

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS-UFSCAR  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA-CCET  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA-PPGEQ

ANAMARIA DE OLIVEIRA CARDOSO

Otimização Descentralizada Coordenada aliada a  
estratégias de Controle *Plantwide* para o Controle de  
Processos Químicos

*São Carlos*

*2016*



ANAMARIA DE OLIVEIRA CARDOSO

Otimização Descentralizada Coordenada aliada a  
estratégias de Controle *Plantwide* para o Controle de  
Processos Químicos

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisito necessário para a obtenção do título de Doutora em Engenharia Química, área de concentração Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

**Orientador:** Prof. Dr. Wu Hong Kwong

*São Carlos*

*2016*

Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da Biblioteca Comunitária UFSCar  
Processamento Técnico  
com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

C268o Cardoso, Anamaria de Oliveira  
Otimização descentralizada coordenada aliada a  
estratégias de controle plantwide para o controle de  
processos químicos / Anamaria de Oliveira Cardoso. --  
São Carlos : UFSCar, 2016.  
151 p.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São  
Carlos, 2016.

1. Otimização descentralizada. 2. Coordenação. 3.  
Controle plantwide. 4. Plantas químicas complexas. I.  
Título.

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DEFESA DE TESE DE ANAMARIA DE OLIVEIRA CARDOSO APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 08 DE JULHO DE 2016.

BANCA EXAMINADORA:

*Wu Hong Kwong*

Wu Hong Kwong  
**Orientador, UFSCar**

*Guilherme Youssef Rodriguez*

Guilherme Youssef Rodriguez  
**UNIFEI**

*Alice Medeiros de Lima*

Alice Medeiros de Lima  
**PENTAGRO**

*Paulo Rogério Politano*

Paulo Rogério Politano  
**UFSCar**

*Ronaldo Guimarães Corrêa*

Ronaldo Guimarães Corrêa  
**UFSCar**



*Ao meu esposo Renato, minha mãe Ivone e minha irmã*

*Mariana*



---

# AGRADECIMENTOS

---

A Deus, por me conceder a capacidade de desenvolver este trabalho, fé e persistência para enfrentar as dificuldades e crescer com elas.

A minha querida mãe, Ivone, por seu apoio incondicional, por depositar toda sua confiança em mim e me incentivar a buscar sempre ser melhor. Por compreender minha ausência, mesmo com o peso da saudade; e, principalmente, por ser o exemplo da verdadeira fé, a qual a entrega e confiança são plenas.

Ao meu esposo Renato, companheiro de todas as horas, compreendendo as dificuldades do caminho, com paciência e interesse, a fim de deixar claro seu carinho e respeito. Obrigada por tentar amenizar os momentos árdios, por vibrar a cada pequeno passo dado. E por me mostrar, junto com as nossas pretinhas Susie e Mona, que há sabedoria de saber a hora certa de persistir mas também em identificar a hora de parar e ser acolhida e amada.

À minha irmã, Mariana ao Mike, pelo apoio sempre. Por valorizar e incentivar cada avanço dessa caminhada.

Ao Professor Wu Hong Kwong, pela orientação deste trabalho, pela compreensão e paciência nos momentos críticos e principalmente, pela amizade e confiança que depositou em mim. Por todos os momentos que me proporcionou o crescimento profissional, mas principalmente por aqueles que resultaram também no meu crescimento pessoal.

Aos meus familiares e amigos. Por todo o incentivo, orgulho e compreensão nos momentos ausentes que dedicaram a mim. Em especial aos meus avós, Vovô Belchior e Vovô Valda, que com sua humildade, sempre me lembram o que é ser amada e que o trabalho dignifica o homem.

Aos membros da banca, Engenheira Alice Medeiros de Lima, Prof. Dr. Guilherme Youssef Rodriguez, Prof. Dr. Néocles Alves Pereira e Prof. Dr. Ronaldo Guimarães Corrêa pelo enriquecimento deste trabalho.

Aos meus colegas e alunos do ICT, pela colaboração na execução deste trabalho.



*“-Quem é você? -perguntou a Lagarta  
- Eu...eu mal sei, Sir, neste exato momento...pelo menos  
sei quem eu era quando me levantei esta manhã, mas  
acho que já passei por várias mudanças desde então.”  
(Alice no País das Maravilhas–Lewis Carrol)*



---

# RESUMO

---

As plantas químicas industriais estão cada vez mais complexas e integradas, com a presença de correntes de reciclo promovendo a integração energética e o aumento do rendimento do processo. Isto resulta em um comportamento dinâmico complexo, que pode dificultar o projeto de um sistema de controle eficaz para a planta. Sistemas de controle descentralizado são uma alternativa. Porém, esta metodologia nem sempre é eficaz uma vez que as interações entre as unidades de processamento da planta não são consideradas. Neste trabalho, a otimização descentralizada coordenada a partir de diferentes métodos de coordenação é testada para um sistema composto de um reator e um vaso flash e para a planta de Williams-Otto, obtendo resultados satisfatórios para as plantas químicas selecionadas. Posteriormente, desenvolveu-se uma estrutura de controle para plantas químicas complexas que são decompostas em subsistemas, aliando a otimização descentralizada coordenada com estratégias de controle *plantwide*, de modo a garantir que o processo opere em condições que atendam às demandas globais e locais, minimizando o efeito das perturbações no sistema e evitando o “efeito bola de neve”, característico deste tipo de sistema, uma vez que ambas metodologias consideram as interconexões do sistema que compõem a planta química. A metodologia é aplicada a planta de Williams-Otto em virtude da complexidade de seu problema de otimização e a alta influência das interações entre as unidades de processamento para o comportamento do sistema. Isto resulta em um sistema de controle de plantas químicas complexas com alto desempenho e eficiente, com respostas suaves às perturbações rápidas e minimização da propagação dos efeitos destas na planta. Além disto, verifica-se a importância de se aplicar heurísticas de controle *plantwide* na eficácia do sistema proposto, mesmo que este utilize a otimização descentralizada coordenada que, de maneira isolada, não garante o desempenho do sistema projetado.

**Palavras-chave:** *Otimização Descentralizada, Coordenação, Controle Plantwide, Plantas Químicas Complexas.*



---

# ABSTRACT

---

Chemical plants are increasingly complex and integrated with recycle streams promoting energy integration and increasing process yield. This results in a complex dynamic behavior which can interfere in control systems design. Decentralized control systems are an alternative although this methodology is not always effective once that interactions between process units are not considered. In this work, decentralized coordinated optimization with several methods of coordination is applied to a reactor-flash systems and Williams-Otto plant, getting satisfactory results for these chemical plants. Then, we develop a control system to complex chemical plants that are decomposed in subsystems, combine decentralized coordinated optimization with strategies of plantwide control theory to ensure that processes operate in conditions comply with global and local demands, minimizing the effect of disturbances in the system and avoiding snowball effect, characteristics of this type of systems since both methodologies consider the interconnections of the systems. The methodology is applied to design of control systems to Williams-Otto plant, because of complexity of its optimization problem and high interaction between its process units. The result is a control systems of complex chemical plants with high performance and efficiency, with smooth actions in face of fast disturbances and minimizing their effects along the plants. Furthermore, there is the importance of applying plantwide control theory in the proposed system, even if decentralized coordinate optimization is used that, alone, does not guarantee the performance and effectiveness of the designed system.

**Keywords:** *Decentralized Optimization, Coordination, Plantwide Control, Complex Chemical Plants.*



---

## LISTA DE FIGURAS

---

Figura 1 – Estrutura hierárquica de sistemas de grandes dimensões multiestratos . . . . .	40
Figura 2 – Estrutura hierárquica de sistemas de grandes dimensões multicamadas . . . . .	41
Figura 3 – Hierarquia de tomada de decisões baseada em diferentes escalas de tempo e adotada pela indústria . . . . .	42
Figura 4 – Etapas da análise descendente do controle hierárquico . . . . .	47
Figura 5 – Estrutura do sistema de controle sugerida para plantas químicas a partir da otimização descentralizada coordenada . . . . .	53
Figura 6 – Estrutura de sistema complexo de planta industrial . . . . .	57
Figura 7 – Estrutura de otimização centralizada e descentralizada . . . . .	60
Figura 8 – Decomposição multirramos das tarefas de controle de uma planta complexa industrial . . . . .	61
Figura 9 – Estrutura de otimização descentralizada coordenada a partir do Método Direto . . . . .	66
Figura 10 – Otimização descentralizada coordenada a partir do Método de Balanceamento de Interações . . . . .	70
Figura 11 – Otimização descentralizada coordenada a partir do IPMF . . . . .	74
Figura 12 – Estrutura de otimização descentralizada coordenada a partir do Método de Balanceamento de Interações com <i>Feedback</i> . . . . .	76
Figura 13 – Reator e Flash Integrados . . . . .	77
Figura 14 – Subsistemas do processo . . . . .	79
Figura 15 – Planta de Williams-Otto . . . . .	84
Figura 16 – Decomposição da Planta de Williams-Otto . . . . .	88
Figura 17 – Sistema de Controle proposto para a Planta de Williams-Otto . . . . .	100
Figura 18 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM . . . . .	102

Figura 19 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM	102
Figura 20 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM . . . . .	103
Figura 21 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM	103
Figura 22 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_A$ e $F_W$ a partir do método de coordenação IBM . . . . .	104
Figura 23 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_D$ e $F_B$ a partir do método de coordenação IBM . . . . .	104
Figura 24 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_A$ e $F_W$ a partir do método de coordenação IPM . . . . .	105
Figura 25 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_D$ e $F_B$ a partir do método de coordenação IPM . . . . .	105
Figura 26 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada . . . . .	106
Figura 27 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada . . .	106
Figura 28 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_A$ e $F_W$ a partir da otimização centralizada . . . . .	107
Figura 29 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_D$ e $F_B$ a partir da otimização centralizada . . . . .	107
Figura 30 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBMF . . . . .	109
Figura 31 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM	109
Figura 32 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPMF . . . . .	110
Figura 33 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPMF	110
Figura 34 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_A$ e $F_W$ a partir do método de coordenação IBMF . . . . .	111

Figura 35 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_D$ e $F_B$ a partir do método de coordenação IBMF . . . . .	111
Figura 36 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_A$ e $F_W$ a partir do método de coordenação IPMF . . . . .	112
Figura 37 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_D$ e $F_B$ a partir do método de coordenação IPMF . . . . .	113
Figura 38 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada com modelo completo . . . . .	113
Figura 39 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada com modelo completo . . . . .	114
Figura 40 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_A$ e $F_W$ a partir da otimização centralizada com modelo completo . . . . .	114
Figura 41 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis $F_D$ e $F_B$ a partir da otimização centralizada com modelo completo . . . . .	115
Figura 42 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM sem os conceitos de controle <i>plantwide</i> . . . . .	116
Figura 43 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da de estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	117
Figura 44 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	117
Figura 45 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM sem manipulação de $F_B$ . . . . .	118
Figura 46 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_A$ a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	118
Figura 47 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_W$ a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	119

Figura 48 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_D$ a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	119
Figura 49 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_A$ a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	120
Figura 50 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_W$ a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	120
Figura 51 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_D$ a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	121
Figura 52 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IBMF sem os conceitos de controle <i>plantwide</i> . . . . .	121
Figura 53 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	122
Figura 54 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_A$ a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	122
Figura 55 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_W$ a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	123
Figura 56 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_D$ a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	123
Figura 57 – Comportamento dinâmico da temperatura $T_R$ obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IPMF sem manipulação de $F_B$ . . . . .	124
Figura 58 – Comportamento dinâmico da vazão $F_G$ obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	124
Figura 59 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_A$ a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	125
Figura 60 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_W$ a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	125
Figura 61 – Ação do sistema de controle proposto da variável $F_D$ a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de $F_B$ . . . . .	126

---

## LISTA DE TABELAS

---

Tabela 1 – Notação Matemática Utilizada . . . . .	25
Tabela 2 – Parâmetros econômicos para o sistema Reator-Flash . . . . .	79
Tabela 3 – Otimização do sistema Reator-Flash . . . . .	81
Tabela 4 – Parâmetros econômicos para o problema original de otimização da Planta de Williams-Otto . . . . .	88
Tabela 5 – Otimização da Planta de Williams-Otto . . . . .	90
Tabela 6 – Otimização da Planta de Williams-Otto utilizando o ponto ótimo da otimização centralizada como estimativa inicial . . . . .	92
Tabela 7 – Otimização da Planta de Williams-Otto com $P_P = \$0,4(lb/h)^{-1}$ . . . .	93
Tabela 8 – Otimização da Planta de Williams-Otto com $F_P = \$3334,1(lb/h)^{-1}$ . .	94
Tabela 9 – Otimização da Planta de Williams-Otto com $F_P = 4763 lb/h$ conside- rando diferença Modelo-Planta . . . . .	96
Tabela 10 – Otimização da Planta de Williams-Otto com $F_P = 3334,1 lb/h$ consi- derando a diferença Modelo-Planta . . . . .	97
Tabela 11 – Otimização da Planta de Williams-Otto com $P_G = \$0,03(lb/h)^{-1}$ consi- derando a diferença Modelo-Planta . . . . .	98
Tabela 12 – Estados estacionário definidos pela otimização da Planta de Williams- Otto desprezando a diferença modelo-planta . . . . .	101
Tabela 13 – Estados estacionário definidos pela otimização da Planta de Williams- Otto considerando a diferença modelo-planta. . . . .	108
Tabela 14 – Parâmetros para o sistema Reator-Flash . . . . .	143
Tabela 15 – Parâmetros para a Planta de Williams-Otto . . . . .	146



---

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

---

<b>SISO</b>	Entrada Simples, Saída Simples ( <i>Single-Input-Single-Output</i> )
<b>CSTR</b>	Reator Contínuo Perfeitamente Agitado ( <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> )
<b>HDA</b>	Hidrodealquilação do Tolueno
<b>IBM</b>	Método de Balanceamento de Interações ( <i>Interaction Balance Method</i> )
<b>IBMF</b>	Método de Balanceamento de Interações com realimentação ( <i>Interaction Balance Method with Feedback</i> )
<b>IPM</b>	Método de Predição de Interações ( <i>Interaction Balance Method</i> )
<b>IPMF</b>	Método de Predição de Interações com realimentação ( <i>Interaction Balance Method with Feedback</i> )
<b>ISOPE</b>	Método de Otimização e Estimativa de Parâmetros para Sistemas Integrados ( <i>Method of Integrated Systems Optimization and Parameter Estimation</i> )
<b>MD</b>	Método Direto ( <i>Interaction Prediction Method</i> )
<b>MILP</b>	Programação Linear Mista Inteira ( <i>Mixed Integer Linear Programming</i> )
<b>MPC</b>	Controlador Preditivo baseado em Modelo ( <i>Model Predictive Control</i> )
<b>PID</b>	Controlador Proporcional Integral e Derivativo
<b>PWOC</b>	Controle Global Otimizante ( <i>Plantwide Optimizing Control</i> )
<b>RG</b>	Matriz de Ganho Relativo ( <i>Relative Gain Array</i> )
<b>RIA</b>	Matriz de Interação Relativa ( <i>Relative Interaction Array</i> )

- SQP**      Programação Sequencial Quadrática (*Sequential Quadratic Programming*)
- QDMC**      Controle de Matriz Dinâmica Quadrática (*Quadratic Dynamic Matrix Control*)

---

## SIMBOLOGIA

---

$A_w$	Área de troca térmica do reator
$\mathbf{c}$	Variáveis controladas secundárias
$C_{PA}$	Calor específico do reagente $A$
$C_{PB}$	Calor específico do reagente $B$
$C_{PL}$	Calor específico da mistura na corrente de reciclo $R$
$C_{PR}$	Calor específico da mistura no reator
$C_{PW}$	Calor específico do fluido de troca térmica da camisa do reator
$\mathbf{d}$	Perturbações do sistema
$D$	Vazão de topo do flash
$E$	Energia de ativação
$F_A$	Vazão de alimentação do componente $A$
$F_B$	Vazão de alimentação do componente $B$
$F_C$	Vazão de entrada da coluna de destilação da planta de William-Otto
$F_D$	Vazão de produto de fundo da coluna de destilação da planta de William-Otto
$F_R$	Vazão de saída do reator
$F_{Ri}$	Vazão de saída do reator do componente $i$
$H_1$	Entalpia da reação 1 da planta de Williams-Otto

$H_2$	Entalpia da reação 2 da planta de Williams-Otto
$H_3$	Entalpia da reação 3 da planta de Williams-Otto
$k_1$	Constante da reação 1 da planta de Williams-Otto
$k_2$	Constante da reação 2 da planta de Williams-Otto
$k_3$	Constante da reação 3 da planta de Williams-Otto
$L$	Vazão de fundo do flash
<b>m</b>	Variáveis manipuladas
$P_A$	Preço de compra do reagente $A$
$P_B$	Preço de compra do reagente $B$
$P_D$	Preço de combustível produzido ( $F_D$ )
$P_G$	Preço de tratamento do subproduto $G$
$P_P$	Preço de venda do produto $P$
$R$	Vazão de reciclo do reator
<b>u</b>	Variável de interconexões do subsistema $i$ com os demais subsistemas
$T_A$	Temperatura de alimentação do reagente $A$ no reator
$T_B$	Temperatura de alimentação do reagente $B$ no reator
$T_L$	Temperatura da mistura na corrente de reciclo $R$
$T_R$	Temperatura do reator
$T_W$	Temperatura de saída do fluido de troca térmica da camisa do reator
$T_{W,in}$	Temperatura de entrada do fluido de troca térmica da camisa do reator
$U_W$	Coefficiente de transferência de calor
<b>x</b>	Variáveis de estado do processo
$x_i$	Fração molar de saída do reator do componente $i$

$x_{Di}$	Fração molar do componente $i$ na corrente $D$
$x_{Li}$	Fração molar do componente $i$ na corrente $L$
$\mathbf{y}$	Variáveis de saída do processo
$\mathbf{y}_1$	Variáveis controladas primárias
$\mathbf{y}_i$	Variáveis de saída do subsistema $i$
$y_{i,sp}$	Valor desejável para a variável de saída do subsistema $i$
$w$	Massa total do reator
$w_F$	Massa total do flash
$W_W$	Massa de fluido de troca térmica do fluido na camisa do reator
$Z_i$	Volatilidade relativa do componente $i$
$\rho_R$	Densidade da mistura no reator
$\rho_W$	Densidade do fluido de troca térmica da camisa do reator



---

# NOTAÇÃO MATEMÁTICA

---

Neste trabalho, a representação de matrizes, vetores e escalares bem como outros tipos de variáveis nas formulações matemáticas está de acordo com a Tabela 1:

Tabela 1 – Notação Matemática Utilizada

<b>Tipo</b>	<b>Exemplos</b>
Matrizes	<b>A</b> ou <b><math>\Gamma</math></b>
Matrizes ou Vetores de Números	<b>0</b> (matriz ou vetor de zeros)
Vetores ou Funções Vetoriais	<b>a</b> ou <b><math>\gamma</math></b>
Escalares ou Funções	<i>a</i> ou $\gamma$
Conjuntos	$\mathbb{R}^*$ ou $\mathbb{Z}^+$
Variáveis	<i>A</i> ou $\Gamma$
Índices	<i>i</i> ou 1



---

## NOTA DA AUTORA

---

Neste trabalho, o termo *plantwide* foi mantido após inúmeras tentativas da autora de encontrar uma tradução que esta julgasse aceitável, que conseguisse transmitir a complexidade do termo e do processo que este representa.

Algumas traduções encontradas como plantas inteiras, plantas globais ou ainda plantas complexas foram adotadas em alguns pontos nos quais esta tradução não comprometesse a compreensão do leitor porém em diversos pontos julgou-se adequado manter o termo original a fim de enfatizar as características que o envolvem.

Embora tenha-se optado por manter o termo original, a procura por um termo adequado ainda não foi finalizada e estamos abertos a sugestões que possam partilhar a real essência do termo *plantwide*. Sinta-se à vontade para fazê-lo.

Agradeço a compreensão.

Atenciosamente,

Anamaria de Oliveira Cardoso



---

# Sumário

---

1	INTRODUÇÃO . . . . .	31
1.1	Objetivos . . . . .	33
1.2	Estrutura da Tese . . . . .	33
2	CONTROLE PLANTWIDE . . . . .	35
2.1	Introdução . . . . .	35
2.2	Estrutura de Controle . . . . .	39
2.3	Estrutura hierárquica proposta para o sistemas de controle de plantas químicas complexas . . . . .	49
3	OTIMIZAÇÃO DESCENTRALIZADA COORDENADA . . . . .	55
3.1	Otimização de plantas industriais complexas . . . . .	55
3.2	Coordenação de problemas de otimização para plantas industriais de grandes dimensões . . . . .	59
3.2.1	<i>Descrição Matemática da Estrutura de Otimização para Plantas Químicas . . . . .</i>	<i>62</i>
3.2.2	<i>Método de Predição de Interações . . . . .</i>	<i>65</i>
3.2.3	<i>Método de Balanceamento de Interações . . . . .</i>	<i>70</i>
3.2.4	<i>Método de Predição de Interações com Realimentação . . . . .</i>	<i>73</i>
3.2.5	<i>Método de Balanceamento de Interações com Realimentação . . . . .</i>	<i>75</i>
3.3	Aplicação da Otimização Descentralizada Coordenada para um sistema com Reciclo . . . . .	75
4	ESTRUTURA DE CONTROLE HIERÁRQUICO PROPOSTA PARA A PLANTA DE WILLIAMS-OTTO . . . . .	83
4.1	A Planta de Williams-Otto . . . . .	83
4.2	Otimização Descentralizada Coordenada sem diferenças entre modelo e planta . . . . .	89

4.3	Otimização Descentralizada Coordenada com diferenças entre modelo e planta . . . . .	94
4.4	Estrutura de Controle Hierárquico desenvolvida para a Planta de Williams-Otto . . . . .	99
4.4.1	<i>Sistema de controle hierárquico com a otimização descentralizada coordenada a partir dos métodos IBM e IPM . . . . .</i>	<i>101</i>
4.4.2	<i>Sistema de controle hierárquico com a otimização descentralizada coordenada a partir dos método IBMF e IPMF . . . . .</i>	<i>108</i>
4.4.3	<i>Influência das Estratégias de Controle Plantwide no sistema de Controle Hierárquico Proposto . . . . .</i>	<i>115</i>
5	CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS . . . . .	129

REFERÊNCIAS . . . . .	133
-----------------------	-----

A	MODELO DINÂMICO E OTIMIZAÇÃO DO SISTEMA REATOR-FLASH . . . . .	141
A.1	Modelo Matemático para o sistema Reator-Flash . . . . .	141
B	MODELO DINÂMICO E OTIMIZAÇÃO DA PLANTA DE WILLIAMS-OTTO . . . . .	145
B.1	Modelo Matemático para a Planta de Williams-Otto . . . . .	145
B.2	Desenvolvimento Matemático dos problema de otimização descentralizada coordenada para a Planta de Williams-Otto . . . . .	147
B.2.1	<i>Subproblemas locais para o Método de Predição de Interações(IPM)</i>	<i>147</i>
B.2.2	<i>Subproblemas locais para o Método de Balanceamento de Interações(IBM) . . . . .</i>	<i>148</i>

---

# INTRODUÇÃO

---



A evolução da Engenharia Química ao longo dos anos possibilitou a síntese e operação de plantas químicas industriais cada vez mais complexas, sendo formadas por diversas etapas de produção que incluem subprocessos de reação e separação compostos por reatores, colunas de destilação, bombas, tanques de armazenamento e diversos equipamentos além dos sistemas energéticos e de instrumentação que afetam diretamente no comportamento da planta industrial. A busca por alternativas cada vez mais econômicas, eficientes e seguras de processos produtivos têm resultado na exploração de integração entre as diversas unidades de processo.

Uma planta química segura e lucrativa exige um sistema de controle bem definido e eficaz que um bom desempenho do processo. Esta demanda global impõe produções mais baratas e flexíveis para manter a competitividade e retorno financeiro. Ainda assim, muitas plantas são mantidas em pontos de operação que não atendem condições do mercado, preço e custo. Definir as condições operacionais nas quais decisões de mercado e segurança sejam integradas às operações unitárias do processo a partir da otimização destas ainda é um problema pouco explorado para o sistema de controle de plantas industriais complexas (KWONG, 1992; BALDEA; HARJUNKOSKI, 2014).

O projeto deste tipo de sistemas de controle *plantwide* havia sido feito de maneira descentralizada, subdividindo o sistema em problemas menores, sem ênfase nas interações entre as unidades de operação. Ao se definir o controle *plantwide*, busca-se o controle de uma planta inteira descentralizado em unidades menores de modo que todas as malhas de controle seja estabelecidas individualmente para cada unidade ou equipamento da planta considerando assim que o somatório de todas as partes efetivamente abrange a totalidade

do sistema de controle da planta, ou seja, partes individuais do sistema somadas podem representar o todo de maneira eficiente.

As interações entre as diversas unidades de operação que compõem o processo não devem ser negligenciadas em virtude da alta influência que um subsistema tem sobre o comportamento dinâmico de outro decorrente da alta integração através de ciclos de massa e energia (RANGAIAH; KARIWALA, 2012). Sendo assim, as interconexões da planta introduzem diversas limitações no desempenho do sistema de controle para plantas inteiras considerando que há infinitas possibilidades para determinação de variáveis medidas, manipuladas e controladas e estratégias que podem ser adotadas, o que implica em um desafio para o desenvolvimento de uma estratégia de controle eficaz para tais plantas (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2003; ARAUJO, 2007).

Além disto, como aliar restrições operacionais, de segurança e ambientais com aspectos econômicos se isto implica em resolução de problemas de otimização para sistemas de grandes dimensões, caracterizados por serem complexos e requererem técnicas eficazes para sua resolução. A decomposição deste tipo de problema em problemas menores, auxilia na resolução destes problemas. Isto pode ser determinado de maneira empírica e natural, de acordo com a própria estrutura do processo e as operações nele envolvidas, além da separabilidade das restrições e da função objetivo que envolvem o problema, e é uma alternativa para definição das condições ótimas da planta, a fim de definir os *setpoints* para a camada de controle do processo. Porém é fundamental garantir que o ótimo definido em cada problema de otimização local atenda às demandas do sistema global e dos demais subsistemas que compõem a planta. A coordenação garante que os resultados da otimização descentralizada atendam também ao objetivo comum, evitando que os mesmos conflitem entre si (INALHAN; STIPANOVIC; TOMILIN, 2002).

Uma estrutura de controle para uma planta química deve considerar sua complexidade e características tanto para a definição dos estados estacionários quanto para o projeto de um sistema de controle. Aliar técnicas de otimização com as heurísticas para o projeto de controle *plantwide* é uma maneira eficaz de operar a planta em um ponto ótimo que satisfaça todas as restrições das unidades de processamento envolvidas. Assim, este trabalho associa a otimização descentralizada coordenada e estratégias de desenvolvimento de sistemas de controle *plantwide* para plantas químicas industriais, visando garantir o desempenho e eficiência de um sistema de controle projetado a partir de estratégias que

atendem às particularidades do comportamento de sistemas em larga escala com interações entre as unidades de operação que compõem uma planta industrial.

## 1.1 **Objetivos**

O objetivo deste trabalho é a aplicação de técnicas de otimização descentralizada coordenada aliadas à estratégias de controle *plantwide* para o desenvolvimento de sistemas de controle para plantas químicas industriais.

Os objetivos específicos são:

- Otimizar sistemas químicos industriais de larga escala a partir de métodos de otimização descentralizada coordenada;
- Analisar a performance de métodos de coordenação para otimização dos sistemas de interesse;
- Projetar sistemas de controle para plantas químicas inteiras a partir de estratégias de controle *plantwide*;
- Aliar as técnicas de otimização estudadas ao sistema de controle projetado a fim de definir os *setpoints* ótimos para os processos de interesse;
- Analisar a performance do sistema de controle desenvolvidos;
- Verificar o desempenho da otimização descentralizada coordenada para sistemas de controle que não seguem as estratégias da teoria de controle *plantwide*.

## 1.2 **Estrutura da Tese**

Esta tese segue a seguinte estrutura: no Capítulo 2 é apresentada a importância e perspectiva histórica do estudo de controle *plantwide* além das técnicas desenvolvidas para a definição de estruturas de controle de plantas inteiras. A estrutura sugerida é apresentada bem como aspectos a serem considerados na sua implementação.

No Capítulo 3, apresenta-se técnicas de otimização descentralizada coordenada para sistemas de larga escala utilizadas para garantir que as interações deste tipo de sistema sejam consideradas na etapa de otimização para o controle hierárquico do processos. A estratégia é implementada adotando alguns dos métodos de coordenação apresentados e

aplicada a um sistema composto de um reator e um flash interligados por uma corrente de reciclo.

O Capítulo 4 apresenta os resultados da aplicação do algoritmo de otimização descentralizada coordenada e os resultados comparados aos obtidos pela otimização centralizada a fim de confirmar a eficiência da alternativa apresentada. Por fim, a estrutura de controle é definida a partir das heurísticas de controle *plantwide* para plantas químicas de interesse. A estrutura de controle é avaliada para a planta de Williams-Otto, bem como a influência da utilização de estratégias de controle *plantwide* na eficácia do sistema proposto.

Conclusões e sugestões para novos trabalhos são apresentados no Capítulo 5.

---

# CONTROLE PLANTWIDE

---



Este capítulo apresenta os aspectos fundamentais para o estudo de sistemas de controle *plantwide* a partir de uma revisão dos principais estudos da temática. Nesta seção, serão abordadas, de maneira detalhada, algumas das principais metodologias para a definição da estrutura de controle a ser proposta para plantas industriais complexas que servirão de base para o desenvolvimento das propostas de sistemas de controle dos processos estudados neste trabalho. O objetivo deste capítulo é apresentar as abordagens estudadas para a definição de sistemas de controle de plantas industriais complexas e fundamentar as ações definidas para definição das estruturas de controle propostas neste trabalho.

## 2.1 Introdução

A necessidade da indústria de aprimorar aspectos da produção como qualidade, rendimento, uso eficiente de energia e adequações às leis de segurança e meio ambiente, fizeram com que técnicas e dispositivos de controle para plantas industriais tornem-se foco de diversos estudos, a fim de definir estratégias mais eficientes que atendam às diversidades características de sistemas de larga escala. As plantas químicas industriais são cada vez mais complexas, com a presença de ciclos, integração energética e diversas unidades de processamento, o que torna as tarefas de otimização e controle ainda mais complexas.

O conceito de integração de processos foi introduzido em 1983 através do trabalho de Linnhoff e Hindmarsh, cujo foco foi o desenvolvimento de estratégias para a síntese de redes de trocadores de calor através de conceitos de termodinâmica e otimização de processos. A integração energética busca otimizar o uso de energia de um processo e tem sido aplicada a plantas químicas inteiras a fim de minimizar custos energéticos de processos produtivos. A integração mássica em um processo é bastante utilizada para a minimização do consumo

de água e geração de efluentes em processos através da utilização de correntes de reciclo material (DIMAS; OLIVEIRA-LOPES, 2009; LIMA, 2015).

Além da utilização de conceitos de integração de processos nas plantas modernas, a presença de correntes de reciclo para o aumento no rendimento de sistemas de reação e maior eficácia de sistemas de separação tem tornado as plantas industriais cada vez mais integradas (HORI, 2005), resultando em sistemas de comportamento dinâmico complexo (LUYBEN, 1993a), despertando interesse em diversos estudos explorando, principalmente, aspectos de modelagem (LUYBEN, 1993b; LUYBEN, 1993c; TYREUS; LUYBEN, 1993), controle (LYMAN; GEORGAKIST, 1995) e otimização de processos (KWONG, 1992; WATANABE; NISHIMURA; MATSUBARA, 1978). Isso resulta em um grande desafio no controle das mesmas, uma vez que seu comportamento é resultante da interação entre diversas unidades de operação (ARAUJO, 2007).

O projeto do sistema de controle de plantas complexas foi por muito tempo tratado de forma descentralizada, na qual assume-se que partes individuais podem representar o todo através da soma das mesmas de modo eficiente (LUYBEN; TYRÉUS; LUYBEN, 1998). Tanques de estocagem eram utilizados para minimizar as interações e isolar unidades de processamento porém, para obter o efeito esperado, era necessário tanques com grande capacidade, o que resultava em altos custos, além de riscos a segurança e meio ambiente. Uma estrutura de controle da planta inteira adequadamente desenvolvida reduz os custos de estocagem e garante a segurança nestes processos (LYMAN; GEORGAKIST, 1995; HORI, 2005).

O controle *plantwide* possui características peculiares como a determinação das variáveis controladas não ser tão evidente quanto nos sistemas de controle de uma unidade simples (STEPHANOPOULOS; NG, 2000), que o diferem do controle de uma unidade de processamento individual. Portanto, o controle *plantwide* está relacionado a “decisões estruturais que incluem seleção/localização de variáveis manipuladas e medidas bem como a decomposição do problema geral de controle em subproblemas menores” (LARSSON; SKOGESTAD, 2000). O desenvolvimento de pesquisas no controle de operações unitárias individuais foi dominante nas últimas décadas, quando comparadas com estudos de controle *plantwide*. Porém, com plantas cada vez mais integradas, com a utilização de reciclo e a integração energética, esse controle tem recebido mais atenção nos últimos anos (HORI, 2005).

O estudo pioneiro sobre as diferentes escalas de tempo que a estrutura de controle de uma planta possui foi apresentado por Buckley <sup>1</sup>, citado por Hori (2005), que classifica etapas, como o controle de inventário e qualidade do produto final, como diferentes estágios da estrutura de controle em virtude da dinâmica temporal que apresentam. Esta classificação introduz o conceito de “controle dinâmico de processos”, vislumbrando o conceito de decomposição do problema de controle em subsistemas menores de mais fácil resolução com base nas escalas de tempo.

O comportamento individual das unidades que compõem a planta diferem de maneira substancial do comportamento da planta inteira e este não pode ser representado pela combinação do comportamento destes subsistemas sem considerar as interações entre eles (MORUD; SKOGESTAD, 1996; BANSAL et al., 2000). As interações podem levar a repostas lentas, comportamento oscilatório, alta sensibilidade do estado estacionário e até mesmo a instabilidade (MORUD; SKOGESTAD, 1996; BANSAL et al., 2000) uma vez que estas afetam diretamente nos zeros e polos da planta e, de forma significativa, as constantes de tempo da planta (MORUD; SKOGESTAD, 1994; MORUD; SKOGESTAD, 1996). Assim, o objetivo do projeto de estrutura de controle para a planta global é definir um sistema de controle estável e suave diante das perturbações da planta (WU; YU, 1996) sendo necessário, para isto, conhecer o comportamento da planta global para que a estrutura de controle proposta atinja os objetivos pretendidos.

Diversos trabalhos tiveram como foco o comportamento dinâmico e projeto de sistemas compostos de unidades interconectadas por correntes de reciclo, definindo a influência deste na dinâmica, estabilidade e controlabilidade do sistema (MORUD; SKOGESTAD, 1994; JIMÉNEZ, 2005; LUYBEN, 2000; PAULSEN, 2013). Jacobsen (1999) define o efeito da presença de reciclo na dinâmica da planta, diferindo dos demais artigos desta temática que tem como foco de análise principal os pólos da planta, considerando que o mesmo pode mover os zeros das funções de transferência relevantes do controle do processo. A análise é feita com base nas informações dos estados estacionários das unidades individuais e utilizadas para garantir a controlabilidade do sistema.

Uma série de estudos precursores lançados por Luyben e colaboradores (LUYBEN, 1993a; LUYBEN, 1993b; LUYBEN, 1993c; TYREUS; LUYBEN, 1993) destacam-se por explorar problemas com a dinâmica e controle de sistemas com a presença de correntes de reciclo e diferentes níveis de complexidade. O primeiro artigo da série faz um estudo

---

<sup>1</sup> BUCKLEY, P. S. **Techniques of Process Control**. New York: Wiley, 1964.

detalhado do comportamento dinâmico de sistemas com reciclo em malha aberta e malha fechada, considerando o sistema formado por um reator CSTR seguido de uma coluna de destilação, definindo a forte relação entre o ganho da corrente de reciclo e o comportamento das unidades individuais interligadas por ele (LUYBEN, 1993a).

Na sequência, Luyben (1993b) analisa diferentes alternativas de projeto para o sistema, obtendo a relação entre o volume do reator e as dimensões da coluna para obtenção do estado estacionário ótimo e definindo a relação entre a controlabilidade do sistema e o volume do reator. Diante dos resultados obtidos, define-se que o maior volume do reator obtido, além de economicamente mais atrativo, também representa o sistema com maior controlabilidade, uma vez que isto minimiza o indesejado efeito “bola de neve”, no qual qualquer perturbação em uma das unidades de operação afeta continuamente as demais unidades às quais está interligada, gerando um efeito cascata que pode provocar alterações indesejadas no comportamento de todo o sistema, decorrente da presença da corrente de reciclo.

Os dois últimos trabalhos da série (LUYBEN, 1993c; TYREUS; LUYBEN, 1993) definem uma importante regra para prevenir e controlar uma corrente que pertence ao *loop* que contém a corrente de reciclo. Porém, para garantir a estabilidade do sistema de controle é necessário que a razão entre algumas vazões de alimentação e saída de equipamentos seja fixada a fim manter o nível de inventário constante nos equipamentos. Além disso, para sistemas em que as reações envolvem mais de uma espécie de reagentes, a vazão de entrada no reator de um deles deve ser controlada e as demais devem manter a proporção estequiométrica das reações (BILDEA; DIMIAN, 2003). Estas regras tem sido constantemente aplicadas nas principais estratégias de controle *plantwide* propostas para plantas químicas complexas, resultando em sistemas de controle robustos e eficazes, garantindo a estabilidade da planta e ações de controle suaves (BALDEA; HARJUNKOSKI, 2014; SU et al., 2015; LUYBEN, 2016).

A importância de se fixar a taxa de reciclo não se limita apenas a sistemas de reação. Hori e Skogestad (2007) buscaram definir uma estrutura de controle adequada para todas as colunas de destilação considerando desvios nos estados estacionários da composição do produto quando submetidos a perturbações. Neste trabalho, considera-se que apenas a temperatura e vazões estão disponíveis para controle. Os autores concluem que tanto para separações multicomponentes quanto binárias, manter fixa a razão de refluxo é uma das premissas para uma boa estrutura de controle.

A complexidade das plantas químicas modernas faz com que tenham-se milhares de possibilidades de variáveis manipuladas e medidas, além de uma quantidade infindável de malhas de controle possíveis. Assim, o controle *plantwide* não busca apenas definir quais variáveis a serem controladas, manipuladas e medidas mas também a estrutura de controle para a planta inteira. Embora, a princípio, possa parecer que esta estrutura é obtida de maneira simples e intuitiva, como para unidades de processamento simples, deve-se ressaltar algumas características do projeto de controle *plantwide* (STEPHANOPOULOS; NG, 2000):

- as variáveis a serem controladas não são tão claras ou facilmente definidas;
- as ações de controle locais nas unidades de processamento podem resultar em efeitos na planta toda;
- a dimensão do problema de controle *plantwide* é significativamente maior que para problemas de controle de unidades simples.

Luyben, Tyréus e Luyben (1998) definem diversas heurísticas em um trabalho completo para síntese de sistemas de controle de plantas inteiras, passando desde o contexto histórico, fundamentos de processos integrados e efeitos do reciclo na dinâmica do sistema até exemplos práticos encontrados na indústria, como o processo HDA e a produção de acetato de vinila.

Alguns estudos baseiam-se em técnicas de otimização para o projeto do sistema de controle. Narraway e Perkins (1993), apresentaram um método para a definição de uma estrutura de controle economicamente ótima, utilizando técnicas de programação inteira. O estudo possibilita a verificação da influência da estrutura de controle na performance do controlador e em aspectos econômicos do processo. Além deste trabalho, Araújo (2007) e Degliuomini, Zumoffen e Buasualdo (2012) apresentam aplicações de heurísticas de controle *plantwide* e otimização para definição da estrutura do sistema de controle de uma planta inteira.

## 2.2 Estrutura de Controle

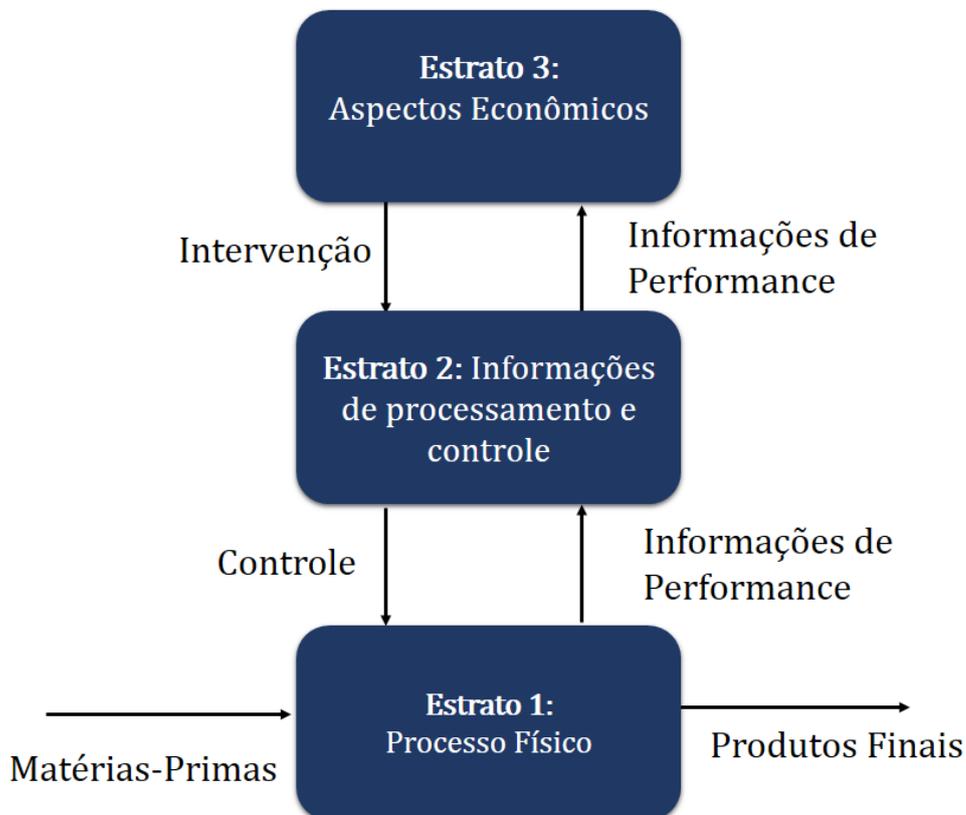
O sistema de controle de uma planta inteira geralmente é estruturado hierarquicamente em diversas camadas definidas de acordo com diversos critérios. Mesarovic (1970)

classifica as estruturas hierárquicas envolvendo sistemas de grandes dimensões em três tipos, baseados no critério de decomposição adotado para o sistema. São eles:

1. Estrutura hierárquica multiestratos;
2. Estrutura hierárquica multicamadas;
3. Estrutura hierárquica multiníveis ou multiescalão;

A estrutura hierárquica multiestratos descreve o sistema como um conjunto de estratos no qual cada elemento refere-se a um aspecto diferente da operação do sistema e a descrição completa se dá quando considerados todos os estratos que compõem a estrutura. Este tipo de estrutura para um processo industrial é representada na Figura 1.

Figura 1 – Estrutura hierárquica de sistemas de grandes dimensões multiestratos.



