a vaporização da carga ($f_{ck} \cdot RCR$) e os hidrocarbonetos arrastados pelo catalisador através do stripper, desta forma a equação que permite a comparação com os dados da planta é dada por:

$$coque = \frac{F_{rc} \cdot \gamma}{F_{ff} \cdot D_{20}} + w_{ckf} + f_{ck} \cdot RCR \quad (IV.23)$$

IV.2.4 COMPRESSOR DE GASES

O compressor de gases é modelado como um compressor centrífugo de simples estágio acionado a uma velocidade constante. Assume-se que o compressor opera contra uma pressão constante da seção de recuperação de gases. A equação de desempenho da compressão relaciona o fluxo na sucção com o “head” politrópico.

Existe uma corrente de reciclo em torno do compressor para controlar a pressão de sucção. Um balanço de massa no compressor resulta na seguinte equação:

$$\tau_{P_{suc}} \frac{dP_{suc}}{dt} = Y_{wg} F_{tf} - W_{comp} + W_{rec} \quad (IV.24)$$

Na determinação da fração de gases (C1 a C4) para o compressor além do coque catalítico y_{ck} gerado deve-se descontar do *lump* C o coque referente ao depósito gerado durante a vaporização da carga representado neste modelo por $f_{ck} \cdot RCR$, ou seja,

$$Y_{wg} = w_{Cf} - w_{ckf} - f_{ck} \cdot RCR \quad (IV.25)$$

Foi utilizada a curva do compressor para obtenção da sua vazão de sucção através da determinação do “head” politrópico.

A equação diferencial para a abertura da PCV para uma dinâmica de primeira ordem é dada por:

$$\tau_{a_{PCV}} \frac{da_{PCV}}{dt} = s_{PCV} - a_{PCV} \quad (IV.26)$$

IV.2.5 REGENERADOR

Considerando que existem três fases no regenerador (densa, diluída e fase dos gases), o regenerador foi representado como três reatores CSTR em série. Cada uma das fases do regenerador é modelada como um reator contínuo de mistura ideal, com temperatura e concentrações uniformes.

Para a fase densa, foi considerado um modelo de fluidização onde o catalisador encontra-se na condição de mínima fluidização. Nesta fase ocorrem as reações de queima do coque e a transformação do monóxido de carbono em dióxido de carbono.

Na fase diluída, o CSTR foi modelado de forma que haja perda de calor pelas paredes do regenerador e ocorra a passagem do catalisador arrastado da fase densa para a fase gases. Já na fase dos gases, foi considerado que ainda ocorrem as reações de queima do coque, e principalmente a queima de CO a CO₂, quando se tem oxigênio remanescente das fases anteriores.

A pressão no regenerador é obtida através do balanço de massa molar entre os gases de combustão formados e os gases que saem do regenerador, considerando como volume de acúmulo a soma entre o volume das fases diluída e gases, ou seja:

$$\frac{dP_{rg}}{dt} = \frac{R_{bar} T_g}{(V_d + V_g) \cdot MM_{dg}} (F_{g,g} - F_{out}) + \frac{P_{rg}}{T_g} \frac{dT_g}{dt} \quad (IV.27)$$

Devido à baixa massa envolvida neste sistema, a temperatura se eleva facilmente, devendo ser controlada dentro dos limites permitidos pelo material, para que não haja danos à estrutura dos ciclones.

Assim, o balanço molar para cada componente em cada CSTR fica:

$$V_j \rho_j \frac{dy_{i,j}}{dt} = F_{i-1} y_{i,j-1} - F_i y_{i,j} - R_{i,j} V_j \quad (IV.28)$$

Na equação IV.15, para $i = 1$, $F_o = F_{mar}$ e $y_{O_2,0} = 0,21$, $y_{CO,0} = y_{CO_2,0} = 0$.

Para o catalisador, temos:

$$\frac{dM_{rg}}{dt} = F_{sc} - F_{rc} \quad (IV.29)$$

Onde M_{rg} é o inventário de catalisador no regenerador; F_{rc} , a vazão de catalisador regenerado para o *riser* e F_{sc} , a vazão de catalisador gasto para o regenerador.

Para o coque:

$$M_{rg} \frac{dC_{fd}}{dt} = F_{sc} (C_{sc} - C_{fd}) + F_{cc} (C_{dg} - C_{fd}) - R_{cb,fd} V_{fd} \quad (IV.30)$$

A perda de calor para a atmosfera foi considerada uma fração do calor global de combustão do regenerador. Assim, para o CSTR que representa a fase densa do regenerador, o balanço de energia fica:

$$M_{rg} c_p \frac{dT_{fd}}{dt} = c_p F_{sc} (T_{ra} - T_{fd}) + c_p F_{dd} (T_{dg} - T_{fd}) + c_p F_{ar} (T_{ar} - T_{fd}) + Q_{fd} - Q_{w,fd} \quad (IV.31)$$

Para o CSTR que representa a fase diluída, temos:

$$V_d \rho_d c_p M M_d \frac{dT_d}{dt} = c_p F_g (T_{fd} - T_d) + c_p F_{cc} (T_{fd} - T_d) + Q_d - Q_{w,d} \quad (IV.32)$$

Para a fase dos gases, considerando o modelo CSTR:

$$V_g \rho_g c_p M M_g \frac{dT_g}{dt} = c_p F_g (T_d - T_g) + c_p F_{cc} (T_d - T_g) + Q_g - Q_{w,g} \quad (IV.33)$$

A modelagem do regenerador considerando três CSTR em série não apresenta bons resultados. Uma modelagem mais complexa, descrita por Santos (2000), leva em consideração a fase densa sendo formada por duas fases que

trocam calor e massa: bolha e emulsão. Essa modelagem pode apresentar melhores resultados.

IV.3 UOP SIDE BY SIDE

O modelo apresentado para a unidade de craqueamento catalítico *side-by-side* ilustrada na Figura III.8, consiste em um modelo semi-empírico baseado no modelo de Lee e Kugelman (1973) e modificado por Oliveira (1996). Este modelo é bastante simplificado já que esta unidade possui uma modelagem simples e de fácil entendimento. Suas unidades de processamento possuem funções separadas e com características distintas sem grande influência entre as demais como, por exemplo, uma unidade empilhada, que é bem mais compactada.

IV.3.1 REATOR

Para o cálculo do balanço de massa no reator para o catalisador foi assumido como constante o inventário no reator e no regenerador. Isso foi admitido considerando a taxa de catalisador gasto igual à taxa de catalisador regenerado. Assim, o balanço de massa para o coque no reator é:

$$\frac{d(H_{rx} \cdot C_{sc})}{dt} = F_c \cdot (C_{rg} - C_{sc}) + R_{cf} \quad (IV.21)$$

Onde C_{sc} é o teor de coque no catalisador gasto; F_c , a taxa de circulação de catalisador; H_{rx} , o inventário de catalisador no reator; C_{rg} , o teor de coque no catalisador regenerado e R_{cf} , a taxa de formação do coque.

Para o cálculo do balanço de energia tanto no reator quanto no regenerador, foram feitas as seguintes considerações: uma reação com mistura perfeita e propriedades físico-químicas independentes da temperatura. Além disso, o calor perdido para o ambiente (equipamento adiabático) foi desconsiderado. Obteve-se, então, o seguinte balanço de energia para o reator:

$$\frac{d(H_{rx} \cdot C_{pc} \cdot T_{rx})}{dt} = F_c \cdot C_{pc} (T_{rg} - T_{rx}) + F_t \cdot C_{pf} (T_f - T_{rx}) - F_t \cdot (\lambda_0 + \varepsilon \cdot \Delta H_{cr}) \quad (IV.22)$$

Onde T_{rx} é a temperatura no leito do reator; T_{rg} , a temperatura no leito do regenerador; F_t , a vazão de entrada da carga; T_f , a temperatura de entrada da carga; F_c , a taxa de circulação de catalisador; ε , a taxa de reação de craqueamento; ΔH_{cr} , o calor de reação de craqueamento; λ_0 , o calor de vaporização da carga; H_{rx} , o inventário de catalisador no reator; C_{pc} , a capacidade calorífica do catalisador e C_{pf} , a capacidade calorífica da carga.

IV.3.2 REGENERADOR

Seguindo as mesmas considerações feitas para o balanço de massa no reator, obtém-se o balanço de massa para o coque no regenerador:

$$\frac{d(H_{rg} \cdot C_{rg})}{dt} = F_c \cdot (C_{sc} - C_{rg}) - R_{cb} \quad (IV.23)$$

Onde C_{sc} é o teor de coque no catalisador gasto; C_{rg} , o teor de coque no catalisador regenerado; F_c , a taxa de circulação de catalisador; R_{cb} , a taxa de queima de coque e H_{rg} , o inventário de catalisador no regenerador.

Balanço de energia no regenerador:

$$\frac{d(H_{rg} \cdot C_{pc} \cdot T_{rg})}{dt} = F_c \cdot C_{pc} (T_{rx} - T_{rg}) + F_a \cdot C_{pg} (T_a - T_{rg}) + R_{cb} \cdot Q_{cb} \quad (IV.24)$$

Onde T_{rx} é a temperatura no leito do reator; T_{rg} , a temperatura no leito do regenerador; F_a , a vazão de entrada de ar; C_{pc} , a capacidade calorífica do catalisador; C_{pg} , a capacidade calorífica do ar; T_a , a temperatura do ar para combustão; F_c , a taxa de circulação de catalisador; R_{cb} , a taxa de queima de coque; H_{rg} , o inventário de catalisador no regenerador; C_{pc} , a capacidade calorífica do catalisador e Q_{cb} , o calor liberado na queima do coque.

IV.4 COMPARAÇÃO DOS MODELOS

Na Tabela IV.1 a seguir, os três modelos descritos nesse capítulo são comparados.

Tabela IV.1 – Comparação dos Modelos Estudados

	Kellogg Orthoflow F	UOP Stacked	UOP Side by Side
Características Físicas	<ul style="list-style-type: none"> – 2 estágios de regeneração – retificador na parte interna da estrutura – reator sobreposto ao regenerador 	<ul style="list-style-type: none"> – 1 estágio de regeneração – retificador na parte externa da estrutura – reator sobreposto ao regenerador – a modelagem engloba a geometria do conversor 	<ul style="list-style-type: none"> – 1 estágio de regeneração – retificador na parte externa da estrutura – reator ao lado do regenerador
Modelagem do <i>Riser</i>	<ul style="list-style-type: none"> – CSTR (reator de mistura perfeita) – não há acúmulo de massa – no balanço de energia são considerados: <ul style="list-style-type: none"> • quantidade de calor fornecido pelo catalisador regenerado • calor de vaporização da carga • entalpia das reações de craqueamento • calor necessário para o aquecimento dos hidrocarbonetos até a temperatura de saída do <i>riser</i> 	<ul style="list-style-type: none"> – não há acúmulo de massa – é utilizado o modelo cinético de 10 <i>lumps</i> 	<ul style="list-style-type: none"> – nesse modelo foi considerado o conjunto <i>riser</i> + reator como sendo um único equipamento
Modelagem do Reator	<ul style="list-style-type: none"> – no balanço de energia são considerados: <ul style="list-style-type: none"> • calor específico constante com a temperatura • capacidade térmica do catalisador – no balanço de energia é desprezado qualquer efeito relacionado aos hidrocarbonetos ou vapor d'água 	<ul style="list-style-type: none"> – tanque de mistura ideal adiabático – não é considerado o calor de reação ou de separação entre os produtos e o catalisador 	<ul style="list-style-type: none"> – massa de catalisador constante – reator de mistura perfeita e adiabático – propriedades físico-químicas independentes da temperatura
Modelagem do Retificador	<ul style="list-style-type: none"> – não foi abordada a modelagem para o retificador nesse caso 	<ul style="list-style-type: none"> – CST 	<ul style="list-style-type: none"> – não foi abordada a modelagem para o retificador nesse caso
Modelagem do Regenerador	<p>Para o 1º Estágio do Regenerador:</p> <ul style="list-style-type: none"> – reator de mistura com temperatura e concentração homogêneas – calores específicos constantes na faixa de temperatura de operação normal – determinada fração de ar injetado no 1º estágio é arrastada para o 2º estágio 	<ul style="list-style-type: none"> – 3 reatores CSTR (mistura perfeita) – temperatura e concentrações uniformes – considerada a perda de calor pelas paredes – considerado o arraste de partículas no regenerador 	<ul style="list-style-type: none"> – massa de catalisador constante – reator de mistura perfeita e adiabático – propriedades físico-químicas independentes da temperatura

A comparação entre os modelos matemáticos mostra que os modelos estudados para as unidades de Kellogg *Orthoflow F* e UOP *Stacked* apresentam complexidade similar. Já o modelo da unidade *side-by-side* é mais simplificado. Como neste trabalho pretende-se usar os dados da simulação da UFCC no lugar de dados reais e como se dispunha de um simulador computacional para a unidade de FCC UOP *Stacked* (Neumann, 2000), optou-se pela adoção deste último como caso de estudo para as investigações de controle que se seguem.

CAPÍTULO V

CONTROLE DESCENTRALIZADO E SINTONIA DE MALHAS

Neste Capítulo são apresentadas as metodologias para todos os cálculos necessários à escolha do emparelhamento das variáveis manipuladas com as variáveis controladas. A metodologia utilizada nas tentativas de sintonia e no desacoplamento da malha no processo de craqueamento catalítico fluidizado também é descrita levando em consideração as variáveis escolhidas.

Para a melhor escolha do emparelhamento das malhas, no controle descentralizado, foi realizado o cálculo da matriz de ganhos relativos (RGA). Após a escolha das malhas a serem emparelhadas, será abordada a escolha do controlador e dos parâmetros de sintonia IMC, IMC modificado e o estudo do desacoplamento da malha.

