

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PRODUÇÃO

**MODELO INTEGRADO REATIVO A PERTURBAÇÕES EM TEMPO REAL DA
PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO E CONTROLE AVANÇADO PARA UM CSTR**

Eugênio Pacceli Costa

SÃO CARLOS

2017

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS

CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PRODUÇÃO

**MODELO INTEGRADO REATIVO A PERTURBAÇÕES EM TEMPO REAL DA
PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO E CONTROLE AVANÇADO PARA UM CSTR**

Eugênio Pacceli Costa

Tese de doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção da Universidade Federal de São Carlos, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia de Produção.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Paulo Rogério Politano

COORIENTADOR: Prof. Dr. Maurício Fernandes Figueiredo

SÃO CARLOS

2017



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS

Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção

Folha de Aprovação

Assinaturas dos membros da comissão examinadora que avaliou e aprovou a Defesa de Tese de Doutorado do candidato Eugenio Pacceli Costa, realizada em 24/03/2017:

Prof. Dr. Paulo Rogerio Politano
UFSCar

Prof. Dr. Glaucio Augusto de Paula Caurin
USP

Prof. Dr. Mauricio Fernandes Figueiredo
UFSCar

Prof. Dr. Roberto Fernandes Tavares Neto
UFSCar

Prof. Dr. Rogers Ribeiro
USP

Prof. Dr. Wu Hong Kwong
UFSCar

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Politano pela confiança nos resultados e apoio incondicional, imprescindíveis para a realização deste trabalho, e também pela tolerância que me aturou em longas horas pelo Skype, principalmente em finais de semana e nos horários mais inusitados.

Ao Prof. Néocles, meu primeiro contato no Departamento de Engenharia de Produção, pelo grande incentivo, sugestões e críticas construtivas, sempre muito claro e objetivo.

Ao Prof. Maurício pela grande contribuição na elucidação de problemas, principalmente matemáticos e com a modelagem de sistemas de controle.

Ao Prof. Wu, que sempre esteve disponível para participar de inúmeras reuniões, onde o seu parecer era o elemento validador devido à sua enorme experiência, e cujos livros e materiais didáticos foram de grande valia para o desenvolvimento deste trabalho.

À Prof^a Marilde, pelas sugestões apresentadas, muito importantes na estruturação final do texto.

Aos Professores Dr. Rogers Ribeiro, Dr. Glauco Augusto de Paula Caurin, Dr. Roberto Fernandes Tavares Neto, pelas sugestões apresentadas no processo de qualificação, cujas contribuições foram de grande relevância para a realização deste estudo.

Ao amigo Vanderlei Henrique de Faria pela ajuda na revisão do texto.

A minha esposa Magda e minha filha Lívia, pela resignação que suportaram a minha ausência do cenário familiar durante longos períodos dedicados a este trabalho.

“Não é o mais forte ou mais inteligente que sobrevive, mas sim o que consegue lidar melhor com a mudança.”

Charles Darwin

RESUMO

As camadas de *Scheduling* e de Controle de Processos tradicionalmente operam de forma independente no processo produtivo na indústria de processos. Tanto a Academia como a Indústria vêm empregando esforços de modo que a integração dessas camadas de decisão ofereça alternativas de melhoria no processo produtivo, ao mesmo tempo que gera melhores resultados operacionais. Em particular a determinação do sequenciamento ótimo de produtos é sensível aos tempos de transição obtidos da camada de controle, que por sua vez são fortemente dependentes das variáveis de processos contínuos de uma planta química. Além disso, o sequenciamento é sensível também as perturbações (externas) da demanda, que ocorrem na camada de *Scheduling*, e perturbações (internas) nas variáveis do processo, que ocorrem na camada de controle. As perturbações do processo podem ser caracterizadas pelas flutuações nas propriedades de matérias-primas ou nas variações das vazões de alimentação. As perturbações da demanda podem ser caracterizadas por pedidos urgentes ou cancelamentos de pedidos. Essas perturbações podem implicar em reprogramação da produção (*Rescheduling*). A contribuição deste trabalho é o desenvolvimento de um modelo integrado de *Scheduling* e Controle multicamada adotando a estratégia de controle DMC para uma planta química CSTR multiproduto. Na revisão da literatura, não foi encontrada nenhum modelo integrado de *Scheduling* e Controle Avançado Multicamada de tomada de decisão em tempo real para tratamento de perturbações de demanda e de processo de uma planta química CSTR que gerasse reprogramação da produção (*Rescheduling*). Resultados da simulação computacional de cenários do modelo com vários produtos em uma planta química hipotética permitem confirmar a viabilidade de sua aplicação.