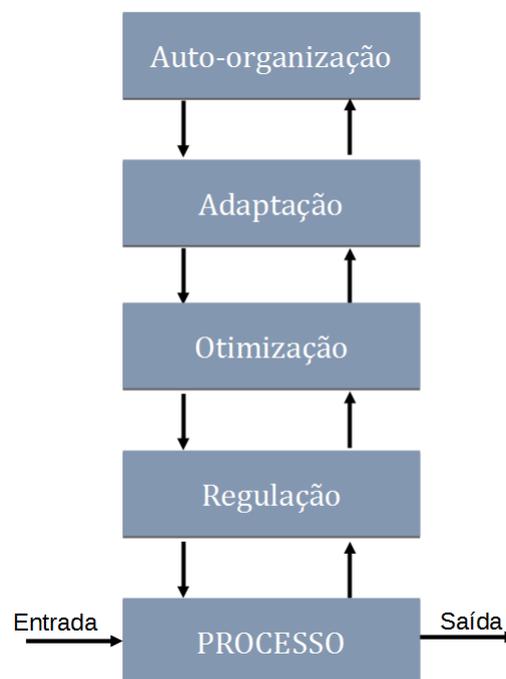
**Fonte:** Adaptado de Mesarovic (1970)

No primeiro estrato, o produto final é obtido de acordo com as leis físicas e químicas que envolvem o processo. O segundo estrato, que recebe informações sobre o desempenho do processo, é responsável pelo processamento destas informações e definições das ações de

controle; o último estrato define a operação do processo a partir de aspectos econômicos. A comunicação entre os estratos é essencial para que o conjunto descreva adequadamente o comportamento do processo. Os estratos são definidos de acordo com os critérios, conhecimento e interesse do observador e em geral, um princípio utilizado para descrever um estrato não deve ser utilizado em outro (LI, 1990).

O segundo tipo de estrutura hierárquica apresentada é a descrição multicamadas nas quais são definidas níveis de decisão com diferentes complexidades. Nesta configuração, as camadas são um conjunto de arranjo sequencial de problemas mais simples que compõem o problema de controle que envolve o sistema. Esta estrutura pode utilizar como critério de decomposição a função de controle, a escala de tempo, etc (LI, 1990; MESAROVIC, 1970). Uma descrição multicamadas baseada na função de controle é apresentada na Figura 2.

Figura 2 – Estrutura hierárquica de sistemas de grandes dimensões multicamadas.



**Fonte:** Adaptado de Li (1990).

A primeira camada, chamada Regulação, tem a tarefa de manter as variáveis nos *setpoints* definidos, desprezando a influência de perturbações. A camada de Otimização especifica os valores destes *setpoints* através de modelos para aproximação do comportamento do sistema real. A Adaptação tem como função manter as especificações e parâmetros do modelo utilizado na camada inferior. A quarta e última camada seleciona a estrutura,

as funções e as estratégias que são utilizadas nas demais camadas de tal maneira que os objetivos globais do sistemas estejam o mais próximo possível de serem atendidos.

A hierarquia natural de cada camada tem, em suma, como prioridade definir alguns parâmetros não especificados para a camada inferior, através da solução dos subproblemas da camada superior. O problema da camada inferior será bem definido após a resolução da camada superior.

Quando utiliza-se a escala de tempo como critério de definição das camadas, é possível reduzir os efeitos de incertezas, introduzir o retorno de informações para experiência, agregar variáveis e modelos simplificados e implementar a integração dos sistemas através da atribuição de tarefas e responsabilidades (LI, 1990). É o tipo de estrutura definida por Skogestad (2004) em processos de controle *plantwide*. Estas camadas são interconectadas pelas variáveis controladas e operam em diferentes escalas de tempo. Assim, a camada inferior tem o seu *setpoint* calculado e definido pela camada superior. A Figura 3 representa a hierarquia de tomada de decisões baseada em diferentes escalas de tempo e adotada pela indústria.

Figura 3 – Hierarquia de tomada de decisões baseada em diferentes escalas de tempo e adotada pela indústria.



O procedimento que envolve as três camadas inferiores, sendo a primeira delas a otimização local realizada para definir os *setpoints* para as camadas de controle, definirão os objetivos deste trabalho. As variáveis controladas devem ser selecionadas adequadamente pois são responsáveis pela comunicação de cada uma destas camadas (SKOGESTAD, 2004). Definir quais e quantas variáveis controladas de uma planta inteira é uma tarefa complexa e nem sempre pode ser feito de maneira intuitiva porém, ressalta-se que estas decisões afetam diretamente no desempenho do sistema de controle projetado e devem ser executadas de maneira precisa e eficaz.

A tarefa mais relevante no controle *plantwide* consiste em determinar a estrutura do sistema de controle projetado que inclui a seleção de variáveis manipuladas, controladas e medidas, a configuração do sistema de controle além da seleção do tipo de controlador para o sistema (LARSSON; SKOGESTAD, 2000). Muitos estudos buscaram alternativas eficazes e viáveis para a definição do sistema de controle de uma planta inteira, possibilitando o desenvolvimento de uma metodologia cada vez mais precisa e facilmente aplicável.

A matriz RGA (Matriz de Ganho Relativo), introduzida inicialmente por Bristol (1966), é empregada como ferramenta de análise de estratégias de controle em outros diversos trabalhos, uma vez que altos valores absolutos dos elementos da matriz resultam em alta sensibilidade e interações envolvidas da configuração de controle (SKOGESTAD; POSTLETHWAITE, 2007). Esta análise permite definir o melhor pareamento entre variável manipulada e controlada e torna a tarefa de definição do sistema de controle um pouco menos complexa. Alguns apostam na formulação de um sistema de controle descentralizado para a planta inteira baseados na simulação dinâmica e análise de controlabilidade (ANDRADE, 2008; LAUSCH et al., 1998; KOOKOS; LYGEROS, 1998).

Kookos e Lygeros (1998) apresentam um algoritmo de seleção da estrutura de controle baseado nas matrizes RGA e RIA (Matriz de Interação Relativa), que incluem conceitos de integração, integridade e estabilidade, apresentando a formulação de um problema de programação linear inteira mista (MILP), sujeito a restrições estruturais e de estabilidade, que resulta na minimização das interações para sistemas MIMO, quando utilizadas as medidas das interações do sistema. A metodologia é aplicada ao processo HDA e ao problema de Tennessee Eastman e resulta em uma solução simples e sistemática para a definição da estrutura de controle para sistemas de larga escala industrial.

Stephanopoulos e colaboradores (MORARI; ARKUN; STEPHANOPOULOS, 1980; MORARI; STEPHANOPOULOS, 1980; ARKUN; STEPHANOPOULOS, 1980;

ARKUN; STEPHANOPOULOS, 1981) fizeram uma série de estudos para formulação de uma estrutura de controle baseada em conceitos de otimização. No primeiro artigo da série, Morari, Arkun e Stephanopoulos (1980) apresentam uma formulação generalizada, livre de heurísticas, para a síntese de estrutura de controle de processos químicos. Segundo esta estratégia, para a definição adequada da estrutura de controle deve-se definir o conjunto de variáveis a serem controladas e o conjunto de variáveis possíveis de serem medidas para atingir os objetivos de controle. Essa busca é norteadada pela decomposição do processo para a implementação prática da estrutura de controle.

Em Morari e Stephanopoulos (1980), o processo é decomposto, representado como matrizes estruturadas, para descrever as interações entre as unidades que compõem a planta e os fenômenos físico-químicos que ocorrem nestas, a fim de sintetizar um sistema de controle garantindo a controlabilidade e observabilidade do mesmo. Nos dois últimos artigos da série ((ARKUN; STEPHANOPOULOS, 1980; ARKUN; STEPHANOPOULOS, 1981) é apresentado uma proposta de controle otimizante para uma unidade simples e para uma planta química com interação entre suas unidades, respectivamente.

A regra do reciclo que tem como ponto principal manter as vazões de reciclo constantes além dos níveis nos equipamentos tem sido aplicada em diversos estudos para definição da estrutura de controle *plantwide* (BILDEA; DIMIAN, 2003; LUYBEN, 1993c; TYREUS; LUYBEN, 1993). No estudo apresentado por Luyben, Tyreus e Luyben (1997) é sintetizada uma metodologia, composta por nove passos, baseada em heurísticas gerais para o projeto de uma estrutura de controle *plantwide* eficaz. São eles:

1. **Estabelecer os objetivos de controle:** este é um dos mais importantes aspectos do projeto de uma estrutura de controle pois pode levar a diversas alternativas. Inclui critérios de separação, rendimento, qualidade do produto, restrições ambientais e operacionais;
2. **Determinar os graus de liberdade do sistema de controle:** define o número de variáveis que podem ser controladas e a quantidade de elementos finais de controle disponíveis;
3. **Estabelecer um sistema de gestão de energia:** promover um sistema de controle que remova o calor liberado pela reação do processo, através das utilidades diretamente no reator ou utilizado por outra unidade de operação; se há integração

energética entre correntes do processo o sistema de controle deve prevenir a propagação de perturbações e garantir que o calor liberado seja dissipado;

4. **Selecionar a taxa de produção:** determinar através de qual válvula de controle o rendimento do processo será definido uma vez que algumas restrições de processo exigem que esta seja definida em certo ponto podendo ser especificada através das vazões de alimentação ou ainda na vazão de produto que deixa a planta ou por alguma vazão de corrente intermediária;
5. **Controlar a qualidade do produto e satisfazer restrições de segurança, operação e meio-ambiente:** definir os valores ótimos para as variáveis a fim de satisfazer tais restrições e selecionar variáveis controladas e manipuladas que possuam pequenas constantes de tempo e tempo morto em sua dinâmica e altos ganhos de estado estacionário;
6. **Controles de nível e vazões de reciclo fixas:** os níveis devem ser mantidos fixos nas unidades de processamento através de controladores proporcionais para unidades em série. Para o sistema de reações deve-se considerar o uso de um controlador proporcional integral para auxiliar na minimização dos efeitos de perturbações provenientes do sistema de separação.
7. **Verificar o balanço de cada componente:** garantir que o balanço de cada espécie química seja satisfeito além do balanço de massa global do processo. As vazões de alimentação de reagentes podem ser utilizadas como variáveis manipuladas para controle da composição da alimentação do reator ou composição do reciclo.
8. **Controle de unidades individuais de operação:** definir malhas de controle necessárias para cada unidade de operação respeitando suas necessidades e individualidades;
9. **Otimizar aspectos econômicos e garantir a controlabilidade do sistema:** definir *setpoints* que garantam a performance ótima (economicamente) do processo e que garantam a controlabilidade da planta

Os autores ressaltam que embora os passos pareçam arbitrários, a sequência dos mesmo é importante para satisfazer a ordem das prioridades do processo.

Entre os diversos trabalhos focados no desenvolvimento de metodologias para a determinação da estrutura de controle *plantwide*, destaca-se o trabalho apresentado por Skogestad (2004) que sugere um procedimento sistemático para o projeto da estrutura de controle de plantas inteiras, no qual a metodologia utilizada é dividida em duas etapas: a análise ascendente (*top-down*) e a descendente (*bottom-up*).

A primeira etapa, a análise ascendente, conta com quatro tarefas:

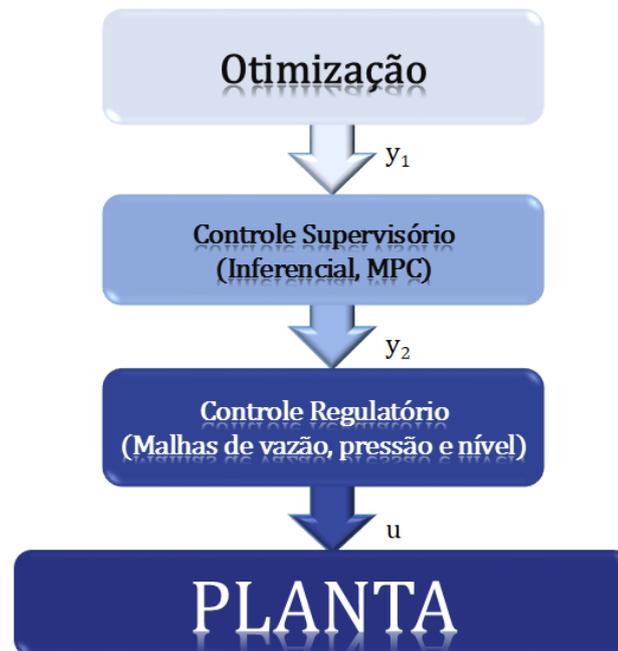
1. Definição dos objetivos operacionais identificando restrições operacionais e função custo escalar a ser minimizada;
2. Identificação do graus de liberdade estacionários e dinâmicos através da seleção de variáveis manipuladas;
3. Definição das variáveis controladas primárias, controlando restrições ativas e definindo variáveis que resultem em baixa perda econômica quando ocorrem distúrbios se mantidas em seus *setpoints*
4. Definição do ajuste da vazão de produto; esta decisão promove uma transição natural da tarefa 3 para a próxima etapa e auxilia na definição do sistema de controle do processo

A etapa descendente compreende as três etapas inferiores da hierarquia de controle, apresentadas na Figura 4, além da etapa de validação do sistema. A partir deste passo, as variáveis controladas e manipuladas foram definidas e a análise de controlabilidade deve ser realizada. Ela compreende as camadas de controle regulatório, controle supervisório, camada de otimização e a validação.

A camada de controle regulatório tem como objetivo estabilizar a planta a partir de malhas de controle SISO, garantindo que a planta não desvie do ponto de operação nominal. Nesta etapa, selecionam-se também variáveis de controle secundárias (medidas), evitando a saturação das variáveis manipuladas, fazendo com que a sensibilidade dos estados aos distúrbios seja pequena em frequências intermediárias e que a camada supervisória consiga lidar com os distúrbios nas saídas primárias (SKOGESTAD, 2004).

Para esta camada de controle, as variáveis medidas  $y$  podem ser classificadas como:  $y_1$ , sendo estas as variáveis que não podem ser controladas diretamente porém, estão associadas aos objetivos de controle e  $y_2$  que são as variáveis medidas e controladas

Figura 4 – Etapas da análise descendente do controle hierárquico.



**Fonte:** Adaptado de Larsson e Skogestad (2000).

localmente para possibilitar o controle de  $y_1$ , fazendo com que a camada de controle regulatório atinja seus objetivos. Isto pode ser feito utilizando o controle indireto ou cascata ou ainda, o controle descentralizado usando projeto sequencial (ARAÚJO, 2007).

De maneira análoga, as variáveis manipuladas são classificadas em dois conjuntos: o primeiro, que compreende as variáveis não utilizadas na camada de controle regulatório porém utilizadas na camada superior da hierarquia de controle e as variáveis utilizadas para controlar  $y_2$  (ARAÚJO, 2007). Algumas regras simples podem ser utilizadas para seleção de variáveis controladas e manipuladas e decisões de pareamento nesta etapa (ARAÚJO, 2007):

- A medida de  $y_2$  deve ser facilmente obtida;
- Evitar variáveis medidas incertas, uma vez que o controle regulatório pode falhar;
- $y_2$  precisa de uma dinâmica favorável para controle evitando variável com tempos mortos elevados;
- o ganho do par formado por variável manipulada e variável controlada deve ser elevado;

- $u$  deve ser selecionada para ter um efeito incisivo e direto na variável a ser controlada, o que pode ser definido por um ganho elevado e boa dinâmica sem resposta inversa e reduzido tempo morto;
- evitar variáveis manipuladas que possam saturar ou que tenham mudanças indesejáveis em decorrência de perturbações provenientes de outras unidades do processo.

O controle supervisorio é a segunda camada da etapa descendente, cujo objetivo é manter as saídas em seus *setpoints* ótimos através das variáveis controladas secundárias e variáveis manipuladas não utilizadas. As variáveis a serem controladas e os *setpoints* correspondentes são determinadas pela camada de otimização. Nesta etapa, a decisão estrutural está em definir a utilização de uma malha de controle multivariável ou a descentralização do sistema de controle. Em geral, opta-se por este último uma vez que possui como vantagens a utilização de controlares PID e PI simples, com sintonia realizada *online* e a necessidade mínima ou inexistente do modelo do processo. Ressalta-se que, embora esta seja a proposta mais utilizada de maneira geral, a queda na performance quando comparado com o controle multivariável e a necessidade de determinação do pareamento das variáveis controladas e manipuladas apresentam-se como desvantagens desta configuração (SKOGESTAD, 2004).

O controle multivariável tem a preferência quando trata-se de processos interativos e com mudanças de restrições ativas. Para processos com interações entre as unidades de processamento, como é o caso do controle global de plantas químicas, a coordenação do sistema de controle é necessária para garantir o desempenho do sistema de controle. Este tipo de controle requer o modelo dinâmico do processo, geralmente é mais sensível a incertezas e mudanças na operação da planta e apresenta maior dificuldade para sintonia (SKOGESTAD, 2004).

A terceira camada desta etapa consiste na otimização do sistema, que identifica as restrições ativas e define os valores ótimos para os valores de referência das variáveis controladas. O desafio é definir entre a necessidade de se utilizar a otimização em tempo real (RTO) ou a otimização manual para que o sistema seja bem projetado. Assim como etapas de controle regulatório e supervisorio, a otimização requer o modelo dinâmico linear multivariável detalhado para manter e atualizar continuamente os valores de referência além dos custos e restrições do processo (SKOGESTAD, 2004; HORI, 2005).

A quarta e última camada consiste na validação da estrutura de controle proposta. Isto pode ser feito a partir da simulação do comportamento dinâmico da planta, com o auxílio de *softwares* para a simulação de sistemas não-lineares (ARAUJO, 2007).

Esta metodologia foi aplicada em diversos trabalhos, juntamente com a regra do reciclo (BILDEA; DIMIAN, 2003; LUYBEN, 1993c; TYREUS; LUYBEN, 1993), sejam estes focados apenas em algumas etapas do projeto de controle *plantwide*, seja utilizando toda a metodologia para o desenvolvimento de sistemas de controle para plantas industriais.

Em seu trabalho, Murthy Konda, Rnagaiah e Krishnaswamy (2005) integram verticalmente simulação e heurísticas para a definição da estrutura de controle *plantwide* para o processo HDA, resultando em um sistema de controle viável e ressaltando que não apenas as heurísticas são relevantes na definição da estrutura de controle *plantwide* mas também a simulação do comportamento do processo que não tem recebido a devida relevância para tais fins, embora tenha-se o conhecimento que o comportamento dinâmico do sistema é de extrema importância neste caso.

O trabalho de Qiu, Ranagaiah e Krishnaswamy (2003) também propõe um sistema de controle para o processo HDA. Neste estudo, utiliza-se o método conhecido como Projeto de Configuração de Controle (CCD-do inglês *Control Configuration Design*), no qual a planta é dividida em dois grupos com base na escala de tempo. Esta aproximação explora todas as configurações de controle e reduz o número de possíveis configurações sistematicamente usando critérios adequados. A estrutura de controle é composta por duas camadas, uma para cada grupo que compõe o processo. Ao comparar esta estrutura com a desenvolvida a partir dos critérios apresentados por Luyben, Týreus e Luyben (1997, 1998), verifica-se que esta última pode apresentar problemas relacionados a estabilidade nominal. Os autores sugerem que um método adequado para a definição da estrutura de controle deve ser desenvolvido com a combinação de análise sistemática e o julgamento baseado nos conhecimentos de engenharia.

### **2.3 Estrutura hierárquica proposta para o sistemas de controle de plantas químicas complexas**

As plantas químicas são sistemas de grandes dimensões e como estratégia para auxiliar no projeto e aumentar o desempenho do sistema de controle destas, este foi projetado de maneira descentralizada, decompondo a planta em problemas menores, mais fáceis de serem resolvidos. Durante um longo período porém, esta abordagem desconsiderava

as interações entre as diversas unidades que compõem a planta. A busca por sistemas de controle de fácil compreensão e sintonia, robustos e confiáveis nos quais não se dependa apenas de um único controlador multivariável tem direcionado as propostas abordadas para este tipo de sistema, as quais utiliza-se, entre outras abordagens, do uso da estrutura hierárquica composta de camadas de decisões e a decomposição do sistemas no intuito de simplificar a etapa de projeto dos sistemas de controle de plantas complexas. De acordo com a metodologia apresentada por Skogestad (2004), malhas de controle descentralizado são simples e fáceis de serem projetadas e apresentam-se como uma boa alternativa ao controle multivariável. Porém, isto se dá, preferencialmente, para processos não interativos ou casos em que as restrições ativas permaneçam constantes.

Diante desta perspectiva, surge então uma abordagem diferente para o controle *plantwide*: *como usufruir da simplicidade de projetar malhas de controle descentralizadas sem que estas desprezem as interações entre os diversos subsistemas que compõem a planta?* Esta questão trouxe uma nova perspectiva ao estudo de controle *plantwide*, inserindo o conceito de coordenação das malhas de controle descentralizadas às metodologias já apresentadas.

Em seu trabalho, Hori (2005) propõe dois algoritmos de coordenação para controladores QDMC (Controle da Matriz Dinâmica Quadrática) descentralizados. As propostas apresentadas são aplicadas ao controle da caixa de alimentação de uma máquina de papel que apresenta uma melhora no desempenho do sistema de controle quando o processo é submetido a uma variação de *setpoint*, com redução nas oscilações do sistema. Ambos apresentam uma performance semelhante ao QDMC centralizado.

Um sistema de quatro tanques interligados tem sua estrutura de controle definida na qual são utilizados controladores do tipo MPC (Controle Preditivo baseado em Modelo) distribuídos. A planta é decomposta e os controles locais comunicam entre si apenas durante a estimativa e cálculo das ações de controle. O resultado é comparado com o sistema de controle centralizado e com um sistema de controle totalmente descentralizado, sem comunicação com os demais sistemas de controle locais. A proposta de controle apresenta resultados viáveis e consegue promover ações antecipatórias fazendo com que a performance da rede de controladores seja mais próxima da resposta do sistema centralizado (MERCANGÖZ; DOYLE III, 2007).

Aske, Strand e Skogestad (2008) implementam o rendimento máximo de uma planta a partir da aplicação de um MPC coordenado. Neste processo, o ponto economicamente

ótimo do sistema coincide com o máximo fluxo através dos pontos considerados como gargalos do processo, e estes afetam todas as unidades da planta. Isto faz com que tais pontos muitas vezes não sejam considerados no grau de liberdade do sistema de controle. Propor a coordenação das variáveis manipuladas permite que se alcance um ponto economicamente ótimo para toda a planta, na qual o coordenador garante que as vazões manipuladas estejam na faixa de operação requerida por cada unidade.

A decomposição de Dantzig- Wolfe, na qual utiliza-se a resolução de um problema LP para decompor o sistema, é aplicada a uma planta de utilidades na *Oil Sand Industry* para projeto de um sistema de controle composto por MPC descentralizado coordenado. Os autores demonstram que a coordenação do sistema de controle promove uma alta performance da planta inteira quando comparado com um sistema totalmente descentralizado, tornando-se uma alternativa a estes, garantindo uma boa performance (CHENG; FORBES; YIP, 2008).

Ochoa, Wozny e Repke (2010) apresentam duas aproximações para o sistema de controle de uma planta de produção de etanol baseadas na perspectiva de controle *plantwide* otimizante (PWOC): uma com uma única camada de controle otimizante e a outra proposta, multicamada, adicionando a etapa de coordenação aos controladores MPCs do processo. As duas propostas são comparadas à estrutura tradicional descentralizada alcançando altas performances do sistema de controle.

Os estudos desenvolvidos para controle *plantwide*, envolvem, além da estrutura a ser projetada, direcionamentos em torno dos valores ótimos definidos como *setpoints* para as camadas de controle regulatório e supervísório. Eles lidam com duas vertentes: uma grande parte tem como foco a resolução do algoritmo de otimização enquanto os demais buscam verificar as melhores maneiras de implementar a solução ótima no sistema. Esta é uma etapa importante para o projeto de plantas químicas porém pode ser complexa em virtude das dimensões e interações do sistema. Além disso, esta definição nem sempre é feita de forma a abordar aspectos econômicos que respondem a fatores externos, incluindo fatores como variações de mercado ou demanda e oferta de matérias-primas e produtos.

Condições dinâmicas de mercado também refletem na dinâmica do processos e aliar aspectos de planejamento e produção de plantas químicas de grandes dimensões e controle de *plantwide* pode significar um aumento de rendimento do processo, uma vez que satisfaz decisões de produção além de aspectos de segurança e operação, garantindo que a operação da planta seja feita um ponto ótimo de operação a ser mantido pela camada de controle,

contornando o efeito de perturbações que possam alterar o comportamento esperado pelo sistema (BALDEA; HARJUNKOSKI, 2014).

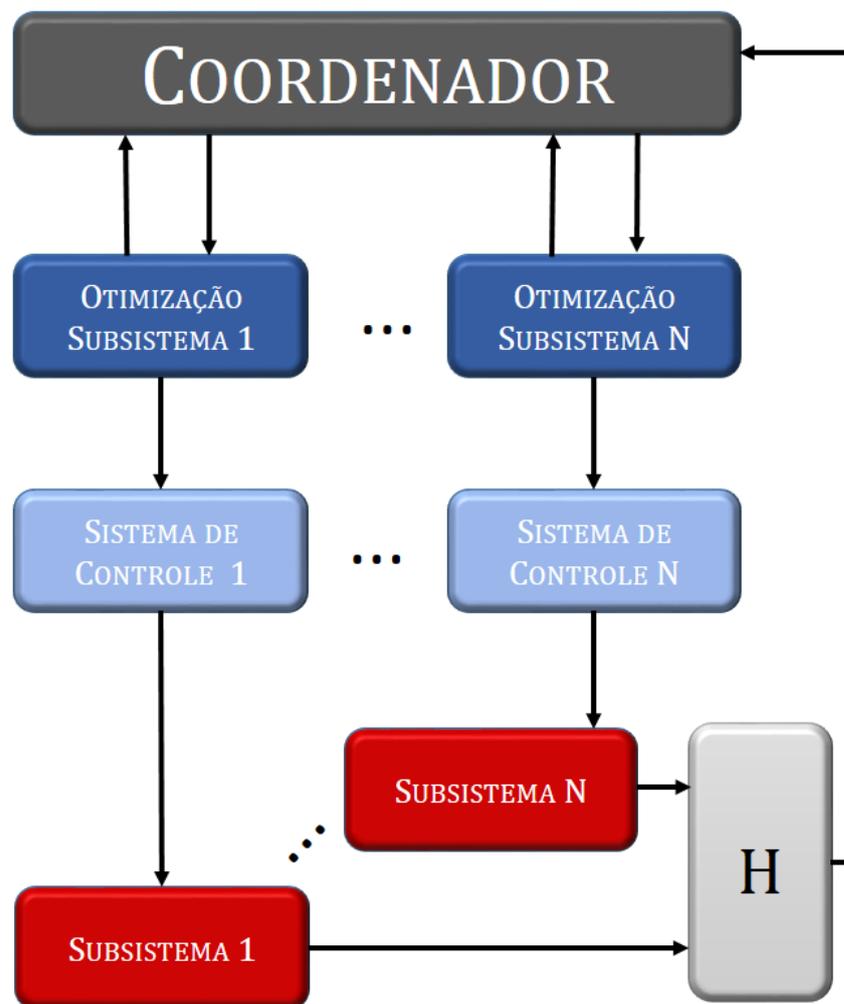
Narashiman e Skogestad (2007) apresentam os dois principais paradigmas na implementação da solução ótima para sistemas de controle. O primeiro paradigma indica que no controle otimizador *on-line*, no qual as medidas são utilizadas primeiramente para atualizar o modelo. Com a chegada de novas medidas, o problema de otimização é resolvido para as entradas. Neste caso, a implementação centralizada é complexa o que inviabiliza sua aplicação prática. O segundo paradigma utiliza que soluções pré-computadas baseadas na otimização *off-line*. Em geral, as medidas são usadas para atualizar as entradas usando sistemas de controladores *feedback*. Esta solução pode levar a diversas vantagens no projeto de sistemas de controle como robustez, simplicidade e redução no custo de modelagem e implementação (NARASIMHAN; SKOGESTAD, 2007). Com base no segundo paradigma apresentado, os autores apresentam aplicações do uso da resolução e análise para definir propriedades da solução ótima utilizada na implementação.

Skogestad (2000) aborda o controle auto-otimizador como uma metodologia para o projeto de estruturas de controle que levam à simplicidade quando aplicado a sistemas complexos de forma que, ao fixar alguns *setpoints* das variáveis controladas constantes, o sistema operaria indiretamente em condições ótimas, alcançando uma perda aceitável, sem que fosse sempre necessário atualizá-los a cada perturbação a que o sistema fosse submetido. Embora a coordenação da camada de controle supervisão seja eficiente para plantas químicas como abordado em trabalhos anteriormente citados, ela não garante que a camada de otimização seja resolvida de maneira a atender às exigências de todos os subsistemas que fazem parte da planta e atendam às restrições globais da mesma, simultaneamente.

Ao contrário de algumas alternativas encontradas na literatura decidiu-se, para este trabalho, adicionar a etapa de coordenação na camada otimizador do processo e não aliada ao controle supervisão como visto nos trabalhos citados anteriormente. O sistema de controle não seria mais composto de duas etapas, como proposto por Skogestad (2004), uma vez que as perturbações que afetam os aspectos econômicos da planta, consideradas de baixa frequência, seriam minimizadas na etapa de otimização e não na etapa de controle supervisão. Neste caso, as perturbações rápidas e de natureza estacionária, são consideradas irrelevantes para a otimização de processos de longa duração (KWONG, 1992).

O diagrama da estrutura hierárquica de controle sugerida é apresentada na Figura 5. De acordo com o método escolhido para a coordenação, informações sobre as interconexões dos subsistemas que compõem a planta serão necessárias para o problema de otimização. As relações entre as entradas e saídas de cada subsistema são definidas pela matriz  $H$ , garantindo que mesmo que o valor atualizado de tais variáveis medidas não sejam utilizadas na etapa de coordenação, a presença deste tipo de relação seja considerada para a resolução do problema.

Figura 5 – Estrutura do sistema de controle sugerida para plantas químicas a partir da otimização descentralizada coordenada.



Fonte: Adaptado de Kwong (1992).

A otimização é realizada de maneira descentralizada, de acordo com a separabilidade da função objetivo e das restrições que envolvem o problema, sendo as soluções dos

problemas locais coordenadas a partir de um problema de otimização global mais simples que o resolvido na otimização centralizada e que esta não seja requerida a cada vez que uma perturbação é aplicada ao sistema (KWONG, 1992).

Entre as vantagens apresentadas pela estrutura descentralizada coordenada estão maior frequência de execução e maior precisão do modelo adaptação *online* para que o modelo acompanhe mudanças no processo e robustez (KWONG, 1992). Porém, é fundamental garantir que o ótimo definido em cada problema de otimização local atenda às demandas do sistema global e dos demais subsistemas que compõem a planta. O otimizador global, neste caso, não é descartado. Seu objetivo agora é coordenar as soluções obtidas pelas otimizações locais. A coordenação garante que os resultados da otimização descentralizada atendam também ao objetivo comum, evitando que os mesmos conflitem entre si (INALHAN; STIPANOVIC; TOMILIN, 2002).

Para o garantir a eficiência da proposta sugerida, serão aplicados os conceitos apresentados por Luyben, Týreus e Luyben (1997, 1998) para a definição da estrutura de controle dos processos estudados com foco nas três camadas inferiores da Figura 3 que compõem a etapa descendente da metodologia apresentada por Skogestad (2004), propondo associação destas heurísticas à técnicas de otimização descentralizada coordenada para sistemas de larga escala. Os aspectos deste tipo de otimização serão apresentados no Capítulo 3 desta Tese.

A utilização da metodologia de Luyben, Týreus e Luyben (1997, 1998) garante que os aspectos em torno do comportamento dinâmico de plantas químicas complexas interligadas sejam considerados na tomada de decisão do sistemas de controle definido, minimizando assim, o efeito das peculiaridades que caracterizam este tipo de sistema no desempenho da estrutura de controle.

---

# OTIMIZAÇÃO DESCENTRALIZADA

## COORDENADA

---



este capítulo são apresentadas metodologias utilizadas na otimização descentralizada para a decomposição de plantas industriais complexas, além das principais técnicas de coordenação de otimização descentralizada abordadas na literatura. Os aspectos gerais de cada uma das técnicas são discutidos além da apresentação de algumas aplicações deste tipo de metodologia. Alguns métodos de coordenação são aplicados a um sistema composto de um reator e um flash interligados por vazões de reciclo e os resultados comparados ao da otimização centralizada.

### 3.1 Otimização de plantas industriais complexas

A otimização é uma ferramenta eficaz e bastante explorada na Engenharia Química, seja para a síntese de novos processos, projeto de equipamentos ou ainda determinação de condições de operação, planejamento e controle de processos já estabelecidos que atendam restrições de operação e mercado e resultem em processos mais eficientes, lucrativos e seguros (EDGAR; HIMMELBLAU; LASDON, 2001).

O mercado cada vez mais competitivo e exigente intensifica a necessidade por processos produtivos mais eficientes, mesmo com condições operacionais progressivamente mais restritas em termos de especificações de produtos, disponibilidade de matéria-prima, além de aspectos de segurança e meio-ambiente rígidos. Este cenário impõe o desenvolvimento de técnicas de controle e otimização mais sofisticadas, considerando a complexidade e dimensão do problema que envolve uma planta industrial.

A camada de otimização que envolve a estrutura hierárquica de decisões em uma planta industrial tem como objetivo otimizar uma função, geralmente relacionada a

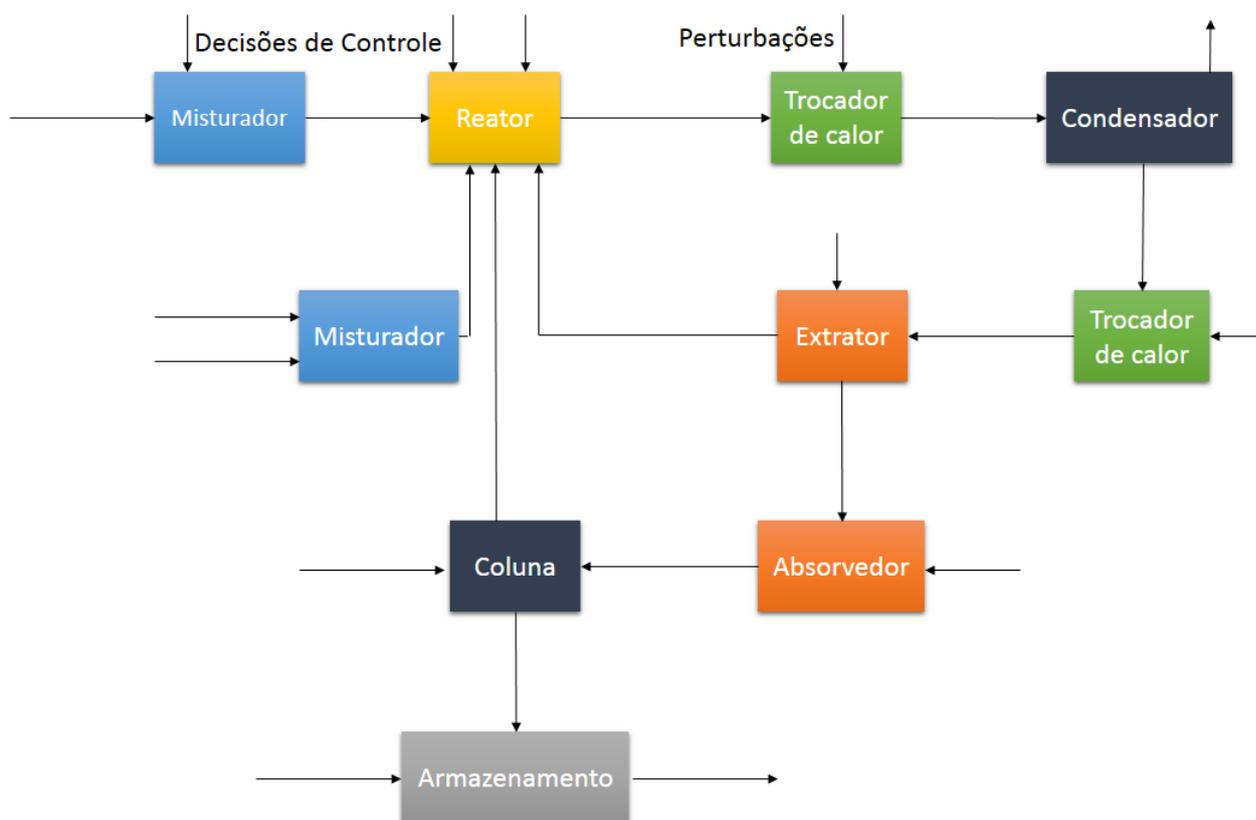
objetivos econômicos cujas restrições, além de limites operacionais, também são compostas pelos modelos fenomenológicos em estado estacionário que descrevem o comportamento do sistema, a fim de determinar o ponto ótimo de operação utilizado como referência pela camada de controle (EBRAHIMPOUR et al., 2014). O problema de otimização de um planta química envolve centenas de variáveis e equações a fim de identificar as condições de operação mais rentáveis para a planta.

As plantas industriais podem ser classificadas como sistemas de grandes dimensões, isto é, “sistemas cujas dimensões são tão grandes que para técnicas convencionais de modelagem, análise, controle e otimização é extremamente difícil ou impossível encontrar uma solução razoável” (LI, 1990). Outra característica para que um sistema seja considerado de grandes dimensões consiste na possibilidade de decompô-lo ou particioná-lo em um número finito de subsistemas interconectados de tamanho menor o que resulta em facilidades para o tratamento destes, do ponto de vista computacional e prático (JAMSHIDI, 1983). Um sistema complexo é também definido como um “rearranjo de elementos em que as saídas estão conectadas com as entradas, como por exemplo uma planta industrial” (FINDEISEN et al., 1980). Esta estrutura é apresentada na Figura 6.

As teorias de controle e otimização para sistemas de pequenas dimensões e sem interações são bem estabelecidas e consolidadas. Porém não se pode assumir que sistemas de grandes dimensões podem ser tratados de maneira centralizada. Estas áreas trabalhavam com sistemas simples com entradas e saídas únicas nos quais o objetivo global era comum ao objetivo local do sistema. Nas plantas atuais, com diversas interconexões, a divergência entre os objetivos faz com que a centralização de problemas envolvendo este tipo de sistema resulte em soluções falha, o que levou aos primeiros avanços em relação a este tipo de problema: a decomposição do sistemas em partes menores e mais simples como forma de garantir a eficiência computacional e a simplificação no projeto.

Com o conceito de decomposição de sistemas de grandes dimensões surge também a teoria de sistemas hierárquicos, que utiliza a decomposição de sistema complexos resultando em uma estrutura hierárquica como artifício para lidar com a complexidade dos mesmos. Nas décadas de 60 e 70, diversas metodologias foram apresentadas para adequada decomposição de sistemas de grandes dimensões. Uma das primeiras propostas apresentadas foi introduzida por Dantzig e Wolfe (1960, 1961), na qual apresenta um algoritmo para a decomposição de problemas de programação linear, considerando que um sistema de grandes dimensões linear apresenta a característica estrutural bloco-angular,

Figura 6 – Estrutura de sistema complexo de planta industrial.



**Fonte:** Adaptado de Findeisen et. al.(1980).

isto é, uma matriz de coeficientes com estrutura angular, na qual blocos independentes estão interligados por equações acopladas, que possibilita definir uma solução eficiente para o mesmo quando decomposto em uma sequência de problemas lineares de menor dimensão, com diminuição no número de restrições.

Himmelblau apresenta uma série composta por dois estudos (1966, 1967) sobre a decomposição de sistemas de grandes dimensões. No primeiro trabalho (HIMMELBLAU, 1966), o autor desenvolve a decomposição deste tipo de sistema com parâmetros concentrados, através da teoria de diagramas e propriedades de matrizes booleanas relacionadas. O sistema é considerado linear e como uma rede complexa de elementos que interagem entre si e deve ser reduzido até que a decomposição encontre suas redes cíclicas irreduzíveis. Alguns requisitos para a aplicação da metodologia são definidos e esta é aplicada a um conjunto de evaporadores de efeito triplo, representado por não linearidades, que demonstra que mesmo na ausência de reciclo, os elementos não-lineares fazem com que o uso das matrizes booleanas não resulta em um procedimento de decomposição adequado.

No segundo artigo da série (HIMMELBLAU, 1967), os sistemas considerados possuem elementos representados por equações não-lineares concentradas. Neste trabalho é apresentada uma metodologia que busca decompor o sistema de equações em blocos que contenham o menor número possível de equações a serem resolvidas simultaneamente.

Cohen (1978), em seu trabalho, diferencia a decomposição de problemas de otimização em duas alternativas: sequencial, mais utilizada para descrever algoritmos de otimização a serem implementados em computadores clássicos, e paralela, que representa de maneira mais adequada a característica original de otimização multiníveis. Esta última, utilizada no trabalho, considera a decomposição do espaço e das restrições implicitamente envolvidas, sendo estas distribuídas nos subproblemas definidos.

Com o desenvolvimento dos recursos computacionais ao longo das últimas décadas, os métodos para decomposição de sistemas de grandes dimensões foram se tornando cada vez mais sofisticados e eficientes. Outra técnica utilizada com frequência para a decomposição de sistemas complexos é o procedimento de Relaxação Lagrangiana, que se baseia na teoria de análise de sistemas convexos e tem como requisito o uso de técnicas de otimização não diferenciáveis (LASDON, 1970; GEOFFRION, 1974). O uso de funções Lagrangianas aumentadas permitiu o uso de técnicas diferenciáveis e estendeu o uso destas a sistemas não-convexos, como no estudo apresentado no estudo de Tatjewski e Engelman (TATJEWSKI; ENGELMANN, 1990).

Alguns trabalhos determinaram a decomposição de plantas industriais de maneira empírica e natural, de acordo com a própria estrutura do processo e as operações nele envolvidas, além da separabilidade das restrições e da função objetivo que envolvem o problema, o que facilita o processo. Estas técnicas tem mostrado uma alta eficiência quando comparadas com as técnicas desenvolvidas anteriormente (BIRGE; HOLMES, 1992; CASTRO, 2000; LI et al., 2008; ALABI; CASTRO, 2009; GUYONNET; GRANT; BAGAJEWICZ, 2009), mesmo que esta eficiência seja enfaticamente dependente da estrutura particular de cada problema (CONEJO; NOGALES; PRIETO, 2002).

Mahmoud (1977) classifica a decomposição de sistemas de grandes dimensões com base em três estruturas:

- *Natureza de controle*: aplicação de diferentes metodologias para controlar as diversas características do sistema, como em sistemas de energia interconectados;

- *Intensidade da influência:* arranjo dos subsistemas em diversos níveis com níveis superiores definidos como de alta prioridade quando comparados com níveis inferiores como é o caso de sistemas de gestão;
- *Estrutura do sistema:* decomposição acompanha o comportamento físico e fases operacionais do processo como o caso de plantas químicas e sistemas de controle.

Esta abordagem baseada na estrutura da planta química recebe o nome de decomposição multirramos e obedece em geral as operações unitárias que envolvem o processo. Porém, muitas vezes a título de simplificação, algumas delas podem ser combinadas formando um subsistema que tenham metas comuns quando trata-se de ações de controle e objetivos econômicos (KWONG, 1992).

A otimização descentralizada, definida a partir da decomposição do processo, surge como alternativa para contornar problemas típicos da abordagem centralizada como requerimentos de manutenção, confiabilidade dos dados de entrada, variação nas condições da unidade, esforço computacional e interface humana (KWONG, 1992). A diferença estrutural entre a otimização centralizada e a otimização descentralizada coordenada é apresentada na Figura 7.