V.1 OBJETIVOS DE CONTROLE

O controle em Unidades de Craqueamento Catalítico, em geral, tem quatro objetivos:

- Manter estáveis as condições da unidade;
- Garantir que os produtos sempre sejam obtidos com especificações desejadas;
- Alcançar os objetivos acima da forma mais eficiente possível, maximizando a conversão de um determinado produto;
- Manter o processo dentro dos limites das restrições.

A Unidade de FCC possui uma gama enorme de variáveis de controle. Para atingirmos os objetivos acima, é necessário escolher algumas das mesmas para que sejam controladas, já que a utilização de todas as variáveis acarretaria um número muito grande de malhas de controle. Neste trabalho, foram analisadas as respostas das variáveis controladas a variações nas variáveis manipuladas para o estudo de sintonia dos controladores mais sofisticada.

V.2 MALHAS COMUNS DE CONTROLE

Antes de iniciar a escolha das variáveis manipuladas e controladas para estudo de controle de uma Unidade de Craqueamento Catalítico foi realizado um levantamento das principais malhas de controle de um processo químico com suas principais características (Shinskey, 1979).

As malhas de controle podem ser classificadas em uma das categorias abaixo como função das variáveis controladas:

- Vazão;
- Pressão;
- Nível;
- Qualidade do produto;
- Temperatura.

Essas categorias são consistentes entre elas, assim como diferem umas das outras. Para a escolha das variáveis de estudo, foram analisadas as principais características de cada categoria (Shinskey, 1979), como descrito abaixo:

- Vazão: são geralmente de fácil entendimento e possuem as respostas mais rápidas quando comparadas às outras malhas. As malhas de vazão são sempre auto-regulatórias e seu ganho no estado estacionário é bem previsto como o produto do ganho da válvula, o ganho do transmissor e do processo. Existem três elementos dinâmicos que devem ser investigados na malha de vazão: a válvula, o fluido e o medidor de vazão.
- Pressão: devem ser analisados os três estados físicos (líquido, sólido e gasoso) para a obtenção da resposta da pressão quando utilizando a vazão como variável manipulada. O líquido é essencialmente incompressível e produz uma resposta à pressão semelhante à vazão de líquido. O gás se expande para ocupar todo o volume disponível, possuindo, assim, uma resposta com atraso. Em um sistema de volume pequeno, como para a pressão de sucção do compressor associada a sua tubulação, a malha de pressão tende a ter uma resposta muito mais parecida com uma malha de vazão, tendo um período de oscilação e sintonia similares.

- Nível: geralmente o controle de nível é relativamente fácil. No entanto, existem malhas de controle de nível que implicam em dificuldades de sintonia dependendo de suas características. As características que podem tornar seu controle mais trabalhoso são ressonâncias hidráulicas e respostas inversas.
- Qualidade do produto: a malha mais importante num processo químico típico é aquela que regula a qualidade do produto, o que representa maior ou menor lucro da empresa. No entanto, malhas de controle de qualidade são difíceis de controlar, já que a análise da composição do produto é geralmente feita através de cromatógrafos em linha que geram tempo morto significativo. Além disso, o ganho no estado estacionário pode ser extremamente alto quando se propõe o controle de níveis de impureza em escala ppm.
- Temperatura: o controle de temperatura pode se tornar complicado devido a taxas de transferência de calor, que geralmente são governadas por convecção, condução e radiação. A temperatura é controlada por um trocador de calor e a transferência de calor entre dois fluidos envolve no mínimo três elementos capacitivos: a capacidade calorífica do fluido quente, a do fluido frio e a da parede que os separa. Assim, o atraso do elemento de medida da temperatura é geralmente significativo.

O tempo morto também está presente nas malhas de temperatura, o que pode ser causado pelo calor sensível que deve ser transportado pelo fluido da superfície do trocador de calor para o elemento de medida. Antes disso, nenhuma resposta deve ser observada. O tempo morto também pode ser o resultado de uma mistura incompleta de fluidos em um mesmo tanque.

V.3 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

A seleção de uma configuração apropriada é a decisão mais importante para o projeto de um sistema de controle. As definições de pareamento das variáveis manipuladas, das variáveis medidas para o controle multi-SISO (*Single Input Single Output*) e das restrições são considerados temas fundamentais relacionados ao projeto de um sistema de controle para uma Unidade de FCC.

Os processos multivariáveis com malhas multi-SISO são mais suscetíveis aos efeitos das influências das interações, uma vez que para cada variável medida tem-se apenas uma variável manipulada correspondente. Para a malha multi-SISO, as interações entre as variáveis causam dois problemas potenciais ao controle (Seborg *et al.*, 1989):

- Desestabilização do sistema em malha fechada;
- Aumento da dificuldade de sintonia do controlador.

Assim, a escolha do emparelhamento das variáveis manipuladas é a primeira etapa para o controle satisfatório de uma UFCC.

V.4 MODELOS DO PROCESSO

Diferentes abordagens podem ser utilizadas para a modelagem do processo a ser controlado. Uma possibilidade seria um modelo teórico, baseado em sistemas químicos e físicos. Porém, o desenvolvimento de um modelo teórico rigoroso pode se tornar impraticável para processos complexos se o modelo utilizar muitas equações diferenciais com um número significativo de parâmetros. Para esse caso, uma alternativa seria o desenvolvimento de um modelo empírico, baseado em dados experimentais.

Para o desenvolvimento de uma relação empírica entre duas variáveis, é preciso primeiro gerar um gráfico com os dados obtidos experimentalmente. Deste gráfico, pode-se visualizar tendências dos dados, e selecionar uma forma aceitável para a modelagem do processo. Uma vez que a forma do modelo seja especificada, os seus parâmetros podem ser estimados de forma que representem os dados precisamente. Essa estimativa é chamada de “ajuste do modelo”, isto é, a minimização das medidas das diferenças entre as estimativas do modelo e os dados reais.

Análises estatísticas podem ser utilizadas para a obtenção dos parâmetros desconhecidos de um modelo e para estimar a incerteza associada ao modelo ajustado. Uma aproximação comumente utilizada para a estimativa dos parâmetros é realizada através do método dos mínimos quadrados (Seborg *et al.* 1989).

Um modelo não linear generalizado pode ser descrito como:

$$\hat{y} = f(x_1, x_2, x_3, \dots, a_0, a_1, a_2, \dots) \quad (V.1)$$

onde \hat{y} representa o modelo empírico, x_i são entradas e a_j são os parâmetros a serem estimados.

Existe um erro ε entre o modelo estimado \hat{y}_i e a medida correspondente y_i . O método dos mínimos quadrados consiste na busca da determinação do melhor ajuste da curva, onde se calculam os valores de a_i de forma que minimizem a soma dos quadrados dos erros:

$$\min_{a_j} \varepsilon = \sum_{i=1}^r (y_i - \hat{y}_i)^2 \quad (V.2)$$

onde y_i e \hat{y}_i representam a i -ésima medida de saída e estimativa do modelo correspondente ao i -ésimo par de dados.

É importante notar que os valores de y_i e x_i são conhecidos, enquanto os valores de a_i devem ser encontrados de forma que minimizem o erro ε . A precisão dos modelos obtidos através do método dos mínimos quadrados normalmente é satisfatória para projetos de controladores. Os modelos resultantes são normalmente precisos apenas numa estreita faixa de condições operacionais, em torno do estado estacionário.

V.5 MATRIZ DE GANHOS RELATIVOS (RGA)

A análise do ganho relativo (RGA) é a técnica mais discutida para o estudo de interação, tendo sido extensivamente aplicada no projeto de sistemas de controle. O método foi originalmente proposto por Bristol (1966) e tem sido amplamente utilizado por diversos autores.

A análise RGA está baseada no conceito de ganho relativo. Considerando um processo com y variáveis controladas e m variáveis manipuladas, o ganho relativo, λ_{ij} , entre a i -ésima variável controlada, y_i e a j -ésima variável manipulada, u_j , é dado por (Jesus, 2000):

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{u_{k,k \neq j}}}{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{y_{k,k \neq i}}}, \quad i=1, 2, \dots, m \text{ e } j=1, 2, \dots, n, \quad (\text{V.3})$$

Onde:

- $\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_u$ é o ganho do processo da variável y_i em relação à entrada u_j com todas as demais variáveis manipuladas mantidas constantes, ou seja, o ganho em malha aberta.
- $\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_y$ é o ganho do processo da variável y_i em relação à entrada u_j com todas as demais variáveis controladas mantidas constantes, ou seja, o ganho em malha fechada.

Para sistemas com mais de duas variáveis manipuladas e duas variáveis controladas, é conveniente arranjar os ganhos relativos em forma de uma matriz de ganhos relativos (RGA), Λ :

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \dots & \lambda_{1n} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \dots & \lambda_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \lambda_{m1} & \lambda_{m2} & \dots & \lambda_{mn} \end{bmatrix}$$

Uma importante propriedade do RGA é que a soma dos elementos de qualquer linha ou coluna é sempre igual a 1. Para um sistema 2x2, portanto, a matriz RGA pode ser expressa como:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda & 1 - \lambda \\ 1 - \lambda & \lambda \end{bmatrix}$$

A matriz de ganhos relativos pode ser computada a partir dos ganhos do processo em malha aberta, o que é mais conveniente quando se faz uso de simulações estáticas para o levantamento dos ganhos. Nessa abordagem, uma fórmula conveniente para o cálculo do RGA em sistema 2x2 é:

$$\lambda_{11} = \left(1 - \frac{G_{12}G_{21}}{G_{11}G_{22}} \right)^{-1} \quad (V.4)$$

Onde:

$$G_{ij} = \left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right)_{u_{k,k \neq j}} \quad (V.5)$$

sendo G_{ij} os ganhos do processo em malha aberta.

Existe ainda um outro método de cálculo da matriz de ganhos relativos (RGA), chamado de Método Matricial (Ogunnaike e Ray, 1994). Neste estudo se propõe uma matriz de ganhos estacionários, onde:

$$\lim_{s \rightarrow 0} G(s) = \tilde{K} \quad (V.6)$$

Seja \tilde{R} a transposta da inversa da matriz \tilde{K} :

$$\tilde{R} = (\tilde{K}^{-1})^T \quad (V.7)$$

Assim, é possível mostrar (Ogunnaike e Ray, 1994) que os elementos da RGA podem ser obtidos através dos elementos dessas duas matrizes, com uma multiplicação escalar:

$$\lambda_{ij} = \tilde{K}_{ij} \cdot \tilde{R}_{ij} \quad (V.8)$$

Os resultados obtidos pela RGA podem ser interpretados conforme a descrição abaixo:

- $\lambda_{ij} = 1$, não há efeitos retaliatórios das outras malhas, devendo-se então, manipular a variável j para controlar a variável i , já que a mesma não sofrerá interações com outras manipulações.
- $\lambda_{ij} = 0$, não há interação entre as variáveis i e j . Esse emparelhamento não deve ser feito, já que nenhuma alteração ocorreria na variável i com a manipulação da j .
- $0 < \lambda_{ij} < 1$, a direção do efeito da interação é a mesma do efeito principal. Logo, o efeito total é maior do que o principal. Para $\lambda_{ij} > 0,5$, o efeito principal contribui mais do que o retaliatório das outras malhas. Para $\lambda_{ij} < 0,5$, a contribuição da interação domina. Para $\lambda_{ij} = 0,5$, o efeito principal e a interação são exatamente iguais.
- $\lambda_{ij} > 1$, é necessária uma ação de controle maior na variável manipulada j para que alguma mudança seja alcançada na variável controlada i em malha fechada (comparando-se com a malha aberta). Se λ_{ij} for muito grande e positivo, o efeito principal é quase cancelado pelo efeito da interação, tornando difícil o controle através desse emparelhamento.
- $\lambda_{ij} < 0$, o efeito retaliatório tem direção contrária. Nesse caso, o emparelhamento não é indicado.

Sendo assim, os melhores resultados seriam obtidos emparelhando as malhas que tivessem seus λ_{ij} próximos de 1, sempre evitando emparelhar as malhas com λ_{ij} negativos (Ogunnaike e Ray, 1994).

CAPÍTULO VI

APLICAÇÃO PARA O MODELO UOP *STACKED*

Aplicando-se a teoria discutida no Capítulo V, abordaremos os resultados das curvas de relação entre as variáveis controladas e variáveis manipuladas para degraus nas variáveis manipuladas a partir do simulador da UFCC UOP *Stacked* (Neumann, 2000). Com as curvas obtidas, aplicaremos o método dos mínimos quadrados a fim calcular os parâmetros das funções de transferência. Indicaremos também a seleção do emparelhamento através da RGA.

VI.1 VARIÁVEIS DE CONTROLE

Dentre as cinco malhas de controle abordadas no Capítulo V como as principais em qualquer processo químico, foram escolhidas para estudo neste trabalho: pressão e nível. A malha contendo como variável a qualidade do produto não foi considerada neste estudo porque sempre gera tempo morto no processo. As variáveis escolhidas já dentro da unidade de FCC UOP *Stacked* são as mostradas abaixo:

As variáveis manipuladas foram:

- Vazão de carga;
- Temperatura da carga;
- Vazão de ar.

As variáveis controladas foram:

- Nível de catalisador no reator;
- Pressão de sucção no compressor
- Diferença de pressão reator-regenerador.

A Figura VI.1 representa o simulador em questão, e identifica as variáveis manipuladas (→) e controladas (←) utilizadas no presente trabalho.