Palavras chave: integração entre *scheduling* e controle de processo, *scheduling*, DMC.

ABSTRACT

Scheduling and Process Control layers traditionally operate independently in the production process in the process industry. Both the Academy and Industry have been making efforts so that the integration of these layers of decision offers alternatives for improvement in the productive process, while generating better operational results. In particular the determination of optimal product sequencing is sensitive to the transition times obtained from the control layer, which in turn are strongly dependent on the continuous process variables of a chemical plant. In addition, sequencing is also sensitive to (external) demand disturbances occurring in the Scheduling layer, and disturbances (internal) in the process variables, which occur in the control layer. Process perturbations can be characterized by fluctuations in the properties of raw materials or in variations in feed rates. Demand disruptions can be characterized by urgent requests or cancellation of orders. These disturbances may imply rescheduling. The contribution of this work is the development of an integrated model of Scheduling and Multilayer Control adopting the DMC control strategy for a CSTR multiproduct chemical plant. In the review of the literature, no integrated model of Scheduling and Advanced Multi-layered Real-Time Decision-Making for the treatment of demand and process perturbations of a CSTR chemical plant that generated rescheduling was found. Results of the computational simulation of scenarios of the model with several products in a hypothetical chemical plant allow to confirm the viability of its application.

Keywords: integration between scheduling and process control, scheduling, DMC.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1	Exemplo de um problema <i>pooling</i>	10
Figura 2.2	Silos de decisões	11
Figura 2.3	Hierarquia funcional para produção em bateladas	12
Figura 2.4	Diagrama de blocos MPC	19
Figura 2.5	Conceito básico do Controle Preditivo Baseado em Modelo – MPC	20
Figura 2.6	Trajetórias do DMC	26
Figura 3.1	Esquema do CSTR	47
Figura 3.2	Programação da Produção baseada em intervalos de tempos para processos contínuos	51
Figura 3.3	Modelo da integração do controle do processo com <i>scheduling</i> da produção	53
Figura 3.4	Fluxograma do modelo	56
Figura 4.1	Figura 4.1 – Condições iniciais e produtos e definição dos produtos P1, P2 e P3	61
Figura 4.2	Tempo de transição para iniciar a produção de P1 a partir da condição inicial	63
Figura 4.3	Tempo de transição para passar da produção de P2 para P3	63
Figura 4.4	Tempo de transição para passar da produção de P2 para P3 com perturbação de 20% em C_{A0}	64
Figura 4.5	Continuação da produção de P2 após a perturbação de 20% em C_{A0}	65
Figura 4.6	Cenário básico sem perturbações	67
Figura 4.7	Resultado da simulação do Cenário 01 sem reprogramação	68
Figura 4.8	Resultado da simulação do Cenário 02 sem reprogramação	69
Figura 4.9	Resultado da simulação do Cenário 03 sem reprogramação	70
Figura 4.10	Resultado da simulação do Cenário 03 com reprogramação	71
Figura 4.11	Resultado da simulação do Cenário 04 sem reprogramação	72
Figura 4.12	Resultado da simulação do Cenário 04 com reprogramação	73
Figura 4.13	Resultado da simulação do Cenário 05 sem reprogramação	75
Figura 4.14	Resultado da simulação do Cenário 05 com reprogramação	76
Figura 4.15	Resultado da simulação do Cenário 06 sem reprogramação	77
Figura 4.16	Resultado da simulação do Cenário 06 com reprogramação	78

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo	31
Quadro 2.2 Artigos sobre integração por toda empresa EWO <i>Enterprise-wide Optimization</i>	40
Quadro 2.3 Considerações sobre trabalhos realizados com integração entre <i>scheduling</i> e controle do processo	42
Quadro 3.1 Parâmetros do controlador DMC	50
Quadro 3.2 Atributos importantes para a integração entre <i>Scheduling</i> e Controle do Processo	60
Quadro 4.1 Características dos produtos para simulação	60

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1	Dados básicos para simulações	61
Tabela 4.2	Cenários para simulados para perturbações internas	67
Tabela 4.3	Resultados das simulações nos cenários para simulados para perturbações internas	73
Tabela 4.4	Cenários com perturbações na demanda	74
Tabela 4.5	Resultados das simulações nos cenários com perturbações na demanda	75