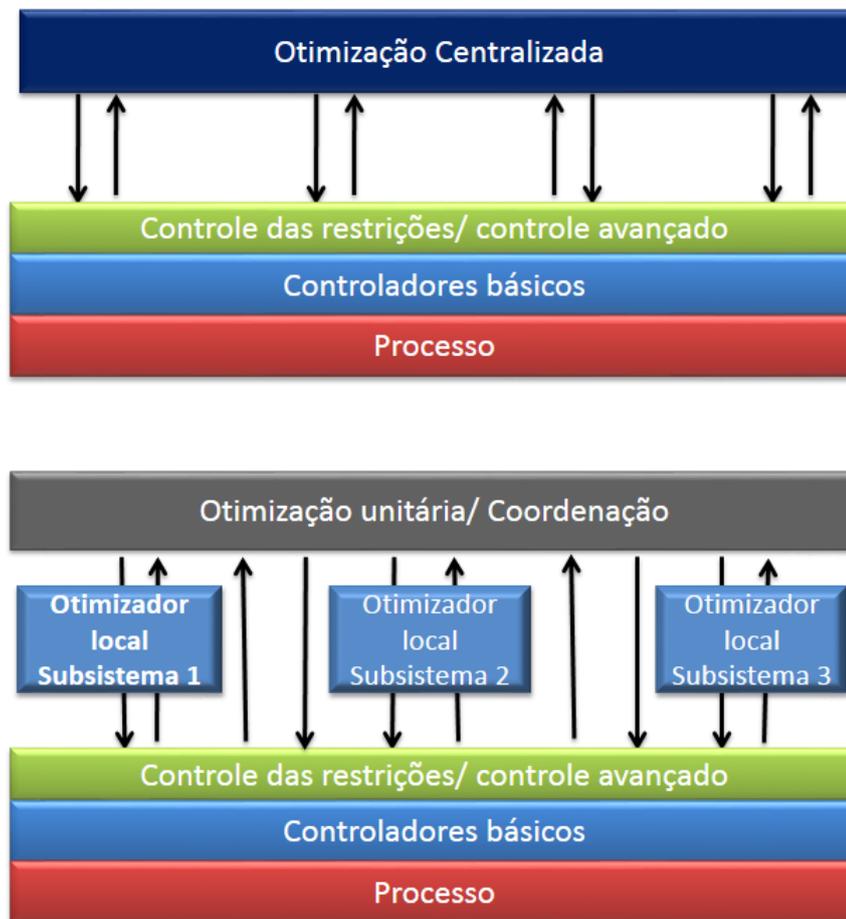
Neste trabalho, esta será a abordagem utilizada para a otimização de sistemas de larga escala, a partir de métodos de coordenação para otimização descentralizada.

### **3.2 Coordenação de problemas de otimização para plantas industriais de grandes dimensões**

Otimização de sistemas de grandes dimensões é uma tarefa complexa e requer técnicas eficazes para sua resolução (ZAVALA; LAIRD; BIEGLER, 2008), sendo uma das abordagens utilizadas é a decomposição do problema global em subproblemas menores. A decomposição de sistemas complexos reduz a complexidade do problema e o esforço computacional exigido, encontrando soluções em torno de 1-3% da função objetivo definida pela alternativa centralizada, que satisfazem os critérios econômicos e operacionais estabelecidos (HARJUNKOSKI; GROSSMANN, 2001).

A utilização de estruturas descentralizadas para a otimização e controle de sistemas complexos com integração exige que se crie um mecanismo capaz de garantir que as tarefas de controle e otimização locais alcancem objetivos globais da planta. A inserção de uma etapa de coordenação em sistemas hierárquicos tem como objetivo garantir que, definidos

Figura 7 – Estrutura de otimização centralizada e descentralizada .



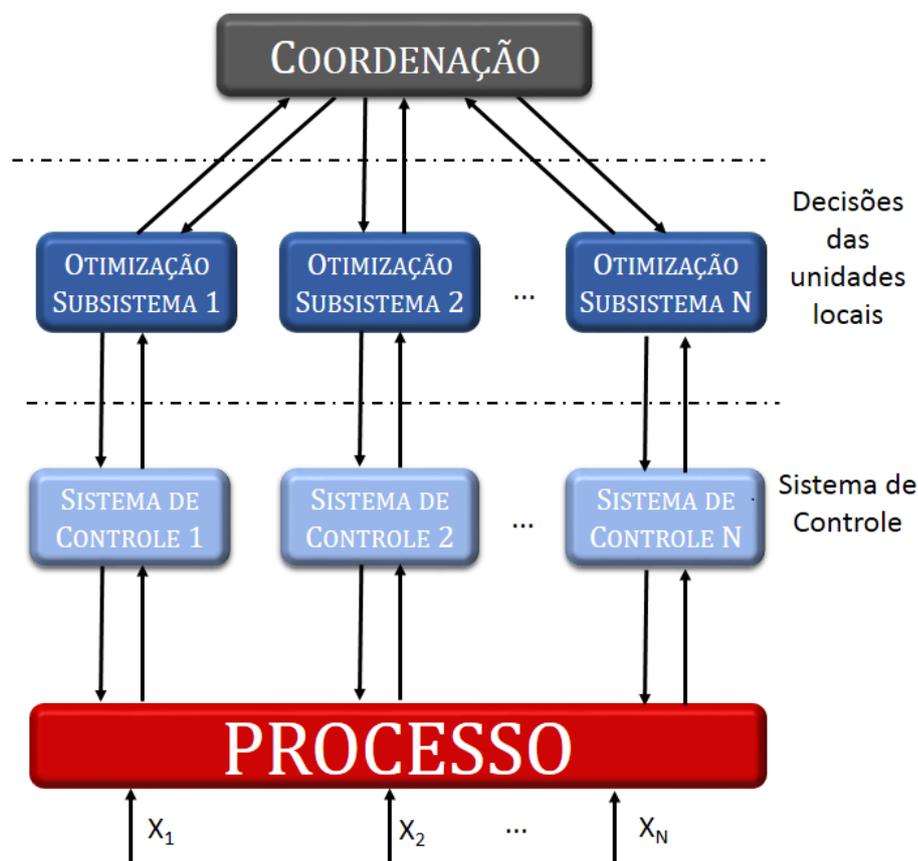
**Fonte:** Adaptado de Kwong (1992).

os objetivos das unidades individuais que compõem o sistema, o objetivo global do processo também seja garantido como se o processo fosse uma unidade simples (MESAROVIC; MACKO; TAKAHARA, 1970).

A estrutura de otimização descentralizada coordenada aplicada a este trabalho é originária da decomposição multirramos, apresentada por Kwong (1992). Esta estrutura é apresentada na Figura 8.

As técnicas de coordenação tem sido discutidas a cerca de quatro décadas, a fim de determinar qual a técnica mais adequada para tais fins. Bakalis e Ellis (1989) testaram três diferentes algoritmos de coordenação aplicados ao controle otimizante de uma planta de vaporização, decomposta em dois subsistemas, utilizando o modelo matemático em estado estacionário. Os métodos de coordenação testados foram o Método de Predição de Interações ou Método Direto (MD), o Método de Balanceamento de Interações (IBM),

Figura 8 – Decomposição multirramos das tarefas de controle de uma planta complexa industrial.



Fonte: Adaptado de Kwong (1992).

além do Método de Otimização e Estimativa de Parâmetros para Sistemas Integrados (ISOPE). Os dois primeiros métodos necessitam de informações sobre variáveis medidas do processo.

Roberts e colaboradores (TATJEWSKI; ABDULLAH; ROBERTS, 1988; BRYDS et al., 1989; AMINI; LIN; ROBERTS, 1992; ROBERTS, 1995) desenvolveram alguns trabalhos apresentando a estrutura de controle hierárquico de processos industriais através de um *loop* duplo iterativo a fim de determinar o estado estacionário ótimo para processos industriais.

No estudo apresentado por Tatjewski, Abdullah e Roberts (1988), comparam-se alguns algoritmos ISOPE desenvolvidos para o sistema de controle hierárquico ótimo de processos industriais, incorporando métodos de coordenação já apresentados na literatura e sugerindo ainda novas configurações. Em um de seus trabalhos Bryds e colaboradores

(1989) investigaram as condições de convergência da técnica, utilizando o vetor de interações como parâmetro para coordenação.

Amini, Lin e Roberts (1992) definem um algoritmo iterativo com *feedback* global para ISOPE utilizando o IBMF como método selecionado para a coordenação. Um modelo linearizado é utilizado na etapa de otimização para representar o sistema e a técnica busca reduzir a sensibilidade do algoritmo a diferenças modelo-planta e promove a convergência do método. No trabalho desenvolvido posteriormente, Roberts (1995) destaca a eficiência do método ISOPE para definir o ponto ótimo de operação apesar de erros de modelos matemáticos. O autor propõe uma extensão para o método ISOPE aplicada a solução de problemas de controle dinâmico ótimo (DISOPE) que apresenta resultados promissores quando aplicados a processos em batelada e controle preditivo ótimo.

Os métodos de coordenação, frequentemente, são desenvolvidos em malha fechada, sendo o coordenador alimentado por informações de variáveis medidas do processo, em uma tentativa de aumentar a performance da camada de otimização, considerando a diferença entre modelo e planta (LI, 1990). Diversos estudos disponíveis na literatura apresentam os métodos de coordenação mais utilizados na otimização descentralizada de sistemas de grandes dimensões. Nesta tese, optou-se por detalhar os Métodos IPM, IBM e IBMF, que serão aplicados aos processos de interesse selecionados. Detalhes sobre demais métodos de coordenação, convergência, existência e resolubilidade e comparação dos resultados obtidos por estes métodos podem ser encontrados nos estudos de Findesen et al. (1980), Kwong (1992) e Brdys e Tatjewski (2005).

### 3.2.1 Descrição Matemática da Estrutura de Otimização para Plantas Químicas

A fim de garantir a clara compreensão do problema de otimização para plantas químicas complexas, considere o sistema de interesse cujo comportamento dinâmico é descrito pelas Equações (3.1)-(3.2):

$$\dot{\mathbf{x}} = f(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \quad (3.1)$$

$$\mathbf{y} = h(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \quad (3.2)$$

no qual define-se  $\mathbf{x} \in \mathbb{R}^{n_x}$  como o vetor de estados do sistema,  $\mathbf{m} \in \mathbb{R}^{n_m}$  é o vetor de variáveis manipuladas,  $\mathbf{d} \in \mathbb{R}^{n_d}$  corresponde ao vetor de perturbações e  $\mathbf{y} \in \mathbb{R}^{n_y}$  é definido como o vetor de variáveis de saída.

O problema de otimização centralizada deste sistema, cuja meta é otimizar aspectos econômicos do sistema como minimizar custos operacionais ou maximizar lucros, satisfazendo restrições de operação e especificação de qualidade, segurança e ambiental, é definido nas Equações (3.3)-(3.6).

$$\min_{\mathbf{m}} \int_0^T \Phi(\mathbf{y}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) dt \quad (3.3)$$

sujeito a

$$\dot{\mathbf{x}} = f(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \quad (3.4)$$

$$\mathbf{y} = h(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \quad (3.5)$$

$$g(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \leq 0 \quad (3.6)$$

definindo  $\Phi$  como o custo operacional do processo e  $g$  como o conjunto de inequações do problema de otimização.

Na estrutura multirramos, a tarefa de controle da primeira camada (Equação (3.7)) composta pelo controle regulatório, é manter as variáveis controladas nos respectivos *setpoints*,  $\mathbf{y}_{sp}$  (KWONG, 1992).

$$\mathbf{y}(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) = \mathbf{y}_{sp} \quad (3.7)$$

A segunda camada de controle tem como tarefa efetuar a otimização estática para determinar os *setpoints* ótimos para os controladores que compõem a primeira camada, uma vez que o processo pode ser considerado em estado estacionário pela camada de otimização após a ação destes controladores. A tarefa de controle da segunda camada é descrita pela Equação (3.8), na qual busca-se definir os valores de referência das variáveis de saída que satisfaçam o critério econômico descrito no problema de otimização.

$$\min_{\mathbf{y}_{sp}} \Phi(\mathbf{y}_{sp}) \quad (3.8)$$

sujeito às restrições da planta.

Para que a estrutura proposta seja eficaz, é necessário que a primeira camada seja capaz de neutralizar as perturbações de alta frequência às quais o processo é submetido.

Estas perturbações possuem variações rápidas e podem ser desconsideradas para problemas de longa duração. Perturbações lentas e persistentes, que possuam impacto econômico na planta, devem ser consideradas pela etapa de otimização para a determinação dos estados estacionários das variáveis controladas (KWONG, 1992).

Definindo a metodologia proposta, considere que o sistema a ser controlado possa ser decomposto em  $N$  subsistemas e descrito pelo modelo composto pelas Equações (3.9)-(3.11).

$$\dot{\mathbf{x}}_i = f_i(\mathbf{x}_i, \mathbf{m}_i, \mathbf{d}_i, \mathbf{u}_i) \quad (3.9)$$

$$\mathbf{y}_i = h_i(\mathbf{x}_i, \mathbf{m}_i, \mathbf{d}_i, \mathbf{u}_i) \quad (3.10)$$

$$g_i(\mathbf{x}_i, \mathbf{m}_i, \mathbf{d}_i, \mathbf{u}_i) \leq 0 \quad (3.11)$$

para  $i = 1 \dots N$ , no qual  $\mathbf{u}_i$  são as interconexões do subsistema  $i$  com os demais subsistemas, definidas pela Equação (3.12):

$$\mathbf{u}_i = \sum_{j=1}^N \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_j = \mathbf{H}_i \mathbf{y} \quad \text{para } i = 1 \dots N \quad (3.12)$$

na qual  $\mathbf{H}_i$  é a matriz de interconexões do subsistema  $i$  com os demais subsistemas. Note que é essencial para a aplicação desta metodologia, a separabilidade da função objetivo e das restrições que compõem o problema, a fim de auxiliar na definição dos subsistemas. A otimização em dois níveis considera que os subproblemas locais podem ser resolvidos paralelamente e de forma independente e as interações entre eles serão consideradas na etapa de coordenação.

O objetivo do problema de controle global é encontrar as variáveis manipuladas  $\mathbf{m}$  que sejam solução do problema descrito pelas Equações (3.13)-(3.15):

$$\min_{\mathbf{m}} \Phi = \int_0^T \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) dt \quad (3.13)$$

sujeito às restrições

$$\dot{\mathbf{x}} = f(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \quad (3.14)$$

$$g(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \leq 0 \quad (3.15)$$

Reguladores da primeira camada devem manter as variáveis controladas em seus *setpoints*. Satisfeitas as condições de estado estacionário, o problema de otimização global é apresentado na Equações (3.16)-(3.18):

$$\min_{\mathbf{m}} \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \quad (3.16)$$

sujeito a

$$f(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) = 0 \quad (3.17)$$

$$g(\mathbf{x}, \mathbf{m}, \mathbf{d}) \leq 0 \quad (3.18)$$

### 3.2.2 Método de Predição de Interações

O Método de Predição de Interações (IPM) é também conhecido como Método Direto. Neste método, a cada interação, o coordenador especifica as variáveis de saída  $\mathbf{y}_i$ , assumindo que as variáveis de interação possuem exatamente o mesmo valor predito pelo coordenador, ou seja,  $\mathbf{y}_i = \mathbf{y}_{i,sp}$  para os  $N$  subsistemas que compõem a planta.

Com base nas informações compartilhadas entre a etapa de coordenação e os subsistemas, a cada interação, o coordenador aplica um procedimento iterativo que ajusta as especificações das variáveis de interação até que o ótimo de ambas as etapas de otimização seja definido. A Figura 9 apresenta a estrutura hierárquica do sistemas utilizando o Método Direto na etapa de coordenação (LI, 1990; KWONG, 1992).

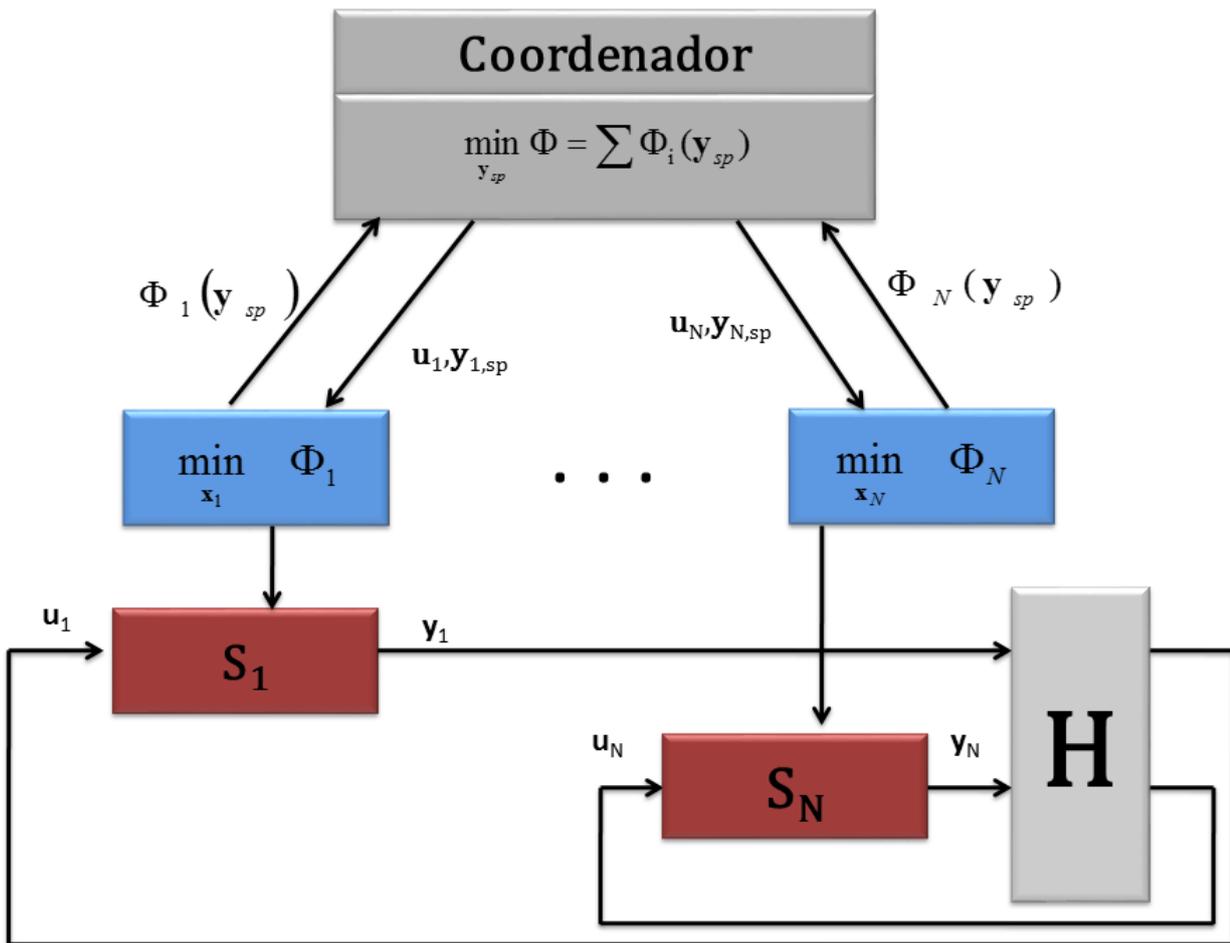
O problema de otimização definido na etapa de coordenação é dado pela Equação (3.19):

$$\min_{\mathbf{y}_{sp}} \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}) = \sum \Phi_i(\mathbf{y}_{sp}) \quad (3.19)$$

sujeito a  $\mathbf{y}_{sp} \in \mathbb{Y}^{ny_{sp}}$ .

Admite-se que a função global possa ser decomposta aditivamente em objetivos dos subsistemas. O problema de otimização é dividido em  $N$  subproblemas para o primeiro nível.

Figura 9 – Estrutura de otimização descentralizada coordenada a partir do Método Direto.



**Fonte:** Adaptado de Kwong (1992)

Sendo assim, cada problema de otimização local, definido pelas Equações (3.20)-(3.22), é apresentado como

$$\min_{\mathbf{x}_i} \Phi_i(\mathbf{x}_i, \mathbf{u}_i, \mathbf{d}_i) \quad (3.20)$$

sujeito a

$$\mathbf{u}_i = \sum_j \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_{j,sp} \quad (3.21)$$

$$\mathbf{g}_i(\mathbf{x}_i, \mathbf{u}_i, \mathbf{d}_i) \leq 0 \quad (3.22)$$

Como demonstrado por Findeisen et al. (1980), quando o problema de coordenação é resolvido, os valores obtidos para as saídas  $\mathbf{y}_i$  são tais que correspondem às soluções dos problemas de otimização local, assim como para a resolução dos problemas de otimização

local é necessário conhecer a solução da coordenação. Esta interdependência entre os níveis que compõem o sistema resulta em um modo sequencial de resolução do problema no qual a primeira estimativa para o vetor composto pelos valores das saídas,  $\mathbf{y}$ , são feitas no coordenador.

A solução encontrada pela etapa de coordenação é enviada aos problemas de otimização local que são resolvidos de maneira independente, definindo os valores para os estados do sistema ( $\mathbf{x}$ ). Estes valores retornam ao nível superior da estrutura multirramos, onde é feita novamente uma melhor estimativa para os valores de saídas e entradas dos subsistemas até que encontrem a solução ótima para as duas camadas. A solução para o problema de otimização existe, se e somente se, houver solução para o nível de coordenação (FINDEISEN et al., 1980).

Este método é apropriado para aplicações de otimização *online* uma vez que as restrições de interconexões entre os subsistemas que compõem a planta são sempre satisfeitas (LI, 1990).

Outro aspecto relevante para a aplicação deste método na etapa de coordenação da otimização, consiste no fato de que nenhuma variável auxiliar é necessária para a resolução do algoritmo de otimização. O número de variáveis envolvidas nos níveis de coordenação e otimização local são iguais (WHITE; SIMMONS, 1977). Assim, outra vantagem do método consiste na estimativa inicial necessária para o coordenador. No IPM, estas estimativas são as variáveis de conexão entre os subsistemas enquanto a otimização centralizada exige que se conheça todas as variáveis envolvidas no problema de otimização. Portanto, o Método de Predição de Interações pode ser facilmente aplicado em situações práticas, uma vez que pode-se utilizar medidores para verificar o valor que tais variáveis assumem no instante anterior ao qual a otimização é necessária, e assumir tais valores como estimativa.

O Método Direto tem sido utilizado em diversas proposta de otimização descentralizada coordenada e apresentado resultados satisfatórios. Findensein, Pulaczewski e Manitius (1970) propõem uma estrutura baseada na decomposição multirramos de uma planta de produção de açúcar, na qual a decomposição baseia-se na estrutura da planta com os subsistemas definidos pelas etapas de transporte de matéria-prima, extrator, estação de clarificação de caldo e evaporador, de acordo com a separabilidade das restrições e da função objetivo. A camada de otimização responsável pela programação é dinâmica para o cálculo do tempo da campanha, enquanto a etapa de planejamento é realizada de forma descentralizada e estática, coordenada a partir do IPM, minimizando os custos

de produção. Os fluxos de massa são coordenados a fim de minimizar perdas em estado não-estacionário.

Umeda, Shindo e Takazi (1972) aplicam a otimização em dois níveis para um sistema composto por três subsistemas, definidos de acordo com a estrutura do processo: unidade de reação, unidade de separação e utilidade. O resultado é comparado a abordagem centralizada da otimização. A otimização descentralizada promove um aumento no lucro do processo além de apresentar uma melhor característica de convergência.

Bakalis e Ellis (1989) analisam a simulação de sistemas de controle hierárquico a partir de um modelo para uma planta piloto de vaporização através da otimização em dois níveis, utilizando entre outras estratégias de coordenação, o Método Direto. As estruturas propostas, além de testarem diferentes métodos de coordenação, também podem ser classificadas de acordo com as informações enviadas ao coordenador. Se o coordenador utiliza as informações obtidas no sistema, define-se que a otimização local será baseada no modelo do processo (malha aberta); caso estas informações sejam utilizadas pelas unidades locais para tomadas de decisão, as informações são retornadas apenas localmente e o coordenador fará o uso do modelo para definição de seus resultados (malha fechada). A estratégia de coordenação a partir deste método em malha aberta é aplicável quando trata-se deste método e embora haja um aumento no custo computacional em virtude do alto número de iterações necessárias para encontrar o ponto ótimo quando comparado ao IBM, também aplicado ao sistema proposto; o método resulta em um aumento no índice de performance real do problema. Os autores ressaltam ainda que o método pode levar a soluções sub-ótimas caso as diferenças entre planta e modelo existam. Em um trabalho apresentado posteriormente (BAKALIS; ELLIS, 1992), a estrutura apresentada no trabalho anterior foi implementada para a planta real com o auxílio de computadores e sistemas de controle regulatório. O sistema utilizado com a coordenação a partir do IPM apresentou dificuldades uma vez que, ao ser aplicado, os *setpoints* para as variáveis definidas pelo coordenador não se encontravam na região realizável para tais. Após alteração no modo de inicialização do algoritmo, primeiramente de modo *offline* passando posteriormente a receber informações das variáveis medidas, o método apresentou convergência. Os trabalhos referentes a aplicação deste método de coordenação destacam que a principal dificuldade para aplicação do mesmo é a possibilidade da solução definida para  $y_{isp}$  no coordenador não possibilitar que os problemas locais de otimização encontrem uma solução factível (KWONG, 1992), o que poderia gerar um esforço excessivo do método para buscar a

solução. Assim, para a resolução do problema de coordenação de maneira efetiva a partir do Método de Predição de Interações, necessita-se de informações do gradiente da função; no caso do método em questão, faz-se necessário presumir que as variáveis de coordenação assumem valores que levam os subproblemas locais a regiões factíveis dentro dos limites de restrições.

White e Simmons (1977) enfatizam a importância de se conhecer o gradiente da função objetivo  $\Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d})$ , uma vez que uma iteração do coordenador necessita da solução de todos os problemas de otimização local. Uma vez que este gradiente pode não ser facilmente calculado, ou ainda não existir, isto implica em uma limitação para a resolução do problema de coordenação de maneira eficaz. Os problemas de otimização local podem ser superdeterminados quando utilizado o IPM como estratégia de coordenação, situação resultante quando o número de restrições de igualdade é maior que o número de variáveis. Este é o caso de produções industriais complexas quando há a tentativa de especificar as taxas de produção e consumo de matéria-prima em cada unidade do processo (WHITE; SIMMONS, 1977). Para evitar que isto ocorra, é possível reduzir o número efetivo de interconexões entre os subsistemas ou relaxar as restrições em torno destas, sem perda das propriedades de aplicabilidade do método de coordenação (LI, 1990).

Algumas variações do método tradicional foram propostas a fim de buscar solução para problemas apresentados na aplicação do método. Gu e Wan (2001) apresentam uma nova metodologia para a definição de estrutura de controle otimizante hierárquico para sistemas industriais representados por modelos de equações algébricas com parâmetros *fuzzy*. A estrutura clássica de controle hierárquico com mecanismos de coordenação diversas, inclusive o IPM, é aplicada aos processos de interesse. Tanto para a versão clássica do método quanto a alternativa proposta pelo autor resultaram em um índice de performance real próximo ao obtido pelo modelo. A versão implementada com a lógica *fuzzy* apresentou um aumento de 35% no número de iterações necessárias quando comparada a alternativa clássica obtendo porém, um índice de performance real cerca de 4% maior que o IPM.

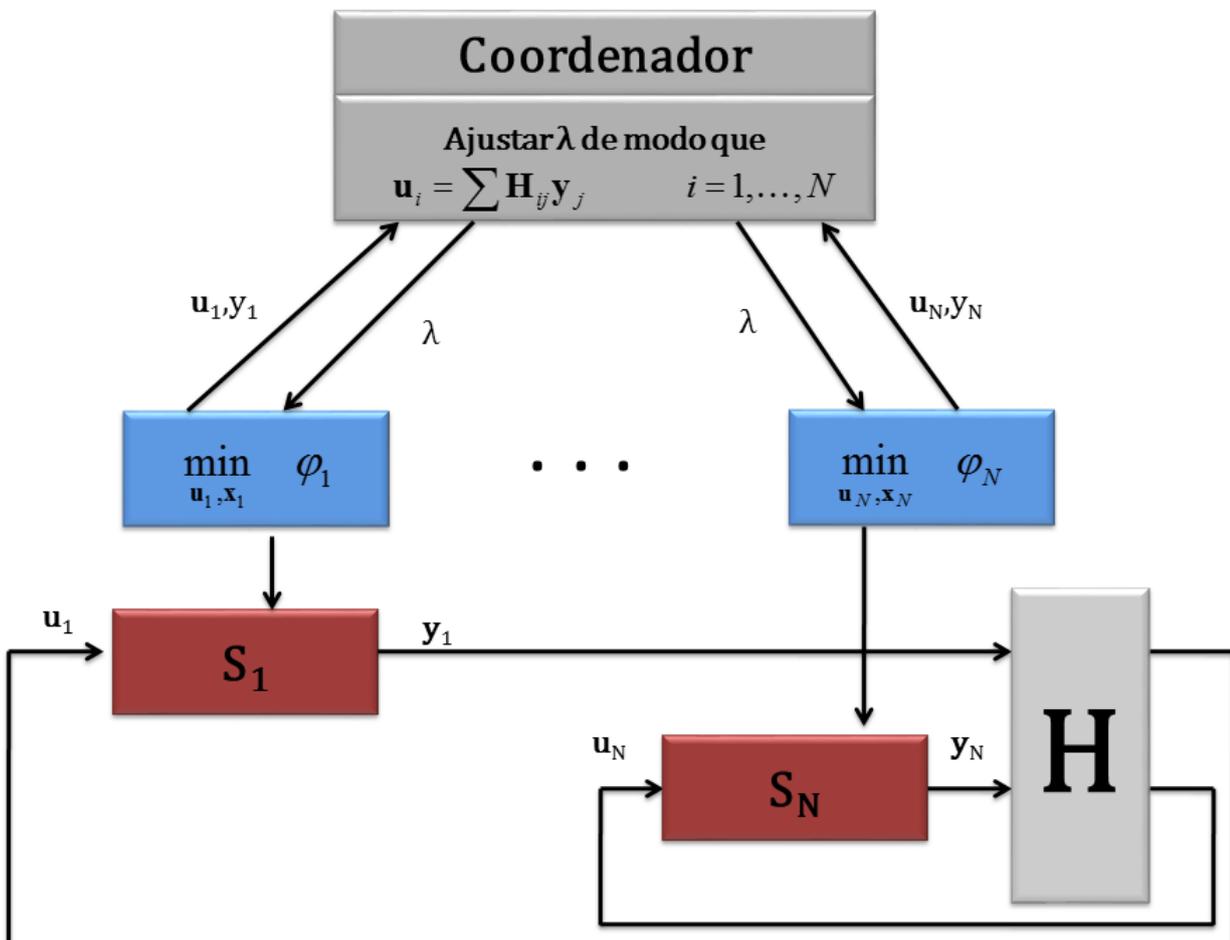
Sadati (2005) apresenta uma nova aproximação para a coordenação de sistemas de grandes dimensões baseada no Método de Predição de Interações. A coordenação da aproximação definida é realizada com base na definição do gradiente de predição dos erros de interação, o que torna-se uma vantagem uma vez que para sistemas em que o número de variáveis de interação de cada subsistema é maior que a dimensão do vetor de entradas locais, o que pode tornar o método clássico não aplicável. A proposta apresenta rápida

convergência quando comparada às propostas anteriores, reduzindo o número de interações necessárias e garantindo a eficácia do algoritmo.

### 3.2.3 Método de Balanceamento de Interações

O Método de Balanceamento de Interações (IBM), também conhecido como coordenação dos preços, diferente do Método Direto que fixa o valor das saídas do processo, considera as interconexões dos subsistemas como restrições dos problemas de otimização local. Este método reduz significativamente ou até mesmo elimina os empecilhos para aplicação do Método Direto relacionadas ao número de saídas em alguns subsistemas (FINDEISEN et al., 1980). O esquema para a estrutura multirramos utilizando o IBM na etapa de coordenação é apresentada na Figura 10.

Figura 10 – Otimização descentralizada coordenada a partir do Método de Balanceamento de Interações.



Fonte: Adaptado de Kwong (1992).

O coordenador ajusta o vetor de variáveis auxiliares de preços  $\boldsymbol{\lambda}$ , minimizando as diferenças entre as interações dos subsistemas, tendo como objetivo atingir a condição de balanceamento das equações de interconexão (LI, 1990; KWONG, 1992). O problema definido na camada de coordenação é dado pela Equação (3.23). Assume-se que as perturbações  $z_i$  são constantes na etapa de otimização e serão omitidas a título de simplificação.

$$\mathbf{u}_i = \sum_j \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_j \quad (3.23)$$

Outra alternativa apresentada por Kwong (1992) para o problema de coordenação é o ajuste do vetor  $\boldsymbol{\lambda}$  através da minimização da norma do erro, como definido na Equação (3.24).

$$\|e\| = \left\| \mathbf{u}_i - \sum_j \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_j \right\| \quad (3.24)$$

Simultaneamente, os otimizadores locais minimizam suas metas  $\varphi_i$  enviando os resultados ao coordenador que seleciona novos valores para  $\lambda_i$ . A estrutura baseia-se na função Lagrangiana formada pelo índice de performance global aditivo e a totalidade das interconexões, definida na Equação (3.25):

$$\begin{aligned} \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}, \boldsymbol{\lambda}) &= \sum_{i=1}^N \Phi_i + \sum_{i=1}^N \boldsymbol{\lambda}_i^T \left( -\mathbf{u}_i + \sum_{j=1}^N \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_j \right) \\ \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}, \boldsymbol{\lambda}) &= \sum_{i=1}^N \Phi_i - \sum_{i=1}^N \boldsymbol{\lambda}_i^T \mathbf{u}_i + \sum_{i=1}^N \boldsymbol{\lambda}_i^T \sum_{j=1}^N \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_j \\ \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}, \boldsymbol{\lambda}) &= \sum_{i=1}^N \Phi_i - \boldsymbol{\lambda}_i^T \mathbf{u}_i + \sum_{j=1}^N \boldsymbol{\lambda}_j^T \mathbf{H}_{ij} \mathbf{y}_j \\ \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}, \boldsymbol{\lambda}) &= \sum_{i=1}^N \varphi_i(\mathbf{x}_i, \mathbf{u}_i, \mathbf{d}_i, \boldsymbol{\lambda}_i) \end{aligned} \quad (3.25)$$

definindo  $\varphi_i$  como a função sub-Lagrangiana para o subsistema  $S_i$ ,  $i = 1 \dots N$  e  $\boldsymbol{\lambda}_i$  o vetor de multiplicadores de Lagrange associados às restrições de igualdade entre as entradas e saídas dos subsistemas, definidas nas Equações (3.23) ou (3.24), na qual assume-se que a matriz de interconexões entre os subsistemas do processo  $\mathbf{H}^T = (\mathbf{H}_1^T, \dots, \mathbf{H}_N^T)$  é conhecida.

Uma vez que a tarefa do coordenador é selecionar as variáveis de entrada dos subsistemas que satisfaçam estas restrições, a solução ótima final global do sistema é

obtida, desde que o problema definido no coordenador seja convexo, uma vez que a não convexidade pode resultar em um obstáculo para o mapeamento da solução, definindo uma solução que pode ou não ser ótima (LI, 1990).

Esta formulação permite que cada subsistema defina os valores de suas entradas, saídas e estados de modo a otimizar seus objetivos sujeitos apenas às restrições locais, consumindo ou produzindo apenas a quantidade necessária para manter a igualdade entre as variáveis de interconexão dos subsistemas (WHITE; SIMMONS, 1977).

A aplicabilidade do método fundamenta-se na existência do ponto de sela da função Lagrangiana (Equação (3.25)) (FINDEISEN et al., 1980; KWONG, 1992), fato que garante a existência dos multiplicadores de Lagrange que sejam solução do problema (LASDON, 1968). A convergência do algoritmo é garantida desde que haja valores de  $y_i$  tal que as soluções ótimas dos subsistemas satisfaçam todas as condições necessárias do problema global (GÓMEZ et al., 2001). A existência de solução pode ser garantida apenas para problemas convexos, porém resultados úteis podem ser obtidos para problemas que não possuem a convexidade requerida (LASDON, 1968).

A complexidade e dimensão dos problemas de otimização de plantas industriais faz com que o tempo de processamento para a resolução destes seja uma das vantagens em se abordar a estratégia descentralizada coordenada com o Método IBM. Gómez et al. (2001) analisam a aplicação da estrutura hierárquica de otimização descentralizada coordenada para problemas multiobjetivos. O Método de Balanceamento de Interações foi uma das estratégias de coordenação aplicada, obtendo bons resultados e um decréscimo de 20% do tempo total de processamento necessário para a resolução do problema quanto comparado a otimização centralizada.

Yan, Ren e Meng (2010, 2015) propõem um sistema de controle iterativo com aprendizado para um sistema de aquecimento, ventilação e condicionamento composto por diversos subsistemas multivariáveis fortemente interligados, com dinâmica não-linear. A etapa de otimização é decomposta em duas camadas (otimização local e coordenação) utilizando o Método de Balanceamento de Interações como estratégia de coordenação. A proposta de controle apresenta uma boa performance e resulta em uma economia de 18,2% de energia do sistema.

Esta estratégia de coordenação é aplicada não apenas a otimização descentralizada coordenada mas também a sistemas de controle avançado descentralizados, como o apresentado no trabalho de Flórez et al. (2013). Os autores projetam um sistema de controle

composto por controladores preditivos baseados em modelo para uma hidroelétrica, na qual, os controladores agem sobre o sistema de maneira descentralizada porém, para garantir a performance do sistema proposto, rejeitando perturbações preditas e não-preditas além de considerar as restrições operacionais de cada subsistema, a etapa de coordenação é acrescentada ao mesmo. Os resultados são comparados ao comportamento oriundo das ações de um MPC projetado de modo centralizado e alcançam um nível de performance correspondente a este, promovendo ainda a flexibilidade e robustez do sistema de controle.

#### 3.2.4 Método de Predição de Interações com Realimentação

Uma das maiores restrições a aplicação dos IPM e IBM consiste no fato de os mesmos convergirem para pontos sub-ótimos quanto existem diferenças entre modelo e planta (BAKALIS; ELLIS, 1992). O modelo detalhado de plantas químicas pode ser de difícil obtenção (SKOGESTAD, 2004), sendo necessário, na prática, que o mesmo represente de maneira satisfatória o comportamento esperado pelo sistema (LI, 1990). Além disso, sua resolução exige técnicas adequadas de resolução de equações complexas, o que pode levar a resultados insatisfatórios na etapa de otimização (EDGAR; HIMMELBLAU, 2001).

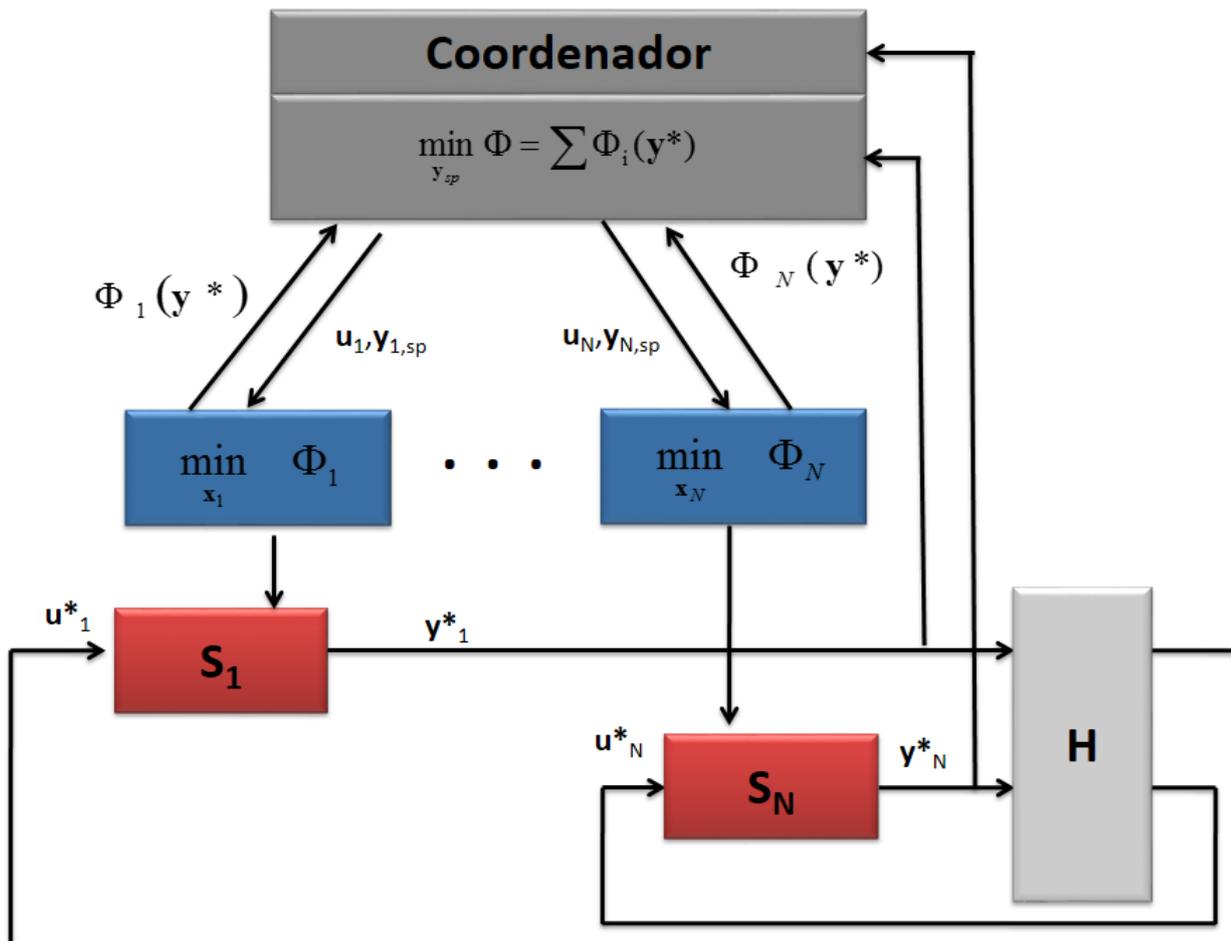
Métodos de coordenação que consideram a diferença entre a planta real e o modelo utilizado na otimização podem garantir *setpoints* ótimos, uma vez que estes métodos recebem informações do processo real, sendo que as medidas do processo podem ser enviadas de maneira global ao coordenador ou ainda localmente aos subsistemas (LI, 1990). Obter informações do sistema real viabiliza a aplicação da otimização descentralizada coordenada para sistemas de grandes dimensões com interações uma vez que estes buscam reduzir esta diferença modelo-planta.

Findeisen et al. (1980) apresentam duas versões para os algoritmos anteriores nas quais medidas da planta real são enviadas ao coordenador e utilizadas nesta etapa de modo a suprir as diferenças modelo-planta. O primeiro método aqui descrito é o Método de Predição de Interações com Realimentação (IPMF).

Neste método, os problemas locais são definidos de maneira análoga ao IPM. A estrutura do método é apresentada na Figura 11.

A camada de coordenação envia aos subsistemas locais os valores definidos para as variáveis de interconexão para que sejam base para as tomadas de decisão dos subsistemas do mesmo modo que a versão do método sem a realimentação. Uma vez que estes são

Figura 11 – Otimização descentralizada coordenada a partir do IPMF.



Fonte: Acervo do Autor

resolvidos, as variáveis manipuladas são enviadas ao processo real e as medidas transmitidas ao coordenador (LI, 1990).

Neste caso, o problema de coordenação é resolvido com base nas decisões dos subsistemas e nas variáveis de saída medidas  $\mathbf{y}^*$ . A tarefa do coordenador é definida na Equação (3.26).

$$\min_{\mathbf{y}_{sp}} \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}) = \sum \Phi_i(\mathbf{y}^*) \quad (3.26)$$

Li (1990) realizou uma série de testes comparando o método tradicional com a versão com a realimentação. O IPMF apresentou melhor performance quando comparado ao IPM além de manter-se indiferente a perturbações nas variáveis controladas, mantendo o sistema estável.