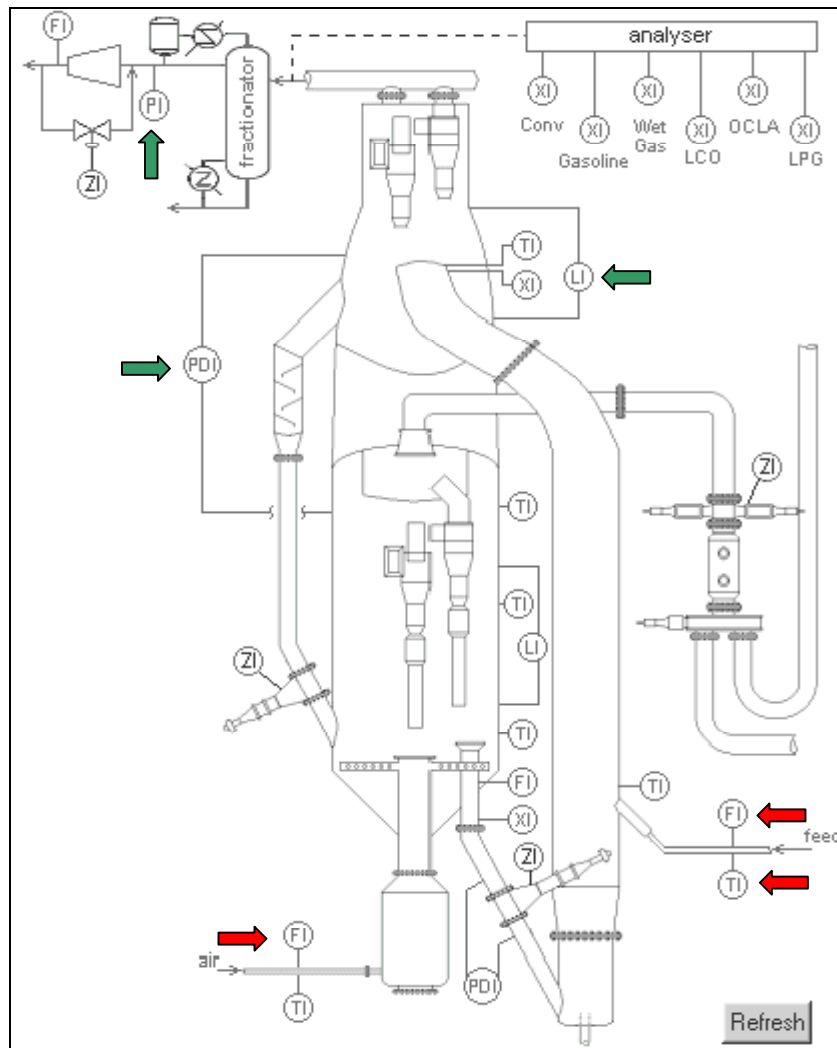


Figura VI.1: Simulador Dinâmico para o Conversor de uma Unidade de Craqueamento Catalítico em Leito Fluidizado v2.20 [Neumann (2000)]

VI.2 SIMULADOR DA UFCC UOP STACKED

Para que fossem geradas curvas entre as variáveis manipuladas e controladas, seriam necessários dados experimentais. O simulador de processo da UFCC UOP *Stacked* v2.20 desenvolvido por Neumann (2000) foi fundamental para que essas curvas fossem geradas, já que existe uma grande dificuldade de se encontrar dados reais disponíveis na literatura.

Neste trabalho, chamaremos essas curvas geradas pelo simulador de empíricas, ou experimentais. Essa nomenclatura é empregada levando-se em

consideração que o simulador utilizado reflete um processo de craqueamento catalítico fluidizado real.

Este simulador foi desenvolvido a partir de modelos matemáticos do processo de craqueamento catalítico em leito fluidizado desenvolvido por Santos (2000), com o objetivo de simular a unidade com condições operacionais reais. O modelo desenvolvido consiste de um sistema de equações diferenciais não-lineares, oriundas de balanços de massa e energia, e equações algébricas que descrevem a variação dos parâmetros cinéticos, físicos e de transporte, em cada seção do conversor de FCC. Foram utilizadas as ferramentas *Simulink* e *Graphical User Interface* (GUI) para a integração desse sistema de equações algébrico-diferenciais, análise de estratégias de controle, manipulação das entradas e visualização das saídas do modelo. A estrutura gráfica do simulador em questão está ilustrada na Figura VI.1.

O simulador implementado pode ser subdividido em cinco módulos: inicialização, simulação, resultados, seleção de estrutura de controle multi-siso e perturbação no sistema via degrau em alguma variável. Após a seleção das malhas e sintonia a serem utilizadas, é necessário fazer o ajuste das constantes do controlador, que, no caso, é um PID (controlador proporcional, integral e derivativo).

VI.3 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA

A partir da metodologia dos mínimos quadrados explicada do Capítulo V, foi desenvolvida uma rotina no MATLAB®, apresentada no Apêndice A, para a busca da função de transferência que melhor representasse o modelo utilizado.

Partindo-se dos valores normais de operação das variáveis manipuladas: temperatura da carga (330 °C), vazão de ar que entra no regenerador (77,3 ton/h) e vazão da carga (óleo) (2900 m³/dia), foram testados degraus em malha aberta de diferentes magnitudes nas variáveis em questão. A simulação foi realizada no simulador descrito anteriormente, com diferentes degraus em uma mesma variável na busca das melhores curvas de respostas para as variáveis controladas, que seriam as que respondessem ao degrau aplicado com um perfil bem comportado e atingissem o novo valor em uma fração de tempo considerada aceitável para o processo.

Foi determinada, para cada variável manipulada, uma magnitude de degrau que melhor atendeu o objetivo em questão: 3% na temperatura da carga, 15% na vazão de ar e 2% na vazão da carga. Os dados obtidos por esses degraus para as variáveis controladas: nível de catalisador no reator (H_{ra}), pressão de sucção do compressor (P_{suc}) e diferencial de pressão reator-regenerador (DP_r), foram dispostos em função do tempo em forma de matriz e armazenados em um arquivo **.mat* a ser utilizado pela rotina desenvolvida.

A análise das curvas de resposta mostrou:

- Presença de picos (“*over-shoots*” ou sobre-passos), sem oscilação;
- Presença de resposta inversa.

Tais comportamentos são exibidos por funções de transferência de 2ª ordem com um zero (Seborg *et al*, 1989). Assim, tais funções foram assumidas e um procedimento para estimação de seus parâmetros foi implementado.

Especificando no arquivo *Dados.m* (Apêndice A) o local onde os dados experimentais foram armazenados, e rodando a rotina *Dados.m* no MATLAB (que roda automaticamente a rotina *Modelo.m* também descrita no Apêndice A), obtemos o ajuste da curva como uma função de transferência da forma de uma função de 2ª ordem com um zero:

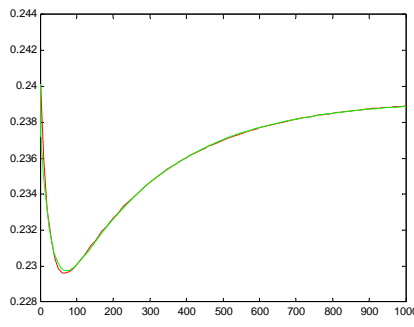
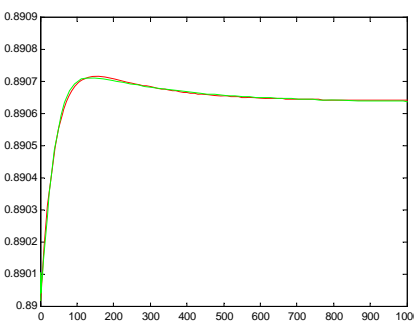
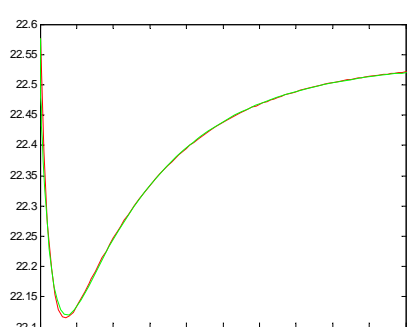
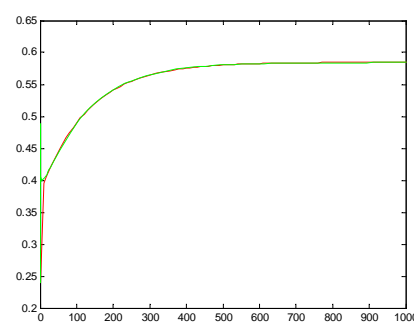
$$G = K \frac{\tau_1 \cdot s + 1}{(\tau_2 \cdot s + 1)(\tau_3 \cdot s + 1)} \quad (\text{VI.4})$$

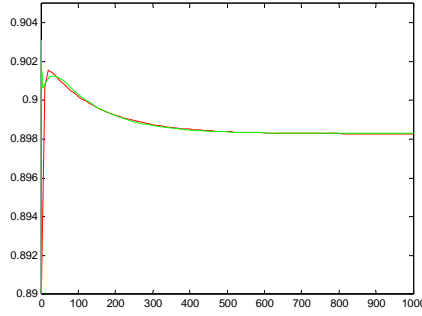
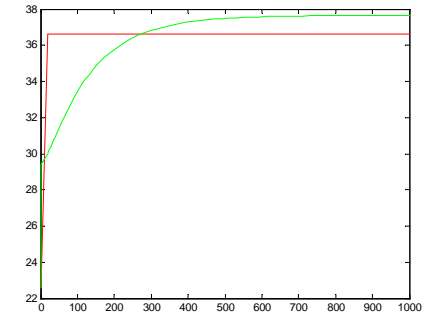
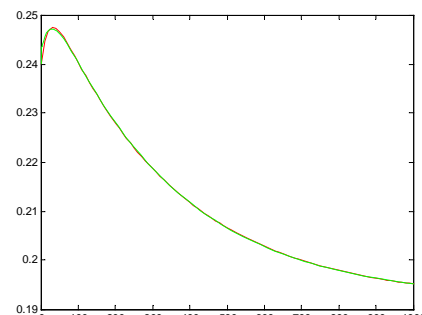
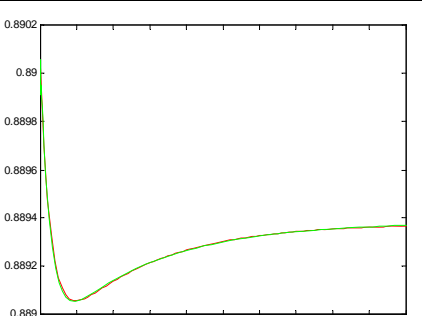
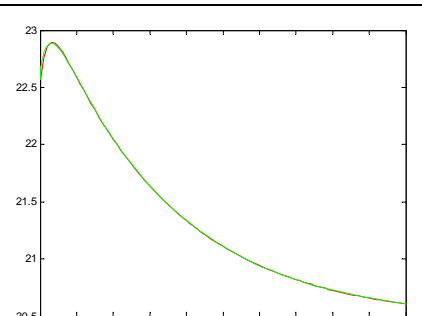
Na rotina “*Modelo.m*”, pode-se observar que os valores de τ_2 e τ_3 obtidos pela rotina devem ser elevados ao quadrado para a composição da função de transferência final. Isso ocorre para que os valores reais das constantes de tempo τ_2 e τ_3 sejam sempre positivos.

Assim, realizando o descrito acima para o degrau em cada uma das variáveis manipuladas, foram gerados os gráficos e funções de transferência representados na Tabela VI.1. Os gráficos indicam o grau de superposição entre a função de transferência gerada pelo simulador da UFCC e a função de transferência gerada pelo método dos mínimos quadrados.

Tabela VI.1 – Resultado das funções de transferência.

- Função de transferência gerada pelo simulador
- Função de transferência gerada pelo método dos mínimos quadrados

Variável Manipulada	Degrau Aplicado	Variável Controlada	Resultado	Função de Transferência
Temperatura da Carga	3%	DP_r (bar) (a)		$g_{11} = \frac{-3,7191.s - 0,0008507}{6888,317.s^2 + 307,198.s + 1}$
		P_suc (bar) (b)		$g_{21} = \frac{0,14567.s + 0,0006215}{7713,36.s^2 + 225,134.s + 1}$
		H_ra (m) (c)		$g_{31} = \frac{-162,334.s - 0,0379}{7112,124.s^2 + 305,853.s + 1}$
Vazão de Ar	15%	DP_r (bar) (d)		$g_{12} = \frac{18,2575.s + 0,3446}{17,4228.s^2 + 129,8296.s + 1}$

Vazão de Ar	15%	<p>P_{suc} (bar)</p> <p>(e)</p> 	$g_{22} = \frac{1,7105.s + 0,0082559}{612,47.s^2 + 146,048.s + 1}$
		<p>H_{ra} (m)</p> <p>(f)</p> 	$g_{32} = \frac{-6258,75.s + 14,0396}{4,75.10^{-8}.s^2 + 1,5749.s + 1}$
Vazão da Carga	2%	<p>DP_r (bar)</p> <p>(g)</p> 	$g_{13} = \frac{4,34773.s - 0,04837}{7259,913.s^2 + 359,0926.s + 1}$
		<p>P_{suc} (bar)</p> <p>(h)</p> 	$g_{23} = \frac{-0,2847.s - 0,00064148}{7479,326.s^2 + 285,5379.s + 1}$
		<p>H_{ra} (m)</p> <p>(i)</p> 	$g_{33} = \frac{191,227.s - 2,11767}{7497,95.s^2 + 359,2173.s + 1}$

Pode-se observar *overshoot* nas respostas obtidas pelos gráficos *b*, *e*, *g* e *i*, e *undershoot* nos gráficos *a*, *c* e *h*. Além disso, identificamos a presença de resposta inversa nos gráficos *g* e *i*. O método dos mínimos quadrados utilizado para a determinação das funções de transferência foi capaz de aproximar muito bem a maioria das curvas obtidas. Porém, gráficos *d*, *e* e *f* apresentaram um salto na resposta, no tempo zero, o que causou uma aproximação não adequada da curva obtida através da simulação e a resposta obtida através do método dos mínimos quadrados.

VI.4 MATRIZ DE GANHOS RELATIVOS (RGA)

Para o cálculo da matriz de ganhos relativos foi utilizado o método matricial discutido no Capítulo V.

Tabela VI.2 – Cálculo do Ganho Estacionário.