He et al. (2010) desenvolveram um algoritmo aliando o Método de Predição de Interações com Realimentação utilizando um modelo *fuzzy* capaz de descrever o comportamento do sistema a perturbações lentas. O algoritmo proposto leva a resultados satisfatórios, garantindo a redução da função objetivo, necessitando de um número menor de iterações para isto. Detalhes sobre a convergência e aplicabilidade do método são encontradas no trabalho de Findeisen et al. (1980).

### 3.2.5 Método de Balanceamento de Interações com Realimentação

Baseado no mesmo princípio desenvolvido para o IBM, Findenisen et al. (1980) introduziram o Método de Balanceamento de Interações com Realimentação, do inglês *Interaction Balance Method with Feedback- IBMF*. Neste método o sistema de controle hierárquico otimizando tem uma realimentação global da planta para o coordenador com medidas das variáveis de interconexão dos subsistemas. A estrutura do método é apresentada na Figura 12.

Neste método, o coordenador busca ajustar o vetor de preços  $\lambda$  que ponderam as diferenças entre o modelo e a planta. A Equação (3.27) apresenta a tarefa da etapa de coordenação a partir do IBMF.

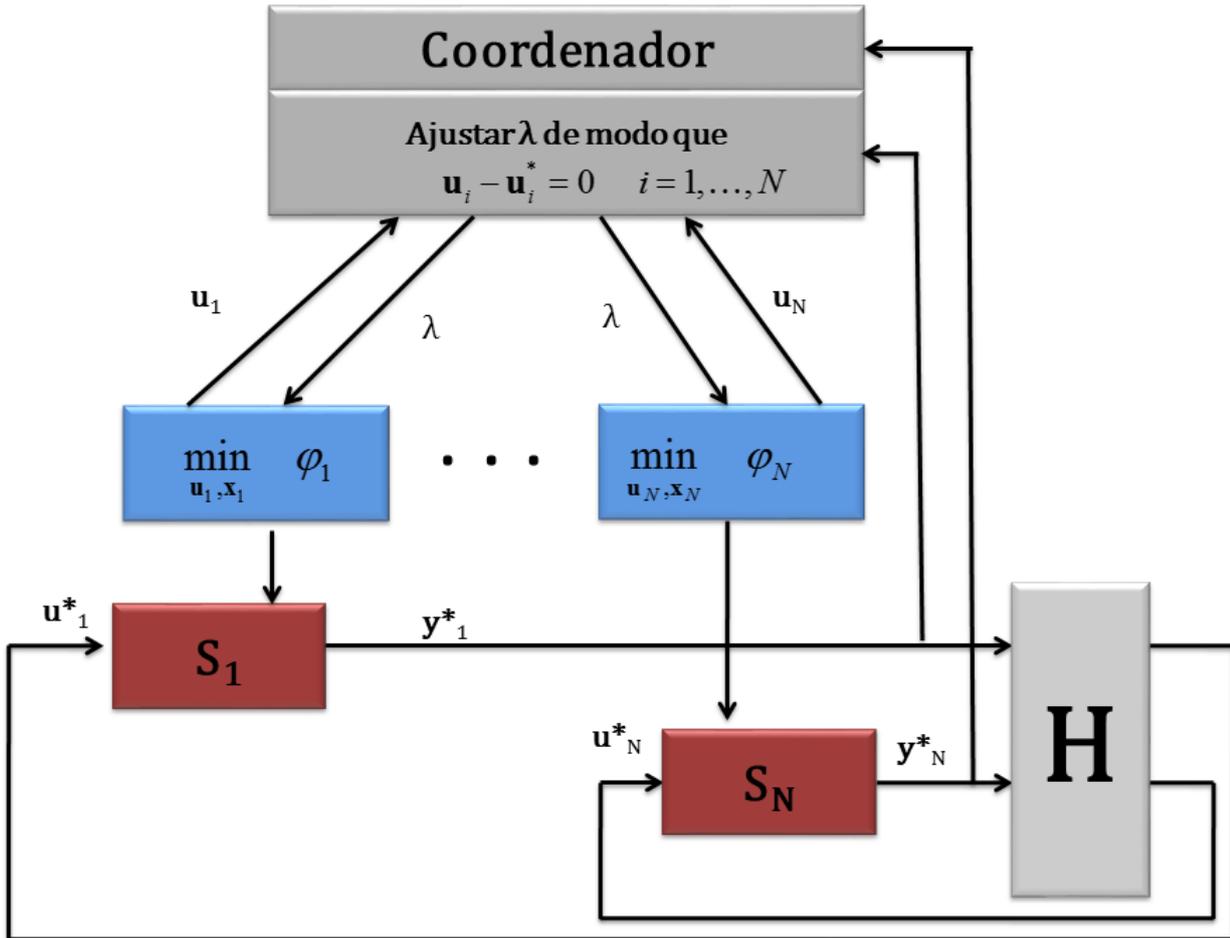
$$\mathbf{u}_i - \mathbf{u}_i^* = 0 \quad (3.27)$$

na qual  $\mathbf{u}_i$  são as variáveis de interconexão dos subsistemas calculadas pelos problemas de otimização locais e  $\mathbf{u}_i^*$  a medida de tais variáveis oriundas da planta real.

## 3.3 Aplicação da Otimização Descentralizada Coordenada para um sistema com Reciclo

Um sistema composto por um reator CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) e um separador do tipo flash integrados por uma corrente de reciclo será utilizado para ilustrar a aplicação da otimização descentralizada coordenada a partir de alguns dos métodos demonstrados. O sistema, como ilustrado no trabalho de Chaudhary(2009), é utilizado para a produção dos produtos desejados  $P$  e  $E$ . O reator é modelado conforme o mesmo equipamento do trabalho original de Williams-Otto (1960) porém, a etapa de separação do trabalho original é substituída pelo flash. A Figura 13 representa o processo, destacando as variáveis envolvidas no mesmo.

Figura 12 – Estrutura de otimização descentralizada coordenada a partir do Método de Balanceamento de Interações com *Feedback*.



**Fonte:** Adaptado de Kwong (1992)

Duas correntes dos reagentes  $A$  e  $B$  puras alimentam o reator juntamente com o produto de topo do flash ( $D$ ). Uma vez que a corrente de reciclo  $D$  é enviada ao reator, formada em grande parte pelos reagentes que não reagiram, pequenas variações na mesma podem provocar grandes alterações no comportamento do sistema. As reações envolvidas no processo são apresentadas nas Equações (3.28)-(3.30).

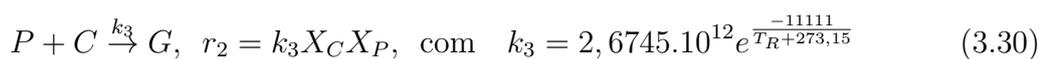
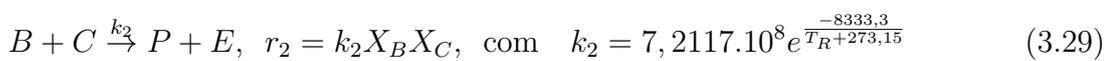
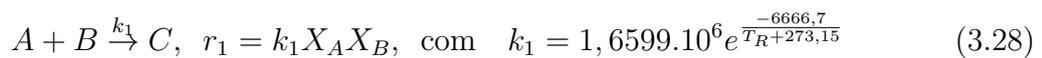
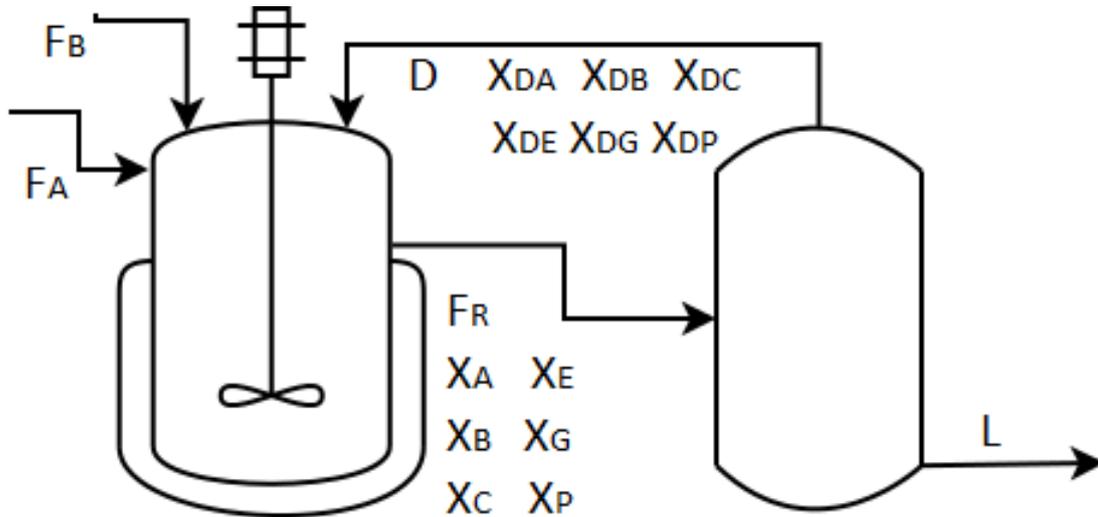


Figura 13 – Reator e Flash Integrados.



**Fonte:** Adaptado de Chaudhary (2009).

O comportamento dinâmico do modelo processo pode ser representado pelos balanços de massa dos componentes envolvidos no reator e no flash, apresentado no Apêndice 1, além de todos os parâmetros utilizados na simulação. Para este modelo, define-se que o sistema será isotérmico, fazendo com que o modelo desconsidere as Equações (A.14) e (A.15).  $Z_i$  é a volatilidade relativa do componente  $i$  para  $i = A, B, C, E, G, P$ , sendo  $Z_A = 10$ ,  $Z_B = 20$ ,  $Z_C = 5$ ,  $Z_E = 0,5$ ,  $Z_G = 0,8$  e  $Z_P = 0,5$ .

Para este sistema, considera-se que tanto o flash quanto o reator não terão variação de volume. Assim,  $F_R = F_A + F_B + D$  e  $L = F_A + F_B$ . A massa total do reator e do flash são definidas, respectivamente, por  $w = 2105 \text{ kg}$  e  $w_F = 2105 \text{ kg}$ .

O problema de otimização foi formulado com base nos trabalhos de Chaudhary (2009) e Jung, Miroschi e Ray (1971), com uma função objetivo que defina o lucro líquido do processo, através das relações definidas para compra das quantidades necessárias de matéria-prima ( $F_A, F_B$ ), venda de produtos ( $LX_{LE}, LX_{LP}$ ) e custo de utilidades relacionados às vazões  $F_R$  e  $D$  e à temperatura do reator  $T_R$  na Equação (3.31).

$$\Phi(\$) = P_{LP}LX_{LP} + P_{LE}LX_{LE} - P_A F_A - P_B F_B - P_{TR} T_R - C_1 F_R^{1,5} - C_2 D^{1,5} \quad (3.31)$$

na qual  $P_i$  é o custo relacionado a cada corrente.

A fim de evitar a decomposição do produto e garantir uma conversão adequada ao processo  $60^\circ\text{C} \leq T_R \leq 80^\circ\text{C}$ . A disponibilidade da matéria-prima  $B$  é limitada sendo a quantidade mínima disponibilizada é de  $F_{B,min} = 1 \text{ kg/s}$  e a máxima,  $F_{B,max} = 7 \text{ kg/s}$ .

O problema de otimização é formulado como apresentado na Equação 3.32:

$$\max_{\mathbf{y}_{SP}} \Phi(\mathbf{x}, \mathbf{u}) \quad (3.32)$$

sujeita a

$$\mathbf{f}(\mathbf{x}, \mathbf{u}, \mathbf{d}) = 0$$

$$60^\circ\text{C} \leq T_R \leq 80^\circ\text{C}$$

$$1 \text{ kg/s} \leq F_B \leq 7 \text{ kg/s}$$

$$0 \leq X_i \leq 1, \quad 0 \leq X_{Li} \leq 1, \quad 0 \leq X_{Di} \leq 1$$

$$\sum X_i = 1, \quad \sum X_{Li} = 1, \quad \sum X_{Di} = 1$$

na qual  $\mathbf{f}$  é composto pelas Equações (A.1) a (A.13), além das definições para  $F_R$  e  $L$ .

Define-se:

- $\mathbf{x} = [\mathbf{X} \ \mathbf{X}_L \ \mathbf{X}_D \ T_R]^T$
- $\mathbf{X} = [X_A \ X_A \ X_B \ X_C \ X_E \ X_G \ X_P]^T$
- $\mathbf{X}_L = [X_{LA} \ X_{LB} \ X_{LC} \ X_{LE} \ X_{LG} \ X_{LP}]^T$
- $\mathbf{X}_D = [X_{DA} \ X_{DB} \ X_{DC} \ X_{DE} \ X_{DG} \ X_{DP}]^T$
- $\mathbf{u} = [F_B \ F_A \ D \ F_R \ L]^T$
- $\mathbf{y} = [T_R \ X_{LP} \ X_{LE}]^T$

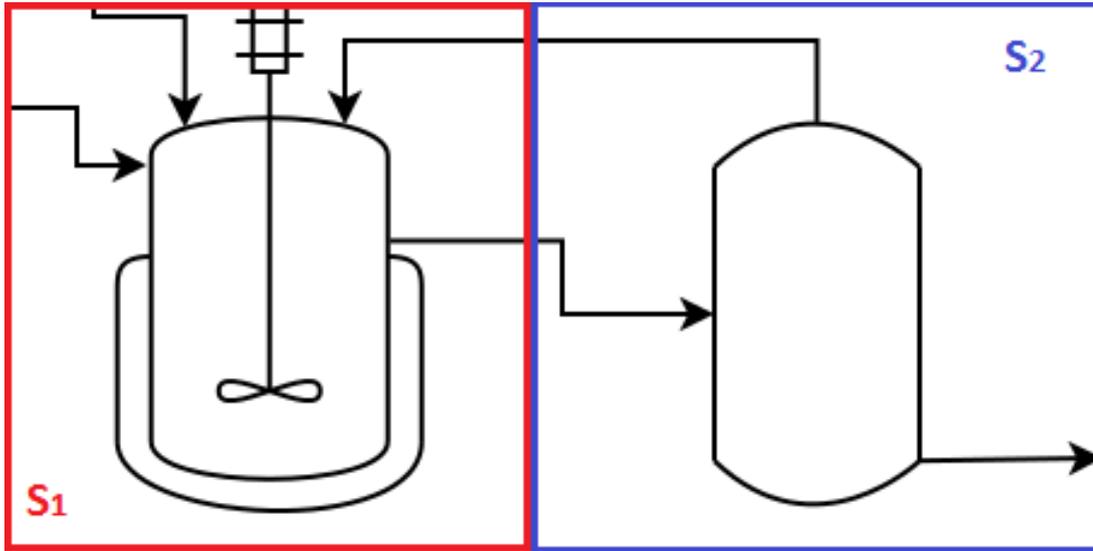
Os parâmetros econômicos para o processo são apresentados na Tabela 2.

A otimização descentralizada coordenada foi aplicada ao problema para definir os valores ótimos das variáveis do processo que garantam que a função custo (Equação (3.31)) seja maximizada. O sistema foi decomposto em dois subsistemas, como apresentado na Figura 14.

Tabela 2 – Parâmetros econômicos para o sistema Reator-Flash.

Parâmetros Econômicos do Problema de Otimização	
$P_A = \$76,23(kg/s)^{-1}$	$P_B = \$114,34(kg/s)^{-1}$
$P_{LP} = \$1148,38(kg/s)^{-1}$	$P_{LE} = \$25,96(lb/h)^{-1}$
$P_{TR} = \$5,15(kg/s)^{-1}$	$C_1 = \$3,529.10^{-4}(kg/s)^{-1,5}$
$C_2 = \$1,7645.10^{-4}(kg/s)^{-1,5}$	

Figura 14 – Subsistemas do processo.



Uma vez que têm-se 14 variáveis de interconexão (as vazões  $F_R$  e  $D$ , além de suas composições), optou-se por aplicar, neste exemplo ilustrativo, apenas os métodos IPM e IPMF. Para os métodos com balanceamento das interações IBM e IBMF, seriam necessários um número de preços  $\lambda_i$  igual ao de variáveis de interconexão, sendo que seleccionar as estimativas iniciais torna-se uma tarefa difícil de ser executada com precisão, o que pode prejudicar o desempenho dos métodos. Estes métodos serão aplicados no Capítulo 4, para a estrutura de controle proposta para a planta de Williams-Otto.

Assim, a função objetivo é decomposta de acordo com os problemas de otimização local definidos pelas Equações (3.33) e (3.34).

$$\varphi_1 = -P_A F_A - P_B F_B - P_{TR} T_R - (C_1/2) \hat{F}_R^{1,5} - (C_2/2) D^{1,5} \quad (3.33)$$

$$\varphi_2 = P_{LP} L X_{LP} + P_{LE} L X_{LE} - (C_1/2) F_R^{1,5} - (C_2/2) \hat{D}^{1,5} \quad (3.34)$$

nas quais os termos  $\widehat{D}$  e  $\widehat{F}_R$  indicam as vazões de saída dos subsistemas. Para os métodos aplicados, estas devem ser iguais às entradas do subsistema subsequente, ou seja,  $D = \widehat{D}$  e  $F_R = \widehat{F}_R$ .

Para o subsistema 1, as Equações (A.1) a (A.6), com os termos de acúmulo  $dX_i/dt$  nulos, compõem o conjunto de restrições, juntamente com a definição para  $F_R$  e as restrições para  $X_i$ ,  $T_R$  e  $F_B$ . No subsistema 2, de maneira análoga, o conjunto de restrições é composto pelas Equações (A.7)-(A.12) em estado estacionário, as definições para as variáveis  $X_{Di}$ , definidas pela Equação (A.13), além das restrições para  $X_{Li}$  e  $X_{Di}$ . Substitui-se ainda a definição para  $L = F_A + F_B$  de modo que esta contenha apenas variáveis pertencentes a este subsistema. Assim  $L = F_R - D$ .

Para a coordenação a partir do IPM, o problema de otimização do coordenador é definido pela Equação (3.35).

$$\max_{\mathbf{x}, \mathbf{x}_D, F_R, F_D} \Phi = \varphi_1 + \varphi_2 \quad (3.35)$$

O coordenador definirá as variáveis de interconexão e as enviará aos problemas de otimização local, considerando que estas são iguais para os dois subsistemas. Estes definirão suas variáveis locais, que retornaram ao coordenador para que o mesmo reajuste as variáveis de interconexão de modo que se maximize a função  $\Phi$ . O processo é iterativo e encontra solução quando os problemas locais e do coordenador encontrarem uma resposta que atenda a todas as restrições.

Para o problema coordenado a partir do IPMF, além do modelo já apresentado para a otimização, é necessário dados da planta a fim de enviar informações do processo real ao coordenador. Para isto, além dos balanços de massa por componente e para cada equipamento apresentadas nas Equações (A.1) a (A.13) e das definições de  $F_R$  e  $L$ , serão utilizados os balanços de energia para o reator e a camisa, apresentados nas Equações (A.14) e (A.15)(Apêndice 1). As volatilidades relativas são as mesma definidas para o modelo.

O problema de coordenação com o IPMF é dado pela Equação (3.36).

$$\max_{\mathbf{x}, \mathbf{x}_D, F_R, F_D} \Phi = P_{LP}LX_{LP} + P_{LE}LX_{LE} - P_A F_A - P_B F_B - P_{TR}T_R - C_1 F_R^{*1,5} - C_2 D^{*1,5} \quad (3.36)$$

sendo  $F_R^*$  e  $D^*$  medidas da planta.

O mesmo cenário de simulação foi aplicado também a estratégia centralizada com o modelo simplificado, sem a utilização dos balanços de energia, utilizando o *software Matlab* (versão 7-R2015a) para a resolução do problema de otimização a partir das três abordagens. Os resultados destas simulações são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Otimização do sistema Reator-Flash.

Variável	Centralizada	IPM	IPMF
$F_A$	2,6655	2,5791	2,6266
$F_B$	4,6889	4,4833	4,5846
$T_R$	78,6919	78,5576	78,6189
$F_D$	53,7657	54,0622	53,9110
$L$	7,3544	7,0624	7,2112
$X_A$	0,2098	0,2098	0,2098
$X_B$	0,5063	0,5064	0,5064
$X_C$	0,0481	0,0481	0,0481
$X_E$	0,1441	0,0259	0,0259
$X_G$	0,0259	0,0144	0,1441
$X_P$	0,0656	0,0656	0,0656
$X_{LA}$	0,0645	0,0645	0,0645
$X_{LB}$	0,0794	0,0793	0,0793
$X_{LC}$	0,0286	0,0286	0,0286
$X_{LE}$	0,5206	0,5205	0,5205
$X_{LG}$	0,0699	0,0699	0,0699
$X_{LP}$	0,2370	0,2371	0,2370
$X_{DA}$	-	0,2297	0,2297
$X_{DB}$	-	0,5648	0,5648
$X_{DC}$	-	0,0508	0,0508
$X_{DE}$	-	0,0926	0,0926
$X_{DG}$	-	0,0199	0,0199
$X_{DP}$	-	0,0422	0,0422
$F_R$	-	61,1248	8974,038
$\varphi_1$	-	-1113,9165	-1129,3306
$\varphi_2$	-	2018,6270	2060,7569
$\Phi$ (\$)	<b>947,3286</b>	<b>904,7106</b>	<b>931,4264</b>

Nota-se que os valores encontrados para as variáveis de otimização nas alternativas descentralizadas são muito próximos do ótimo encontrado para a otimização centralizada sendo que, alguns pequenos ajustes foram realizados, principalmente nas vazões de alimentação do reator e na temperatura a fim de definir um ponto ótimo que satisfaça a todas as restrições dos subsistemas.

O IPM obtém um desempenho próximo ao valor da função encontrado pelo método centralizado, com uma redução nesta de 4,5%, um pouco abaixo das referências encontradas na literatura, que mantém-se em torno de 1 a 3% do valor da função obtida pela alternativa centralizada. Uma vez que os sistemas matemáticos apresentados na literatura possuem um grau de interação menor que os processos químicos integrados, esta ainda pode ser uma alternativa viável para a otimização destes.

Já o IPMF, utilizando as informações enviadas pela planta, consegue um valor para a função objetivo bem mais próxima do obtido pela otimização centralizada que o encontrado pela alternativa sem realimentação, com uma redução de 1,7%, aproximadamente, na função custo. O método apresenta-se promissor porém, para uma execução adequada do mesmo, é necessário que as variáveis a serem definidas no coordenador possam ser medidas com precisão na planta.

---

# ESTRUTURA DE CONTROLE HIERÁRQUICO PROPOSTA PARA A PLANTA DE WILLIAMS-OTTO

---

 decomposição baseada na estrutura da planta é aplicada à planta de Williams-Otto e os métodos de coordenação IPM, IBM, IPMF e IBMF são utilizados na otimização descentralizada coordenada para a definição dos *setpoints* do processo. Estratégias de controle apresentadas para controle *plantwide* são utilizadas para o projeto do sistemas de controle do processo. Os resultados obtidos são comparados aos resultados encontrados utilizando a abordagem centralizada a fim de comprovar a eficácia da metodologia proposta para otimização de plantas químicas industriais complexas.

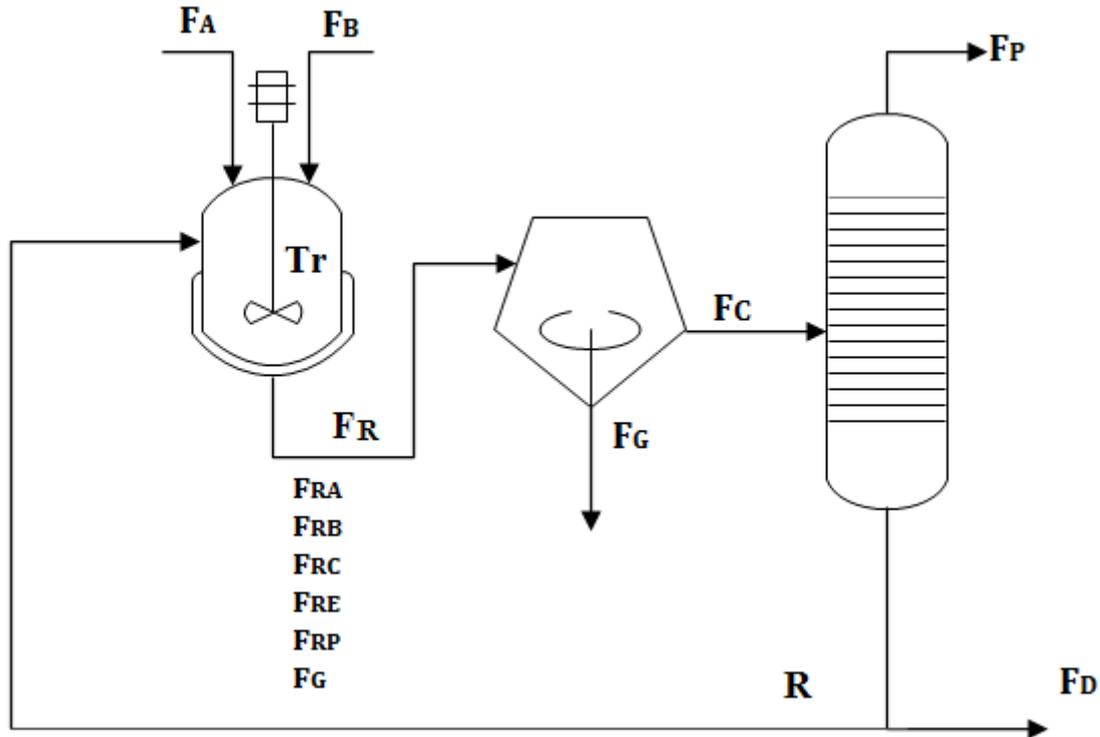
## 4.1 A Planta de Williams-Otto

A planta de Williams-Otto tem sido foco de diversos estudos em virtude da complexidade apresentada pelo problema de otimização que a envolve. Embora seja uma planta fictícia, é um exemplo muito explorado na literatura pelo fato de ser uma aproximação adequada para estudos de processos reais complexos, com interação e problemas de otimização não-linear (CHAKRABORTI et al., 2006).

O trabalho que originou esta planta, desenvolvido por Williams e Otto (1960) e que originou o nome da planta fictícia, apresenta uma descrição detalhada do sistema, composto de um reator CSTR, um trocador de calor, um decantador e uma coluna de destilação abordando aspectos de cinética, termodinâmica, otimização, projeto e controle do processo estudado. O produto de fundo da torre é dividido em duas correntes com igual composição, sendo uma delas enviada novamente ao reator como reciclo ( $R$ ) e a outra é

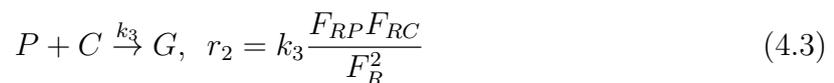
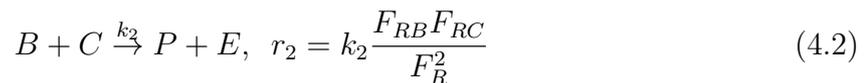
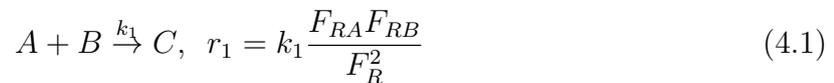
utilizada como combustível em outra etapa do processo, reduzindo o custo. A Figura 15 ilustra o processo da planta de Williams-Otto utilizada neste trabalho.

Figura 15 – Planta de Williams-Otto.



**Fonte:** Adaptado de Williams e Otto (1960).

No reator, os reagentes  $A$  e  $B$  são alimentados para a produção do produto desejado  $P$ . As reações envolvidas e as respectivas taxas de reação do processo são apresentadas nas Equações (4.1)-(4.3).



As três reações são isotérmicas e as constantes de reações são definidas por  $k_i = A_i e^{\frac{E}{RT_R}}$ , para  $i = 1, 2, 3$ ;  $T_R$  é definida como a temperatura do reator,  $F_R$  e  $F_{Ri}$  são as vazão total e a vazão do componente  $i$  na saída do reator, respectivamente, em  $lb/h$ .  $C$  e  $E$  são subprodutos que não possuem valor comercial, porém podem ser utilizados como

combustíveis.  $G$  é um subproduto que será descartado posteriormente, exigindo para isto um tratamento desta corrente, que resulta em custo adicional ao processo.

A título de simplificação, o trocador de calor apresentado no trabalho original foi desconsiderado, assumindo-se que o sistema de resfriamento do próprio reator é suficiente para manter a temperatura adequada que permite que o subproduto  $G$  se torne insolúvel na mistura e possa ser removido pelo decantador.

Este processo tem sido amplamente abordado em estudos de otimização de sistemas, em virtude de sua não-linearidade e grande número de restrições, características de processos da indústria química. O trabalho original modela a coluna de destilação como um tanque agitado e não encontra resultados satisfatórios (BARNEY, 1975). Assim muitos trabalhos abordam apenas o sistema de reação desta planta (FORBES, 1994; Wai San Yip, 2002; MARCHETTI; ZUMOFFEN, 2013)

Fraleigh (1999) utiliza o reator do sistema para aplicação de otimização em tempo real a fim de obter os estados estacionários ótimos para as variáveis de operação do reator. O método apresentado considera que o modelo do reator é perfeitamente conhecido e apresenta resultados satisfatórios para o sistema. Zhang e Forbes (2000) aplicam o método de projeto de custo estendido para RTO, cuja proposta baseia-se em contribuições do comportamento estacionário e transiente do processo. As conclusões encontradas a partir dos resultados indicam que o desempenho da técnica para o reator de Williams-Otto produz um *offset* devido as diferenças entre modelo e planta.

Di Bella e Stevens (1965) apresentam uma técnica não-linear que define a solução ótima possível e aplica um algoritmo de programação linear para o modelo matemático linearizado em torno de soluções sucessivas possíveis até que o ótimo seja alcançado. A técnica é aplicada a planta de Williams-Otto, considerando como restrições o balanço de cada componente no reator, além do balanço material global, a definição da eficiência da torre de destilação e da vazão de saída do reator e de restrições de limites inferiores e superiores para a temperatura do reator e as alimentações de reagente. O método apresenta-se como uma alternativa de organização sequencial para otimização de sistemas multivariáveis e tem como vantagens a velocidade de solução e a possibilidade de manipulação das restrições não-lineares encontradas neste problema.

Novaes e colaboradores (1997) utilizaram o problema proposto para desenvolvimento e teste de pacotes computacionais. O problema foi resolvido por dois métodos de otimização e os resultados obtidos indicam a presença de ótimos locais, o que pode resultar em soluções

subótimas para esta planta. Aplicações diversas podem ser encontradas nos trabalhos de Vinante e Valladares (1985), Jin (1996) e Govindarajan e Karunanithi (2005).

Jung, Miroshi e Ray (1971) propõem a decomposição da planta de Williams-Otto em dois subsistemas para a solução do problema de otimização que envolve a planta. Os autores propõem a coordenação do subsistemas através do IBM. As restrições da planta são semelhantes às definidas por Di Bella e Stevens (1965) porém, a função objetivo foi modificada de modo que o custo de utilidades estivesse diretamente ligada a vazão de reciclo e a vazão de alimentação da coluna. Os resultados encontrados foram melhores que a otimização centralizada do problema.

O problema de otimização que envolve o sistema consiste em maximizar a função objetivo que indica o retorno do investimento da planta (Equação (4.4)):

$$I(\%) = 100 \frac{M - SARE - U - FCP}{PIN} \quad (4.4)$$

na qual define-se

- Retorno bruto por hora:  $M = 8400(P_P F_P + P_D F_D - P_A F_A - P_B F_B - P_G F_G)$
- Vendas, administração e taxas de pesquisa e engenharia:  $SARE = 1041,6(P_P F_P + P_D F_D)$
- Custos fixos (depreciação, taxas laborais, etc)  $FCP = 60V_R \rho_R$
- Custos de utilidades:  $U = 8400(C_1 R^{1,5} + C_2 F_C^{1,5}, 5)$
- Investimento total  $PIN = 600V_R \rho_R$

Ressalta-se que a função objetivo utilizada neste trabalho foi a função definida por Jung, Miroshi e Ray (1971), uma vez que a função do trabalho original (WILLIAMS; OTTO, 1960) é convexa e limitada quando abordada de maneira centralizada. Porém resulta em problemas não-convexos e ilimitados quando decomposta em dois subsistemas (JUNG; MIROSHI; RAY, 1971), fato que inviabiliza a aplicação da otimização descentralizada coordenada. Nesta tese, o trabalho de Jung, Miroshi e Ray (1971) servirá como base para a definição dos subsistemas que compõe a planta, além da definição da função objetivo da planta.

Como restrições do problema de otimização têm-se a limitação da matéria-prima disponível, sendo  $12400 \frac{lb}{h} \leq F_A \leq 16600 \frac{lb}{h}$  e  $F_B \leq 56000 \frac{lb}{h}$ .

A decomposição do produto desejado ocorre para temperaturas superiores a  $680^{\circ}\text{R}$  enquanto para temperaturas inferiores a  $580^{\circ}\text{R}$ , a taxa de reação torna-se negligenciável, o que prejudica a produção. Sendo assim,  $580^{\circ}\text{R} \leq T_R \leq 680^{\circ}\text{R}$ .

Além das restrições descritas anteriormente, o modelo estacionário do sistema também corresponde a restrições para o problema de otimização. O comportamento dinâmico do reator pode ser representado pelo modelo composto pelos balanços de massa para os componentes envolvidos, o balanço de energia do reator e da jaqueta, apresentados nas Equações (B.1)-(B.10) do Apêndice 2.

Todo o subproduto  $G$  formado é removido no decantador. Uma vez que a dinâmica do sistema de reação é mais rápida do que a etapa de separação, neste trabalho optou-se por uma dinâmica pseudo-estacionária para o sistema de separação. Para este sistema, além do balanço de massa global para o decantador e a coluna, inclui-se também a definição da eficiência de separação da coluna, dada pela Equação (4.5):

$$F_P = F_{RP} - 0.1F_{RE} \quad (4.5)$$

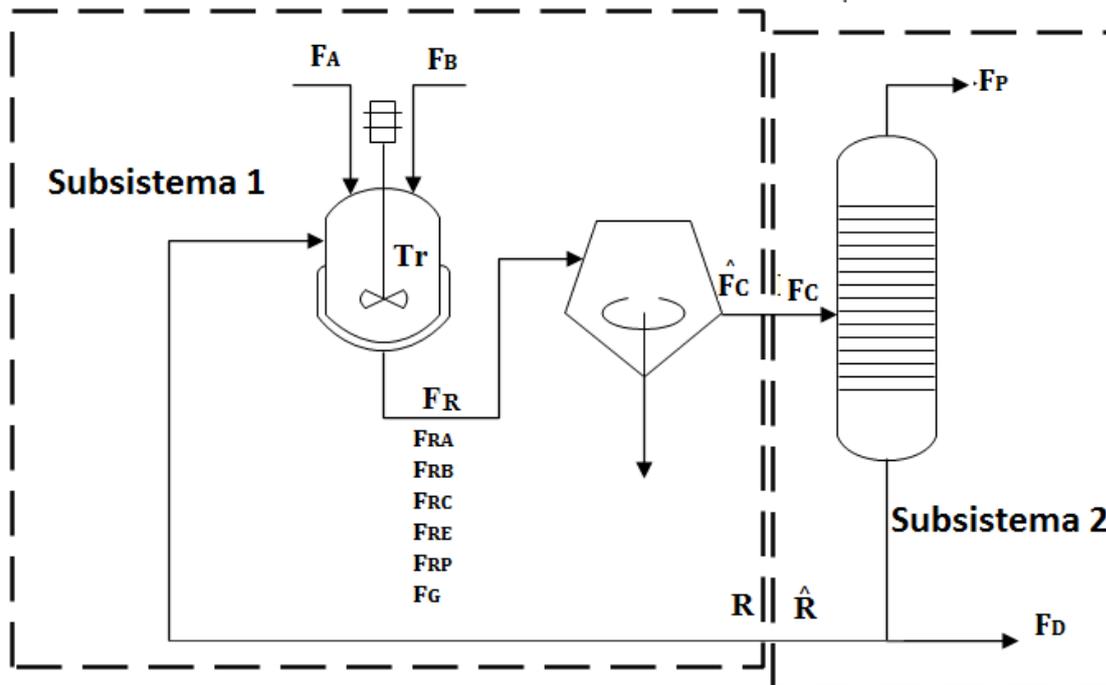
O problema de otimização tem como objetivo determinar os *setpoints* para o sistema de controle que maximizem o retorno do investimento inicial obtido pelo processo. Os parâmetros utilizados para as simulações dinâmicas são apresentados na Tabela 15, apresentada no A

Para o problema de otimização descentralizada coordenada, a planta foi decomposta em dois subsistemas, de acordo com a estrutura do mesmo: o primeiro subsistema é composto do reator e do decantador enquanto a coluna integra o segundo subsistema. A decomposição proposta é apresentada na Figura 16.

Esta decomposição garante que o número de variáveis de interconexão seja o menor possível, uma vez que as vazões de cada componente que saem do reator  $F_{Ri}$  farão parte do Subsistema 1 e a coluna obtém o produto  $P$  puro no produto de topo, de acordo com a Equação (4.5). Os demais produtos sairão integralmente no produto de fundo da coluna. Sendo assim, apenas a vazão de entrada da coluna  $F_c$  e a razão de reciclo  $R$  serão interconexões entre os Subsistemas 1 e 2.

No primeiro cenário de simulação, considerou-se o reator isotérmico e a planta e o modelo sem diferenças significativas, desconsiderando então as Equações (B.7) e (B.8).

Figura 16 – Decomposição da Planta de Williams-Otto.



Fonte: Adaptado de Jung, Miroshi e Ray (1971).

Assim, as restrições do Subsistema 1 são os balanços de massa apresentados para o reator, a eficiência da coluna uma vez que esta é definida por variáveis pertencentes a este subsistema, além do balanço de massa global para o reator e o decantador e as limitações operacionais apresentadas para  $F_A$ ,  $F_B$  e  $T_R$ . Para o Subsistema 2 o balanço de massa global da coluna é a única restrição do subsistema. Os parâmetros econômicos de compra e venda de matéria-primas e produtos definidos para o problema original da Planta de Williams-Otto são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 – Parâmetros econômicos para o problema original de otimização da Planta de Williams-Otto.

Parâmetros Econômicos do Problema de Otimização	
$P_A = \$0,02(lb/h)^{-1}$	$P_B = \$0,03(lb/h)^{-1}$
$P_D = \$0,0068(lb/h)^{-1}$	$P_P = \$0,3(lb/h)^{-1}$
$P_G = \$0,01(lb/h)^{-1}$	$C_1 = 0,02/3600^{1,5}$
$C_2 = 0,01/3600^{1,5}$	$F_P = 4763 lb/h$

## 4.2 Otimização Descentralizada Coordenada sem diferenças entre modelo e planta

As estratégias de coordenação com o IBM e IPM foram aplicadas ao problema a fim de definir os estados estacionários para o problema de otimização. Optou-se por variar alguns aspectos econômicos como a produção do produto  $P$  ou os custos relacionados às matérias-primas ou aos produtos, a fim de testar o desempenho da otimização descentralizada utilizando essas estratégias. O problema também foi resolvido de maneira centralizada e o resultado comparado com as alternativas apresentadas para a otimização descentralizada. A fim de evitar qualquer influência no algoritmo de otimização escolhido, tanto a etapa de coordenação quanto os subproblemas locais e a otimização centralizada foram resolvidos utilizando sempre o mesmo algoritmo, dentre os disponibilizados (*Interior-Point* e *Scalar Quadratic Programming*) para a resolução de problemas não-lineares no *software* Matlab (versão 7-R2015a). Para todos os métodos, utilizou-se a mesma tolerância exigida para a função objetivo, para as variáveis de otimização e para as restrições do problema; todas definidas como  $10^{-8}$ . e As propostas foram desenvolvidas conforme a descrição dos problemas, apresentada no Capítulo 3.

Para o IPM, a função objetivo é decomposta para definição dos problemas de otimização dos subsistemas. O desenvolvimento matemático de cada problema local para este método é apresentado nas Equações (B.11) e (B.12) do Apêndice 2. O coordenador terá como objetivo definir as variáveis de interconexão dos subsistemas  $R$  e  $F_C$  através da resolução do problema de otimização definido na Equação (4.6).

$$\min_{R, F_C} \Phi = \Phi_1 + \Phi_2 \quad (4.6)$$

Assume-se que as entradas e saídas entre os subsistemas são iguais, ou seja,  $F_C = \widehat{F}_C$  e  $R = \widehat{R}$ .

De maneira análoga, a otimização descentralizada coordenada a partir do IBM é aplicada ao sistema. Os problema de otimização local são definidos nas Equações (B.13) e (B.14), do Apêndice 2. As restrições destes problemal são as mesmas definidas para o

problema com o método de coordenação IPM. Neste método, o coordenador tem como função ajustar  $\lambda_1$  e  $\lambda_2$  de modo a garantir a igualdade apresentada na Equação (4.7):

$$\begin{bmatrix} F_C \\ R \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \widehat{F}_C \\ \widehat{R} \end{bmatrix} \quad (4.7)$$

A produção do produto desejado  $P$  foi fixada em  $F_P = 4763 \text{ lb/h}$ . Para as variáveis do processo, foi utilizado como estimativa inicial o ponto  $SP_3$  (Tabela 5), um ponto ótimo já definido para esta planta (JUNG; MIROSHI; RAY, 1971). Para o primeiro cenário de simulação adotou-se como estimativa inicial para os multiplicadores de Lagrange do IBM,  $\lambda_0 = [1.10^{-5} \ 1.10^{-5}]^T$  e os parâmetros originais do modelo apresentado por Williams e Otto (1960), descritos na Tabela 4. Os resultados são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 – Otimização da Planta de Williams-Otto.

Variável	SP <sub>3</sub> Centralizada	IPM	IBM	
$F_A$	13546	13545,283	13552,529	13547,833
$F_B$	31523	31506,087	31505,836	31505,517
$F_R$	157301	157291,426	157290,364	157294,979
$F_{RA}$	18187	18166,924	18213,982	18182,781
$F_{RB}$	60815	60810,832	60827,545	60815,232
$F_{RC}$	3331	3331,906	3343,842	3335,810
$F_{RE}$	60542	60554,503	60494,210	60538,546
$F_{RP}$	10817	10818,450	10812,421	10816,855
$F_G$	3609	3608,810	3598,364	3605,756
$F_D$	36697	36679,60	36697,000	36697,0344
$T_R$	656	655,893	655,765	655,854
$R$	–	–	112231,999	112241,630
$F_C$	–	–	153692,00	153691,962
$\Phi(\%)$	<b>88,822</b>	<b>88,366</b>	<b>89,376</b>	

A otimização descentralizada coordenada com o IBM apresenta um resultado ligeiramente superior no retorno do investimento inicial feito para esta planta quando comparado à alternativa centralizada. Os resultados são similares aos valores ótimos definidos para cada variável a partir do problema centralizado, com pequenas diferenças para garantir que as restrições dos subsistemas são atendidas. Para este método,  $\|e\| = 12,4254$  e  $\lambda = [9,95.10^{-2} \ 9.10^{-4}]^T$ . O método minimiza a função erro, porém não consegue,

a partir desta estimativa inicial, defini-la próximo de zero. Mesmo alterando a estimativa inicial para as variáveis definidas no coordenador, não se consegue a minimização do erro a ponto do mesmo ser um valor nulo ou bem próximo deste.

Ressalta-se ainda que o desempenho do IBM está diretamente relacionado ao valor utilizado como estimativa inicial para  $\lambda$  e que não existem padronizações ou heurísticas para auxiliar na escolha destes valores, o que dificulta na resolução do problema de otimização. Esta estimativa inicial pode levar a ótimos locais, o que pode resultar em uma performance abaixo do esperado para a etapa de otimização.

Para este cenário, mesmo com alteração da estimativa inicial para o coordenador, foi possível observar que, sem uma mudança nas estimativas iniciais dos problemas locais, o problema sempre converge para uma mesma região, com valores muito próximos dos resultados apresentados na Tabela 5.

A otimização descentralizada coordenada a partir do IPM apresenta uma redução em  $\Phi$ , resultado consistente com exemplos da literatura. O método encontra como resultados para as funções locais  $\Phi_1 = -298,116\%$  e  $\Phi_2 = 386,482\%$ . Este comportamento é resultante da fixação dos valores das variáveis de interconexão nos subsistemas definida pelo IPM. Ao fazer a verificação dos pontos definidos pelos métodos, verifica-se que os mesmos são ótimos locais o que poderia gerar resultados insatisfatórios na aplicação ao controle da planta.

O IPM pode utilizar informações da planta como estimativa inicial para o coordenador, enquanto que, para a otimização centralizada, todas as variáveis apresentadas na Tabela 5 devem ter suas estimativas iniciais atualizadas a cada instante de tempo que a otimização for necessária, buscando um ótimo próximo a região em que o sistema real se encontra, evitando assim, ações de controle bruscas para atingir os objetivos definidos. Embora isto possa parecer uma vantagem inicialmente, é necessário ressaltar que uma das desvantagens do IPM é encontrar ótimos locais para os subproblemas, que não satisfazem todas as restrições da planta, sendo necessário cuidado ao escolher a estimativa inicial para o coordenador.

Uma vez que necessita-se de diversas estimativas iniciais para as variáveis tanto locais quanto de coordenação, utiliza-se o ponto de estado estacionário do método centralizado como estimativa inicial dos métodos descentralizados coordenados. Para o coordenador do método IBM, a estimativa anterior foi mantida. O resultado desta simulação é apresentada na Tabela 6.

Tabela 6 – Otimização da Planta de Williams-Otto utilizando o ponto ótimo da otimização centralizada como estimativa inicial.

Variável	IPM	IBM
$F_A$	13505,850	13545,282
$F_B$	31516,557	31506,087
$F_R$	157142,060	157291,437
$F_{RA}$	17863,655	18166,923
$F_{RB}$	60646,720	60810,839
$F_{RC}$	3255,941	3331,905
$F_{RE}$	60851,811	60554,508
$F_{RP}$	10848,181	10818,451
$F_G$	3675,752	3608,810
$F_D$	36799,963	36679,562
$T_R$	656,685	655,893
$R$	112232,000	112240,055
$F_C$	153692,000	153682,626
$\Phi(\%)$	<b>88,578</b>	<b>88,333</b>

Para o método IPM, o valor da função objetivo pouco se altera devido a utilização do ótimo centralizado como estimativa inicial. Porém, ao verificar o resultado obtido, vê-se que o mesmo é um ótimo global ao analisar-se o critério de tolerância estabelecido. Sendo assim um resultado eficaz para a otimização proposta. Neste método, encontrou-se  $\Phi_1 = -298,184\%$  e  $\Phi_2 = 386,762\%$ .

Embora o valor encontrado para  $\Phi$  para a otimização descentralizada a partir do IBM seja inferior ao valor apresentado na Tabela 5 para o mesmo método, a partir da estimativa inicial igual ao ótimo do método centralizado, define-se os valores ótimos para  $\lambda = [9,74 \cdot 10^{-5} \ 1,45 \cdot 10^{-5}]^T$  e um erro igual a  $\|e\| = 0,0226$  entre as variáveis de interconexão dos subsistemas  $R$  e  $F_C$ . Considerando que a ordem destas variáveis gira em torno de  $10^5$ , esta estratégia apresenta-se promissora para a aplicação do método e será adotada nas etapas posteriores deste trabalho.

No segundo cenário de simulação, o custo de produto  $P$  é alterado para  $P_P = \$0,4(lb/h)^{-1}$  e os resultados ótimos obtidos pelos três métodos são apresentados na Tabela 7. Para este cenário, as estimativas iniciais das variáveis foram mantidas nos mesmos valores que para o cenário anterior.

Tabela 7 – Otimização da Planta de Williams-Otto com  $P_P = \$0,4(lb/h)^{-1}$ .

Variável	Centralizada	IPM	IBM
$F_A$	13545,283	13542,960	13545,318
$F_B$	31506,088	31509,023	31506,068
$F_R$	157291,423	157239,333	15792,199
$F_{RA}$	18166,924	18143,793	18167,405
$F_{RB}$	60810,833	60790,607	60811,389
$F_{RC}$	3331,906	3326,578	3332,028
$F_{RE}$	60554,500	60548,268	60554,257
$F_{RP}$	10818,450	10817,827	10818,426
$F_G$	3608,810	3612,260	3608,695
$F_D$	36679,560	36732,263	36679,557
$T_R$	655,893	655,935	655,892
$R$	-	112187,350	112240,046
$F_C$	-	153627,073	153683,504
$\Phi(\%)$	<b>283,534</b>	<b>283,156</b>	<b>283,059</b>

A partir dos resultados apresentados na Tabela 7 é possível observar que o IPM alcança uma performance inferior a encontrada pela otimização centralizada, embora encontre um valor maior que o obtido pelo IBM. Os valores encontrados para as funções a serem minimizadas nos problemas locais são  $\Phi_1 = -200,774\%$  e  $\Phi_2 = 483,930\%$

Comparando os valores ótimos obtidos pelos dois métodos, verifica-se que os resultados da otimização com o IBM são mais próximos dos encontrados para cada variável pela alternativa centralizada. Para este caso, o método encontra  $\lambda = [1,762 \cdot 10^{-5} \quad -1,57 \cdot 10^{-5}]^T$  e  $\|e\| = 1,667$ . As restrições dos dois subsistemas são satisfeitas para os dois métodos.

Alterou-se agora, a quantidade de produto  $P$  a ser produzido. Este parâmetro econômico foi fixado em  $F_P = \$3334,1(lb/h)^{-1}$ . Os resultados para este cenário de otimização são apresentados na Tabela 8. A estimativa inicial para  $\lambda$  utilizada no IBM é  $\lambda_0 = [1 \cdot 10^{-8} \quad 1 \cdot 10^{-8}]$ . Para o método centralizado, a estimativa inicial das demais foi a mesma, correspondente ao ponto  $SP_3$  definido por Jung, Miroshi e Ray (1971). Para os demais, utilizou-se o ótimo encontrado pela otimização centralizada.

Ambos os métodos apresentam resultados semelhantes ao método centralizado, apenas com algumas pequenas alterações nos valores ótimos das variáveis a fim de que

Tabela 8 – Otimização da Planta de Williams-Otto com  $F_P = \$3334, 1(\text{lb}/\text{h})^{-1}$ .

Variável	Centralizada	IPM	IBM
$F_A$	12849,109	12807,355	12849,097
$F_B$	19204,991	19224,148	19204,989
$F_R$	157402,829	157380,233	157402,825
$F_{RA}$	36892,024	36756,256	36981,977
$F_{RB}$	44549,002	44813,789	44549,015
$F_{RC}$	7805,739	7749,693	7805,728
$F_{RE}$	57087,819	56980,571	57087,856
$F_{RP}$	9042,882	9032,157	9042,886
$F_G$	2025,363	155377,466	2025,364
$F_D$	26694,637	26694,637	26694,639
$T_R$	630,099	629,922	630,099
$R$	-	125348,729	125348,728
$F_C$	-	155377,466	155377,461
$\Phi(\%)$	<b>71,613</b>	<b>71,476</b>	<b>71,249</b>

todas as restrições sejam satisfeitas para todos os subsistemas, sendo o resultado do IBM para as variáveis ainda mais próximo do encontrado com o método centralizado que a outra alternativa descentralizada. O IPM tem com solução para cada subsistema  $\Phi_1 = -199, 531\%$  e  $\Phi_2 = 271, 007\%$  enquanto o IBM define  $\lambda = [-3.10^{-7} \quad -1, 716.10^{-4}]^T$  e  $\|e\| = 0, 00173$ .

Os métodos de otimização descentralizada apresentam uma redução de menos de 1% em relação ao índice de performance obtido pela otimização centralizada, resultado significativo para a otimização de sistemas de grandes dimensões quando comparado ao esforço computacional necessário para a resolução deste tipo de problema.

### 4.3 Otimização Descentralizada Coordenada com diferenças entre modelo e planta

Para a proposta que considera diferenças entre o modelo e a planta, utilizou-se o modelo completo apresentado nas Equações (B.1) a (B.8) para representar o comportamento da planta. O mesmo modelo que considera o reator isotérmico e sem o balanço de energia para a camisa utilizado nos métodos IBM e IPM foi utilizado como base para a otimização. Os métodos de coordenação IPMF e IBMF foram aplicados para a otimização descentralizada e comparadas a otimização centralizada obtida a partir do modelo completo. Esta

metodologia possui uma aplicação prática promissora e vantajosa uma vez que se possa enviar medidas das variáveis necessárias da planta para o coordenador, pois os modelos a serem utilizados nos problemas locais de otimização tendem a ser mais simples e de mais fácil resolução quando comparados a um modelo com comportamento mais próximo da planta, em geral complexo em virtude das interações entre unidades de processamento.

Para o IPMF, os subsistemas recebem os valores definidos para  $R$  e  $F_C$  no coordenador cuja função objetivo é apresentada na Equação (4.8). Diferente da versão do método sem a realimentação, esta função objetivo é calculada a partir de medidas do processo real definidos para as variáveis de interconexão para que sejam base para as decisões locais quanto às demais variáveis.

$$\min_{R, F_C} \Phi_1(R^*, F_C^*) + \Phi_2(R^*, F_C^*) \quad (4.8)$$

As restrições operacionais para os problemas locais de  $F_A$ ,  $F_B$  e  $T_R$  permanecem as mesmas bem como as demais restrições para o problema formulado com a coordenação IPM (Equações (B.11) e (B.12)).

Para o Método de Balanceamento de Interações com Realimentação (IBMF), tem-se como objetivo definir o vetor  $\lambda = [\lambda_1 \ \lambda_2]^T$  que satisfaça a Equação (4.9).

$$\begin{bmatrix} F_C \\ R \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F_C^* \\ R^* \end{bmatrix} \quad (4.9)$$

Para verificar a eficácia dos dois métodos, definiu-se cenários nos quais  $F_P$  e  $P_G$  fossem alterados. Os demais parâmetros do modelo e do problema de otimização foram mantidos como apresentado nas Tabelas 4 e 15. A estimativa inicial das demais variáveis são os valores obtidos pela otimização centralizada com modelo simplificado. Para a temperatura da camisa,  $T_{W0} = 600^\circ\text{R}$ .

Primeiramente, definiu-se o valor de  $F_P$  igual a 4763 lb/h. O problema considerando a diferença modelo-planta foi resolvido com as duas estratégias aqui apresentadas e comparadas com o problema centralizado, utilizando o modelo simplificado do processo e com o modelo completo. O resultado para essas simulações é apresentado na Tabela 9. A estimativa inicial para o coordenador a partir do IBMF é  $\lambda_0 = [1.10^{-7} \ 1.10^{-7}]$ .

O IPMF define  $\Phi_1 = -298,094\%$  e  $\Phi_2 = 386,427\%$ . As duas alternativas descentralizadas apresentam um desempenho semelhante porém, há uma ligeira redução no valor de  $\Phi$  quando comparada a otimização centralizada com modelo completo. Enquanto a alternativa

Tabela 9 – Otimização da Planta de Williams-Otto com  $F_P = 4763$  lb/h considerando diferença Modelo-Planta.

Variável	Centralizada <sup>1</sup>	Centralizada <sup>2</sup>	IPMF	IBMF
$F_A$	13545,283	13564,408	13545,249	13545,283
$F_B$	31506,087	31501,068	31506,117	31506,087
$F_R$	157291,426	157338,838	157291,410	157291,431
$F_{RA}$	18166,924	18288,342	18166,849	18166,924
$F_{RB}$	60810,832	60850,009	60811,034	60810,835
$F_{RC}$	3331,906	3361,635	3331,896	3331,906
$F_{RE}$	60554,503	60445,270	60554,403	605354,506
$F_{RP}$	10818,450	10807,527	10818,440	10818,451
$F_G$	3608,810	3586,056	3608,789	3608,810
$F_D$	36679,600	36716,420	36679,570	36679,562
$T_R$	655,893	655,601	655,893	655,893
$T_W$	-	523,722	523,730	523,730
$R$	-	-	112240,044	112240,062
$F_C$	-	-	153682,621	153682,617
$\Phi(\%)$	<b>88,822</b>	<b>88,474</b>	<b>88,333</b>	<b>88,333</b>

1- sem balanço de energia

2-com balanço de energia

centralizada com o modelo simplificado encontra um valor superior aos demais métodos, o método IBMF apresenta valores ótimos bem próximos dos encontrados pela alternativa centralizada com modelo simplificado, encontrando  $\lambda = [-1, 496 \cdot 10^{-4} \quad 1, 526 \cdot 10^{-4}]$  e um erro de  $\|e\| = 0,0075$  entre o modelo e a planta, o que pode ser considerado desprezível em virtude da magnitude das variáveis de interconexão. Novamente, a utilização da alternativa descentralizada promove uma redução menor que 1% quando comparada às alternativas centralizadas.

As alternativas centralizadas necessitam do mesmo número de iterações para encontrar o ótimo do processo e, embora a utilização de aproximações do sistema real não seja recomendada quando se há diferenças significativas entre modelo e planta, a alternativa que emprega o modelo simplificado obtém um resultado superior à outra.

O mesmo problema foi simulado, fixando-se o valor de  $F_P = 3334,1 \text{ lb/h}$ . A estimativa inicial para o coordenador a partir do IBMF é a mesma utilizada no cenário anterior. Os resultados são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 – Otimização da Planta de Williams-Otto com  $F_P = 3334,1 \text{ lb/h}$  considerando a diferença Modelo-Planta.

Variável	Centralizada <sup>1</sup>	Centralizada <sup>2</sup>	IPMF	IBMF
$F_A$	12849,109	12400,007	12558,574	12849,086
$F_B$	192204,991	19087,936	19350,482	19204,987
$F_R$	157402,829	157259,910	157257,784	157402,822
$F_{RA}$	36892,024	32523,621	35904,445	36891,933
$F_{RB}$	44549,002	399989,730	46389,098	44549,031
$F_{RC}$	7805,739	6283,533	7710,500	7805,719
$F_{RE}$	57087,819	65508,53	56399,384	57087,885
$F_{RP}$	9042,882	9884,985	8974,038	9042,888
$F_G$	2025,363	3069,187	1880,319	2025,365
$F_D$	26694,637	25084,656	26694,767	26694,639
$T_R$	630,099	641,040	628,985	630,099
$T_W$	-	523,288	522,928	522,961
$R$	-	-	125348,729	125348,748
$F_C$	-	-	155377,466	155377,467
$\Phi(\%)$	<b>71,613</b>	<b>67,758</b>	<b>72,601</b>	<b>71,249</b>

1- sem balanço de energia

2-com balanço de energia

Dentre as alternativas descentralizadas, o IPMF obteve o melhor desempenho porém os valores obtidos para as variáveis menos se aproximam dos valores obtidos pelas alternativas centralizadas com modelo simplificado e IBMF. Para este caso, o método de predição de interações alcança um aumento de 7,15% na função objetivo quando comparado com o resultado obtido pela otimização centralizada com o modelo completo, com  $\Phi_1 = -198,407\%$  e  $\Phi_2 = 271,008\%$ .

Para o IBMF, encontra-se um erro entre modelo e planta de  $\|e\| = 0,0400$  e um aumento de 5,15% na função objetivo, em relação a otimização centralizada com modelo completo porém, o mesmo apresenta um resultado ligeiramente menor que o método centralizado com modelo simplificado. Para este método, encontra-se  $\lambda = [1, 9 \cdot 10^{-7} \quad 1, 528 \cdot 10^{-5}]$ .

Fixando o valor de  $F_P = 4763 \text{ lb/h}$ , altera-se  $P_G$  de  $P_G = \$0,01(\text{lb/h})^{-1}$  para  $P_G = \$0,03(\text{lb/h})^{-1}$ , como feito anteriormente para os métodos sem realimentação. Os resultados deste cenário de simulação são apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 – Otimização da Planta de Williams-Otto com  $P_G = \$0,03(\text{lb/h})^{-1}$  considerando a diferença Modelo-Planta.

Variável	Centralizada <sup>1</sup>	Centralizada <sup>2</sup>	IPMF	IBMF
$F_A$	13545,277	13536,654	13549,600	13545,276
$F_B$	31506,099	31508,098	31540,283	31507,101
$F_R$	157291,427	157271,551	157277,772	157291,444
$F_{RA}$	18166,951	18109,231	18010,741	18166,963
$F_{RB}$	60810,942	60788,855	61010,456	60810,978
$F_{RC}$	3331,916	3317,618	3301,909	331,920
$F_{RE}$	60554,391	60611,262	60536,929	60554,365
$F_{RP}$	10818,439	10824,126	10816,693	10818,436
$F_G$	3608,788	3620,456	3601,045	3608,781
$F_D$	36679,588	36661,295	36678,721	36679,590
$T_R$	655,823	656,038	656,041	655,893
$T_W$	-	523,735	523,735	523,730
$R$	-	-	112240,889	112240,066
$F_C$	-	-	153676,727	1553682,640
$\Phi(\%)$	<b>55,140</b>	<b>54,490</b>	<b>54,733</b>	<b>54,651</b>

1- sem balanço de energia

2-com balanço de energia

Ambos os métodos descentralizados encontram resultados inferiores que as opções centralizadas para a função objetivo. Os valores encontrados são semelhantes aos dos demais métodos, sendo para o IPMF  $\Phi_1 = -331,692\%$  e  $\Phi_2 = 386,425\%$  e no IBMF  $\lambda = [8,163 \cdot 10^{-7} \quad 2,772 \cdot 10^{-7}]$  e o erro  $\|e\| = 0,0288$ .

Pelos resultados obtidos, a utilização do modelo completo para o sistema não garante o melhor desempenho do método centralizado. A alternativa centralizada obtém o melhor índice de retorno porém não leva em consideração o comportamento real da planta.

#### 4.4 Estrutura de Controle Hierárquico desenvolvida para a Planta de Williams-Otto

Após a etapa de otimização da planta, é necessário selecionar estratégias de controle adequadas a fim de garantir que o objetivo de controle seja atendido. Embora a etapa de otimização tenha considerado as interações entre os subsistemas que compõem a planta, a camada de controle deve ser definida de modo que consiga-se manter o sistema neste ponto, desprezando quaisquer efeitos ocasionados por essas interações.

Fundamentada na teoria de controle de plantas complexas, apresentada no Capítulo 2 desta tese, definiu-se as seguintes estratégias para o controle da Planta de Williams-Otto:

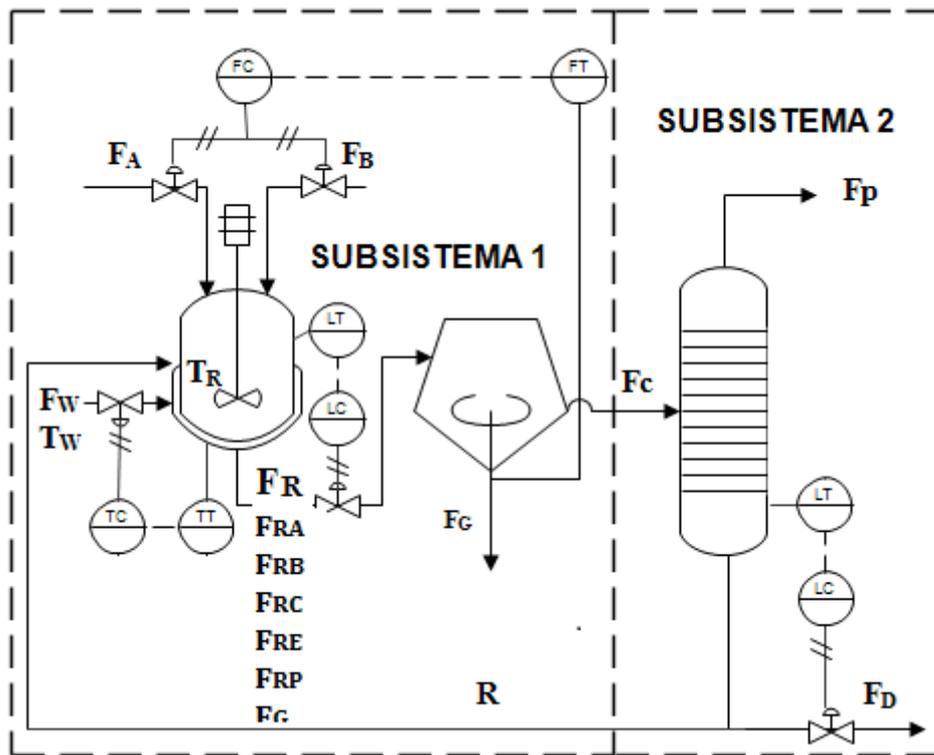
- o nível dos equipamentos deve ser mantido constante. Assim, a vazão  $F_R$  será manipulada para controle do nível do reator;
- da mesma maneira, o nível da coluna também deve ser constante. A vazão de fundo da coluna, que posteriormente será dividida em  $F_D$  e  $R$ , deve ser manipulada de tal forma a garantir isto, de acordo com a produção estipulada para o produto desejado.
- uma das heurísticas utilizadas na teoria do controle *plantwide* é alimentar os reagentes obedecendo a razão estequiométrica das reações. Sendo assim, a vazão  $F_A$ , que será manipulada para o controle de  $F_G$ , deverá ser determinada pelo controlador e a vazão  $F_B$  deverá ser ajustada a cada instante de tempo, de modo a manter a proporção estipulada para as duas.
- A vazão de fluido refrigerante  $F_W$  será manipulada para o controle de  $T_R$

O fluxograma apresentado na Figura 17 representa o sistema de controle proposto para a planta de Williams-Otto.

As variáveis são controladas através de controladores PID projetados a partir de técnicas clássicas de sintonia (SEBORG; EDGAR; MELLICHAMP, 2003). Para verificar a eficácia do sistema proposto foram sugeridas dois tipos de perturbação no sistema:

- **Perturbações lentas:** estas perturbações caracterizam a necessidade de realizar nova estimativa do estado estacionário. Para este trabalho, inicialmente define-se  $F_{P,ss1} = 3334,1 \text{ lb/h}$ , e altera-se, em  $t = 25 \text{ h}$ , a quantidade de produto desejado, passando esta a ser  $F_{P,ss2} = 4763 \text{ lb/h}$ ;

Figura 17 – Sistema de Controle proposto para a Planta de Williams-Otto



Fonte: Acervo do Autor.

- Perturbações rápidas:** são inseridas perturbações de dinâmica rápida nas variáveis  $T_B$  e  $R$  a fim de verificar se, mesmo diante deste tipo de perturbação e sem a determinação de um novo estado estacionário, o sistema proposto consegue manter os objetivos de controle. Assim:
  - Inseriu-se uma perturbação de 5% na temperatura de entrada do reagente  $B$  durante o período de simulação, em  $t = 12,5h$ , mantendo este valor até  $t = 13h$ ;
  - Varia-se a vazão  $R$ , correspondente a um degrau também de 5%, no instante  $t = 37,5h$ , com a mesma duração da perturbação de  $T_B$ .

Este cenário é aplicado ao sistema coordenado pelos métodos de coordenação apresentados: IBM, IPM, IBMF e IPMF e comparados à estrutura semelhante com a otimização centralizada. Para todos os casos, a vazão  $F_R$  será sempre definida como  $F_A + F_B + R$  a fim de manter o nível do reator constante, bem como a vazão  $F_C = F_P + F_D + R$  mantendo o inventário da coluna estacionário durante o tempo de simulação.

#### 4.4.1 Sistema de controle hierárquico com a otimização descentralizada coordenada a partir dos métodos IBM e IPM

Inicialmente, aplica-se a otimização descentralizada coordenada a partir dos métodos IBM e IPM para a definição dos *setpoints* das variáveis controladas para a camada de controle. Selecionou-se como objetivo de controle manter as variáveis  $T_R$  e  $F_G$  nos valores definidos pela otimização. Utiliza-se o modelo completo, compostos dos balanços de massa e energia apresentados nas Equações (B.1)-(B.8), para representar o comportamento da planta. Os valores de *setpoint* para as variáveis controladas utilizados nas simulações são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 – Estados estacionário definidos pela otimização da Planta de Williams-Otto desprezando a diferença modelo-planta

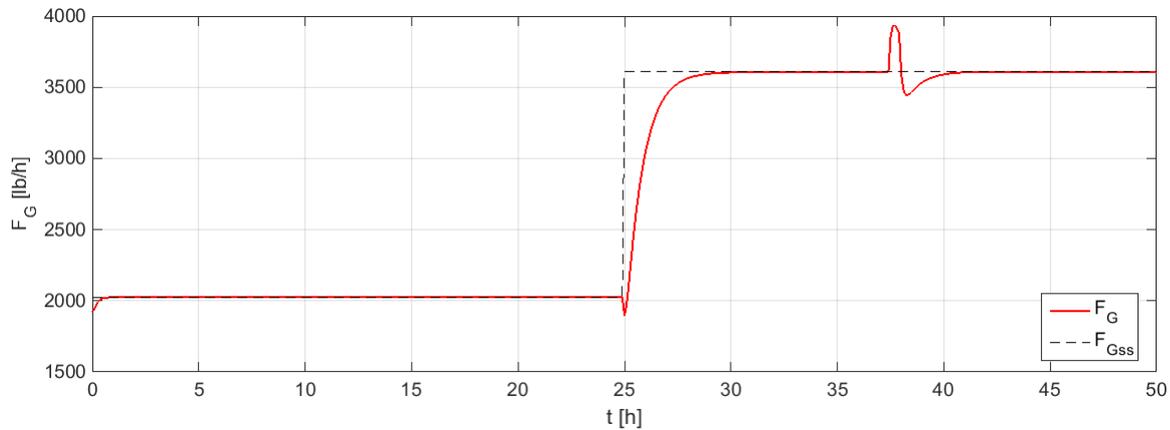
Método	$F_{G,ss1}$ (lb/h)	$T_{R,ss1}$ (°R)	$F_{G,ss2}$ (lb/h)	$T_{R,ss2}$ (°R)
IBM	2025,364	630,099	3675,752	656,685
IPM	2002,767	629,923	3598,364	655,765
Centralizada <sup>1</sup>	1025,363	630,99	3608,810	655,893

1- sem balanço de energia

Para estes casos, o modelo completo com os balanço de energia foi considerado como a planta. Porém, os métodos de otimização empregados para o desenvolvimento do sistema de controle hierárquico da planta não consideram a diferença entre o comportamento da planta e do modelo (IBM e IPM). Todas as variáveis, inicialmente, encontram-se em pontos que correspondem a 95% do estado estacionário definido com o método correspondente, com exceção de  $T_R(0) = 0,99T_{R,ss}$ . Os comportamentos resultantes das ações de controle a partir da otimização descentralizada coordenada através do IBM e IPM, respectivamente, é apresentado nas Figuras 18 a 21.

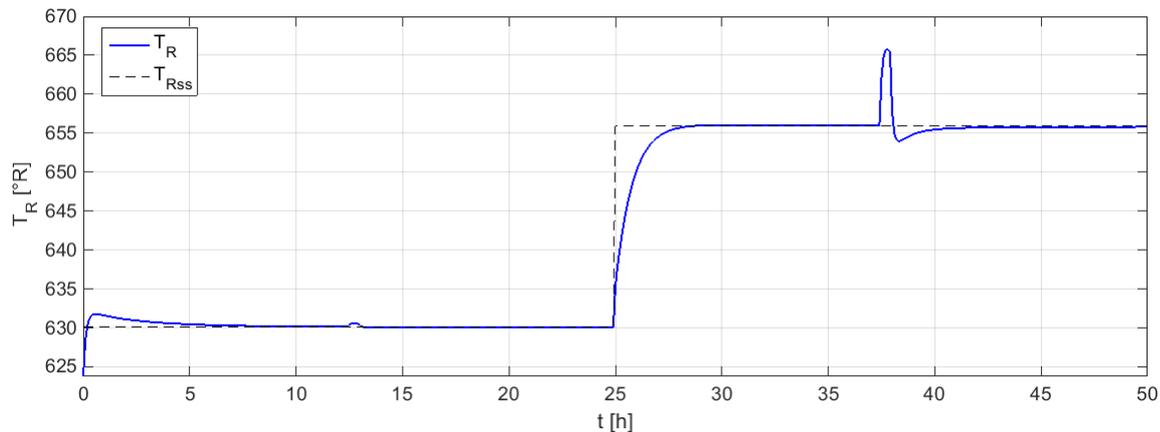
Nota-se que o sistema de controle consegue facilmente manter as variáveis nos estados estacionários estipulados. Apesar da integração dos subsistemas, o comportamento das variáveis controladas é mantido, fazendo com que a interferência das perturbações seja reduzida. A perturbação em  $T_B$  tem um efeito quase nulo na temperatura do reator  $T_R$ , em virtude da ação dos controladores para os dois métodos, sendo que esta atinge valores máximos de 1,39% e 1,68% dos estados estacionários definidos pelos métodos IBM e IPM, respectivamente.

Figura 18 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM.



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 19 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM.



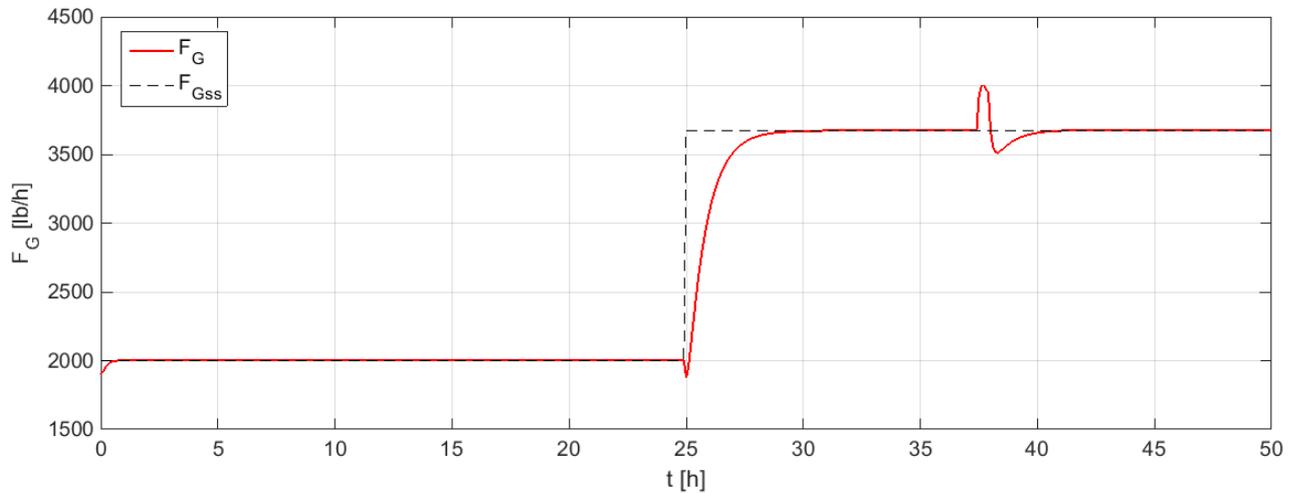
**Fonte:** Acervo do Autor.

É importante ressaltar que  $R$  foi mantida constante no valor do estado estacionário durante todo o tempo de simulação, com exceção do instante em que a variável sofre a perturbação e  $F_D$  foi manipulada para manter o nível da coluna constante. Esta perturbação faz com que o controlador aja de maneira eficaz, minimizando os efeitos em  $F_G$ , sendo que esta atinge um valor máximo de 3929 lb/h, um *overshoot* de cerca de 7% na variável, quando utiliza-se o IBM como estratégia de coordenação, em contraste com um *overshoot* de 11,16% na variável  $F_G$  ao aplicar-se o IPM.

As ações do sistema de controle nas variáveis  $F_A$ ,  $F_W$ ,  $F_B$  e  $F_D$  para as duas estratégias são apresentadas nas Figuras 22 a 25.

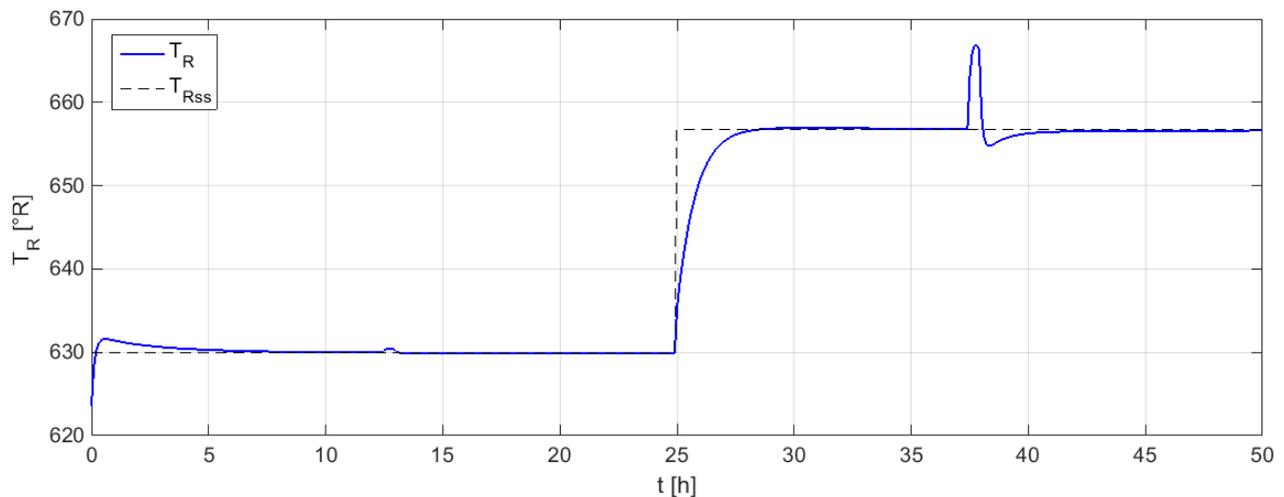
A partir dos perfis apresentados para a aplicação da coordenação com o IBM, verifica-se que, no instante que a perturbação em  $T_B$  é aplicada, o controlador manipula a

Figura 20 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM.



Fonte:Acervo do Autor.

Figura 21 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM.

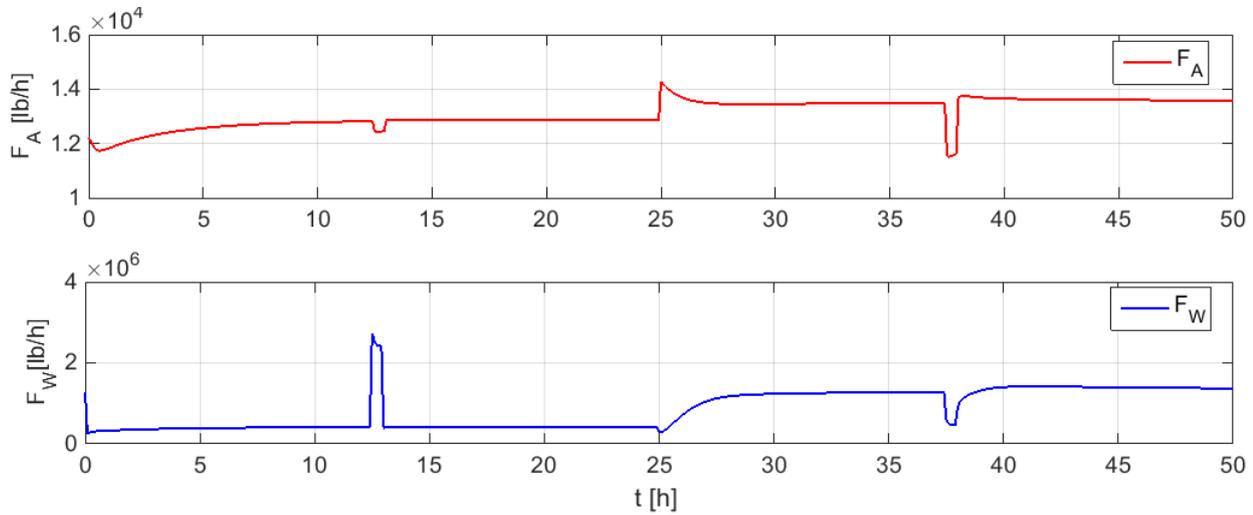


Fonte:Acervo do Autor.

vazão  $F_W$  de modo que o sistema não seja afetado drasticamente por tal mudança. Para isto, o mesmo define a vazão para um valor máximo de  $2,727 \cdot 10^6 \text{ lb/h}$  que rapidamente retorna ao valor de  $4,165 \cdot 10^5 \text{ lb/h}$  quando o sistema atinge novamente o valor desejado. Além disto, as demais variáveis manipuladas também são modificadas, porém, de uma maneira mais sutil, evitando assim uma ação mais drástica da vazão de fluido refrigerante.

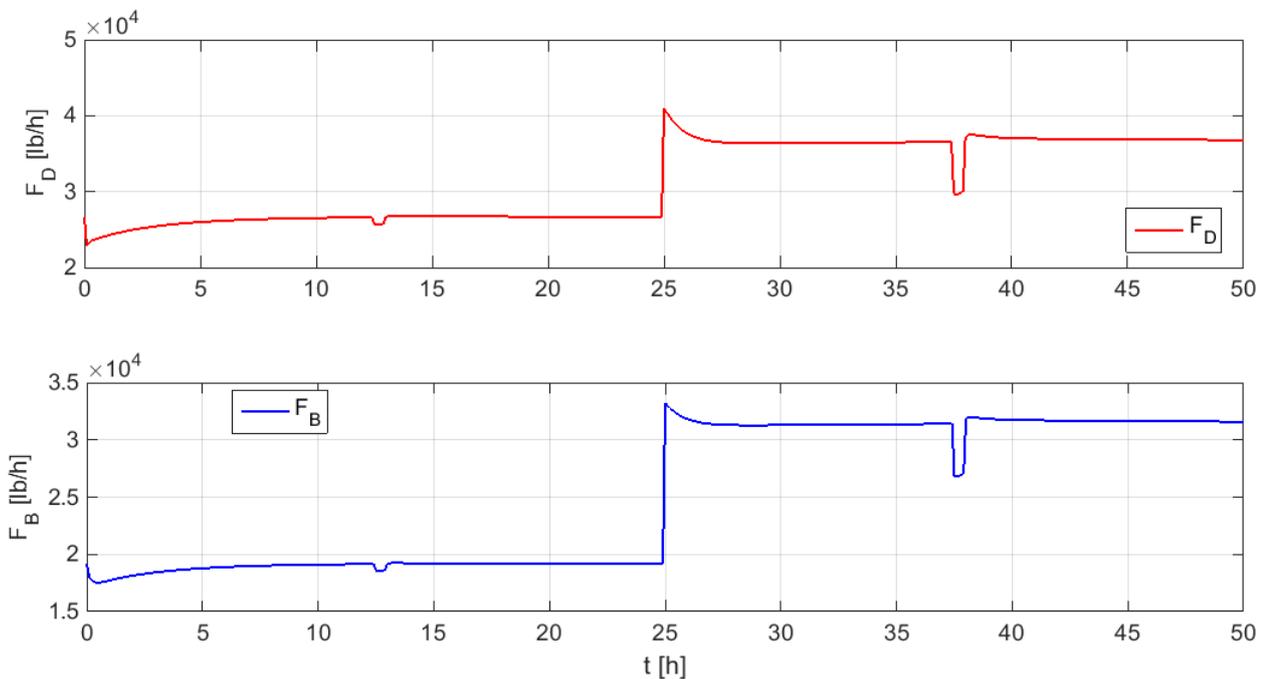
De maneira análoga aos resultados apresentados para o sistema que utiliza o IBM, no momento da perturbação em  $T_B$ , a camada de controle age principalmente através da manipulação de  $F_W$  para conter os efeitos no processo, alcançando o valor de  $2,423 \cdot 10^6 \text{ lb/h}$ . A manipulação das variáveis é feita de maneira análoga nos dois casos.

Figura 22 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_A$  e  $F_W$  a partir do método de coordenação IBM.



Fonte: Acervo do Autor.

Figura 23 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_D$  e  $F_B$  a partir do método de coordenação IBM.

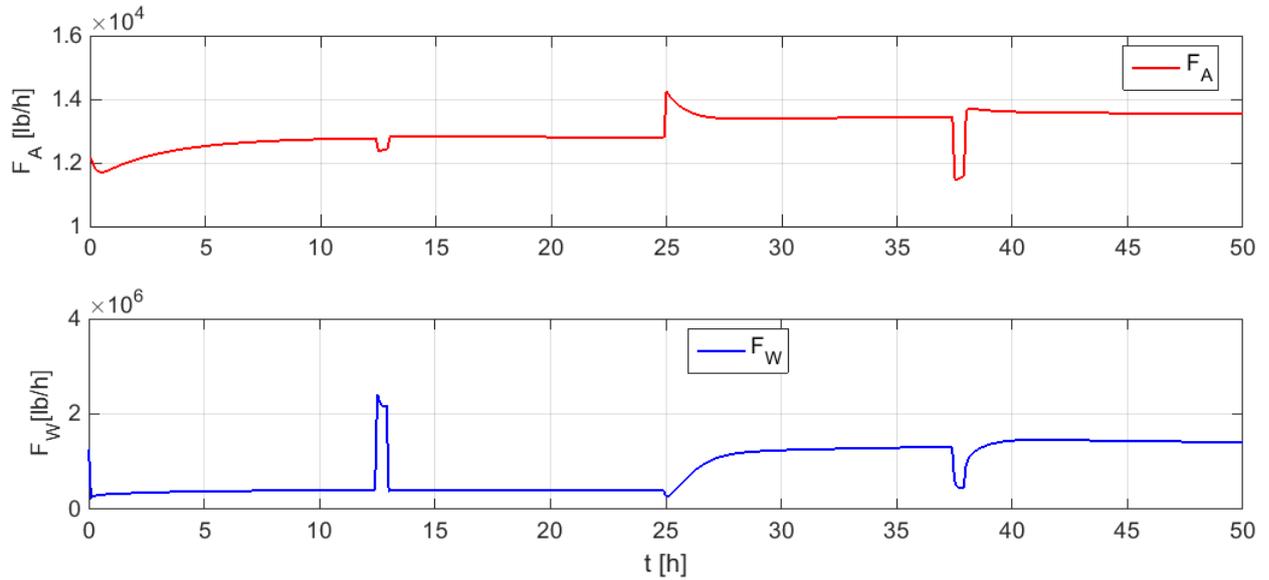


Fonte: Acervo do Autor.

O mesmo cenário foi simulado para o sistema que utiliza a otimização centralizada a fim de detectar a melhor alternativa para processos químicos complexos. O comportamento das variáveis controladas é apresentado nas Figuras 26 e 27.