Degrau		Variável Controlada			K	
		Variável	Valor Inicial	Valor Final		
Temperatura da carga	10,0 K	ΔP (bar)	0,240	0,239	-1.200×10^{-4}	K_{11}
		P sucção (bar)	0,89000	0,89063	$6,300 \times 10^{-5}$	K_{21}
		Nível (m)	22,576	22,525	$-5,080 \times 10^{-3}$	K_{31}
Vazão de Ar	11,595 ton/h	ΔP (bar)	0,240	0,584	$2,975 \times 10^{-2}$	K_{12}
		P sucção (bar)	0,89000	0,89830	$7,158 \times 10^{-4}$	K_{22}
		Nível (m)	22,576	37,650	1,300	K_{32}
Vazão da Carga	58,0 m ³ /dia	ΔP (bar)	0,240	0,218	$-7,655 \times 10^{-4}$	K_{13}
		P sucção (bar)	0,89000	0,88970	$-1,034 \times 10^{-5}$	K_{23}
		Nível (m)	22,576	20,613	$-3,385 \times 10^{-2}$	K_{33}

A partir dos valores dos ganhos mostrados na Tabela VI.2, foi gerada a seguinte matriz dos ganhos (\tilde{K}):

$$\tilde{K} = \begin{bmatrix} -1,200 \times 10^{-4} & 2,975 \times 10^{-2} & -7,655 \times 10^{-4} \\ 6,300 \times 10^{-5} & 7,158 \times 10^{-4} & -1,034 \times 10^{-5} \\ -5,080 \times 10^{-3} & 1,300 & -3,385 \times 10^{-2} \end{bmatrix} \quad (\text{VI.1})$$

Tomando a matriz transposta da sua inversa:

$$\tilde{R} = \left(\tilde{K}^{-1} \right)^T = \begin{bmatrix} -13237,405 & 2641,252 & 103429,224 \\ 14669,435 & 212,617 & 5964,476 \\ 294,881 & -59,797 & -2370,415 \end{bmatrix} \quad (\text{VI.2})$$

Utilizando a Equação (V.8), obtemos a matriz de ganhos relativos (RGA) a seguir.

$$RGA(\tilde{\Lambda}) = \begin{matrix} & \begin{matrix} m_1 & m_2 & m_3 \end{matrix} \\ \begin{bmatrix} 1,59 & 78,59 & -79,18 \\ 0,91 & 0,15 & -0,06 \\ -1,50 & -77,74 & 80,24 \end{bmatrix} & \begin{matrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{matrix} \end{matrix} \quad (\text{VI.3})$$

Sabendo que as variáveis manipuladas (m_n) são representadas pelas colunas da matriz, tem-se que:

- m_1 : Temperatura da carga
- m_2 : Vazão de ar
- m_3 : Vazão de carga

onde o índice n representa o número da coluna.

Analogamente, para as variáveis controladas (y_n), temos:

- y_1 : Diferença de pressão
- y_2 : Pressão de sucção
- y_3 : Nível de catalisador

onde o índice n representa a linha da matriz RGA.

De acordo com o discutido no capítulo V, item V.5, a análise dos valores de λ_{ij} mostra graves problemas de interação, já que foram obtidos valores negativos, e

valores muito superiores a 1. Porém, analisando a matriz gerada, conclui-se que as malhas a serem fechadas, são:

- Malha 11: variável manipulada: temperatura da carga
variável controlada: diferença de pressão
- Malha 22: variável manipulada: vazão de ar
variável controlada: pressão de sucção
- Malha 33: variável manipulada: vazão de carga
variável controlada: nível de catalisador

Contudo os valores de λ obtidos mostraram que haverá problemas de interação, mesmo após a escolha baseada no arranjo de ganhos relativos.

A Figura VI.2 representa esquematicamente as malhas a serem fechadas para o estudo posterior.

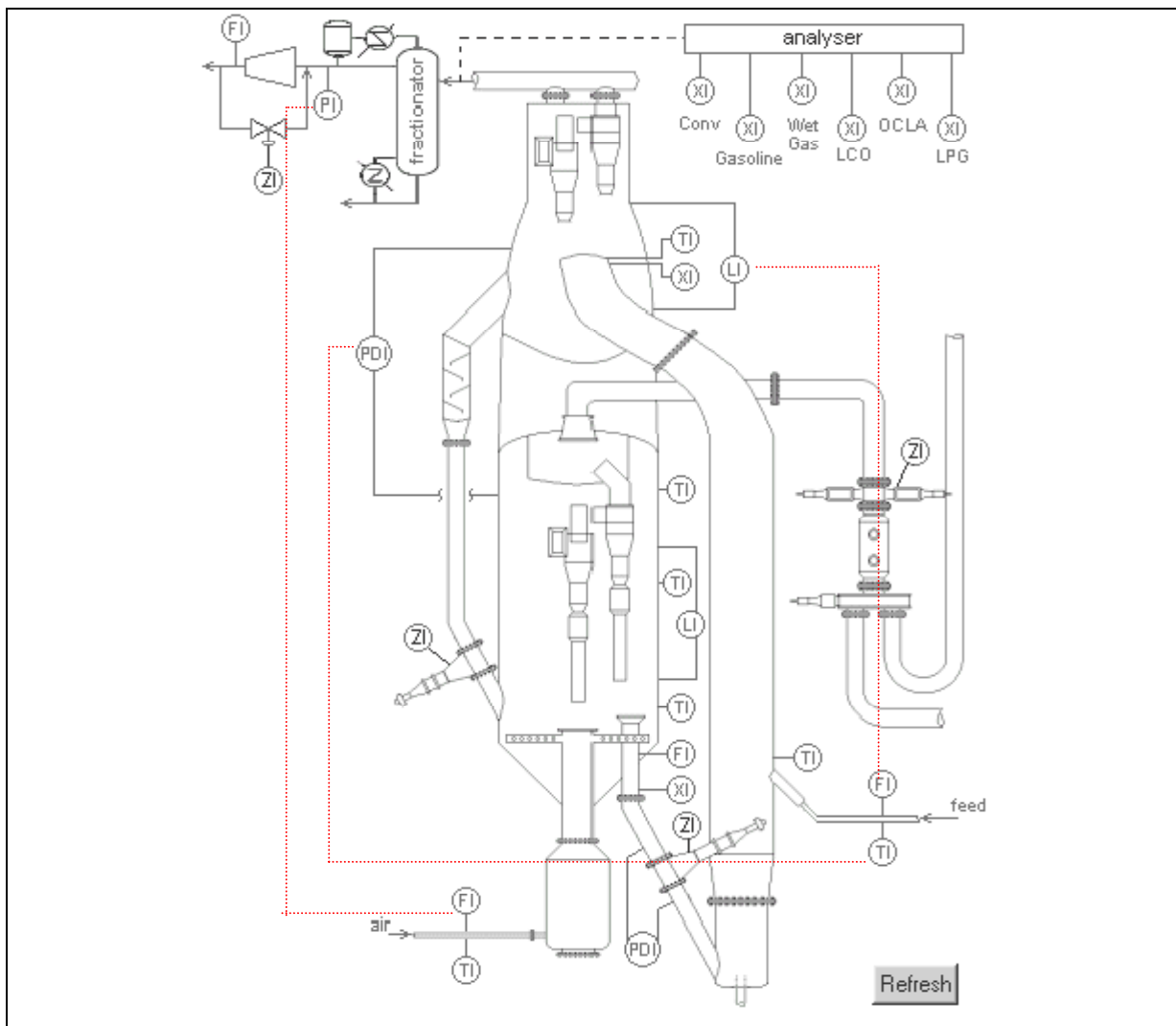


Figura VI.2: Malhas de controle resultantes da RGA.

CAPÍTULO VII

MÉTODOS DE SINTONIA DE CONTROLE

Um dos principais problemas em controle de múltiplas malhas é como sintonizar os controladores do sistema, principalmente devido à interação entre as malhas. Nesse trabalho, são utilizados controladores PID.

VII.1 ALGORITMOS DE CONTROLE

VII.1.1 CONTROLE FEEDBACK

A configuração de um sistema de controle é a estrutura pela qual as variáveis medidas estão conectadas às variáveis manipuladas. Dentre as estruturas conhecidas destaca-se o controle *feedback*, representado pela Figura VII.1.

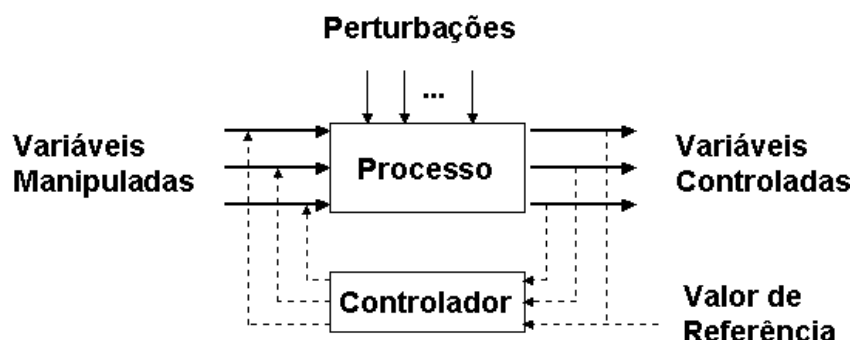


Figura VII.1: Estrutura de um sistema de controle *feedback* simplificado [Jesus (2000)].

As ações numa malha de controle *feedback* são caracterizadas pelas seguintes etapas (Jesus, 2000):

- Medição do valor da variável controlada através de um medidor adequado;
- O valor de referência (*set-point*), y_{sp} , é comparado ao o valor medido y . O desvio entre eles é denominado erro, $e = y_{sp} - y$.

O valor do desvio, e , é fornecido ao controlador, que responde modificando a variável manipulada e reduzindo a magnitude de desvio. Usualmente, o controle não atua diretamente na variável manipulada, mas sim através de outros dispositivos, denominados genericamente, de elementos finais de controle.

Os três algoritmos de controle *feedback* são o proporcional, o proporcional-integral e o proporcional-integral-derivativo.

VII.1.1.1 CONTROLE PROPORCIONAL (P)

O controlador proporcional produz um sinal de saída que é proporcional ao erro:

$$c = K_c \cdot e + c_e \quad (\text{VII.1})$$

onde K_c é o chamado ganho proporcional do controlador e c_e é o “*bias*” do controlador.

VII.1.1.2 CONTROLE PROPORCIONAL-INTEGRAL (PI)

Este algoritmo de controle é descrito pela relação:

$$c = K_c \cdot e + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t e \cdot dt + c_e \quad (\text{VII.2})$$

onde τ_I é a constante de tempo integral. Neste caso, são somados o termo referente à ação proporcional K_c e um termo que é proporcional à integral do erro.

VII.1.1.3 CONTROLE PROPORCIONAL-INTEGRAL-DERIVATIVO (PID)

Este tipo de controle inclui uma ação derivativa ao erro:

$$c = K_c \cdot e + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t e \cdot dt + K_c \cdot \tau_D \frac{de}{dt} + c_e \quad (\text{VII.3})$$

onde τ_D é a constante de tempo derivativo. Com a presença do tempo derivativo, de/dt , o controle PID antecipa o sinal do erro num futuro próximo e aplica uma ação proporcional à taxa de variação do erro.

VII.1.2 CONTROLE *FEEDFORWARD*

O controle *feedback* não pode ser considerado um controle perfeito, ou seja, um controle que mantenha a saída do processo continuamente no valor desejado na presença de perturbações. A razão é simples: a resposta de um controle *feedback* é posterior à detecção do desvio entre a variável medida e o *set-point*. Já no controle *feedforward* (controle antecipativo), a perturbação é medida diretamente e o controle atua no sistema eliminando seu impacto na saída do processo. Portanto, o controle *feedforward* tem um grande potencial teórico de ser um controle perfeito (Luyben, 1989).

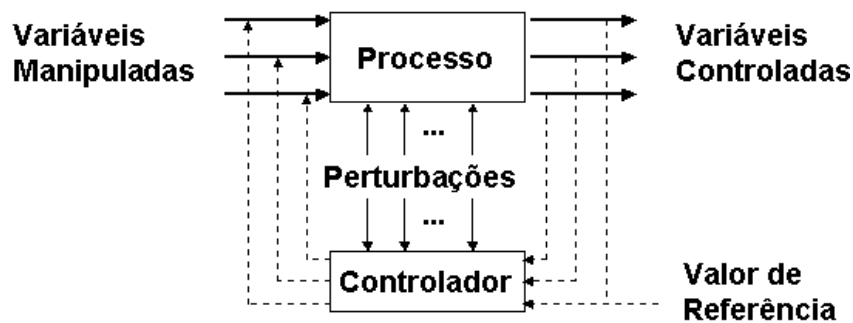


Figura VII.2: Estrutura de um sistema de controle *feedforward* simplificado [Jesus (2000)].

VII.2 MÉTODOS DE SINTONIA

Os métodos de sintonia utilizados para os controladores PID implementados neste trabalho seguem várias técnicas de sintonia disponíveis na literatura. Essas técnicas, em geral, não são desenvolvidas para processos de ordem elevada ou não lineares, ou ainda não consideram os diversos algoritmos de controle PID, os erros de identificação e as diversas formas de perturbação existentes em um processo. Desta forma, os parâmetros de sintonia obtidos por estas técnicas não são flexíveis.

Com as malhas e as funções de transferência definidas, o estudo partiu para a sintonia das malhas resultantes da RGA.

VII.2.1 CONTROLE BASEADO EM MODELO

Seguem-se duas abordagens de projeto de controle baseadas no modelo do processo (Ogunnaike e Ray, 1994).

VII.2.1.1 VIA SÍNTESE DIRETA

O comportamento desejado da saída é especificado na forma de uma trajetória e o modelo do processo é usado diretamente para sintetizar o controlador requerido gerando a saída do processo e seguindo exatamente esta trajetória.