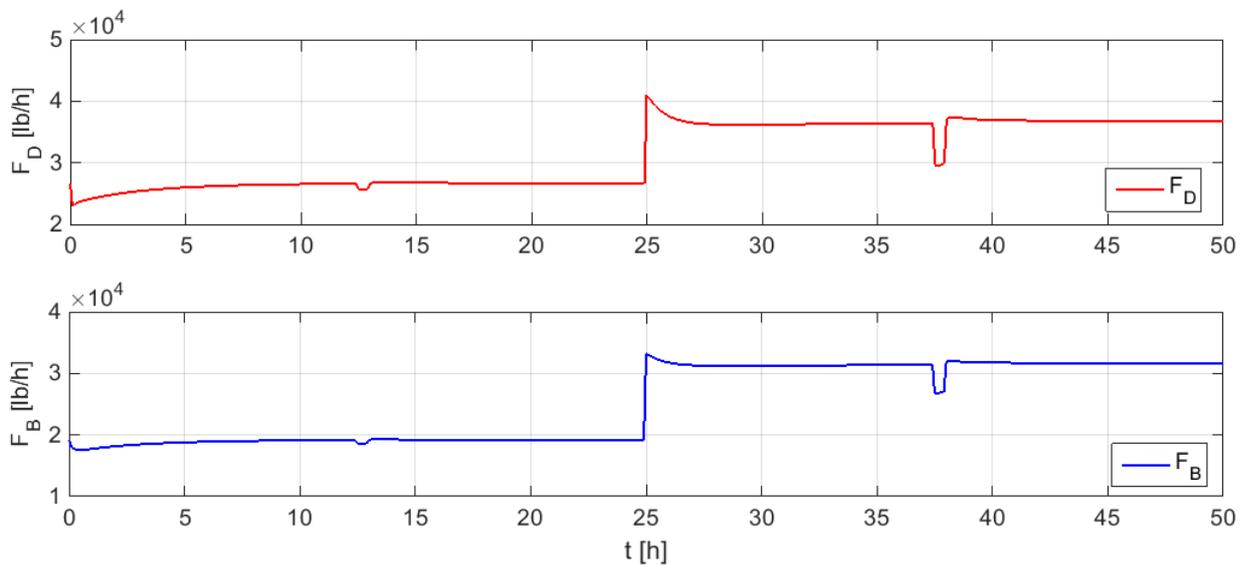
As ações do sistema de controle nas variáveis  $F_A$ ,  $F_W$ ,  $F_B$  e  $F_D$  para o sistema de controle com otimização centralizada são apresentadas nas Figuras 28 e 29.

Figura 24 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_A$  e  $F_W$  a partir do método de coordenação IPM.



**Fonte:** Acervo do Autor.

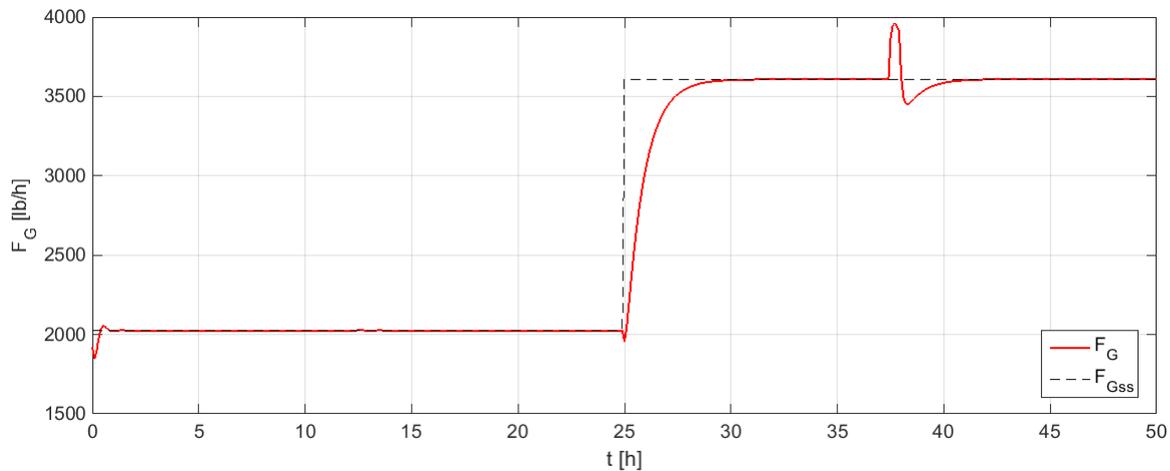
Figura 25 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_D$  e  $F_B$  a partir do método de coordenação IPM.



**Fonte:** Acervo do Autor.

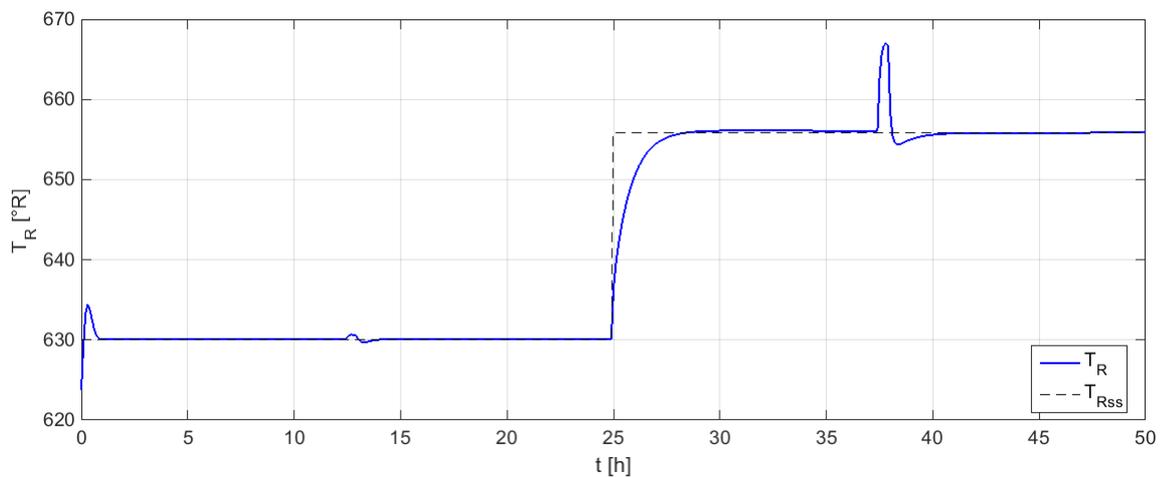
Pelo comportamento apresentado pelas variáveis controladas, este sistema de controle também busca minimizar ao máximo os efeitos das perturbações rápidas do sistema e isto é alcançado de maneira satisfatória quando trata-se do instante em que a perturbação em  $T_B$  é inserida no sistema, acarretando em um aumento em apenas  $0,6^\circ\text{R}$ , contra  $0,5^\circ\text{R}$  e  $0,3^\circ\text{R}$  dos sistemas com IBM e IPM, respectivamente. Porém, para que isto ocorra, o sistema de controle eleva a vazão  $F_W$  a  $3,58 \cdot 10^6 \text{ lb/h}$ , exigindo assim um valor para  $F_W$

Figura 26 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada.



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 27 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada.



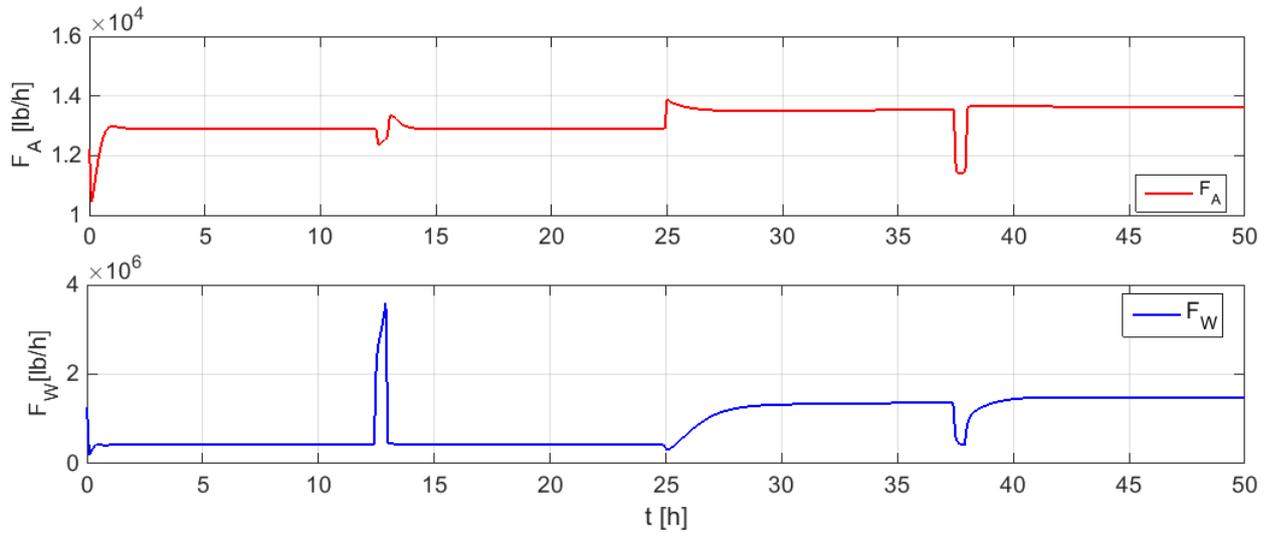
**Fonte:** Acervo do Autor.

de 30% maior quando comparado ao valor definido pelos demais sistemas de controle. Enquanto os sistemas com IBM e IPM necessitam de um aumento em cerca de seis vezes o valor do estado estacionário definido para esta variável no instante anterior a perturbação, o sistema com otimização centralizada aumenta  $F_W$  em 8,5 vezes em relação ao seu estado estacionário.

Sintetizando,

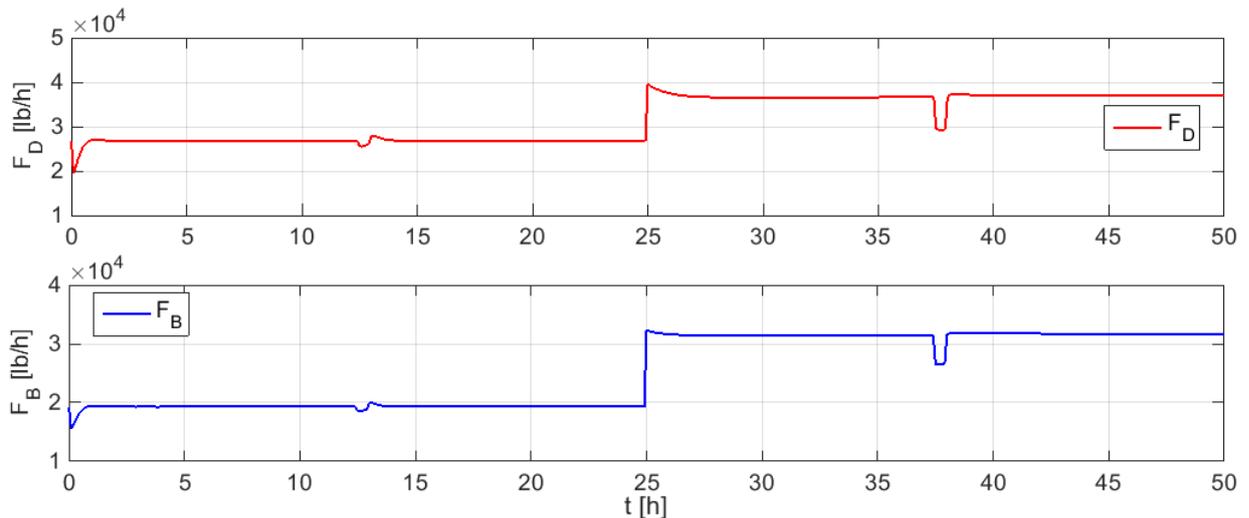
- Sistemas com otimização descentralizada coordenada minimizam a propagação dos efeitos das perturbações no sistema;

Figura 28 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_A$  e  $F_W$  a partir da otimização centralizada.



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 29 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_D$  e  $F_B$  a partir da otimização centralizada.



**Fonte:** Acervo do Autor.

- Otimização centralizada resulta em ações bruscas com aumentos de, no mínimo, 20% nas vazões de reagentes e produto de fundo diante de perturbações;
- Alternativa descentralizada tem ações mais suaves diante das perturbações independente da diferença entre o modelo utilizado e a planta
- Sistema centralizado define exige valores certa de 30% maiores para  $F_W$  que o valor para o sistema com otimização centralizada sem realimentação

- Exigência menor das variáveis manipuladas na mudança de *setpoint* para as estruturas de controle que utilizam a abordagem descentralizada coordenada para a etapa de otimização;
- Sistema centralizado atinge exige aumentos de até 7,7 vezes que o valor definido para  $F_W$  em relação ao estado estacionário desta quando o sistema é submetido a uma perturbação;
- Alternativas com realimentação obtém um desempenho satisfatório com valores cerca de 10% menores que os valores obtidos para  $F_W$  diante das perturbação em  $T_B$

#### 4.4.2 Sistema de controle hierárquico com a otimização descentralizada coordenada a partir dos método IBMF e IPMF

Analogamente, a estrutura de controle proposta também foi aplicada ao cenário definido anteriormente, porém empregando as técnicas de coordenação que consideram a diferença entre o modelo e a planta, IBMF e IPMF. O ponto ótimo encontrado pela otimização centralizada que utiliza o modelo completo, com todos os balanços de massa e energia, também foi empregada para a estrutura de controle centralizada a fim de obter-se um parâmetro para verificação do desempenho do sistema proposto. Os estados estacionário definidos por cada método de otimização são apresentados na Tabela 13.

Tabela 13 – Estados estacionário definidos pela otimização da Planta de Williams-Otto considerando a diferença modelo-planta.

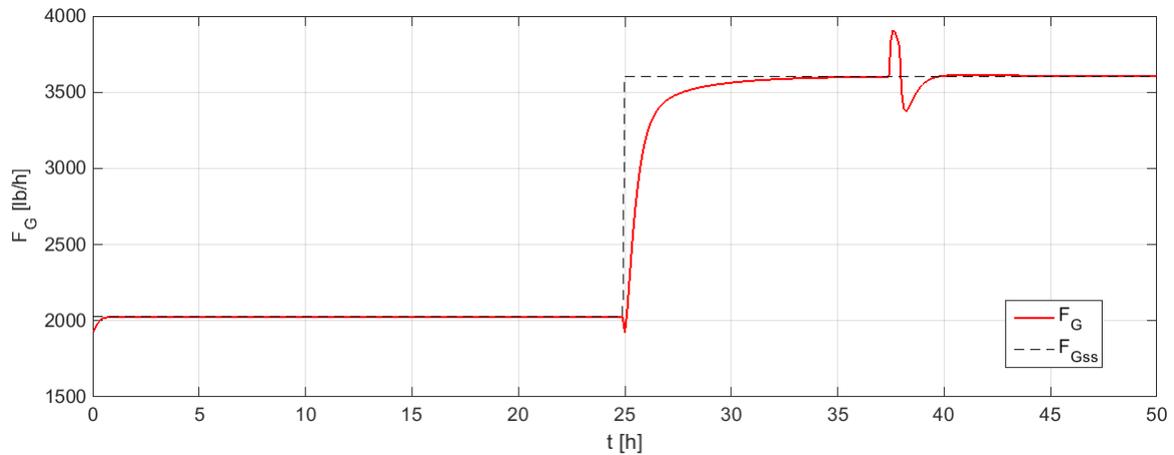
Método	$F_{G,ss1}$ (lb/h)	$T_{R,ss1}$ (°R)	$F_{G,ss2}$ (lb/h)	$T_{R,ss2}$ (°R)
IBMF	2025,365	630,099	3608,810	655,893
IPMF	1880,319	628,985	3608,789	655,893
Centralizada <sup>2</sup>	3069,187	641,040	3586,056	655,600

#### 2- Modelo completo com balanço de energia

As condições iniciais do sistema permanecem as mesmas consideradas para a otimização sem considerar a diferença modelo e planta. Os comportamentos resultantes das ações do sistemas de controle para as variáveis controladas  $F_G$  e  $T_R$  empregando os métodos IBMF e IPMF, respectivamente, são apresentado nas Figuras 30 a 33.

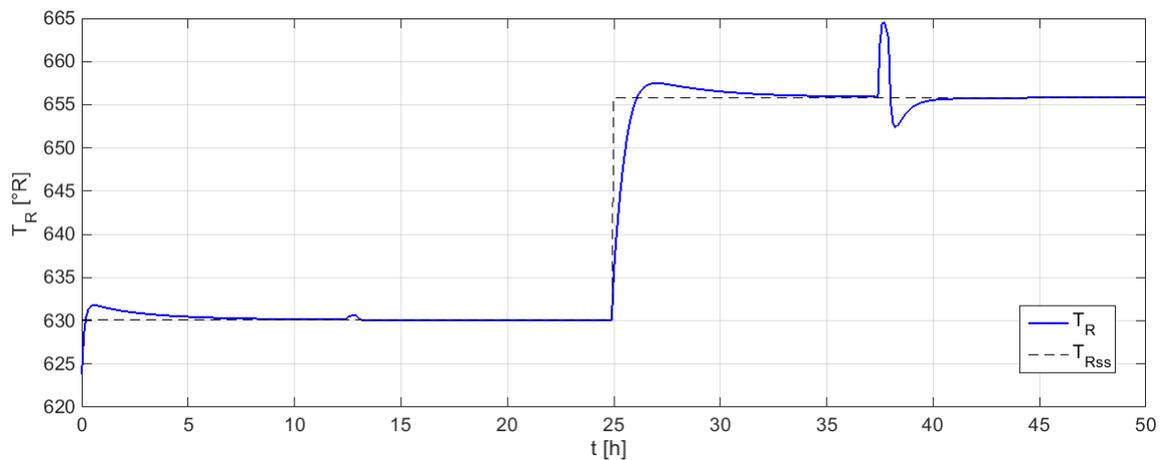
Pelos perfis obtidos, é possível verificar que o sistema de controle proposto é eficaz em manter as variáveis controladas nos valores definidos para estas pela etapa

Figura 30 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBMF.



**Fonte:** Acervo do Autor.

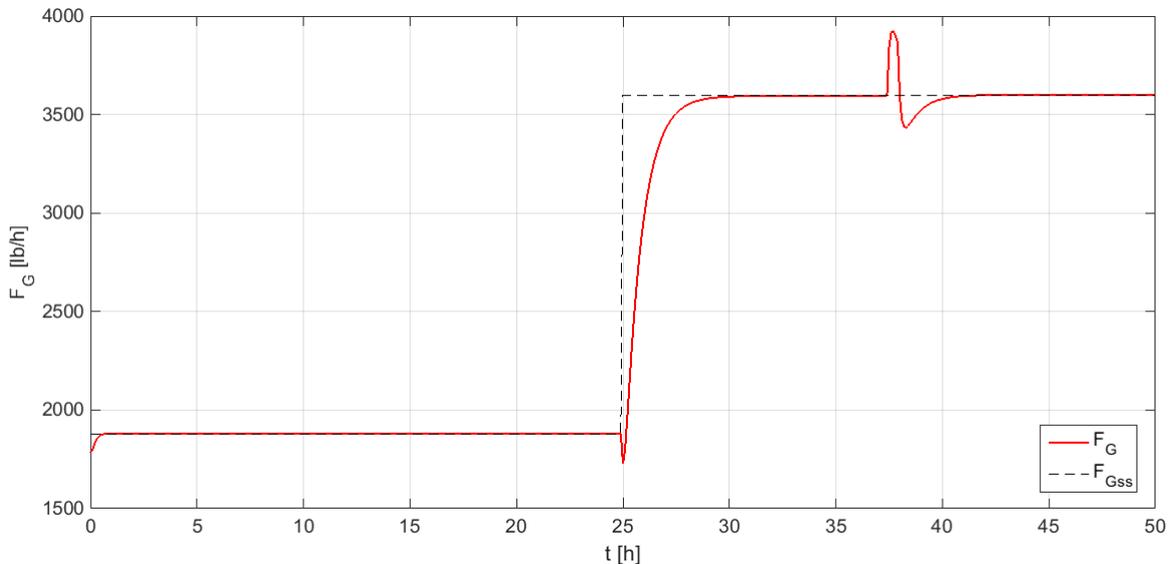
Figura 31 – Comportamento dinâmico da vazão  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBMF.



**Fonte:** Acervo do Autor.

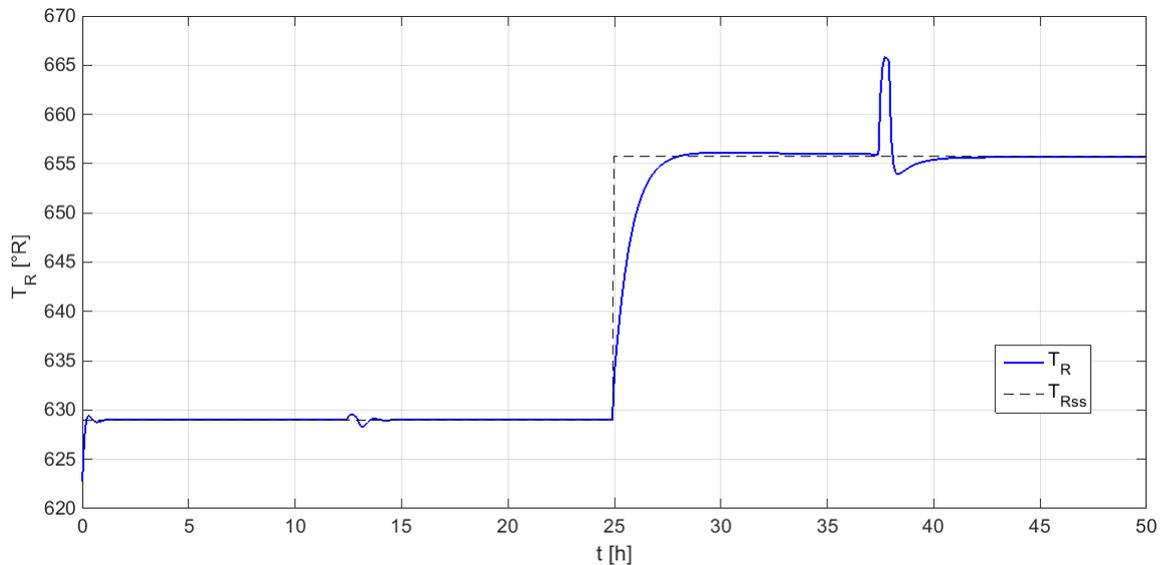
de otimização. No instante em que é aplicada a perturbação em  $T_B$  ambos os métodos conseguem minimizar os efeitos destas no comportamento de  $T_R$  e não permitem que isto afete a variável  $F_G$ . Para o instante em que a perturbação em  $R$  é aplicada, o sistema de controle com IBMF consegue levar novamente o sistema ao ponto desejado, fazendo com que o *overshoot* na temperatura do reator seja de 1,31%. Para o vazão  $F_G$  ser levada ao valor desejado de estado estacionário no instante  $t = 37,5h$ , as ações de controle resultem em um movimento oscilatório da variável, inicialmente com um aumento de 300,190  $lb/h$  do valor do ponto definido, e uma posterior redução de cerca de 236,810  $lb/h$ , representando menos de 10% de variação em relação ao estado estacionário fixado para este instante.

Figura 32 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPMF.



**Fonte:**Acervo do Autor.

Figura 33 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPMF.



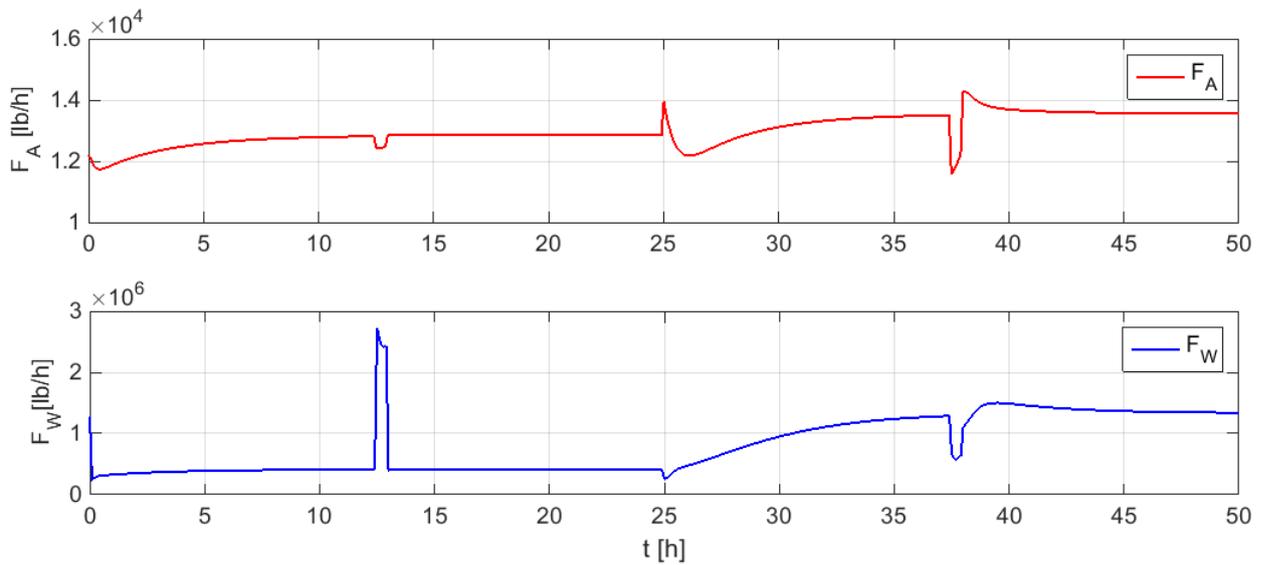
**Fonte:**Acervo do Autor.

O comportamento do sistema resultante da aplicação do IPMF é muito semelhante ao do IBMF, sendo que este evita que haja uma mudança muito brusca de comportamento diante das perturbações; quando  $R$  é modificado por um intervalo de tempo definido, a temperatura do reator chega ao valor máximo de  $665,8^{\circ}\text{R}$ , ficando abaixo de 2% de variação. A vazão  $F_G$  sofre um aumento e uma posterior redução de 8,73% e 4,76% na variável em relação ao ponto fixado pelo controlador, o que resulta em uma oscilação

ligeiramente menor que o resultado do método anterior. Ambos os métodos reduzem o *overshoot* da variável  $T_R$  mas aumentam a amplitude da oscilação quando comparados com as alternativas sem realimentação apresentadas.

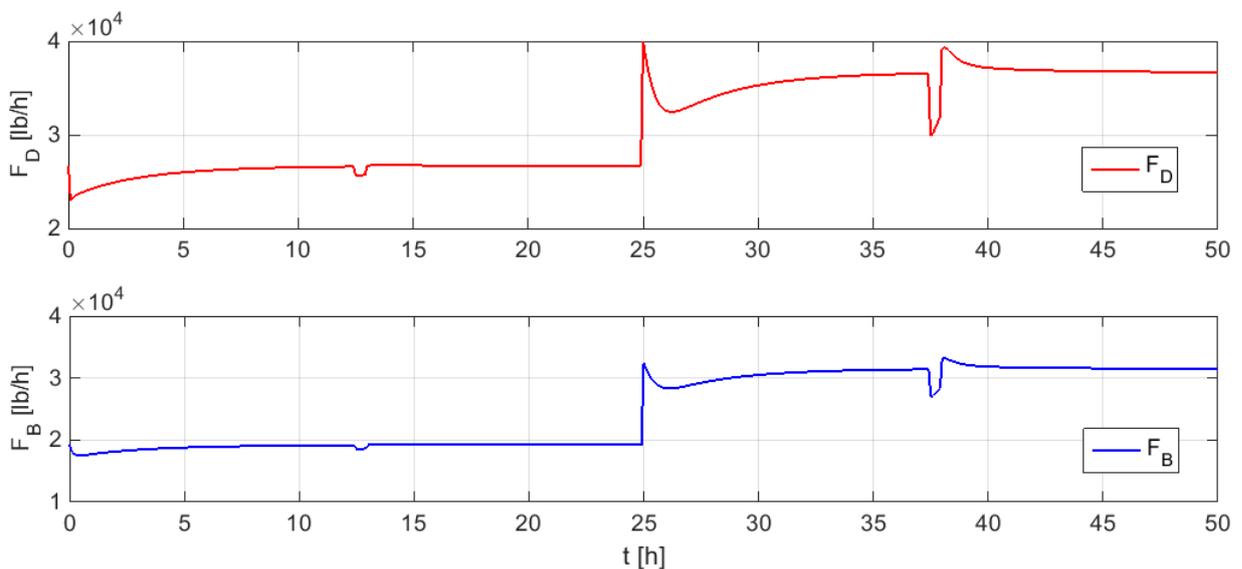
As ações do sistema de controle nas variáveis  $F_A$ ,  $F_W$ ,  $F_B$  e  $F_D$  para as estratégias com IBMF e IPMF são apresentadas nas Figuras 34 a 37, respectivamente.

Figura 34 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_A$  e  $F_W$  a partir do método de coordenação IBMF.



Fonte: Acervo do Autor.

Figura 35 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_D$  e  $F_B$  a partir do método de coordenação IBMF.

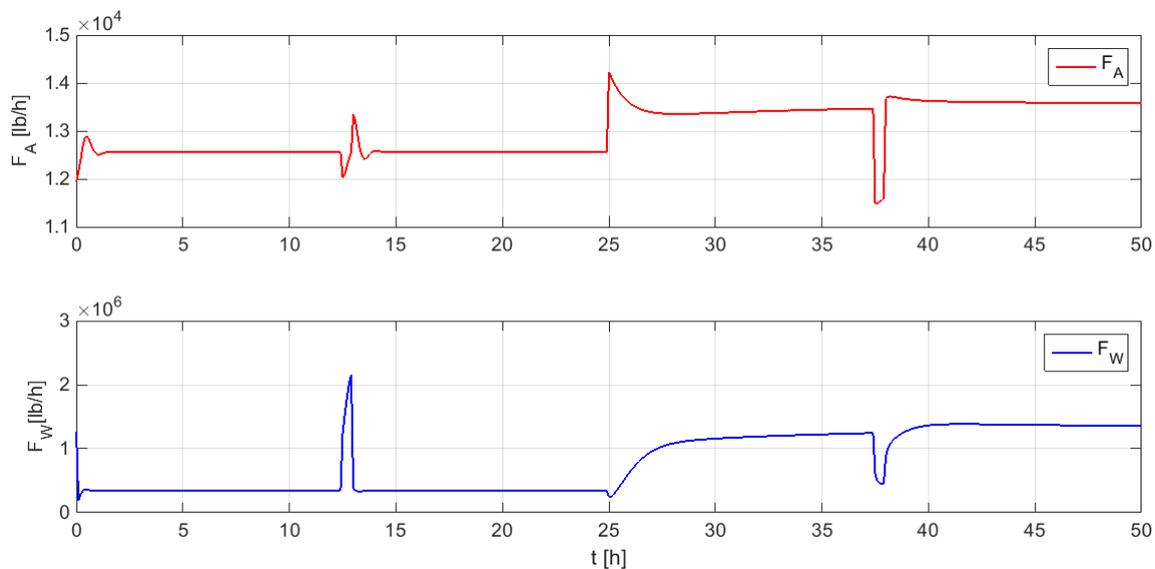


Fonte: Acervo do Autor.

De acordo com o resultado apresentado nas Figuras 34 e 35, a perturbação em  $T_B$  exige uma manipulação da vazão  $F_W$  feita de modo mais incisivo, resultando em um aumento desta em cerca de seis vezes, enquanto realiza mudanças mais suaves nas demais variáveis. Mesmo com este aumento, o sistema rapidamente retorna ao ponto em que estava.

No instante em que ocorre a reotimização do sistema e mudança de estado estacionário, as vazões de reagente são acionadas de maneira mais brusca enquanto a vazão de fluido de troca térmica é suavemente ajustada ao novo valor de referência. Para o IPMF, o comportamento das variáveis é semelhante, exceto pelo fato que este exige mudanças mais rápidas e incisivas das variáveis manipuladas para alcançar os objetivos de controle, embora apresente um perfil resultante nas variáveis controladas mais suave diante das perturbações.

Figura 36 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_A$  e  $F_W$  a partir do método de coordenação IPMF.

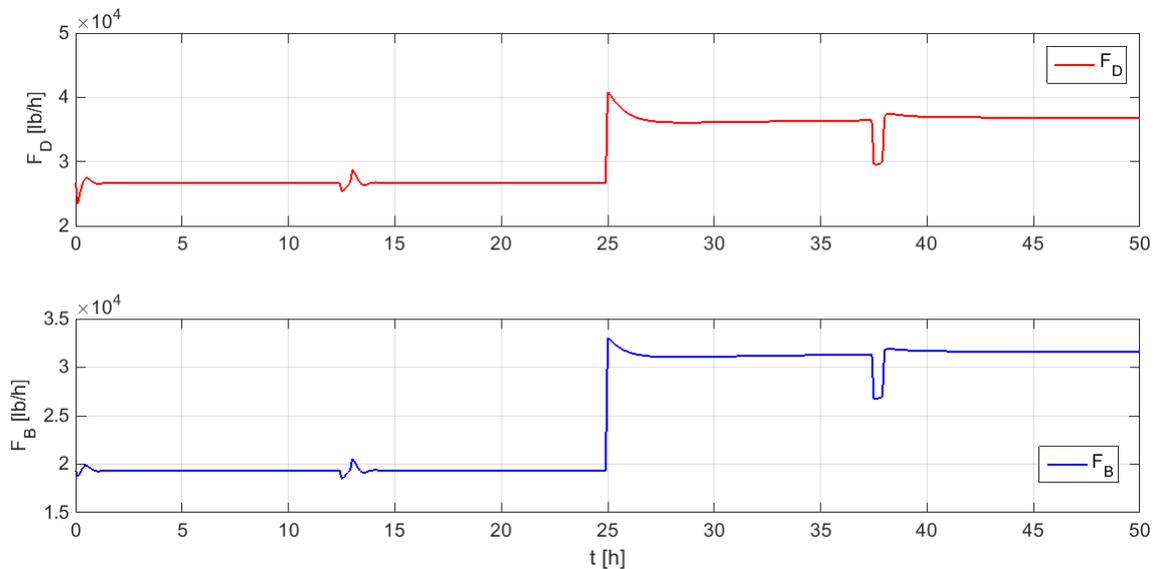


**Fonte:** Acervo do Autor.

Para esta proposta, o aumento da vazão  $F_W$  é em torno de 6,5 vezes o valor de referência do instante anterior a perturbação. O valor máximo atingido por esta vazão é de  $2,157 \cdot 10^6$   $\text{lb/h}$ , cerca de 10% menor que o valor máximo necessário na alternativa sem realimentação.

O mesmo cenário foi aplicado ao controle da planta no qual a otimização é feita de maneira centralizada a partir do modelo completo composto pelas Equações (B.1) a (B.8).

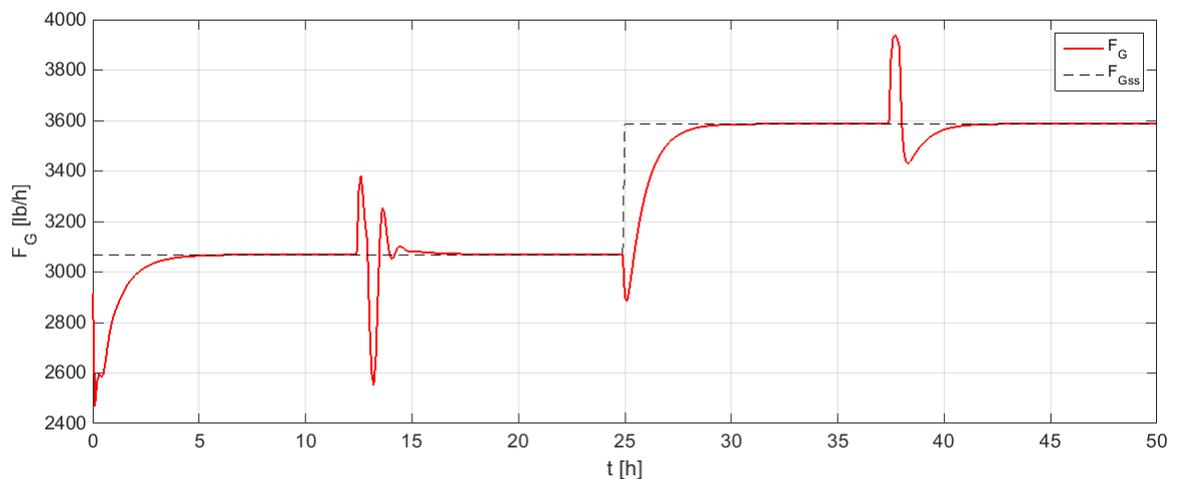
Figura 37 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_D$  e  $F_B$  a partir do método de coordenação IPMF.



Fonte: Acervo do Autor.

O comportamento resultante da atuação do sistema de controle é apresentado nas Figuras 38 e 39.

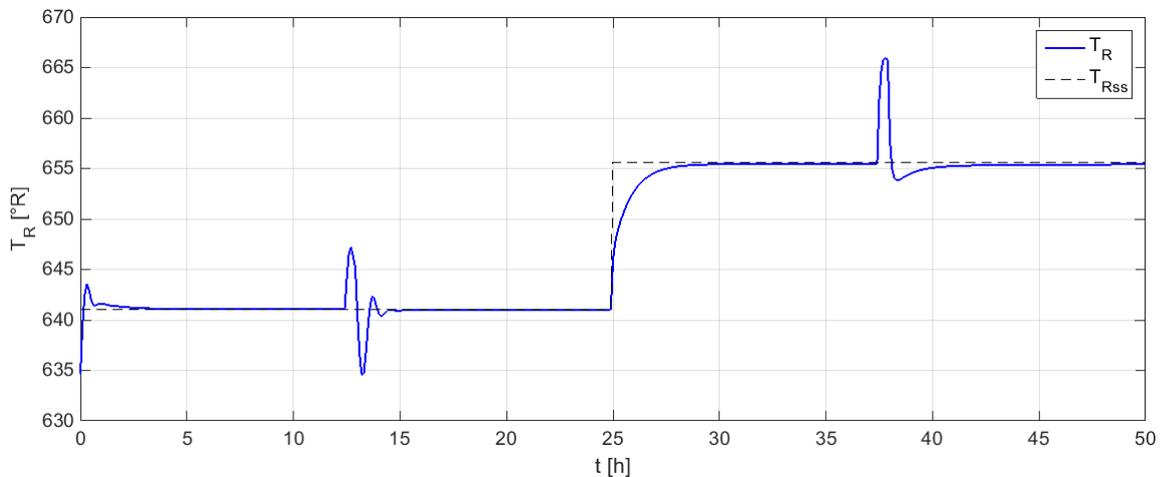
Figura 38 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada com modelo completo.



Fonte: Acervo do Autor.

Para este caso, é possível verificar que, diferente das estratégias que utilizaram a otimização descentralizada coordenada, o sistema de controle não consegue neutralizar a influência dada na temperatura de alimentação de  $B$ , no instante  $t = 12,5h$ , na variável controlada  $F_G$ , o que gera uma oscilação no sistema, apresentada nas duas variáveis controladas. Neste instante,  $T_R$  atinge um valor máximo de  $647,2^\circ R$ , caindo rapidamente

Figura 39 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir da otimização centralizada com modelo completo.

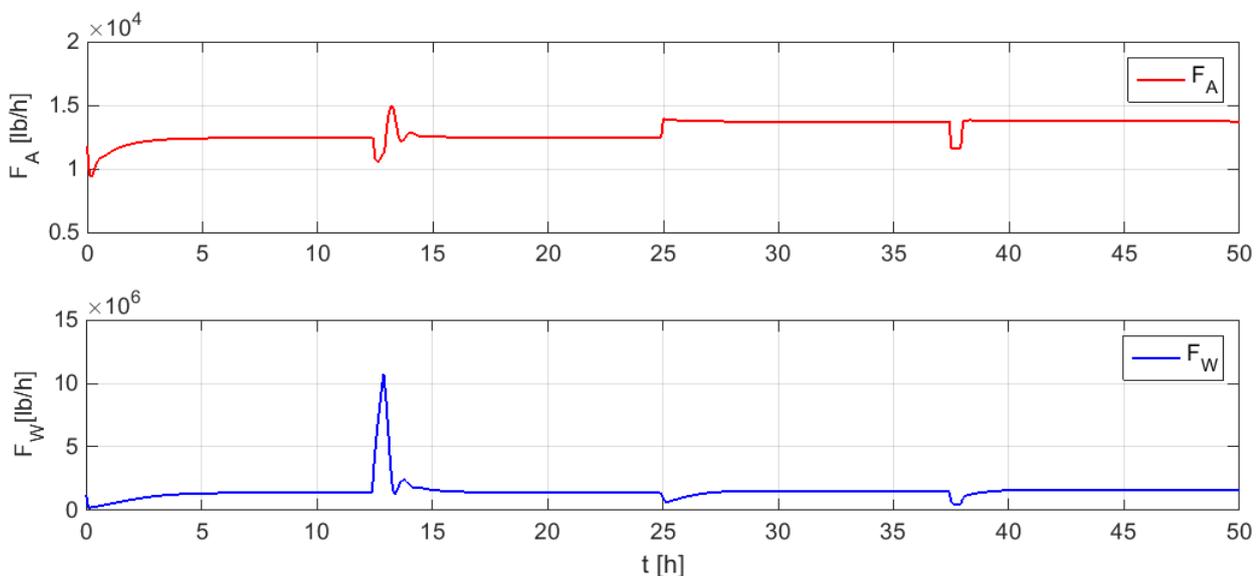


**Fonte:** Acervo do Autor.

para  $634,7^\circ\text{R}$  e retornando ao valor de referência  $T_{R,ss1} = 641,040^\circ\text{R}$ . Seguindo a mesma tendência, no mesmo instante de tempo, há uma oscilação em  $F_G$ , com uma queda acentuada, chegando a valores próximos a  $2600\text{ lb/h}$ , redução correspondente a cerca de 15% do valor de estado estacionário.

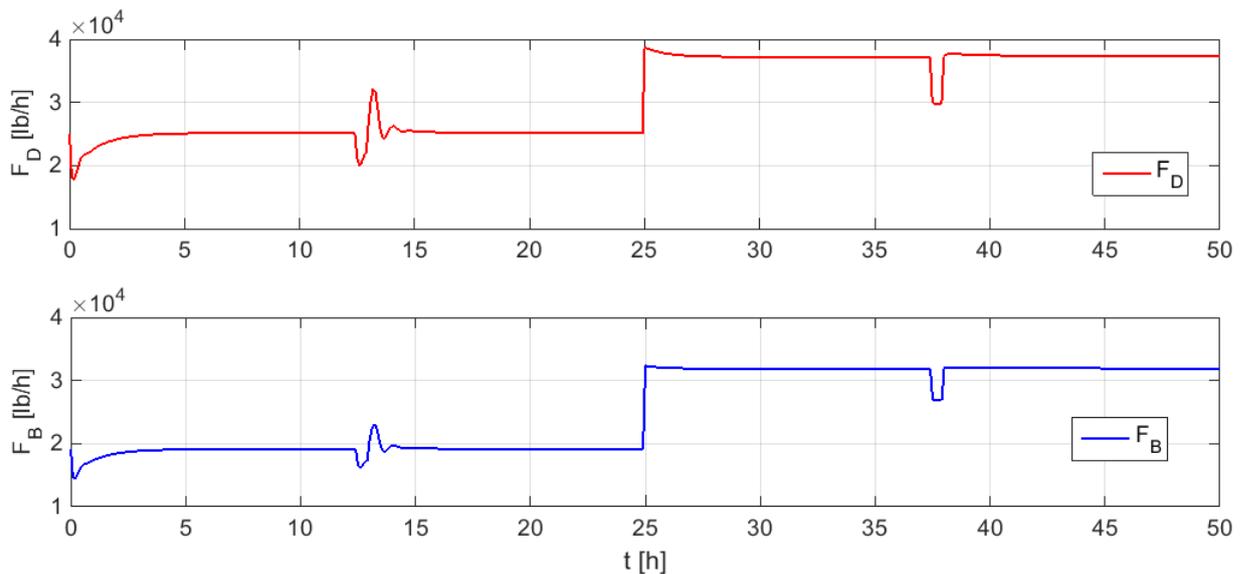
As ações do sistema de controle nas variáveis  $F_A$ ,  $F_W$ ,  $F_B$  e  $F_D$  para o sistema de controle com otimização centralizada baseado no modelo completo são apresentadas nas Figuras 40 e 41.