O controlador segue a metodologia de sintonia abaixo:

$$G_c = \frac{1}{G} \cdot \left(\frac{q}{1-q} \right) \quad (\text{VII.4})$$

onde G é o modelo do processo da válvula e do elemento de medida e q é a trajetória de referência que vai depender do tipo de resposta desejada em malha fechada e das respostas possíveis do processo. Para este tipo de projeto, o modelo não pode ter zeros positivos ou tempo morto.

VII.2.1.2 INTERNAL MODEL CONTROL (IMC)

O IMC, que foi desenvolvido por Morari e Zafiriou (1987), inclui um modelo interno. A saída do modelo pode apresentar erros em relação à saída do processo quando:

- o modelo apresenta incerteza;
- ocorreram perturbações.

O controlador IMC é considerado robusto já que considera explicitamente a incerteza da modelagem. Para a sintonia a ser desenvolvida, foram utilizadas as funções de transferência geradas no Capítulo VI, conforme equações abaixo:

$$G_c = \frac{G_c^*}{1 + G_c^* \cdot \tilde{g}} \quad (\text{VII.5})$$

onde a função de transferência do modelo do processo \tilde{g} deve ser fatorada na forma:

$$\tilde{g} = \tilde{g}_+ \cdot \tilde{g}_- \quad (\text{VII.6})$$

O \tilde{g}_+ deve conter os zeros de tempo morto e zeros positivos. A partir desses termos fatorados, é gerado o termo G_c^* :

$$G_c^* = \frac{1}{\tilde{g}_-} \cdot f \quad (\text{VII.7})$$

onde f é um filtro passa-baixa de ganho 1. O filtro é implementado como uma função de transferência que deve ser empregada após o controlador e tem a forma:

$$f = \frac{1}{(\tau_c \cdot s + 1)^r} \quad (\text{VII.8})$$

onde τ_c e r são parâmetros de sintonia, tal que:

- τ_c será a constante de tempo em malha fechada;
- r é um parâmetro inteiro positivo selecionado de modo que G_c^* seja uma função de transferência própria. Se for permitida uma ação ideal derivativa, r pode ser escolhido de modo que a ordem no numerador exceda a ordem do denominador em 1.

A interpretação dessa forma de projeto já será apresentada na forma em que a função de transferência do processo da UFCC recai. Os parâmetros de sintonia para o modelo obtido pelo método dos mínimos quadrados serão discutidos a seguir.

VII.2.1.2.1 IMC aplicada a G com zero negativo

A função de transferência do modelo G, recaindo em uma função com zeros negativos e dois pólos, é disposta da seguinte maneira:

$$\tilde{g} = \frac{Kp \cdot (\tau_a s + 1)}{(\tau_1 s + 1) \cdot (\tau_2 s + 1)} \quad (\text{VII.9})$$

Aplicando a fatoração na função de transferência do modelo G de acordo com a equação (VII.6), temos que o termo \tilde{g}_- é idêntico a G, já que o termo \tilde{g}_+ , que deve conter o termo do tempo morto e zeros positivos não existe. Assim:

$$\tilde{g}_- = \tilde{g} \quad (\text{VII.10})$$

Substituindo o resultado da Equação (VII.10) na Equação (VII.7), temos:

$$G^*_c = \frac{(\tau_1 s + 1) \cdot (\tau_2 s + 1)}{Kp \cdot (\tau_a s + 1)} \cdot f \quad (\text{VII.11})$$

Para o controlador *feedback* apresentado na Equação (VII.5), obtemos:

$$Gc^* \cdot \tilde{g} = f \quad (\text{VII.12})$$

Substituindo o resultado da Equação (VII.12) na Equação (VII.5):

$$G_c^* = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}{K_p(\tau_a s + 1)} \cdot \frac{f}{1 - f} \quad (\text{VII.13})$$

Admitindo filtro de 1ª ordem:

$$f = \frac{1}{(\tau_c s + 1)} \quad (\text{VII.14})$$

$$1 - f = \frac{\tau_c s}{(\tau_c s + 1)} \quad (\text{VII.15})$$

$$\frac{f}{(1 - f)} = \frac{1}{\tau_c s} \quad (\text{VII.16})$$

Sabendo que a lei de um PID é:

$$G_{cPID} = K_c \left(\frac{\tau_I s + 1 + \tau_I \tau_D s^2}{\tau_I s} \right) \quad (\text{VII.17})$$

G_c para G:

$$G_c = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}{K_p(\tau_a s + 1)} \cdot \frac{1}{\tau_c s} \quad (\text{VII.18})$$

Quer-se reescrever na forma:

$$G_c = G_{cPID} \cdot \frac{1}{(\tau_a s + 1)\tau_c} \quad (\text{VII.19})$$

Reescrevendo a Equação (VII.19) de uma forma compatível com os parâmetros de sintonia de um controlador PID com filtro, temos:

$$G_c = \left(\frac{1}{K_p} \right) \cdot \frac{\tau_1 \tau_2 \cdot s^2 + (\tau_1 + \tau_2) \cdot s + 1}{s} \quad (\text{VII.20})$$

Resultando nos parâmetros de sintonia:

$$K_c = \frac{1}{K_p}, \quad \tau_1 \tau_2 = \tau_I \tau_D \quad \text{e} \quad \tau_1 + \tau_2 = \tau_I.$$

VII.2.1.2.2 IMC aplicada a G com zero positivo

Foi proposto por Morari e Zafiriou (1987) uma sintonia IMC modificada que recai em um PID com um filtro para uma malha de controle com zero positivo.

O modelo obtido pelo método dos mínimos quadrados tem a seguinte forma:

$$\tilde{g} = \frac{Kp \cdot (\tau_1 s - 1)}{(\tau_2 s + 1) \cdot (\tau_3 s + 1)} = K_p \cdot \frac{(-\beta \cdot s + 1)}{\tau^2 \cdot s^2 + 2 \cdot \xi \tau \cdot s + 1} \quad (\text{VII.21})$$

A lei do PID proposto com filtro de 1ª ordem é:

$$G_c = K_c \cdot \left(1 + \tau_D s + \frac{1}{\tau_I s} \right) \cdot \frac{1}{\tau_f s + 1} \quad (\text{VII.22})$$

Onde os parâmetros de sintonia fornecidos por Morari e Zafiriou (1987) são:

$$k_c.k = \frac{2.\xi.\tau}{2.\beta + \tau_c} \quad , \quad \tau_i = 2.\xi.\tau \quad , \quad \tau_d = \frac{\tau}{2.\xi} \quad \text{e} \quad \tau_f = \frac{\beta.\tau_c}{2.\beta + \tau_c} .$$

Nota-se que, para esta sintonia, o ganho do controlador K_c e a constante do filtro τ_f são os únicos parâmetros de sintonia.

VII.3 DESACOPLAMENTO DA MALHA

Algumas malhas se tornam consideravelmente complexas quanto à sua sintonia. Existem alguns métodos que auxiliam na simplificação das mesmas. Um deles é a utilização de desacopladores, ferramentas que podem ser utilizadas junto ao controle PID, ou a outros controladores monovariáveis. Alguns dos benefícios (Seborg *et al.*, 1989) através da eliminação da interação são descritos abaixo:

- A estabilidade da malha fechada será determinada pela estabilidade das malhas individuais;
- Mudanças de *set-point* em uma variável controlada não terão efeito nas outras variáveis controladas.

Notando que todas as variáveis de entrada de um processo multivariável típico estão acopladas com todas as variáveis de saída, era esperada uma interação entre as malhas. No entanto, a malha pode ser de muito difícil sintonia se as interações entre as malhas fechadas causarem perturbações inaceitáveis nas demais. Um desacoplamento das malhas pode ser proposto na tentativa de eliminar o efeito indesejado das malhas acopladas. O processo de desacoplamento de uma malha 2x2 está descrito em Seborg *et al.* (1989). Neste trabalho, abordaremos os resultados da inserção de mais uma variável à malha.

O desacoplador pode ser implementado dinamicamente ou na sua forma estática, que considera apenas os ganhos das funções de transferência envolvidas, apresentadas nas equações VII.26 a VII.31. O desacoplador estático é recomendado quando o processo possui função de transferência com resposta inversa. Ele elimina apenas as interações no estado estacionário de todas as malhas; já que as interações dinâmicas são toleradas, o objetivo é menos ambicioso do que o desacoplamento dinâmico, mas leva a um projeto bem mais simples de desacoplamento. Além disso, este desacoplador deve ser apenas utilizado em interação de uma via sobre a malha que possui a resposta inversa.

Utiliza-se o desacoplador dinâmico para eliminar interação entre todas as malhas em qualquer instante de tempo (Ogunnaike e Ray, 1994).

A malha multivariável com três entradas e três saídas gera perturbações e as equações VII.23, VII.24 e VII.25 representam o desacoplamento dessas três malhas onde o termo de interação entre elas deve ser nulo.

$$m_{22} \cdot (g_{12} + D_{12} g_{11}) + m_{33} \cdot (g_{13} + D_{13} \cdot g_{11}) = 0 \quad (\text{VII.23})$$

$$m_{11} \cdot (g_{21} + D_{21} g_{22}) + m_{33} \cdot (g_{23} + D_{23} \cdot g_{22}) = 0 \quad (\text{VII.24})$$

$$m_{11} \cdot (g_{31} + D_{31} g_{33}) + m_{22} \cdot (g_{32} + D_{32} \cdot g_{33}) = 0 \quad (\text{VII.25})$$

Onde m_{ij} é a variável manipulada, D_{ij} é o desacoplador empregado para anular as interações entre as malhas e g_{ij} são as funções de transferências do processo.

Resolvendo o sistema de equações lineares acima chegamos às equações dos desacopladores da malha.

$$D_{12} = -\frac{g_{12}}{g_{11}} \quad (\text{VII.26})$$

$$D_{21} = -\frac{g_{21}}{g_{22}} \quad (\text{VII.27})$$

$$D_{13} = -\frac{g_{13}}{g_{11}} \quad (\text{VII.28})$$

$$D_{23} = -\frac{g_{23}}{g_{22}} \quad (\text{VII.29})$$

$$D_{31} = -\frac{g_{31}}{g_{33}} \quad (\text{VII.30})$$

$$D_{32} = -\frac{g_{32}}{g_{33}} \quad (\text{VII.31})$$

Com as equações dos desacopladores, basta substituir as funções de transferência geradas e implementar na malha conforme ilustra a Figura VII.3 (Ogunnaike e Ray, 1994) .

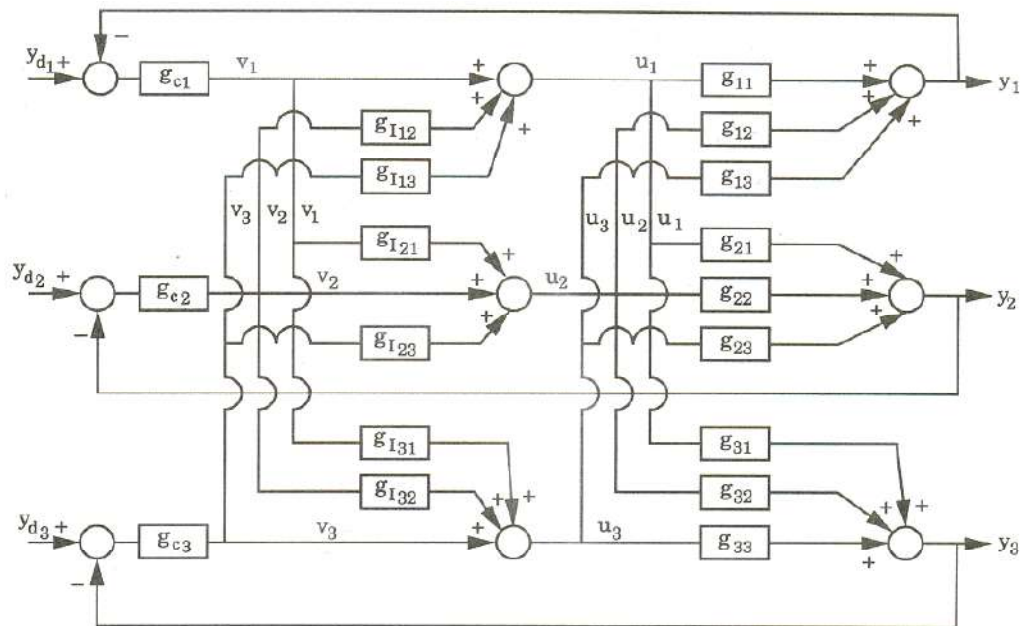


Figura VII.3: Estrutura de uma malha 3x3. [Ogunnaike e Ray (1994)]

Para que a Figura VII.3 se aplique ao caso de estudo deste trabalho deve considerar que as variáveis manipuladas v_i , Ogunnaike e Ray (1994) para este trabalho foi denominada de m_i e os desacopladores denominados de g_i por Ogunnaike e Ray (1994) neste trabalho foram chamados de D_{ij} para facilitar o entendimento.

CAPÍTULO VIII

AValiação DE DESEMPENHO DO SISTEMA DE CONTROLE

Neste Capítulo são avaliados os desempenhos de diferentes sistemas de controle para a Unidade de Craqueamento Catalítico. Os aspectos avaliados são a sintonia, a estratégia e a utilização de controle PID (controle proporcional-integral-derivativo).

O procedimento de implementação é a etapa final em um teste no projeto de controle. Nesta etapa, deve-se ter amplo conhecimento conhecendo-se aspectos importantes relativos a controle, como: variáveis controladas e manipuladas, estratégias de controle, restrições do processo, entre outras.

Serão abordados neste capítulo os resultados dos parâmetros de controle para as funções de transferência escolhidas a partir do estudo de emparelhamento para o processo da UFCC. Tanto a sintonia do controlador quanto a sintonia dos parâmetros do filtro serão discutidas. Após implementar esses parâmetros no simulador serão discutidas as interações entre as malhas sozinhas, interação duas a duas e interação conjunta. O desacoplamento da malha para uma possível diminuição da interação e menores perturbações também será mostrado em forma de gráfico.

Como o controle permitido pelo simulador utilizado é um PID simples, não permitia a inserção de desacopladores ou filtro. Assim, para estes estudos foram desenvolvidos modelos no SIMULINK baseados nas funções de transferência identificadas no Capítulo VI.

VIII.1 PARÂMETROS DE SINTONIA

Para a sintonia das malhas de controle que possuem zeros negativos foi aplicada a metodologia abordada no item VII.3.1.2.1. A partir da análise da Tabela VI.1 temos que as funções de transferência que devem ser sintonizadas desta forma são a G_{11} e G_{22} . Na Tabela VIII.1 são apresentados os parâmetros de sintonia do controlador PID com filtro para essas duas funções de transferência.

Tabela VIII.1: Resultado para sintonia da malha G_{11} e G_{22} .

Função de Transferência	Kc	τ_I	τ_D	τ_c
G_{11}	-1175,413	307,198	22,423	4371,469
G_{22}	121,124	146,048	4,194	207,188

Para a sintonia das malhas de controle que possuem zeros positivos foi aplicada a metodologia abordada no item VII.3.1.2.2 proposta por Morari e Zafiriou (1987). A partir da análise da Tabela VI.1 temos que a função de transferência que deve ser sintonizada desta forma é a G_{33} . Na Tabela VIII.2 são apresentados os parâmetros de sintonia do controlador PID com filtro para essa função de transferência.

Tabela VIII.2: Resultado para sintonia das malhas G_{33} .

Função de Transferência	λ	Kc	τ_I	τ_D	τ_c
G_{33}	0,2	-0,939	359,217	20,873	0,497

VIII.2 DESACOPLADORES PROJETADOS

Os desacopladores ideais dinâmicos, que são aqueles que possuem conhecimento exato do modelo foram aplicados às interações entre as malhas 11 e 22. para as interações com a malha 33 foi implementado o desacoplador estático que é utilizado quando o processo possui função de transferência com resposta inversa, já que o ideal dinâmico é fisicamente irrealizável. Na Tabela VIII.3 são mostrados os desacopladores empregados na sintonia das malhas estudadas.

Tabela VIII.3: Desacopladores implementados.

Desacoplador	Equação
D_{12}	$\frac{-125763,447.s^3 - 7982,387.s^2 - 124,118.s - 0,344}{-64,797.s^3 - 482,864.s^2 - 3,829.s - 0,0008507}$

D_{21}	$\frac{-89,219.s^3 - 21,655.s^2 - 0,236.s - 0,00006215}{13193,709.s^3 + 448,773.s^2 + 3,569.s + 0,0082559}$
D_{13}	$\frac{-2,994.s^3 - 0,100.s^2 + 0,001.s + 4,837 \times 10^{-6}}{-2,700.s^3 - 0,134.s^2 - 4,024 \times 10^{-4}.s - 8,5707 \times 10^{-8}}$
D_{23}	$\frac{174,370.s^3 + 41,972.s^2 + 0,378.s + 0,00064148}{12793,387s^3 + 550,161 + 4,067.s + 0,0082559}$
D_{31}	$\frac{0,03793500}{-2,11767000}$
D_{32}	$\frac{-0,140396}{-0,0211767}$

VIII.3 MALHAS DE CONTROLE

As primeiras simulações realizadas foram feitas para malhas sem interação umas com as outras, já que a estabilidade da malha fechada do sistema de controle como um todo, será determinada pela estabilidade das malhas individuais.

VIII.3.1 MALHAS INDIVIDUAIS

Para a análise de funcionamento da sintonia nas malhas individuais foi aplicado um degrau de 0,2 (variável desvio) no *set-point*. As respostas são ilustradas.

Observa-se na Figura VIII.1, Figura VIII.2 e Figura VIII.3 que para as perturbações realizadas, as malhas G_{11} (controle da diferença de pressão através da manipulação da temperatura da carga) e G_{22} (controle da pressão de sucção através da manipulação da vazão de ar). A utilização do filtro de passa-baixa foi fundamental para as malhas em questão, pois a simples implementação desse artifício foi suficiente para que as respostas tendessem ao estado estacionário em tempo satisfatório sem deixar *off-set*, demonstrando que o controlador PID está atuando sobre a variável controlada de forma eficaz, mesmo para o caso em que há resposta inversa.

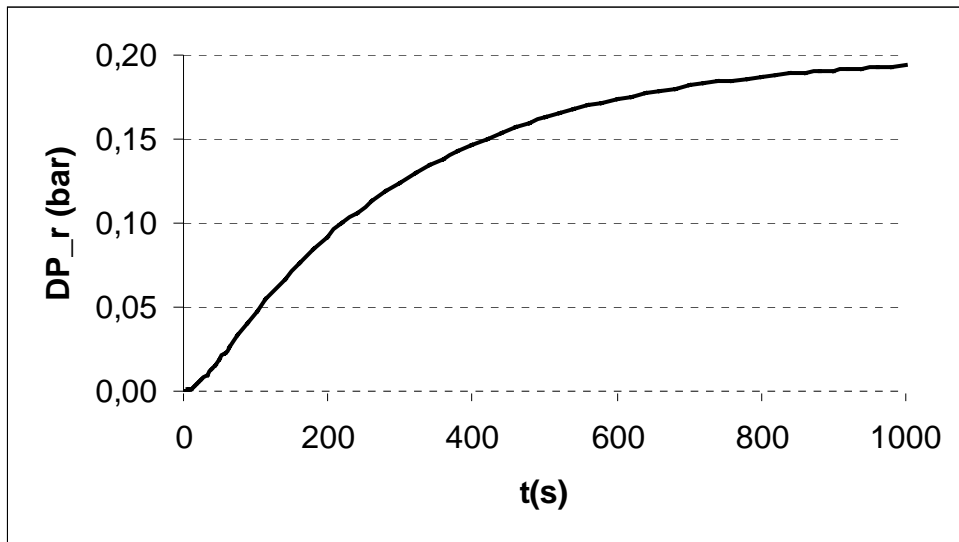


Figura VIII.1: Resposta ao degrau no *set-point* de DP_r para malha 11 com implementação do filtro

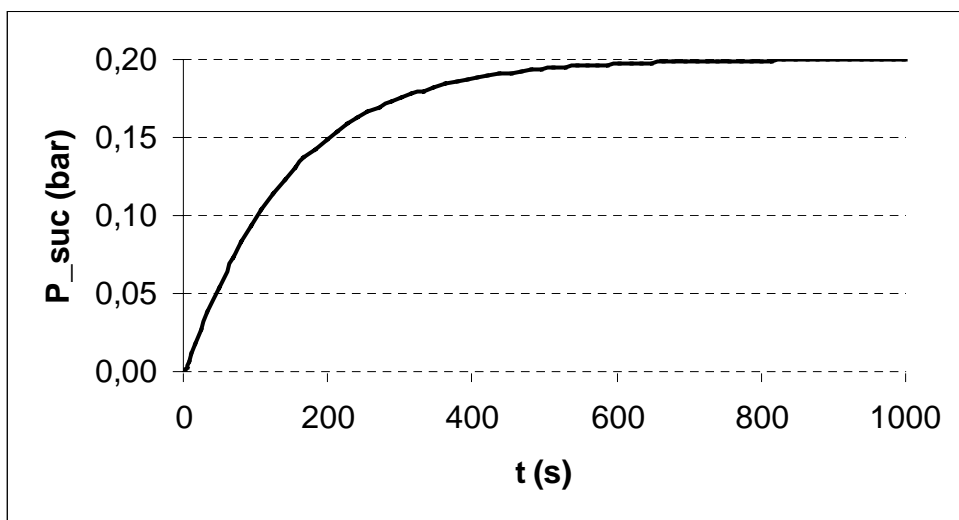


Figura VIII.2: Resposta ao degrau no *set-point* de P_suc para malha 22 com implementação do filtro

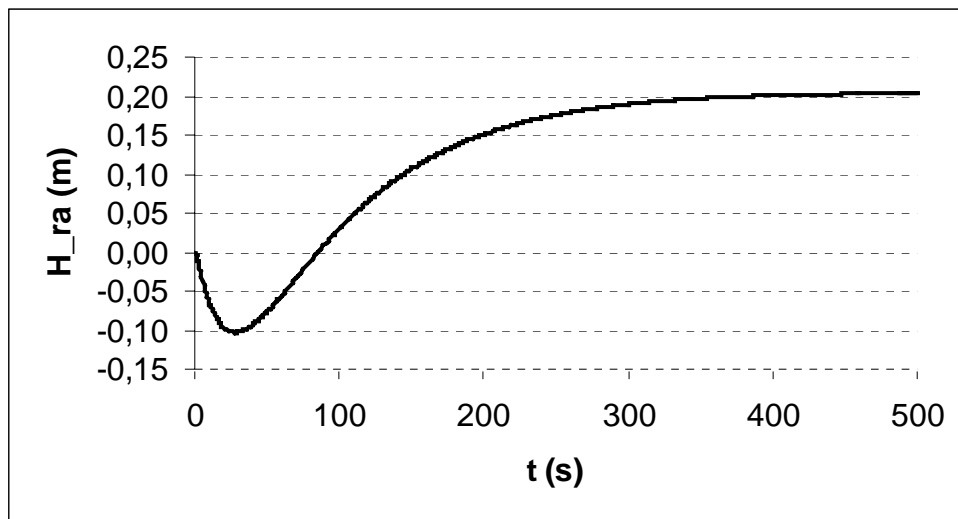


Figura VIII.3: Resposta ao degrau no *set-point* de H_{ra} para malha 33 com implementação do filtro

VIII.3.2 MALHAS COM INTERAÇÃO DUAS A DUAS

Antes de realizarmos a simulação com as três malhas interligadas, partimos para um primeiro estudo de interação das malhas acopladas duas a duas. Foram realizados testes com e sem a utilização de desacopladores.

VIII.3.2.1 MALHA 11 COM 22 SEM DESACOPLADORES

Para a interação entre as malhas indicadas no Capítulo VI como malha 11 e malha 22, sem a utilização de um desacoplador obtivemos respostas oscilatórias tanto para um degrau no *set-point* da pressão de sucção quanto no diferencial de pressão ilustradas na Figura VIII.4, Figura VIII.5, Figura VIII.6 e Figura VIII.7. Apesar de tenderem ao *set-point*, foi necessário um tempo superior a mil segundos para que o mesmo fosse alcançado.

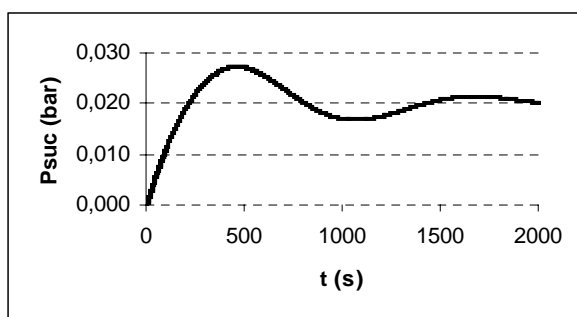


Figura VIII.4: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de P_{suc} para malha 22

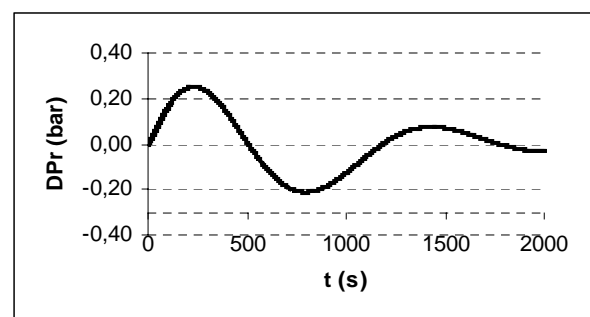


Figura VIII.5: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de P_{suc} para malha 11

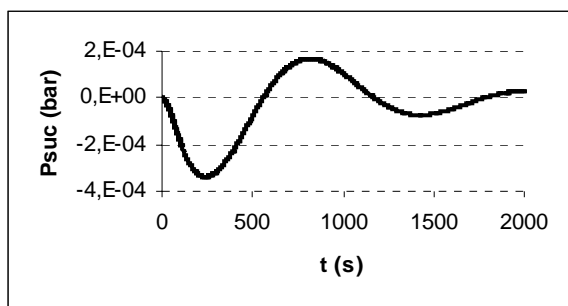


Figura VIII.6: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de DP_r para malha 22

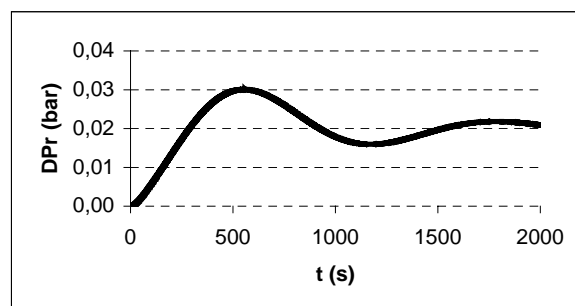


Figura VIII.7: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de DP_r para malha 11

VIII.3.2.2 MALHA 11 COM 22 COM DESACOPLADORES

Com o intuito de eliminar o efeito indesejado da interação, foram realizados testes utilizando desacopladores dinâmicos nas malhas, visando também eliminar a oscilação encontrada. Para a interação entre as malhas 11 e 22, a utilização do desacoplamento dinâmico se mostrou suficiente para tornar a resposta menos oscilatória e mais rápida, ou seja, foram obtidos melhores resultados ilustrados na Figura VIII.8, Figura VIII.9, Figura VIII.10 e Figura VIII.11. Apesar de as amplitudes terem valores absolutos diferentes, as funções de transferência dessas malhas têm características semelhantes, como zeros negativos. Por isso, pode-se observar que o comportamento de ambas as malhas quando submetidas a um degrau no seu próprio *set-point* apresentam curvas com um mesmo perfil.