Figura 40 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_A$  e  $F_W$  a partir da otimização centralizada com modelo completo.



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 41 – Ação do sistema de controle proposto nas variáveis  $F_D$  e  $F_B$  a partir da otimização centralizada com modelo completo.



**Fonte:** Acervo do Autor.

No comportamento das variáveis manipuladas apresentado por esta estratégia de controle, o que mais se destaca é a exigência do controlador diante das perturbações rápidas do sistema em relação às variáveis manipuladas. No instante em que é feita a perturbação em  $T_B$ , o sistema de controle exige um aumento de 20% nas vazões de alimentação  $F_A$  e  $F_B$ , enquanto para as alternativas descentralizadas essa alteração, seja ela aumento ou diminuição, não passa de 4%. Para a variável  $F_D$  este aumento é de 27,5%.

Para a vazão  $F_W$  é exigida um aumento de 7,7 vezes do valor definido para esta antes da perturbação, ressaltando que este já era um valor bem superior aos valores definidos pelos métodos descentralizados com a coordenação. Analogamente à alternativa centralizada com o modelo simplificado, este valor está bem acima do exigido pelas alternativas com o IBMF e o IPMF, em que o aumento girou em torno de 6 vezes o valor do estado estacionário e resultando em efeitos praticamente nulos nas variáveis controladas, o que não ocorre para o método centralizado. No caso da mudança em  $R$ , o comportamento da alternativa com modelo completo quando comparado ao modelo simplificado, se assemelham.

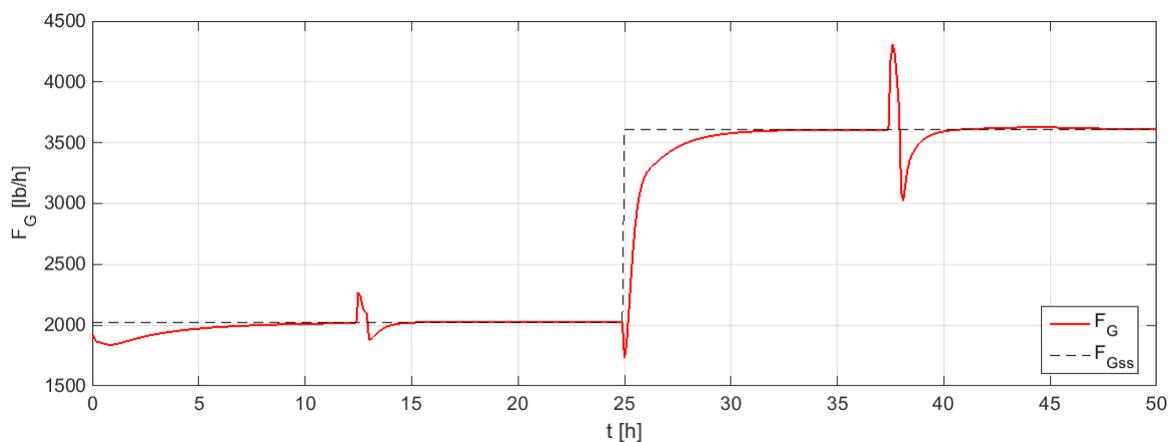
#### 4.4.3 Influência das Estratégias de Controle Plantwide no sistema de Controle Hierárquico Proposto

A fim de identificar a importância dos conceitos de controle *plantwide* no desempenho do sistema de controle, para o mesmo cenário, foram aplicados os sistema de controle

com otimização descentralizada coordenados pelos métodos aqui apresentados porém, sem considerar uma das orientações sugeridas pela teoria de controle *plantwide*, a proporção estequiométrica entre os reagentes alimentados, sendo  $B$  sempre alimentado no valor definido para o estado estacionário do mesmo para aquele valor de  $F_P$ , ou seja, esta variável não poderá ser manipulada como anteriormente. Este cenário foi aplicado para os quatro sistemas que utilizam os métodos de otimização descentralizada sem e com diferença de modelo e planta.

Aplicando a otimização com o IBM para definição dos *setpoints* para a camada de controle, porém sem que esta faça a manipulação da vazão  $F_B$ , o controlador atinge seus objetivos de manter as variáveis nos valores estipulados. Contudo, com um comportamento diferente ao não se manter as premissas do controle *plantwide*. O comportamento das variáveis controladas resultante é apresentado nas Figuras 42 a 45.

Figura 42 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM sem os conceitos de controle *plantwide*.

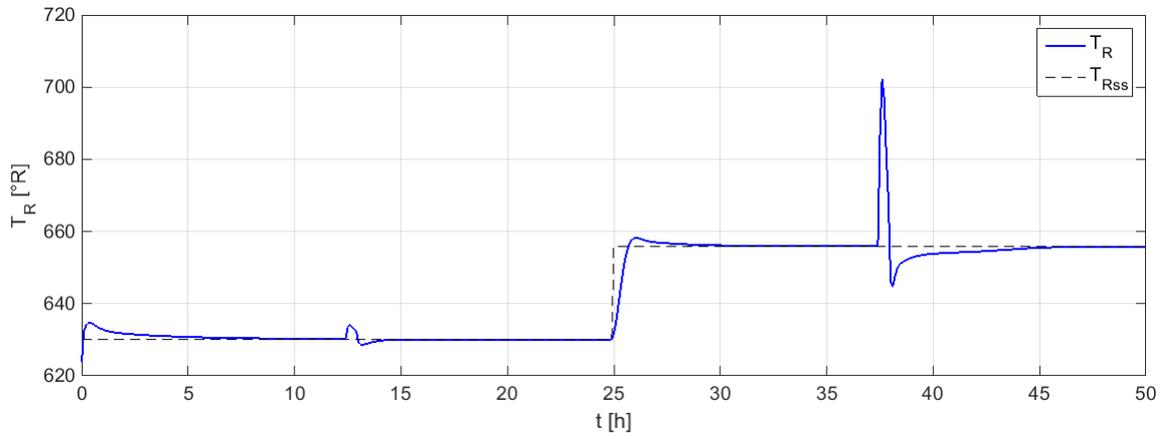


**Fonte:** Acervo do Autor.

Ambos os métodos apresentam resultados semelhantes para o comportamento das variáveis controladas. Apesar dos esforços do sistema de controle, as perturbações impostas ao processo afetam de maneira bem significativa na dinâmica do mesmo. Quando a perturbação em  $R$  é inserida, a temperatura do reator chega aos valores máximos de  $702,3^{\circ}\text{R}$  e  $705,1^{\circ}\text{R}$ , para o IBM e o IPM (Figuras 43 e 45), respectivamente, ultrapassando inclusive o valor definido no problema de otimização, no qual, o valor máximo permitido é de  $680^{\circ}\text{R}$ .

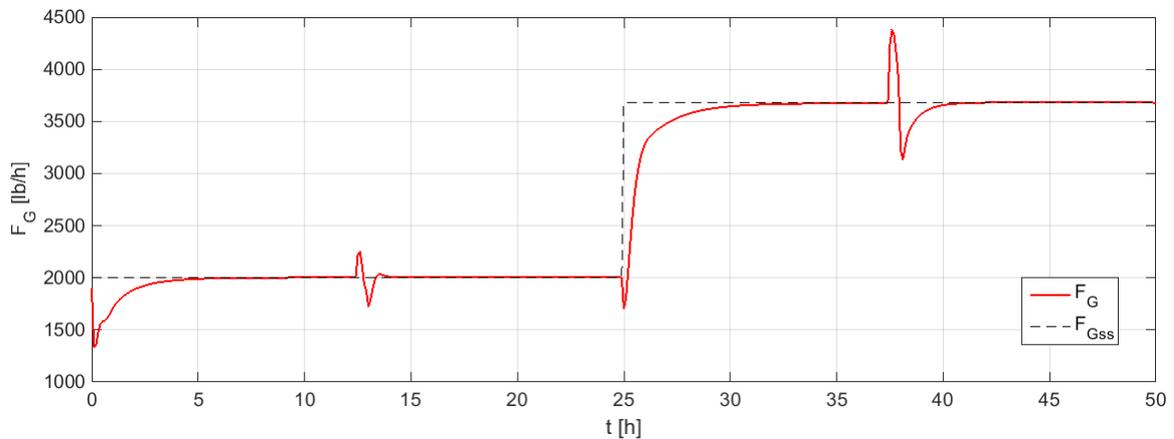
A vazão  $F_G$  também é afetada pelas perturbações rápidas do sistema, diferente da estrutura proposta através de conceitos de controle *plantwide*, na qual as alterações em

Figura 43 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 44 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura de controle de proposta a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de  $F_B$ .

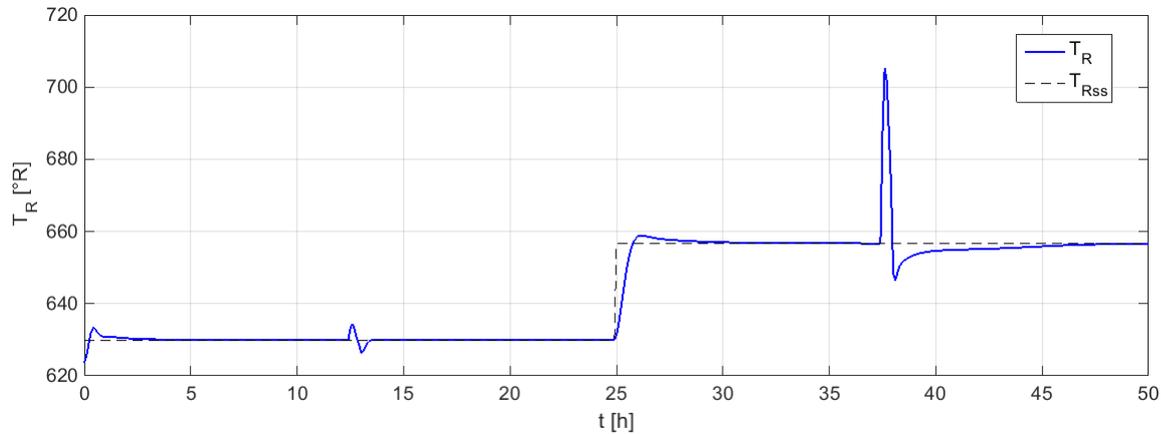


**Fonte:** Acervo do Autor.

$T_B$  praticamente não alteram esta variável. Para o IBM,  $F_G$  chega a um valor máximo de 4308 lb/h enquanto notoriamente o sistema estruturado através do IPM é ainda mais afetado, chegando a um valor máximo para esta variável de  $F_G = 4377$  lb/h, aproximadamente.

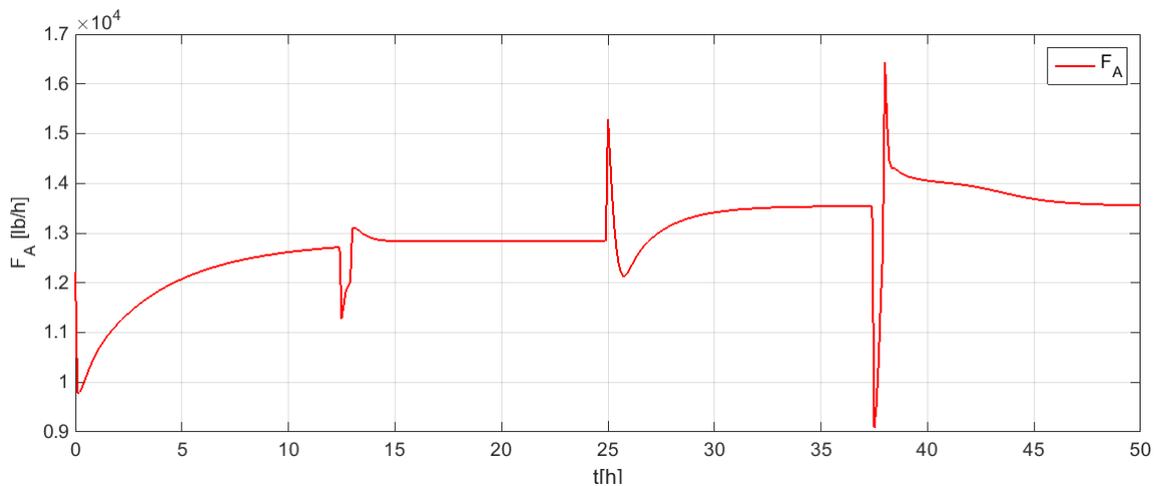
Embora as variáveis controladas sejam afetadas pela estrutura e escolha da estratégia de controle sem conceitos de controle *plantwide*, são nos perfis das variáveis manipuladas em que se nota a grande diferença das duas metodologias. As ações dos sistemas de controle nas variáveis manipuladas  $F_A$ ,  $F_W$  e  $F_D$  para otimização descentralizada coordenada com IBM são apresentadas nas Figuras 46, 47 e 48.

Figura 45 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura de controle proposta a partir do método de coordenação IPM sem manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

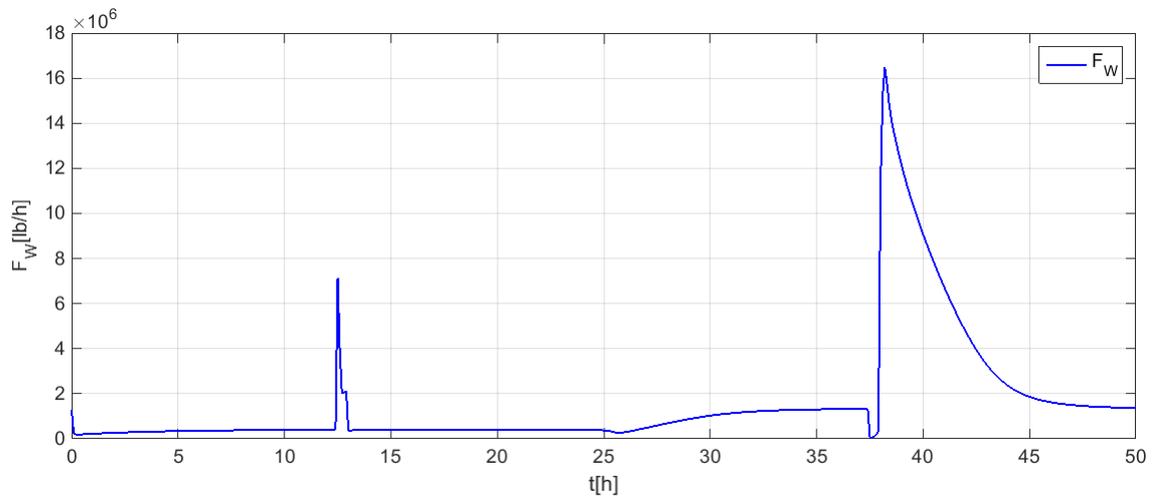
Figura 46 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_A$  a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

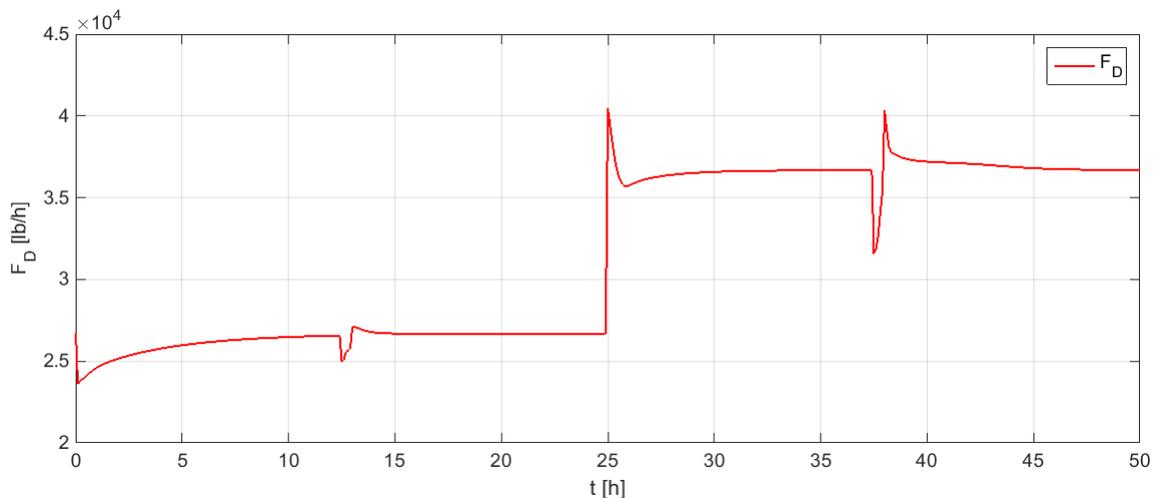
O sistema de controle exige ações mais rápidas e intensas quando trata-se desta estratégia.  $F_A$  atinge picos extremos, mesmo quando o que se dá é a mudança de estado estacionário do sistema. Durante a perturbação de  $R$ , a variável atinge um valor mínimo de  $9090 \text{ lb/h}$  para rapidamente atingir seu maior valor  $1,644 \cdot 10^4 \text{ lb/h}$ . Durante esta mesma perturbação,  $F_W$  alcança o valor de  $1,676 \cdot 10^7 \text{ lb/h}$ , valor 12 vezes superior ao valor da variável antes da perturbação. Durante a perturbação em  $T_B$ , este aumento é de cerca de 18 vezes (Figura 47). Para a variável  $F_D$ , este comportamento não é diferente e exige mudanças rápidas para atingir-se o objetivo da camada de controle (Figura 48).

Figura 47 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_W$  a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de  $F_B$ .



Fonte: Acervo do Autor.

Figura 48 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_D$  a partir do método de coordenação IBM sem a manipulação de  $F_B$ .



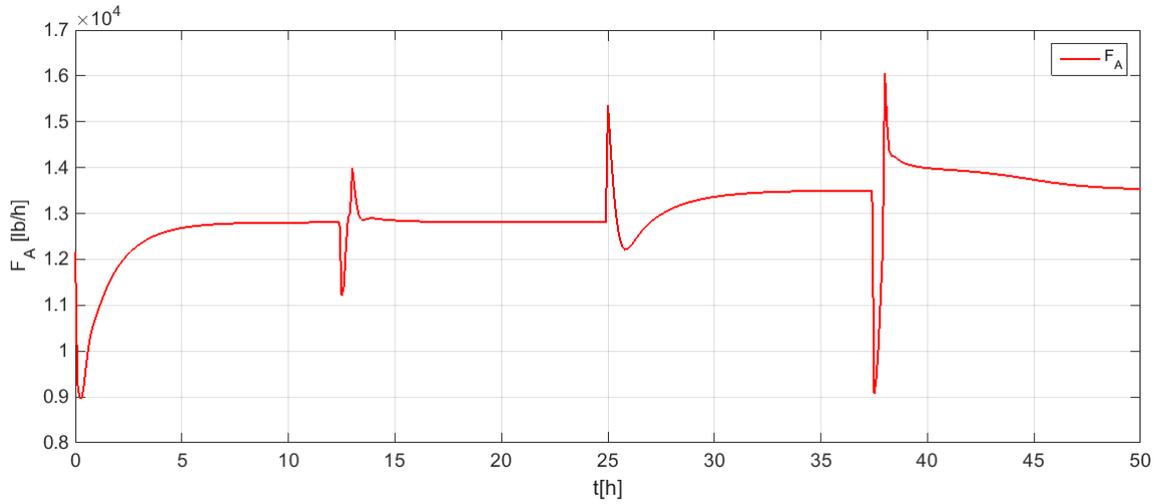
Fonte: Acervo do Autor.

De maneira semelhante, as ações de controle das variáveis manipuladas pelo sistema que utiliza o método IPM são apresentadas nas Figuras 49, 50 e 51.

Para este método, os valores máximos encontrados para as variáveis manipuladas são um pouco menores que no IBM e o comportamento do sistema diante das perturbações tende a ser oscilatório, sem neutralizar os efeitos destas. O comportamento de  $F_D$  (Figura 51), quando comparado com o apresentado na Figura 25, exemplifica isto.

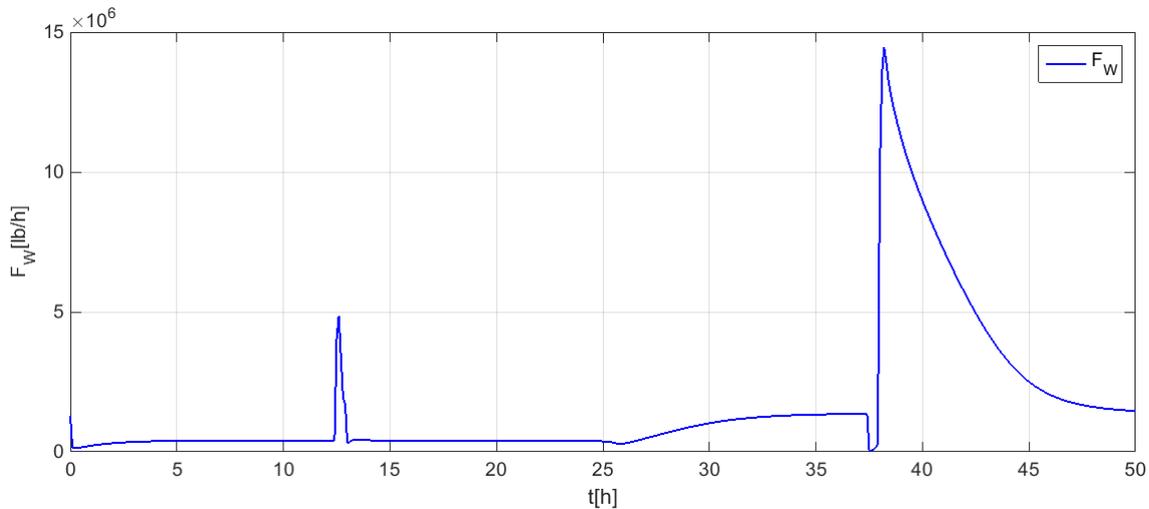
$F_W$  atinge um valor máximo de  $1,445 \cdot 10^7$  lb/h durante a perturbação de  $R$  e  $4,849 \cdot 10^6$  lb/h contra  $2,423 \cdot 10^6$  lb/h na alternativa proposta anteriormente.

Figura 49 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_A$  a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

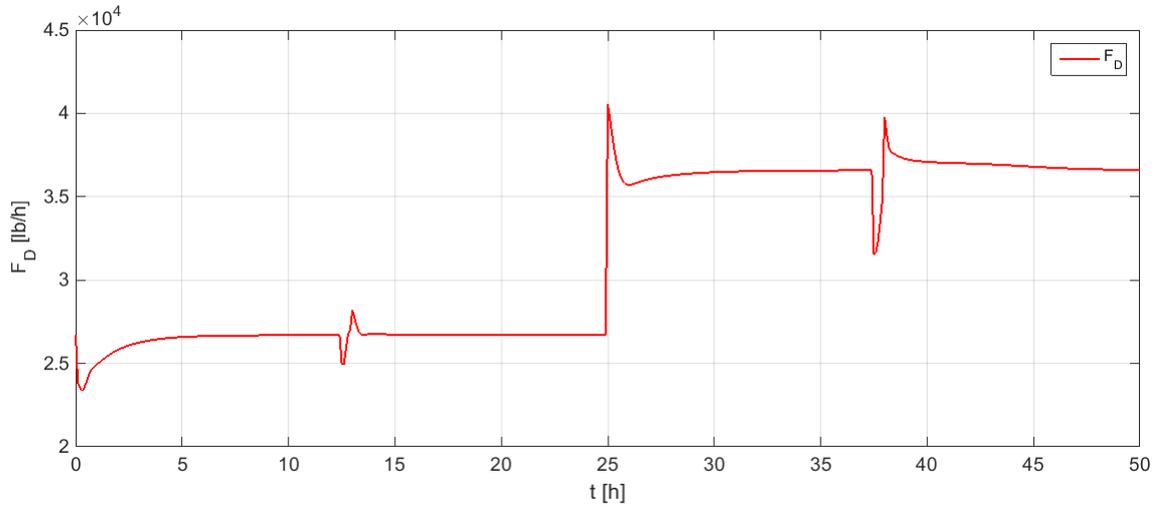
Figura 50 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_W$  a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

Uma vez que os métodos que utilizam informações da planta real para a tarefa de otimização do sistema tendem a ser mais precisos justamente por tentar minimizar as diferenças entre modelo e planta, aplica-se também a estrutura de controle projetada para a planta de Williams-Otto a partir do IBMF e do IPMF sem a possibilidade de manipulação da vazão  $F_B$ . Esta será mantida, durante todo o tempo de simulação, no valor definido pela camada de otimização de cada método. Sendo assim, como anteriormente, manipula-se  $F_A$ ,  $F_W$  e  $F_D$  para manter  $T_R$  e  $F_G$  nos valores ótimos. As Figuras 52 a 56

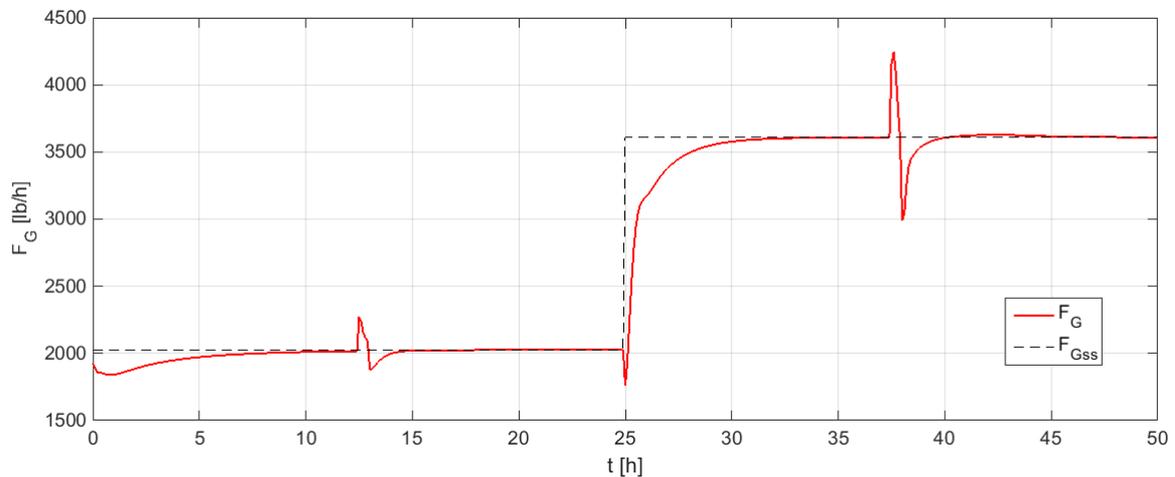
Figura 51 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_D$  a partir do método de coordenação IPM sem a manipulação de  $F_B$ .



Fonte: Acervo do Autor.

apresentam o comportamento das variáveis controladas e manipuladas obtido pela ação do sistema de controle com método de coordenação a partir do IBMF.

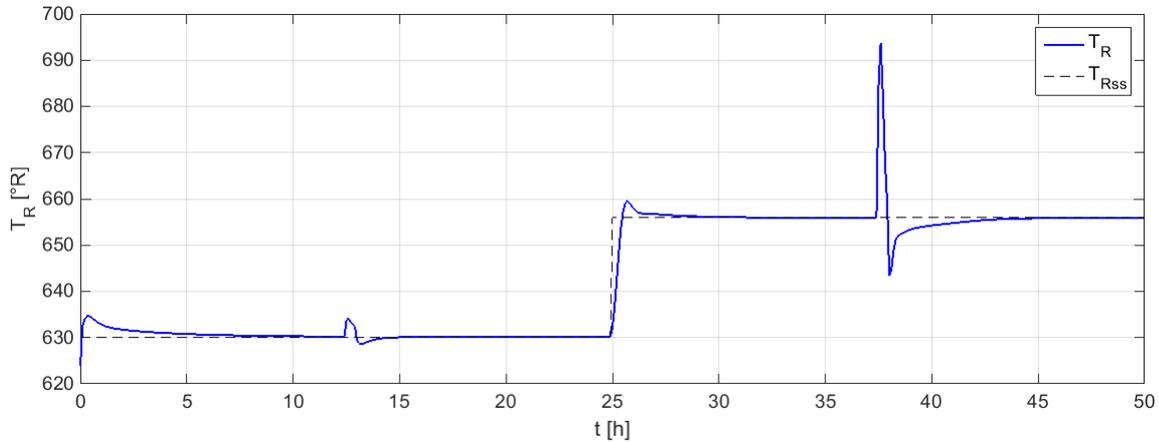
Figura 52 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IBMF sem os conceitos de controle *plantwide*.



Fonte: Acervo do Autor.

Para o sistema de controle com os métodos de realimentação com o IBMF, é possível notar que, o método tem uma queda no seu desempenho quando não se utiliza a heurística de controle *plantwide* de se manter a proporção estequiométrica para os reagentes alimentados. Para este sistema, os efeitos da perturbação  $T_B$  são mais claros que quando comparado ao sistema com a manipulação da variável  $F_B$ , fazendo principalmente com que a vazão  $F_G$  altere seu comportamento dinâmico, chegando a um pico de quase

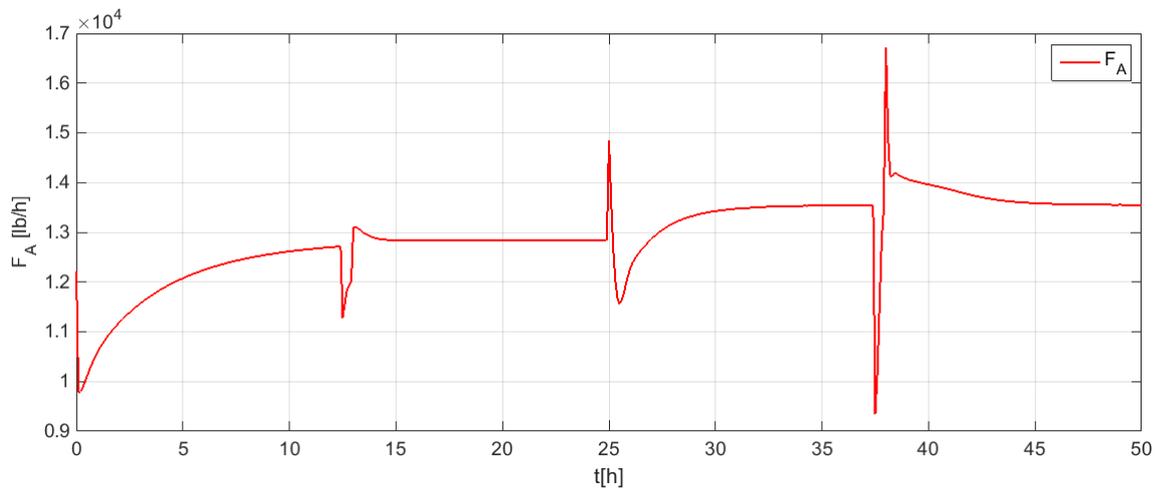
Figura 53 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

20% do valor do estado estacionário (Figura 52); porém isto fica ainda mais evidente quando a perturbação em  $R$  é inserida no sistema. Neste caso, A temperatura do reator chega a um ponto máximo de  $693,7^\circ\text{R}$ , ultrapassando o valor máximo determinado pelas condições operacionais do sistema. A variável  $F_G$  chega a um valor máximo de  $4242\text{ lb/h}$  caindo rapidamente para  $2987\text{ lb/h}$  (Figura 53) antes de retornar ao estado estacionário.

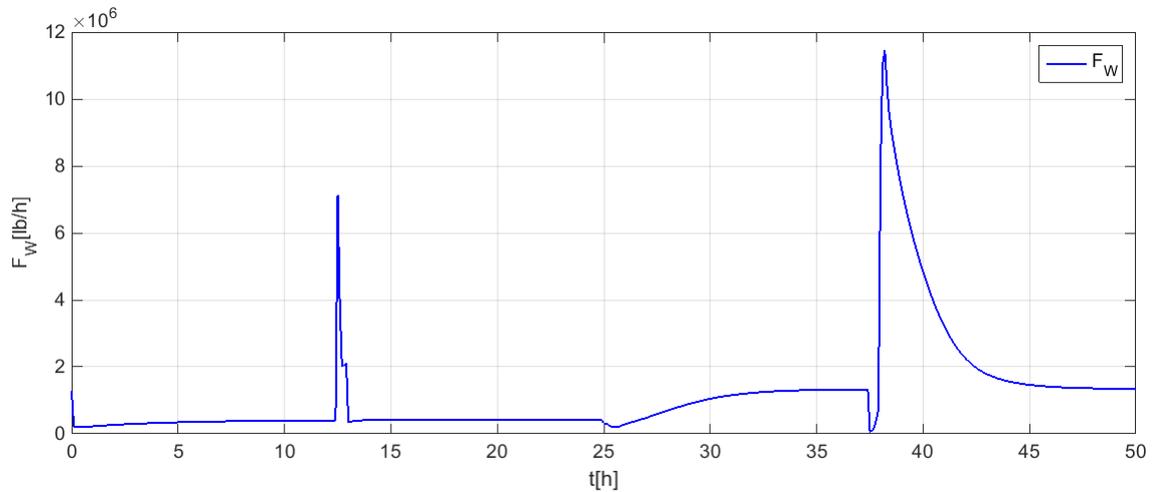
Figura 54 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_A$  a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

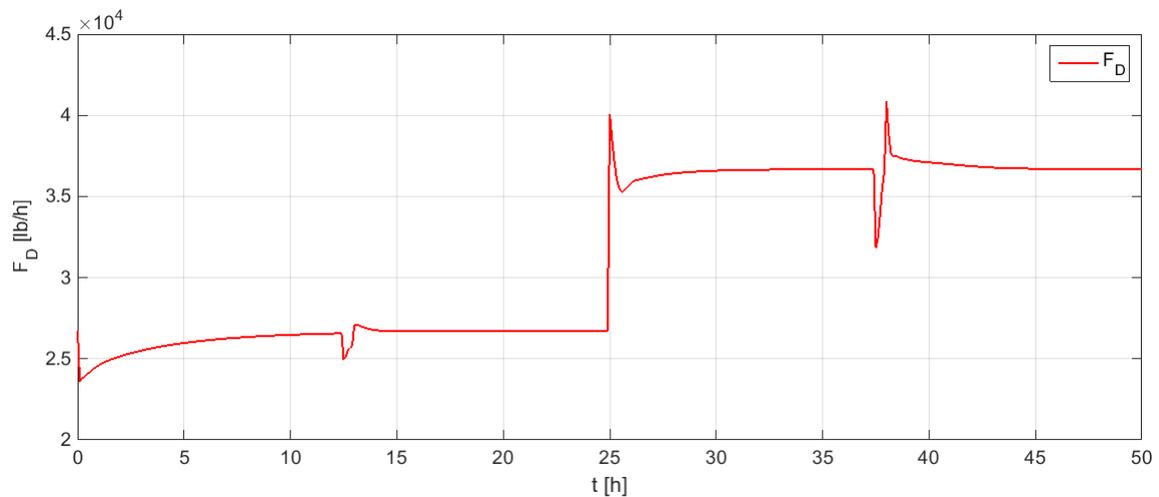
As ações das variáveis manipuladas também são mais incisivas quando o sistema não manipula  $F_B$ , como se pode observar nas Figuras 54, 55 e 56. Todas as variáveis sofrem mudanças bruscas e de grande amplitude para alcançar o objetivo de controle. A vazão de fluido de troca térmica chega a um valor máximo de  $7,125 \cdot 10^6\text{ lb/h}$  quando a perturbação

Figura 55 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_W$  a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 56 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_D$  a partir do método de coordenação IBMF sem a manipulação de  $F_B$ .

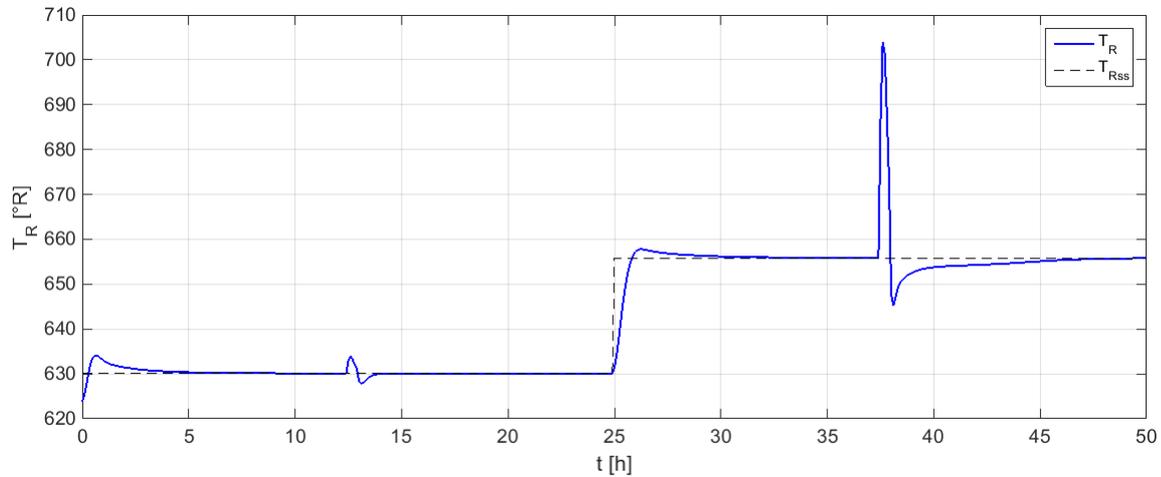


**Fonte:** Acervo do Autor.

em  $T_B$  é realizada e  $1,144 \cdot 10^7$  lb/h a fim de minimizar os efeitos da perturbação em  $R$  (Figura 55). Estes valores corresponde a cerca de 17 e 8,5 vezes os valores para estado estacionário definidos nestas etapas de simulação.

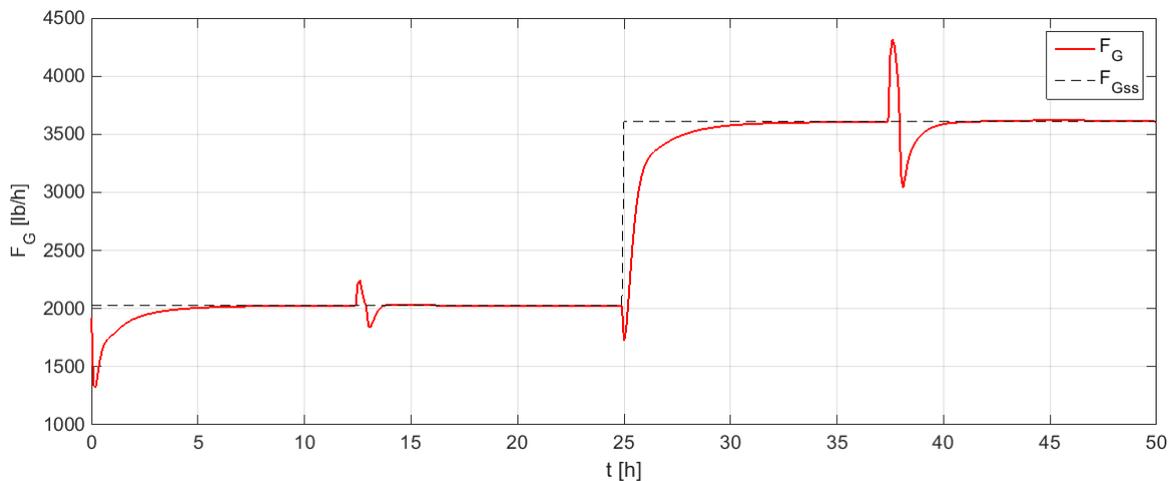
Assim como o sistema com o IBMF, a proposta que utiliza o IPMF com estratégia de coordenação também teve seu desempenho afetado ao não se utilizar uma das estratégias de controle *plantwide*. O comportamento das variáveis controladas e manipuladas obtido pela ação do sistema de controle com método de coordenação a partir do IPMF são apresentados nas Figuras 58 a 61.

Figura 57 – Comportamento dinâmico da temperatura  $T_R$  obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IPMF sem manipulação de  $F_B$ .



Fonte: Acervo do Autor.

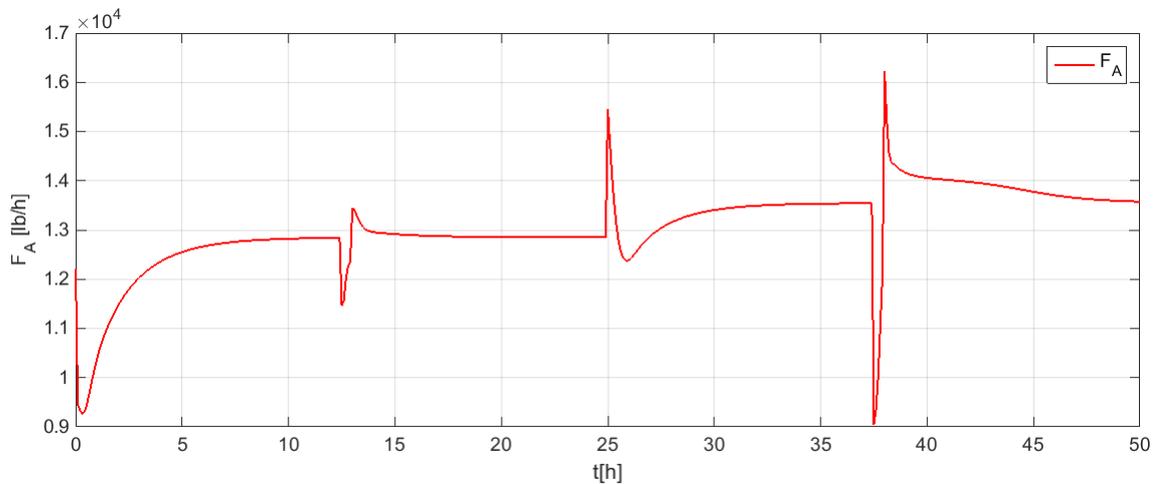
Figura 58 – Comportamento dinâmico da vazão  $F_G$  obtido pela ação da estrutura controle proposta a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de  $F_B$ .



Fonte: Acervo do Autor.

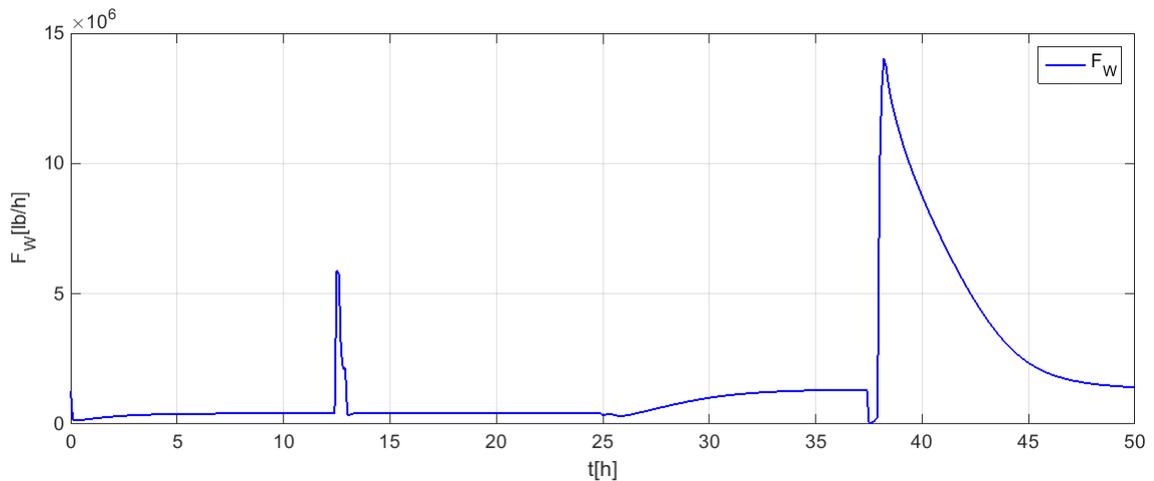
Na Figura 58 é possível verificar que mais uma vez, a vazão  $F_G$  foi afetada não apenas pela perturbação em  $R$  mas também em  $T_B$  apresentando oscilações nos instantes que ambas as perturbações são aplicadas, sendo que na segunda perturbação há um aumento de quase 20% da variável em relação ao estado estacionário, seguido de um decaimento brusco de 15% em relação ao mesmo ponto. Para  $T_R$  a mudança vai além: o valor máximo da variável chega a 704°R, o que ocasionaria a decomposição do produto (WILLIAMS; OTTO, 1960).

Figura 59 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_A$  a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

Figura 60 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_W$  a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de  $F_B$ .

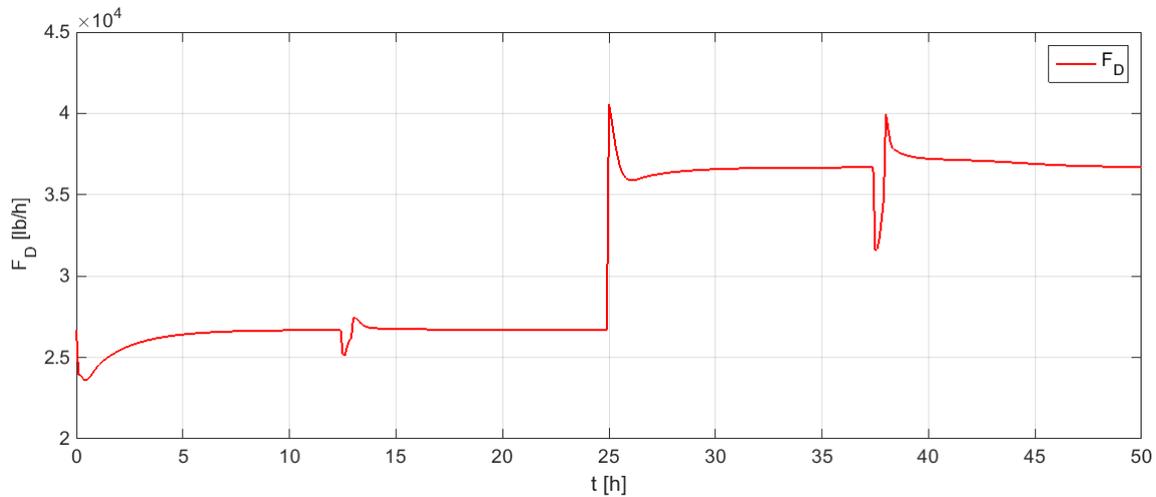


**Fonte:** Acervo do Autor.

Vê-se, no perfil das Figuras 59, 60 e 61 um padrão que prevaleceu nos resultados obtidos pelos demais métodos. Ações bruscas, principalmente da variável  $F_A$  com grandes oscilações que neste caso, variam de  $1,622 \cdot 10^4$   $\text{lb/h}$  a  $9060$   $\text{lb/h}$  em um curto espaço de tempo; a vazão  $F_W$ , na primeira e segunda perturbações, atinge o valor 14,3 e 11,5 vezes maiores que os valores dos estados estacionários antes das modificações de  $T_B$  e  $R$ , respectivamente.  $F_D$  atinge seu valor máximo no instante em que o estado estacionário é recalculado para o sistema, chegando a  $4,049 \cdot 10^4$   $\text{lb/h}$ .

É evidente nos perfis obtidos que o esforço realizado pelo sistema de controle hierárquico sem a manipulação da vazão  $F_B$  é maior quando comparado aos resultados ob-

Figura 61 – Ação do sistema de controle proposto da variável  $F_D$  a partir do método de coordenação IPMF sem a manipulação de  $F_B$ .



**Fonte:** Acervo do Autor.

tidos para este cenário quando a variável era sempre mantida em proporção estequiométrica com a vazão  $F_A$ . Isto fica claro ao verificar que, ao perturbar-se  $R$ , os sistemas manipulam  $F_W$  para valores até cerca de 15 vezes maiores que os valores encontrados antes da perturbação ser inserida no sistema, podendo resultar em situações que levam aspectos ambientais, de segurança e operacionais a serem violados.

Além disso, é possível verificar, principalmente nos perfis obtidos para as variáveis manipuladas, os efeitos das perturbações nas ações de controle e principalmente a propagação dos efeitos de uma perturbação ao longo do tempo no sistema, característico de sistemas complexos interligados. A utilização de estratégias *plantwide* evita ações bruscas nas variáveis manipuladas, prevenindo este tipo de comportamento.

Sendo assim,

- Nenhuma das configurações projetadas sem conceitos de controle *plantwide* consegue neutralizar o efeito das perturbações;
- Manipulações de  $F_W$  chegam a um aumento de 15 vezes em relação ao estado anterior à perturbação;
- Diferente da abordagem com conceitos de *plantwide*, perturbação em  $T_B$  afeta também  $F_G$ ;
- A propagação dos efeitos das perturbações fica evidente em todos os cenários simulados em que não se utiliza conceitos do controle *plantwide*;

- Restrições do sistema não são respeitadas uma vez que atinge-se valores para  $T_R$  maiores que o limite superior definido para a esta no problema de otimização (680°R).



---

## CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

---

As exigências do mercado moderno desafiam a operação das plantas químicas que se tornam cada vez mais complexas de serem operadas. Os sistemas de controle de uma planta química complexa precisam lidar com as interações entre as unidades de processamento e com perturbações existentes que tem seus efeitos propagados por todo o processo, afetando inclusive unidades que não estavam àquela que recebe diretamente a perturbação. O controle *plantwide*, atribui uma visão global ao conceito de controle de plantas químicas, selecionando variáveis a serem controladas, medidas e manipuladas, bem como estratégias que utiliza controladores locais, decompondo a planta em subproblemas menores, definidos de maneira intuitiva seguindo a estrutura da própria planta, mas sem deixar de considerar aspectos como mudanças em toda a planta e interação entre as unidades de operação e como estas afetam nas demais.

Aliar técnicas de otimização com a estratégia de controle para plantas complexas é uma maneira eficaz de operar a planta em um ponto ótimo que satisfaça todas as restrições das unidades de processamento envolvidas. Muitas vezes, aspectos econômicos, como condições de mercado, preço e custo conflitam com restrições operacionais, ambientais e de segurança. Isto, aliado à dimensão e complexidade deste tipo de problema quando aplicado a uma planta química, dificulta a definição de pontos de operação adequados para atender às restrições de toda a planta.

A otimização descentralizada coordenada busca garantir que a solução dos problemas locais definidos pela decomposição da planta atendam às demandas globais e a dos demais subsistemas. As técnicas de coordenação buscam reduzir as diferenças entre as soluções das variáveis de interconexão definidas pelo problemas locais ou ainda destas com as

medidas enviadas da planta para o coordenador a fim de garantir o resultado da etapa de otimização.

O desempenho das estratégias de coordenação IPM, IPMF, IBM e IBMF para os problemas desenvolvidos neste trabalho apresentaram-se sempre muito próximos do obtido para a otimização centralizada, mantendo-se sempre em torno de 1% a 5% do valor da função objetivo obtido por esta. As alternativas à estas estratégias com realimentação apresentaram um desempenho ainda melhor que a alternativa centralizada, principalmente com a utilização de um modelo que represente de maneira idêntica o comportamento complexo de uma planta química.

Utilizar conceitos de controle *plantwide* e otimização descentralizada coordenada do projeto do sistema de controle de uma planta química industrial resulta em um sistema de controle robusto e capaz de lidar com perturbações de maneira mais suave, com um comportamento resultante da variável controlada, com oscilações mínimas durante às perturbações. Observou-se ainda, uma redução de até 30% nas mudanças exigidas das variáveis manipuladas diante de uma perturbação no processo, quando comparado à alternativa que utiliza a abordagem centralizada na etapa de otimização.

Entretanto, a aplicação da otimização descentralizada coordenada, sozinha, não garante a eficácia do sistema de controle de uma planta química. Obedecer heurísticas como manter a alimentação de reagentes em proporções estequiométricas e garantir que o nível dos equipamentos envolvidos se mantenha constante e aliar tais estratégias com a otimização descentralizada coordenada mostrou-se uma boa alternativa para minimizar os efeitos das perturbações fazendo com que eles não se propaguem em todo o sistema. A aplicação apenas da otimização descentralizada, embora esta, em seu procedimento identifique e considere as interações entre os subsistemas, não garante um bom desempenho do sistema de controle projetado para a planta.

Como sugestões para trabalhos futuros e continuidade deste trabalho, sugere-se que a seja realizado um estudo para definir estratégias eficazes que determinem as estimativas iniciais dos problemas de otimização e que identifique as características que, quando aplicadas a um processo real, resultem em soluções globais para o problema de otimização.

Outro ponto a ser considerado para a estrutura proposta é o uso de reconciliação de dados e atualização dos parâmetros do modelo empregado na otimização a fim de garantir resultados adequados ao comportamento do sistema real. Além disso, verificar o desempenho da estrutura de controle para outros tipos de controladores, fazendo uma

ponderação entre a complexidade do controlador e o desempenho do sistema seria um aspecto relevante a ser aprofundado.

Por fim, seria interessante a proposta apresentada nesta tese ser aplicada a um sistema real, com a troca de informações entre a camada de otimização e controle com a planta.



---

## REFERÊNCIAS

---

ALABI, A.; CASTRO, J. Dantzig–wolfe and block coordinate-descent decomposition in large-scale integrated refinery-planning. **Computers & Operations Research**, Elsevier, v. 36, n. 8, p. 2472–2483, 2009.

AMINI, Z.; LIN, J.; ROBERTS, P. D. Single iterative algorithm with global feedback for integrated system optimization and parameter estimation of large scale industrial processes: optimality, convergence and simulation. **IEE Proceedings D - Control Theory and Applications**, v. 139, n. 5, p. 447–459, Setembro 1992. ISSN 0143-7054.

ANDRADE, G. V. N. **Projeto de Estrutura de Controle para uma Planta de Produção de Etanol**. 2008. 114 p. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), 2008.

ARAÚJO, A. C. B. **Studies on Plantwide Control**. 2007. 157 p. Tese (Doutorado) — Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Trondheim, 2007.

ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical process. part iv: Design of steady-state optimizing control structures for chemical process units. **AIChE Journal**, v. 26, n. 6, p. 975–991, 1980.

\_\_\_\_\_. Studies in the synthesis of control structures for chemical process. part v: Design of steady-state optimizing control structures for integrated chemical plants. **AIChE Journal**, v. 27, n. 5, p. 779–793, 1981.

ASKE, E. M. B.; STRAND, S.; SKOGESTAD, S. Coordinator mpc for maximizing plant throughput. **Computers & chemical engineering**, Elsevier, v. 32, n. 1, p. 195–204, 2008.

BAKALIS, P. S.; ELLIS, J. E. Simulation of hierarchical control algorithms using a steady-state mathematical model of a vaporizer plant. **Applied Mathematical Modelling**, v. 13, p. 413–419, 1989.

\_\_\_\_\_. The application of large-scale systems optimization control algorithms. **Applied mathematical modelling**, Elsevier, v. 16, n. 4, p. 201–207, 1992.

BALDEA, M.; HARJUNKOSKI, I. Integrated production scheduling and process control: A systematic review. **Computers**, v. 71, p. 377–390, 2014.

BANSAL, V.; ROSS, R.; PERKINS, J. D.; PISTIKOPOULOS, E. N. The interactions of design and control: double-effect distillation. **Journal of Process Control**, v. 10, p. 219–227, 2000.

- BARNEY, J. R. **Dynamic Simulation of Large Stiff Systems in a Modular Simulator Framework**. 1975. Tese (Doutorado) — McMaster University, 1975.
- BILDEA, C. S.; DIMIAN, A. C. Fixing flow rates in recycle systems: Luyben's rule revisited. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 42, p. 4578–4585, 2003.
- BIRGE, J. R.; HOLMES, D. F. Efficient solution of two-stage stochastic linear programs using interior point methods. **Computational Optimization and Applications**, Springer, v. 1, n. 3, p. 245–276, 1992.
- BRDYS, M. A.; TATJEWSKI, P. **Iterative Algorithm for Multilayer Optimizing Control**. [S.l.]: Imperial College Press, 2005.
- BRISTOL, E. On a new measure of interaction for multivariable process control. **IEEE Transactions on Automatic Control**, v. 11, n. 1, p. 133–134, Jan 1966.
- BRYDS, M.; ROBERTS, P. D.; BADI, M. M.; KOKKINOS, I. C.; ABDULLAH, N. Double loop iterative strategies for hierarchical control of industrial processes. **Automatica**, v. 25, n. 5, p. 743–751, 1989.
- CASTRO, J. A specialized interior-point algorithm for multicommodity network flows. **SIAM journal on Optimization**, SIAM, v. 10, n. 3, p. 852–877, 2000.
- CHAKRABORTI, N.; MISHRA, P.; AGGARWAL, A.; BANERJEE, A.; MUKHERJEE, S. The williams and otto chemical plant re-evaluated using a pareto-optimal formulation aided by genetic algorithms. **Applied Soft Computing**, v. 6, n. 2, p. 189–197, 2006. ISSN 1568-4946.
- CHAUDHARY, M. N. R. **Real Time Optimization of Chemical Processes**. 2009. Dissertação (Mestrado) — Curtin University of Technology, 2009.
- CHENG, R.; FORBES, J. F.; YIP, W. S. Dantzig–wolfe decomposition and plant-wide mpc coordination. **Computers & Chemical Engineering**, Elsevier, v. 32, n. 7, p. 1507–1522, 2008.
- COHEN, G. Optimization by decomposition and coordination: A unified approach. In: **IEEE Transactions on Automatic Control**. [S.l.: s.n.], 1978. AC-23, n. 2.
- CONEJO, A. J.; NOGALES, F. J.; PRIETO, F. J. A decomposition procedure based on approximate newton directions. **Mathematical programming**, Springer, v. 93, n. 3, p. 495–515, 2002.
- DANTZIG, G. B.; WOLFE, P. Decomposition principle for linear programs. **Operations research**, INFORMS, v. 8, n. 1, p. 101–111, 1960.
- \_\_\_\_\_. The decomposition algorithm for linear programs. **Econometrica**, v. 29, n. 4, p. 767–778, 1961.
- DEGLIUMINI, L. N.; ZUMOFFEN, D.; BUASUALDO, M. Plant-wide control design for fuel processor system with pemfc. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 37, p. 14801–14811, 2012.
- Di Bella, C. W.; STEVENS, W. F. Process optimization by nonlinear programming. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, ACS Publications, v. 4, n. 1, p. 16–20, 1965.

DIMAS, D.; OLIVEIRA-LOPES, L. C. Síntese de redes de integração mássica por evolução diferencial. In: **Anais do VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica**. Uberlândia, Minas Gerais, Brasil: [s.n.], 2009.

EBRAHIMPOUR, M.; MATIAS, J. O. A.; GRACIANO, J. E.; MARTÍNEZ, E. E.; PEÑA, A. M. A.; AND, D. M. F. R.; QUELHAS, A. D.; SOARES, R. D. P.; LIPORACE, F.; ODLOAK, D.; JR, A. S. V.; ROUX, G. A. L. Desenvolvimento de protótipo de rto. In: **Anais da XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**. Florianópolis/ SC: [s.n.], 2014.

EDGAR, T. F.; HIMMELBLAU, D. M. **Optimization of Chemical Processes**. New York, USA: McGraw-Hill, 2001.

EDGAR, T. F.; HIMMELBLAU, D. M.; LASDON, L. S. **Optimization of chemical processes**. [S.l.]: Thomas E. Casson, 2001.

FINDEISEN, W.; BAILEY, F. N.; BRDYS, M.; MALINOWSKI, K.; TATJEWSKI, P.; WÓZNIAK, A. **Control and Coordination in Hierarchical Systems**. [S.l.]: John Wiley & Sons, 1980. (International series on applied systems analysis).

FINDEISEN, W.; PULACZEWSKI, J.; MANITIUS, A. Multilevel optimization and dynamic coordination of mass flows in a beet sugar plant. **Automatica**, v. 6, p. 581–589, 1970.

FLÓREZ, J. Z.; MARTINEZ, J.; BESANÇON, G.; FAILLE, D. Decentralized-coordinated model predictive control for a hydro-power valley. **Mathematics and Computers in Simulation**, v. 91, p. 108–118, 2013.

FORBES, J. F. **Model structure and adjustable parameter selection for operations optimization**. 1994. Tese (Doutorado) — McMaster University, 1994.

FRALEIGH, L. M. **Optimal Sensor Selection and Parameter Estimation for Real-Time Optimization**. 1999. Dissertação (Mestrado) — University of Alberta, 1999.

GEOFFRION, A. M. Lagrangean relaxation for integer programming. **Mathematical Programming Study**, Springer, v. 2, p. 82–114, 1974.

GÓMEZ, T.; GONZALEZ, M.; LUQUE, M.; MIGUEL, F.; RUIZ, F. Multiple objectives decomposition-coordination methods for hierarchical organizations. **European Journal of Operational Research**, v. 133, p. 323–341, 2001.

GOVINDARAJAN, L.; KARUNANITHI, T. Multiobjective optimization of process plant using genetic algorithm. **International Journal of Computational Intelligence and Applications**, World Scientific, v. 5, n. 04, p. 425–437, 2005.

GU, J.-C.; WAN, B.-W. Steady state hierarchical optimizing control for large-scale industrial processes with fuzzy parameters. In: **IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics- Part C: Applications and Reviews**. [S.l.: s.n.], 2001. v. 31, n. 3, p. 352–360.

GUYONNET, P.; GRANT, F. H.; BAGAJEWICZ, M. J. Integrated model for refinery planning, oil procuring, and product distribution. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 48, n. 1, p. 463–482, 2009.

- HARJUNKOSKI, I.; GROSSMANN, I. E. A decomposition approach for the scheduling of a steel plant production. **Computers & Chemical Engineering**, v. 25, p. 1647–1660, 2001.
- HE, D.; ZHAO, Y.; WANG, L.; CHANG, H. Differential evolution algorithm based on interaction prediction method for large-scale industrial processes of fuzzy model. **Journal of Computational Information Systems**, v. 6, n. 3, p. 661–670, 2010.
- HIMMELBLAU, D. M. Decomposition of large scale system. i. systems composed of lumped parameter elements. **Chemical Engineering Science**, Elsevier, v. 21, n. 5, p. 425–438, 1966.
- \_\_\_\_\_. Decomposition of large scale systems.ii systems containing nonlinear elements. **Chemical Engineering Science**, v. 22, p. 883–895, 1967.
- HORI, E. S. **Contribuição ao controle plantwide: controle indireto e coordenação de controladores descentralizados**. 2005. 165 p. Tese (Doutorado) — Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2005.
- HORI, E. S.; SKOGESTAD, S. Selection of control structure and temperature location for two-product distillation columns. **Chemical Engineering Research and Design**, Elsevier, v. 85, n. 3, p. 293–306, 2007.
- INALHAN, G.; STIPANOVIC, D. M.; TOMILIN, C. J. Decentralized optimization, with application to multiple aircraft coordination. In: **41st IEEE Conference on Decision and Control**. Las Vegas, Nevada, USA: [s.n.], 2002. p. 1147–1155.
- JACOBSEN, E. W. On the dynamics of integrated plants- non-minimum phase behavior. **Journal of Process Control**, v. 9, p. 439–451, 1999.
- JAMSHIDI, M. **Large-scale systems: Modeling and Control**. New York: Elsevier Science Publishing, 1983. v. 9. (North-Holland Series in System Science and Engineering, v. 9).
- JIMÉNEZ, E. R. **Modelling, Design, Operability and Analysis of Reaction-Separation with Recycle Systems**. 2005. 154 p. Tese (Doutorado) — Department of Chemical Engineering Technical University of Denmark, 2005.
- JIN, X. **Approaching sustainability in engineering design with multiple criteria decision analysis**. 1996. Tese (Doutorado) — Oklahoma State University, 1996.
- JUNG, B. S.; MIROSHI, W.; RAY, W. H. Large scale process optimization techniques applied to chemical petroleum processes. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, p. 844–852, 1971.
- KOOKOS, I. K.; LYGEROS, A. I. An algorithmic method for control structure selection based on the RGA and RIA interaction measures. **Chemical Engineering Research and Design**, Elsevier, v. 76, n. 4, p. 458–464, 1998.
- KWONG, W. H. **Otimização de Plantas Industriais Complexas**. 1992. 281 p. Tese (Doutorado) — Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP), 1992.
- LARSSON, T.; SKOGESTAD, S. Plantwide control- a review and a new design procedure. **Modeling, Identification and Control**, v. 21, n. 4, p. 209–240, 2000.

- LASDON, L. Duality and decomposition in mathematical programming. **Systems Science and Cybernetics, IEEE Transactions on**, IEEE, v. 4, n. 2, p. 86–100, 1968.
- LASDON, L. S. **Optimization theory for large systems**. [S.l.]: Courier Corporation, 1970.
- LAUSCH, H.-R.; WOZNY, G.; WUTKEWICZ, M.; WENDELER, H. Plant-wide control of an industrial process. **Chemical Engineering Research and Design**, Elsevier, v. 76, n. 2, p. 185–192, 1998.
- LI, C.; HE, X.; CHEN, B.; XU, Q.; LIU, C. A hybrid programming model for optimal production planning under demand uncertainty in refinery\*. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, v. 16, n. 2, p. 241 – 246, 2008. ISSN 1004-9541.
- LI, C. W. **On-line distributed hierarchical control and optimization of large scale systems**. 1990. 226 p. Tese (Doutorado) — City University London, 1990.
- LIMA, A. M. **Nonlinear Constrained Optimization with flexible tolerance method**. 2015. 182 p. Tese (Doutorado) — Univesidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2015.
- LUYBEN, M. L.; TYREUS, B. D.; LUYBEN, W. L. Plantwide control design procedure. **AIChE journal**, Wiley Online Library, v. 43, n. 12, p. 3161–3174, 1997.
- LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems.1.simple open-loop and closed-loop systems. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 32, p. 466–475, 1993a.
- \_\_\_\_\_. Dynamics and control of recycle systems.2.comparison of alternative process design. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 32, p. 476–486, 1993b.
- \_\_\_\_\_. Dynamics and control of recycle systems.3. alternative process design in a ternary system. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 32, p. 1142–1153, 1993c.
- \_\_\_\_\_. Design and control of gas-phase reactor/recycle processes with reversible exothermic reactions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 39, p. 1529–1538, 2000.
- \_\_\_\_\_. Control of parallel dry methane and steam methane reforming processes for fischer-tropsch syngas. **Journal of Process Control**, v. 39, p. 77–87, 2016.
- LUYBEN, W. L.; TYREUS, B. D.; LUYBEN, M. L. **Plantwide Process Control**. New York: McGraw-Hill, 1998.
- LYMAN, P. R.; GEORGAKIST, C. Plant-wide control of the tennessee eastman problem. **Computers & Chemical Engineering**, v. 19, n. 3, p. 321–221, 1995.
- MAHMOUD, M. S. Multilevel systems control and applications: A survey. **Systems, Man and Cybernetics, IEEE Transactions on**, IEEE, v. 7, n. 3, p. 125–143, 1977.
- MARCHETTI, A. G.; ZUMOFFEN, D. On the links between real-time optimization, neighboring-extremal control, and self-optimizing control. In: **European Control Conference, ECC'13**. [S.l.: s.n.], 2013.

- MENG, Q.-l.; YAN, X.-y.; REN, Q.-c. Global optimal control of variable air volume air-conditioning system with iterative learning: an experimental case study. **Journal of Zhejiang University SCIENCE A**, v. 16, n. 4, p. 302–315, 2015. ISSN 1862-1775.
- MERCANGÖZ, M.; DOYLE III, F. J. Distributed model predictive control of an experimental four-tank system. **Journal of Process Control**, v. 17, n. 3, p. 297 – 308, 2007.
- MESAROVIC, M. Multilevel systems and concepts in process control. In: **Proceedings of The IEEE**. [S.l.: s.n.], 1970. v. 58, n. 1.
- MESAROVIC, M. D.; MACKO, D.; TAKAHARA, Y. Two coordination principles and their application in large scale systems control. **Automatica**, v. 6, p. 261–270, 1970.
- MORARI, M.; ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structure for chemical processes. part i: Formulation of the problem. process decomposition and the classification of the control tasks. analysis of the optimizing control structures. **AIChE Journal**, v. 26, n. 2, p. 220–232, 1980.
- MORARI, M.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical process. part ii: Structural aspects and the synthesis of alternative feasible control schemes. **AIChE Journal**, v. 26, n. 2, p. 232–246, 1980.
- MORUD, J.; SKOGESTAD, S. Effects of recycle on dynamics and control of chemical processing plants. **Computers & Chemical Engineering**, v. 18, p. S529–S534, 1994.
- \_\_\_\_\_. Dynamic behaviour of integrated plant. **Journal of Process Control**, v. 6, n. 2/3, p. 145–156, 1996.
- MURTHY KONDA, N. V. S. N.; RANGAIAH, G. P.; KRISHNASWAMY, P. R. Plantwide control of industrial processes: An integrated framework of simulation and heuristics. **Industrial & engineering chemistry research**, ACS Publications, v. 44, n. 22, p. 8300–8313, 2005.
- NARASIMHAN, S.; SKOGESTAD, S. Implementation of optimal operation using off-line computations. In: **8th international IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems (DYCOPS), Cancun, Mexico**. [S.l.: s.n.], 2007.
- NARRAWAY, L. T.; PERKINS, J. D. Selection of process control structure based on linear dynamic economics. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 32, p. 2681–2692, 1993.
- NOVAES, A.; QUEIROZ, E.; PESSOA, F. L. P.; SOLETI, J. I. Otimização de processos: Algumas aplicações na indústria de processos químicos. In: UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA. **Anais do XVIII Congresso Ibero Latino- Americano de Métodos Computacionais para Engenharia (CILAMCE)**. Brasília, 1997. IV, p. 1741–1747.
- OCHOA, S.; WOZNY, G.; REPKE, J.-U. Plantwide optimizing control of a continuous bioethanol production process. **Journal of Process Control**, Elsevier, v. 20, n. 9, p. 983–998, 2010.
- PAULSEN, H. **Plantwide and Self-Optimization Control of a Reactor with Recycle Process**. 2013. 143 p. Dissertação (Mestrado) — Norwegian University of Science and Technology, 2013.

- QIU, Q. F.; RANGAIAH, G. P.; KRISHNASWAMY, P. R. Application of a plant-wide control design to the hda process. **Computers & Chemical Engineering**, v. 27, p. 73–94, 2003.
- RANGAIAH, G. P.; KARIWALA, V. **Plantwide Control: recent developments and Applications**. [S.l.]: Jonh Wiley & Sons, 2012.
- ROBERTS, P. Coping with model-reality differences in industrial process optimization- a review of integrated system optimization and parameter estimation (isope). **Computers in Industry**, v. 26, p. 281–290, 1995.
- SADATI, N. A novel approach to coordination of large-scale systems; part i interaction prediction principle. In: **2005 IEEE International Conference on Industrial Technology**. [S.l.: s.n.], 2005. p. 641–647.
- SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamic and Control**. 2<sup>a</sup>. ed. USA: John Wiley & Sons, 2003.
- SKOGESTAD, S. Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure. **Journal of Process Control**, v. 10, p. 487–507, 2000.
- \_\_\_\_\_. Control structure design for complete chemical plants. **Computers and Chemical Engineering**, v. 28, p. 219–234, 2004.
- SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. **Multivariable feedback control: analysis and design**. [S.l.]: Wiley New York, 2007. v. 2.
- STEPHANOPOULOS, G.; NG, C. Perspectives on the synthesis of plant-wide control structures. **Journal of Process Control**, v. 10, p. 97–111, 2000.
- SU, C.; YU, C.; CHIEN, I.; JEFFREY, D. W. Control of highly interconnected reactive distillation process: Purification of raw lactic acid by esterification and hydrolysis. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 54, p. 6932–6940, 2015.
- TATJEWSKI, P.; ABDULLAH, N.; ROBERTS, P. D. Comparison of some algorithms for hierarchical steady-state optimizing control of interconnected industrial processes. In: **IET. International Conference on Control**. Oxford, UK, 1988. p. 527–531.
- TATJEWSKI, P.; ENGELMANN, B. Two-level primal dual decomposition technique for large-scale nonconvex optimization problems with constraints. **Journal of Optimization Theory and Applications**, v. 64, n. 1, p. 183–205, Janeiro 1990.
- TYREUS, B. D.; LUYBEN, W. L. Dynamics and control of recycle systems. 4. ternary systems with one or two recycle streams. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 32, p. 1154–1162, 1993.
- UMEDA, T.; SHINDO, A.; TAZAKI, E. Optimal design of chemical process by feasible decomposition method. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, ACS Publications, v. 11, n. 1, p. 1–8, 1972.
- VINANTE, C.; VALLADARES, E. Application of the method of multipliers to the optimization of chemical processes. **Computers & Chemical Engineering**, Elsevier, v. 9, n. 1, p. 83–87, 1985.

- Wai San Yip, B. E. **Model Updating in Real-time Optimization**. 2002. Tese (Doutorado) — McMaster University, 2002.
- WATANABE, N.; NISHIMURA, Y.; MATSUBARA, M. Decomposition in large system optimization using the method of multipliers. **Journal of Optimization Theory and Applications**, v. 25, n. 32, p. 181–193, 1978.
- WHITE, G.; SIMMONS, M. Analysis of complex systems. **Philosophical Transactions of the Royal Society of London A: Mathematical, Physical and Engineering Sciences**, The Royal Society, v. 287, n. 1346, p. 405–423, 1977.
- WILLIAMS, T. J.; OTTO, R. E. A generalized chemical processing model for the investigation of computer control. **Transactions of the American Institute of Electrical Engineers, Part I: Communication and Electronics**, v. 79, n. 5, p. 458–473, 1960.
- WU, K. L.; YU, C. C. Reactor/separator processes with recycle—1. candidate control structure for operability. **Computers**, v. 20, n. 11, p. 1291–1316, 1996.
- YAN, X.; REN, Q.; MENG, Q. Iterative learning control in large scale hvac system. In: **Intelligent Control and Automation (WCICA), 2010 8th World Congress on**. [S.l.: s.n.], 2010. p. 5063–5066.
- ZAVALA, V. M.; LAIRD, C. D.; BIEGLER, L. T. Interior-point decomposition approaches for parallel solution of large-scale nonlinear parameter estimation problems. **Chemical Engineering Science**, v. 63, p. 4834–4843, 2008.
- ZHANG, Y.; FORBES, J. F. Extended design cost: a performance criterion for real-time optimization systems. **Computers & Chemical Engineering**, v. 24, n. 8, p. 1829 – 1841, 2000. ISSN 0098-1354.

---

# MODELO DINÂMICO E OTIMIZAÇÃO DO SISTEMA REATOR-FLASH

---

## A.1 Modelo Matemático para o sistema Reator-Flash

O modelo dinâmico completo para o sistema composto pelo reator CSTR e vaso flash, utilizado no Capítulo 3, é apresentado nas Equações é descrito nas Equações (A.1) a (A.15).

- **Balancos de massa no Reator:**

$$\frac{dX_A}{dt} = \frac{F_A}{w} - F_R \frac{X_A}{w} - r_1 + D \frac{X_{DA}}{w} \quad (\text{A.1})$$

$$\frac{dX_B}{dt} = \frac{F_B}{w} - F_R \frac{X_B}{w} - r_1 - r_2 + D \frac{X_{DB}}{w} \quad (\text{A.2})$$

$$\frac{dX_C}{dt} = -F_R \frac{X_C}{w} + 2r_1 - 2r_2 - r_3 + D \frac{X_{DC}}{w} \quad (\text{A.3})$$

$$\frac{dX_E}{dt} = -F_R \frac{X_E}{w} + 2r_2 + D \frac{X_{DE}}{w} \quad (\text{A.4})$$

$$\frac{dX_G}{dt} = -F_R \frac{X_G}{w} + 1,5r_3 + D \frac{X_{DG}}{w} \quad (\text{A.5})$$

$$\frac{dX_C}{dt} = -F_R \frac{X_P}{w} + 2r_2 - 0,5r_3 + D \frac{X_{DP}}{w} \quad (\text{A.6})$$

- **Balancos de massa no Flash:**

$$\frac{dX_{LA}}{dt} = \frac{1}{w_F}(F_RX_A - DX_{DA} - LX_{LA}) \quad (\text{A.7})$$

$$\frac{dX_{LB}}{dt} = \frac{1}{w_F}(F_RX_B - DX_{DB} - LX_{LB}) \quad (\text{A.8})$$

$$\frac{dX_{LC}}{dt} = \frac{1}{w_F}(F_RX_C - DX_{DC} - LX_{LC}) \quad (\text{A.9})$$

$$\frac{dX_{LE}}{dt} = \frac{1}{w_F}(F_RX_E - DX_{DE} - LX_{LE}) \quad (\text{A.10})$$

$$\frac{dX_{LG}}{dt} = \frac{1}{w_F}(F_RX_G - DX_{DG} - LX_{LG}) \quad (\text{A.11})$$

$$\frac{dX_{LP}}{dt} = \frac{1}{w_F}(F_RX_P - DX_{DP} - LX_{LP}) \quad (\text{A.12})$$

- Fração de cada componente no produto de topo do flash:

$$X_{Di} = \frac{Z_i X_{Li}}{Z_A X_{LA} + Z_B X_{LB} + Z_C X_{LC} + Z_E X_{LE} + Z_G X_{LG} + Z_P X_{LP}} \quad (\text{A.13})$$

- Balanços de energia para o reator e a camisa:

$$wC_{PR} \frac{dT_R}{dt} = DC_{PL}T_L + F_A C_{PA}T_A + F_B C_{PB}T_B - F_R C_{PR}T_R - 2r_1 H_1 - 3r_2 H_2 - 1,5r_3 H_3 - A_W U_W * (T_R - T_W) \quad (\text{A.14})$$

$$W_W C_{PW} \frac{dT_W}{dt} = F_W C_{PW}(T_{W,in} - T_W) + A_W U_W * (T_R - T_W) \quad (\text{A.15})$$

Os parâmetros para a planta são apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 – Parâmetros para o sistema Reator-Flash.

<b>Parâmetros do Modelo</b>	
$H_1 = -263,8 \frac{kJ}{kg \text{ de } C}$	$H_2 = -158,3 \frac{kJ}{kg \text{ de } E+P}$
$H_3 = -226,3 \frac{kJ}{kg \text{ de } G}$	$w = 2015 \text{ kg}$
$w_F = 2015 \text{ kg}$	$C_{PR} = 1,5 \frac{kJ}{kg^\circ C}$
$W_W = 500 \text{ kg}$	$U_W = 0,79 \frac{kJ}{m^2^\circ C}$
$C_{PW} = 4,184 \frac{kJ}{kg^\circ C}$	$C_{PA} = 1,5 \frac{kJ}{kg^\circ C}$
$C_{PB} = 1,5 \frac{kJ}{kg^\circ C}$	$C_{PL} = 1,5 \frac{kJ}{kg^\circ C}$
$T_A = 60^\circ C$	$T_B = 60^\circ C$
$T_{W,in} = 25^\circ C$	$A_W = 12m^2$
$F_W = 20 \frac{kg}{s}$	



---

# MODELO DINÂMICO E OTIMIZAÇÃO DA PLANTA DE WILLIAMS-OTTO

---

## B.1 Modelo Matemático para a Planta de Williams-Otto

O modelo dinâmico completo da planta de Williams-Otto, aplicado no problema de otimização descentralizada coordenada, apresentado no Capítulo 4, é descrito nas Equações (B.1)-(B.10).

- **Balances de massa no reator:**

$$\frac{V_R \rho_R}{F_R} \frac{dF_{RA}}{dt} = F_A + R \left( \frac{F_{RA}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RA} - r_1 V_R \rho_R \quad (\text{B.1})$$

$$\frac{V_R \rho_R}{F_R} \frac{dF_{RB}}{dt} = F_B + R \left( \frac{F_{RB}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RB} - r_1 V_R \rho_R - r_2 V_R \rho_R \quad (\text{B.2})$$

$$\frac{V_R \rho_R}{F_R} \frac{dF_{RC}}{dt} = R \left( \frac{F_{RC}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RC} + 2r_1 V_R \rho_R - 2r_2 V_R \rho_R - r_3 V_R \rho_R \quad (\text{B.3})$$

$$\frac{V_R \rho_R}{F_R} \frac{dF_{RE}}{dt} = R \left( \frac{F_{RE}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RE} + r_2 V_R \rho_R \quad (\text{B.4})$$

$$\frac{V_R \rho_R}{F_R} \frac{dF_{RP}}{dt} = R \left( \frac{F_{RP} - F_P}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RP} + r_2 V_R \rho_R - 0,5r_3 V_R \rho_R \quad (\text{B.5})$$

$$\frac{V_R \rho_R}{F_R} \frac{dF_{RP}}{dt} = -F_G + 1,5r_3 V_R \rho_R \quad (\text{B.6})$$

- Balanço de energia do reator:

$$\rho_R V_R C_{PR} \frac{dT_R}{dt} = RC_{PL} T_L + F_A C_{PA} T_A + F_B C_{PB} T_B - F_R C_{PR} T_R - 2r_1 V_R \rho_R H_1 - 3r_2 V_R \rho_R H_2 - 1,5r_3 V_R \rho_R H_3 - A_W U_W * (T_R - T_W) \quad (\text{B.7})$$

- Balanço de energia da camisa:

$$W_W C_{PW} \frac{dT_W}{dt} = F_W C_{PW} (T_{W,in} - T_W) + A_W U_W * (T_R - T_W) \quad (\text{B.8})$$

- Balanço de massa do decantador:

$$F_C = F_R - F_G \quad (\text{B.9})$$

- Balanço de massa da coluna de destilação:

$$F_C = F_P + F_D + \hat{R} \quad (\text{B.10})$$

Os parâmetros utilizados para as simulações do sistema são apresentados na Tabela 15.

Tabela 15 – Parâmetros para a Planta de Williams-Otto.

Parâmetros do Modelo	
$A_1 = 5,9755 \cdot 10^9 h^{-1}$	$B_1 = 12000^\circ\text{R}(\text{baseado em A ou B})$
$A_2 = 2,5962 \cdot 10^{12} h^{-1}$	$B_2 = 15000^\circ\text{R}(\text{baseado em B})$
$A_3 = 9,6283 \cdot 10^{15} h^{-1}$	$B_3 = 20000^\circ\text{R}(\text{baseado em C})$
$H_1 = -125 \frac{\text{Btu}}{\text{lb de } C}$	$H_2 = -50 \frac{\text{Btu}}{\text{lb de } E+P}$
$H_3 = -143 \frac{\text{Btu}}{\text{lb de } G}$	$V_R = 60 \text{ft}^3$
$\rho_R = 50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$	$C_{PR} = 0,3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{R}}$
$W_W = 428,68 \text{lb}$	$U_W = 50 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{h}^\circ\text{R}}$
$C_{PW} = 0,4 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{R}}$	$C_{PA} = 0,3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{R}}$
$C_{PB} = 0,3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{R}}$	$C_{PL} = 0,3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{R}}$
$T_A = 527,7^\circ\text{R}$	$T_B = 527,7^\circ\text{R}$
$T_{W,in} = 519,67^\circ\text{R}$	$A_W = 328,2 \text{ft}^2$
$F_W = 1335785 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$	

## B.2 Desenvolvimento Matemático dos problema de otimização descentralizada coordenada para a Planta de Williams-Otto

### B.2.1 Subproblemas locais para o Método de Predição de Interações(IPM)

Os subproblemas locais para o problema de otimização descentralizada coordenada a partir do IPM são definidos como apresentado nas Equações (B.11) e (B.12).

- **Subsistema 1:**

$$\Phi_1 = 100 \frac{8400(\frac{P_P}{2}F_P - P_A F_A - P_B F_B - P_G F_G - 1041,6(\frac{P_P}{2}F_P) - 30V_R \rho_R +}{600V_R \rho_R} - \frac{8400(C_1 R^{1,5})}{600V_R \rho_R} \quad (B.11)$$

sujeito a

$$F_A + R \left( \frac{F_{RA}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RA} - r_1 V_R \rho_R = 0$$

$$F_B + R \left( \frac{F_{RB}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RB} - r_1 V_R \rho_R - r_2 V_R \rho_R = 0$$

$$R \left( \frac{F_{RC}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RC} + 2r_1 V_R \rho_R - 2r_2 V_R \rho_R - r_3 V_R \rho_R = 0$$

$$R \left( \frac{F_{RE}}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RE} + r_2 V_R \rho_R = 0$$

$$R \left( \frac{F_{RP} - F_P}{F_R - F_G - F_P} \right) - F_{RP} + r_2 V_R \rho_R - 0,5r_3 V_R \rho_R = 0$$

$$F_G - 1,5r_3 V_R \rho_R = 0$$

$$F_R = F_{RA} + F_{RB} + F_{RC} + F_{RE} + F_{RP} + F_G$$

$$F_P = F_{RP} - 0.1F_{RE}$$

$$\hat{F}_C = F_R - F_G$$

$$F_A + F_B + R = \widehat{F}_C + F_G$$

$$12400 \frac{lb}{h} \leq F_A \leq 16600 \frac{lb}{h}, \quad F_B \leq 56000 \frac{lb}{h}, \quad 580^\circ R \leq T_R \leq 680^\circ R$$

• **Subsistema 2:**

$$\Phi_2 = 100 \frac{8400(\frac{P_P}{2}F_P + P_DF_D) - 1041,6(\frac{P_P}{2}F_P + P_DF_D) - 8400(C_2F_C^{1,5}) - 30V_R\rho_R}{600V_R\rho_R} \quad (B.12)$$

sujeito a

$$F_C = F_P + F_D + \widehat{R}$$

Adotou-se como terminologia o sobrescrito  $\widehat{\phantom{x}}$  para indicar que estas variáveis deixam o subsistema. Sendo assim,  $\widehat{F}_C$  é corrente de saída do subsistema 1 e  $F_C$  entrada no subsistema 2, enquanto  $\widehat{R}$  deixa o subsistema 2 e  $R$  é a corrente de reciclo que entra no subsistema 1. Para este método, assume-se na etapa de coordenação que as correntes equivalentes de entrada e saída dos subsistemas são idênticas, ou seja,  $\widehat{R} = R$  e  $\widehat{F}_C = F_C$ .

*B.2.2 Subproblemas locais para o Método de Balanceamento de Interações(IBM)*

Para aplicação da coordenação a partir do IBM, a função objetivo é decomposta em duas partes, como apresentado nas Equações (B.13) e (B.14), nas quais inclui-se a fração da função objetivo correspondente àquele subsistema e igualdade entre as interconexões do subsistema com os demais, ponderada pelos multiplicadores de Lagrange.

• **Subsistema 1:**

$$\varphi_1 = 100 \frac{8400(\frac{P_P}{2}F_P - P_AF_A - P_BF_B - P_GF_G) - 1041,6(\frac{P_P}{2}F_P) - 30V_R\rho_R + \frac{-8400(C_1R^{1,5} + C_2\widehat{F}_C^{1,5})}{600V_R\rho_R} - \lambda_1R + \lambda_2\widehat{F}_C}{600V_R\rho_R} \quad (B.13)$$

• **Subsistema 2:**

$$\varphi_2 = 100 \frac{8400(\frac{P_P}{2}F_P + P_DF_D) - 1041,6(\frac{P_P}{2}F_P + P_DF_D) - 8400(C_1\hat{R}^{1,5} + C_2F_C^{1,5}) + \frac{-30V_R\rho_R}{600V_R\rho_R} - \lambda_2F_C + \lambda_1\hat{R}}{600V_R\rho_R} \quad (\text{B.14})$$

As restrições para cada problema local são análogas às restrições apresentadas para o respectivo subsistema definido para o problema coordenado a partir do IPM.