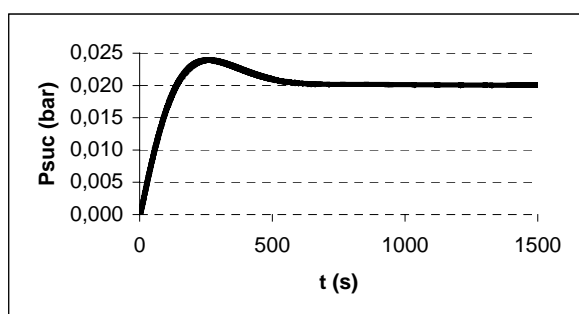


Figura VIII.8: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de P_suc para malha 22

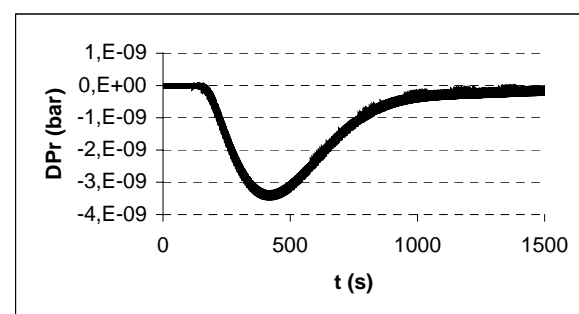


Figura VIII.9: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de P_suc para malha 11

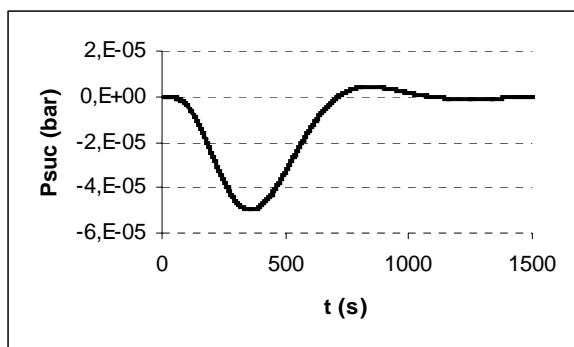


Figura VIII.10: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de DP_r para malha 22

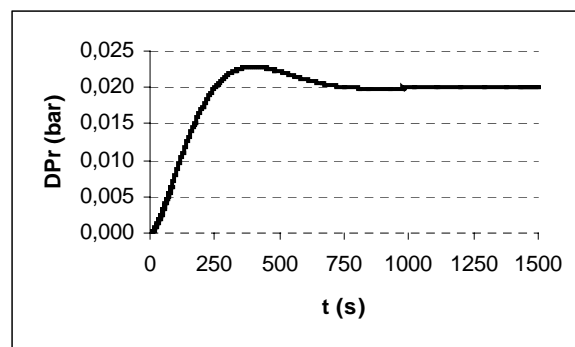


Figura VIII.11: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de DP_r para malha 11

VIII.3.2.3 MALHA 11 COM 33 COM DESACOPLADOR

Para a interação entre as malhas 11 e 33, é interessante observar que a malha G_{33} apresenta resposta inversa, o que pode vir a causar perturbações indesejáveis em outras malhas quando interligadas. Para isso, foi utilizado um desacoplador ideal na interação de uma via da malha 33 sobre a malha 11, eliminando qualquer perturbação sobre essa malha cujas respostas aos degraus nos *set-points* testados estão ilustrados na Figura VIII.12, Figura VIII.13, Figura VIII.14 e Figura VIII.15.

Independente da variável onde o degrau é aplicado, a estratégia de controle foi incapaz de anular a resposta inversa que ocorre na malha 33. Porém, a resposta tende ao estado estacionário, mesmo que em um tempo superior ao desejável. O desacoplamento utilizado entre as malhas em questão pode ser observado na Figura VIII.15 como sendo perfeito, já que o degrau no nível de catalisador não foi sentido pela malha 11.

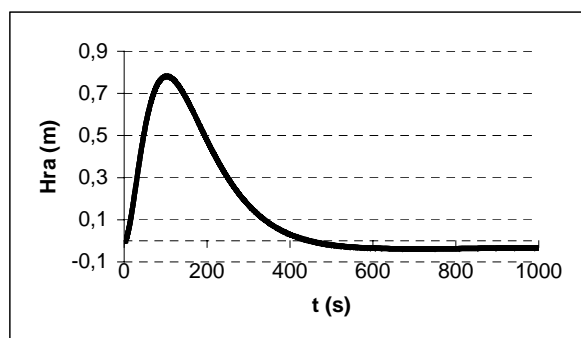


Figura VIII.12: Resposta ao degrau de 0,02 no

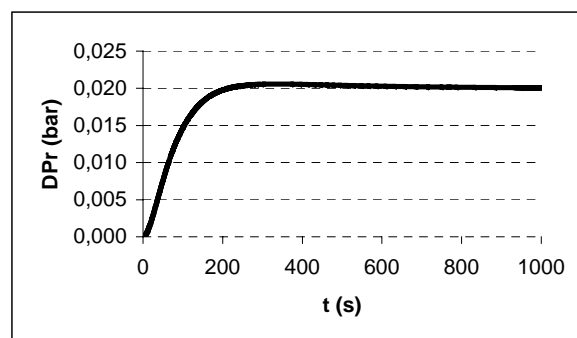


Figura VIII.13: Resposta ao degrau de 0,02 no

set-point de DP_r para malha 33

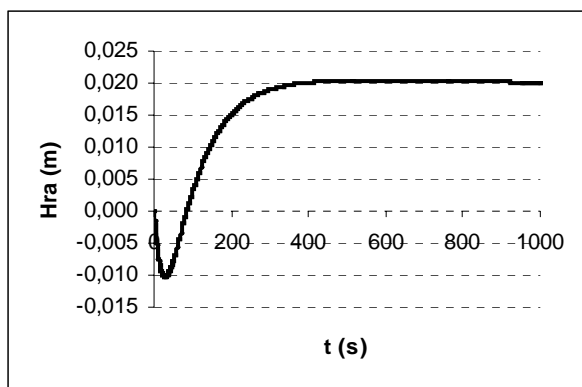


Figura VIII.14: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de H_ra para malha 33

set-point de DP_r para malha 11

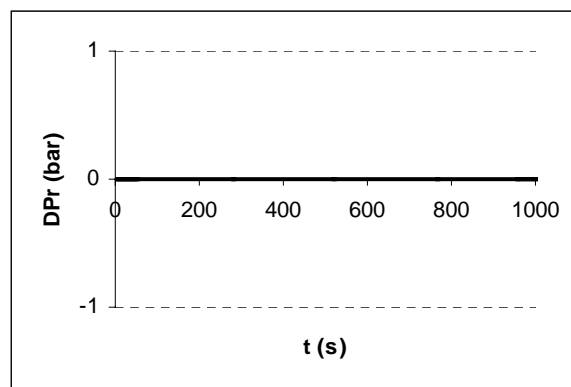


Figura VIII.15: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de H_ra para malha 11

VIII.3.2.4 MALHA 22 COM 33 COM DESACOPLADOR

Utilizando as mesmas estratégias de controle usadas nas malhas discutidas anteriormente, observamos que não foi possível estabilizar a interação entre as malhas 22 e 33. Por a malha 33 apresentar resposta inversa, os desacopladores utilizados são estáticos. Com isso, o erro estacionário final é nulo. Contudo, o transiente exibe variações bruscas nas condições testadas para o nível de catalisador (que pode zerar). Para evitar isto, decidiu-se deixar esta malha aberta, quando os *set-points* das outras malhas forem mudados. Além disso, para que os resultados fossem característicos do processo, foi necessária a utilização de um degrau na malha 22 menor do que os que estavam sendo utilizados. Com um degrau de 0,005 no *set-point* da pressão de sucção, a malha de nível desacoplada mostrou que o controlador foi capaz de evitar que o limite mínimo de nível (em variável desvio seria -22,57) fosse atingido, sem deixar *offset* ilustrado na Figura VIII.19. Já quando o desacoplador não é utilizado, foi apresentado um *offset* significativo na malha de nível de catalisador (malha 33) (Figura VIII.17).

a) SEM DESACOPLADOR:

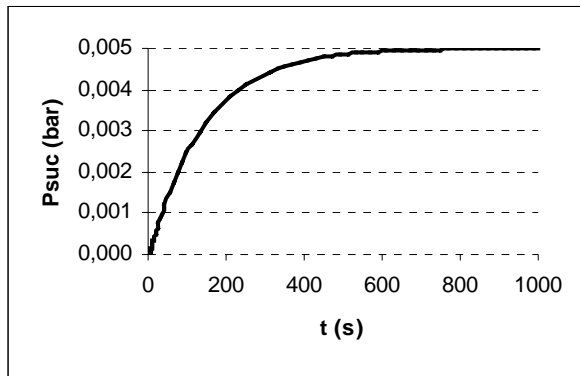


Figura VIII.16: Resposta ao degrau de 0,005 no *set-point* de P_{suc} para malha 22 sem desacoplador

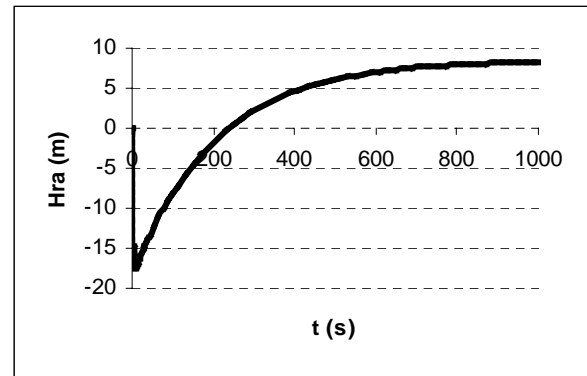


Figura VIII.17: Resposta ao degrau de 0,005 no *set-point* de P_{suc} para malha 33 sem desacoplador

b) COM DESACOPLADOR:

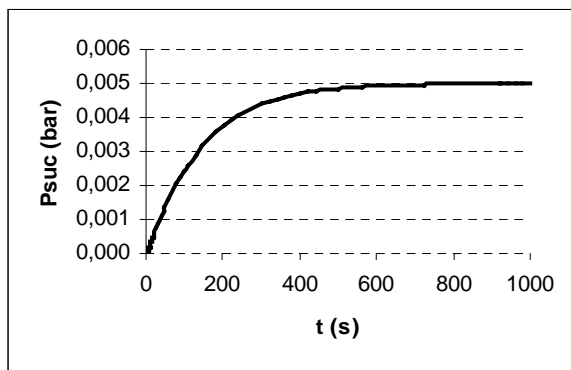


Figura VIII.18: Resposta ao degrau de 0,005 no *set-point* de P_{suc} para malha 22 com desacoplador

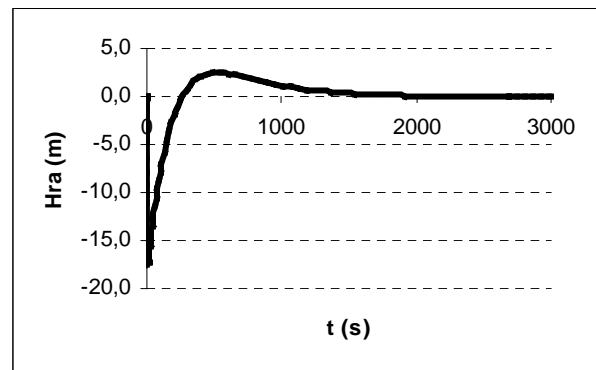


Figura VIII.19: Resposta ao degrau de 0,005 no *set-point* de P_{suc} para malha 33 com desacoplador

VIII.3.3 INTERAÇÃO DAS TRÊS MALHAS

Na tentativa de acoplar as três malhas em questão, conforme mostra a Figura VII.3, foram implementadas as estratégias que obtiveram melhores resultados na simulação das malhas duas a duas. Assim, deixamos a malha 33 em aberto, os desacopladores foram dinâmicos para a interação da malha 33 com as malhas 11 e 22, e desacopladores estáticos para a interação das malhas 11 e 22 com a 33.

Com um degrau no *set-point* do diferencial de pressão, podemos verificar na Figura VIII.20 que não houve resposta inversa para o nível de catalisador, o que

era observado nos outros casos. No entanto, o estado estacionário só é atingido em um tempo da ordem de dez mil segundos, o que tornaria essa estratégia de controle inviável para aplicação em uma unidade real de FCC.

Foi necessária uma redução do degrau no *set-point* da pressão de sucção do compressor para obtenção de melhores resultados na resposta do nível do catalisador. Nesse caso, houve resposta inversa, e o estado estacionário foi atingido em um tempo de aproximadamente dois mil segundos. Apesar de ter sido atingido mais rapidamente do que quando aplicado um degrau no diferencial de pressão, ainda é um tempo inadequado para que o controle seja realizado em uma unidade real.

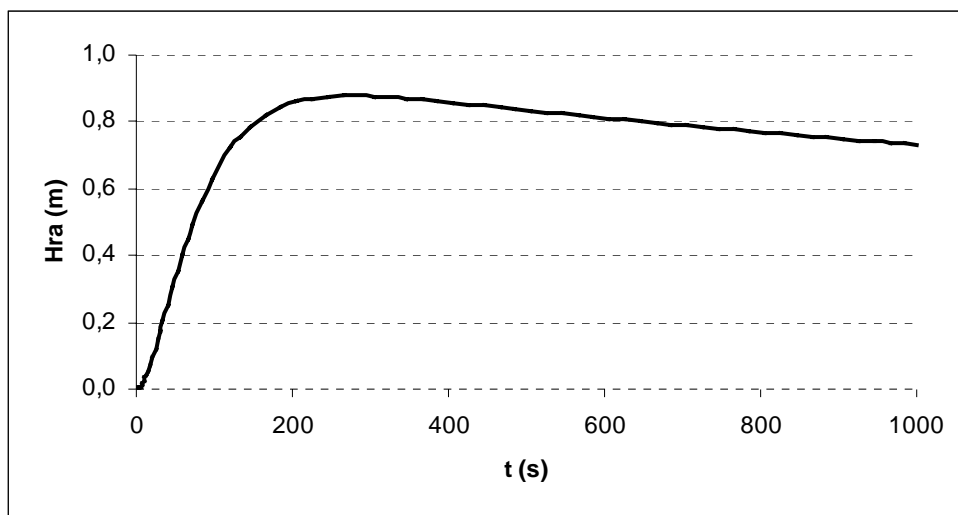


Figura VIII.20: Resposta ao degrau de 0,02 no *set-point* de DP_r para malha 33

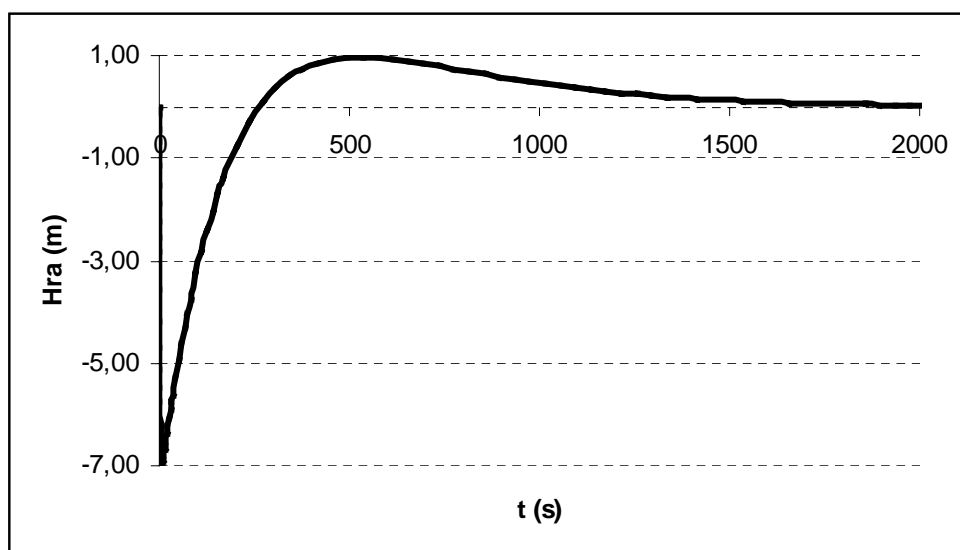


Figura VIII.21: Resposta ao degrau de 0,002 no *set-point* de P_suc para malha 33

A Tabela VIII.4 a seguir faz uma análise dos resultados obtidos e representados pelas Figuras VIII.1 a VIII.21.

Tabela VIII.4: Tabela simplificada de resultados

Interação	Malha	Degrau	Resposta	Características
Individuais	Malha 11	0,2 no <i>set-point</i> de DP _r	DP _r	- Atinge o estado estacionário em 900 s
	Malha 22	0,2 no <i>set-point</i> de P _{suc}	P _{suc}	- Atinge o estado estacionário em 900 s
	Malha 33	0,2 no <i>set-point</i> de H _{ra}	H _{ra}	- Atinge o estado estacionário em 450 s - Apresenta resposta inversa.
Duas a Duas	Malhas 11 e 22	0,02 no <i>set-point</i> P _{suc}	P _{suc}	<u>Sem desacopladores:</u> - Resposta oscilatória - Atinge o estado estacionário em 3000 s <u>Com desacopladores:</u> - <i>Over shoot</i> de 0,005 bar - Atinge estado estacionário em 1000 s
			DP _r	<u>Sem desacopladores:</u> - Resposta oscilatória - Atinge o estado estacionário em 3000 s <u>Com desacopladores:</u> - <i>Under shoot</i> de 3×10^{-9} bar - Atinge o estado estacionário em 1500 s
		0.02 no <i>set-point</i> de DP _r	P _{suc}	<u>Sem desacopladores:</u> - Resposta oscilatória - Atinge o estado estacionário em 3000 s <u>Com desacopladores:</u> - Resposta oscilatória - Atinge o estado estacionário em 1200 s

Duas a Duas	Malhas 11 e 22	0.02 no <i>set-point</i> de DP_r	DP_r	<u>Sem desacopladores:</u> - Resposta oscilatória - Atinge o estado estacionário em 3000 s <u>Com desacopladores:</u> - <i>Over shoot</i> de 0,004 bar - Atinge o estado estacionário em 1250 s
	Malhas 11 e 33	0.02 no <i>set-point</i> de DP_r	H_ra	<u>Com desacopladores:</u> - Atinge o estado estacionário em 1500 s
			DP_r	<u>Com desacopladores:</u> - Atinge o estado estacionário em 850 s
		0.02 no <i>set-point</i> de H_ra	H_ra	<u>Com desacopladores:</u> - Possui resposta inversa de 0,01 m - Atinge o estado estacionário em 400 s
			DP_r	<u>Com desacopladores:</u> - Desacoplamento ideal.
	Malhas 22 e 33	0.005 no <i>set-point</i> de P_suc	P_suc	<u>Sem desacopladores:</u> - Atinge o estado estacionário em 600s <u>Com desacopladores:</u> - Atinge o estado estacionário em 450s
H_ra			<u>Sem desacopladores:</u> - Atinge o estado estacionário em 800s - Possui resposta inversa de 16m - Deixa off-set de 8m <u>Com desacopladores:</u> - Possui resposta inversa de 15m - Atinge o estado estacionário em 2500s	
Três juntas	Malhas 11, 22 e 33	0.02 no <i>set-point</i> de DP_r	H_ra	- Não houve resposta inversa para H_ra - Atinge o estado estacionário em tempo superior a 10000s
		0.002 no <i>set-point</i> de P_suc	H_ra	- Atinge o estado estacionário em aproximadamente 2000s - Apresenta resposta inversa para H_ra de 7m - <i>Over shoot</i> de 1m

CAPÍTULO IX

CONCLUSÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Como é de interesse deste trabalho, os problemas de controle e perturbações realizadas para avaliar os desempenhos dos sistemas de controle são reproduções dos encontrados no processo real, assumindo que o simulador utilizado seja capaz de gerar dados da planta real. As conclusões são, portanto, para as condições aplicadas no processo.

IX.1 ANÁLISE DOS RESULTADOS

Concluimos que, como indicado na literatura, uma Unidade de Craqueamento Catalítico apresenta alta complexidade no seu controle. De acordo com o estudo realizado nesse trabalho, a melhor estratégia de controle seria a interação das malhas 11 e 22, com desacoplador, ficando a malha 33 individual, sem interação com as demais, pelas seguintes razões:

- Comportamento não-linear (transiente muito rápidos seguido por outro mais lento) para respostas a vazão de ar foi aproximado por funções lineares
- As variáveis Hra e DP_r exibem resposta inversa para degrau na vazão da carga
- Há um elevado grau de acoplamento entre as variáveis;
- Desacopladores dinâmicos ideais foram empregados para as variáveis DP_r e P_suc. Só foi possível projetar desacopladores estáticos para as interações envolvendo Hra
- A malha Hr_a revelou-se a mais sensível. Recomenda-se colocá-la em manual nas mudanças de *set-point* nas demais variáveis controladas

Dessa forma, um controle descentralizado envolve grande dificuldade, exigindo o emprego de versões modificadas do PID (Síntese IMC com filtro) e o uso de desacopladores ideais dinâmicos.

Percebe-se que o emprego de modelos é necessário para um controle adequado desta unidade. Atualmente, as refinarias estão adotando esquemas de

controle multivariável baseados em modelo, do tipo preditivos (MPC) que, em algumas refinarias usam a técnica de Controle por Matriz Dinâmica (DMC). Dispondo de instalação de sistemas novos de controle e informação (SDCD, Banco de Dados) é possível realizar uma rotina de monitoração mais simples dos sistemas de MPC facilitando a sintonia de malhas de controle regulatórios (Pinotti, 2005).

Dessa forma, a partir da experiência adquirida neste trabalho, sugere-se os seguintes trabalhos futuros:

1. Extensão de investigação para problemas do tipo regulador cujo *set-point* permaneceria o mesmo enquanto variáveis do tipo carga seriam perturbadas;
2. Desenvolvimento de controladores do tipo preditivo baseado em modelo. As malhas de controle multivariáveis utilizariam múltiplas entradas para múltiplas saídas.
3. Realização de mais testes no simulador para obter dados mais precisos do modelo real da UFCC. Além disso, poderíamos estudar outras malhas com outras variáveis manipuladas e controladas e realização de testes de instabilidade da planta.

APÊNDICE A

Arquivo “Modelo.m” utilizado para o ajuste da curva, baseado em dados experimentais.

```
function f = ajuste(x)

global xx
global yy
global num1
global den1
global xest1

% os 4 parametros
kp = x(1);
tau1 = x(2);
tau2 = x(3);
tau3 = x(4);

% a f de t de segunda ordem com 1 zero
num1=[kp*tau1 kp];

% den1=conv(den1,den1);
den1=conv([tau2*tau2 1],[tau3*tau3 1]);

% a funcao dos minimos quadrados
xest1=step(num1,den1,xx);
xest1=xest1+yy(1);
s1=sum((xest1'-yy).^2);

func = s1;
f=func;
```

Arquivo “Dados.m” utilizado para buscar os dados experimentais obtidos e comunicar à rotina “Modelo”

```
clear
format long

global xx
global yy
global num1
global den1
global xest1

% entrada de dados experimentais
load c:\matlabR12\work\Argemiro\*.mat

texp1=dados(:,2);
```

```

xexp1=dados(:,1);

% experimental interpolado
xx = 0:10:1000;
yy = spline(texp1,xexp1,xx);
figure(1)
plot(texp1,xexp1,'o',xx,yy)

% chute inicial para os 4 parametros
xo=[0.25 14 12 10];
options(2)=1.e-10;options(3)=1.e-10;
options(14)=5000;

x=fmins('Modelo',xo,options)

% xest1=step(num1,den1,xx);
% xest1=xest1+yy(1);

figure(2),plot(xx,xest1,'r-',texp1,xexp1,'g-')

```

Referências Bibliográficas

Abadie, E. (1982), Conversores FCC Descrição, Histórico e Evolução, Petrobrás “*apud*”

Alvarez-Ramirez, J. *et al.* (2004), Multivariable Control Configurations for Composition Regulation in a Fluid Catalytic Cracking Unit, Chemical Engineering Journal 99, 187-201

ANP, Anuário Estatístico, 2004a. Disponível em www.anp.gov.br/doc/anuario2004. Acesso em: agosto. 2005 a setembro. 2005.

Bristol, E.H. (1966), On a New Measure of Interactions for Multivariable Process Control, IEEE Trans. Autom. Control, AC-11, 133-134

Cunha, J.B.M. (2005), Critérios na Distribuição de Petróleos para o Parque de Refino Nacional. Projeto de Final de Curso, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro

Einsfeldt, M. (2005), Dinâmica e Estabilidade de um Conversor de Craqueamento Catalítico de Resíduo. Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ

Gary, H. J. and Handwerk E. G. (2001), Petroleum Refining: Technology and Economics, 4ª edição, Marcel Dekker

Jacob, S.M. *et al.* (1976), A lumping and reaction scheme for catalytic cracking, AIChE J., 22 (4), 701-713

Jesus, N.J.C. (2000), Modelagem e Controle de uma Superfracionadora de Propeno, Dissertação de Mestrado, UNICAMP, São Paulo.

Kurihara, H. (1967), Optimal Control of Fluid Catalytic Cracking Processes, *ScD. Thesis*, MIT

Lansarin, M.A. (1997), Modelagem e Simulação da Seção de Conversão de uma Unidade FCC, Tese de Doutorado, UNICAMP, São Paulo, “*apud*”

Lee W. e Kugelman A. (1973), Number of Steady-State Operating Points and Local Stability of Open-Loop Fluid Catalytic Cracker. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 12(2):197-204

Luyben, W.L. (1989), Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineer, 2ª Edição, Mc Graw Hill

Meyers, A. R. (2003), Handbook of Petroleum Refining Processes, 3ª Edição, McGraw-Hill Professional

Morari, M. E Zafiriou, E. (1987), Robust Process Control, 1ª Edição, Prentice Hall

Neumann, G.A. (2000), Simulador Dinâmico para o Conversor de uma Unidade de Craqueamento Catalítico em Leito Fluidizado, DEQ/UFRGS

Odloak, D. e Moro, L.F. (1995), Constrained Multivariable Control of Fluid Catalytic Cracking Converters, J. Proc. Cont., 5, 1, 29-39

Oliveira, S.L. (1996), Model Predictive Control for Constrained Nonlinear Systems, 268 Seiten, Fr. 83, Publication n.6, Institute für Automatik, Swiss Federal Institute of Technology Zurich

Ogunnaike, B.A. e Ray, W.H. (1994), Process Dynamics Modeling, and Control, Oxford University Press, New York

Pinotti, R. *et al*, (2005), Dez anos de Controle Avançado na Refinaria mais Complexa do País: história e perspectivas futuras, Revista Petro & Química, Edição 273.

Santos, M.G., (2000), Modelo Dinâmico para o Controle do Conversor de uma Unidade de FCC UOP STACKED, Dissertação de Mestrado, DEQ/UFRGS

Santos, V.N., (2000), Identificação e Controle Preditivo Baseado em Redes Neurais para Processos de Craqueamento Catalítico em Leito Fluidizado, Dissertação de Mestrado, MEQ/DEQ/UFPE.

Seborg, D.E., Edgar, T.F. e Mellichamp, D.A. (1989), Process Dynamic and Control, 2ª Edição, John Wiley & Sons, Singapura

Shinskey, F.G. (1979), Process Control Systems: Application, Design, Adjustment, 2ª Edição, McGraw-Hill

Stephanopoulos, G. (1984), Chemical Process Control – An Introduction to Theory and Practice, Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, EUA

Wen, C.Y. e Leva M. (1956), Fluidized bed heat transfer: a generalized dense-phase correlation, AIChE J., 2, 482-488

Zens and Weil, A. (1958), AIChE J., 4, 472