LISTA DE SIGLAS

APC	<i>Advanced Process Control</i>
APS	<i>Advanced Planning System</i>
CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
DMC	<i>Dynamic Matrix Control</i>
DO	<i>Dynamic Optimization</i>
DPS	<i>Distributed Parameter Systems</i>
DPS	<i>Detailed Production Scheduling</i>
EWO	<i>Enterprise-wide Optimization</i>
FO	<i>Função objetivo</i>
FOPDT	<i>First Order Plus Delay Time</i>
FSR	<i>Finite Step Response</i>
LP	<i>Linear Programming</i>
MIDO	<i>Mixed-Integer Dynamic Optimization</i>
MILP	<i>Mixed-Integer Linear Programming</i>
MIMO	<i>Multiple-Input Multiple-Output</i>
MINLP	<i>Mixed-Integer Non-Linear Programming</i>
MIP	<i>Mixed-Integer Programming</i>
MPC	<i>Model Predictive Control</i>
MP-MPC	<i>Multi-Parametric Model Predictive Control</i>
NLP	<i>Non-Linear Programming</i>
OS	<i>Production Scheduling</i>
PD	<i>Proportional Derivative</i>
PFR	<i>Plug Flow Reactor</i>
PI	<i>Proportional Integral</i>
PID	<i>Proportional, Integral and Derivative</i>
RNT	<i>Resource Task Network</i>
SBM	<i>Scale-Bridging Model</i>
SCM	<i>Supply Chain Management</i>
SISO	<i>Simple-Input, Simple-Output</i>
SSC	<i>Simultaneous Scheduling and Control</i>

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	1
1.1.	Objetivos da pesquisa	4
1.2.	Justificativa.....	5
1.3.	Metodologia da pesquisa	6
1.4.	Estrutura do trabalho.....	7
2.	REVISÃO DA LITERATURA	9
2.1.	Características específicas da indústria de processos.....	9
2.2.	Hierarquia de decisões sobre as operações	10
2.3.	<i>Scheduling</i> - programação da produção na indústria de processo.....	13
2.4.	Controle de processos	17
2.4.1.	Controle preditivo	18
2.4.2.	Algoritmo DMC	22
2.4.3.	Considerações sobre o ajuste do controlador DMC	27
2.4.4.	Integração da produção com controle avançado	28
3.	MODELO DE SIMULAÇÃO DE UM SISTEMA INTEGRADO REATIVO A PERTURBAÇÕES EM TEMPO REAL DA PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO E CONTROLE AVANÇADO PARA UM CSTR	46
3.1.	Modelo do CSTR.....	46
3.2.	Modelo do controlador DMC.....	49
3.3.	Modelo de Programação da Produção	50
3.4.	Integração dos modelos	53
3.5.	Fluxograma do modelo	54
3.6.	Contribuição do estudo.....	58
4.	PROCESSO DE SIMULAÇÃO E COMPARAÇÃO COM OS TRABALHOS DA LITERATURA	61

4.1.	Considerações iniciais.....	61
4.2.	Procedimento de simulação.....	67
4.2.1.	Cenários com perturbações internas.....	67
4.2.2.	Cenários com perturbações externas	75
4.3.	Análise dos resultados.....	80
5.	CONCLUSÃO	82
	REFERÊNCIAS	84

1. INTRODUÇÃO

As indústrias de processo podem ser diferenciadas das indústrias de manufatura discreta por algumas características tecnológicas, tais como: indivisibilidade das matérias-primas ao longo do processo, isto é, os insumos se tornam indistinguíveis com relação ao produto final devido à peculiaridade do processo de fabricação ser constituído de uma série de reações físico-químicas; existe um alto nível de integração entre os equipamentos no lugar de máquinas isoladas realizando operações bem distintas com relação à manufatura discreta; existe maior possibilidade de centralizar o controle do processo, uma vez que a interação de mão-de-obra com os materiais é reduzida e quase toda submetida à intermediação dos equipamentos. (TOLEDO, FERRO e TRUZZI, 1986).

Segundo Groover (2012), tanto nas indústrias de processo quanto na manufatura discreta, os produtos podem ser fabricados de forma contínua ou em lotes. Para a produção contínua, em manufatura discreta, uma máquina é utilizada exclusivamente na fabricação de um produto cuja produção não para. Já na indústria de processo, a produção contínua ocorre quando a fabricação de um produto é executada sobre uma cadeia contínua de materiais, sem interrupções no fluxo de produção. A produção em lote, que pode ocorrer na indústria de processo e na manufatura discreta, consiste em processar montantes finitos de materiais, chamados de lote. Dessa forma, a produção não é contínua devido às interrupções entre os lotes. Na indústria de processo, a produção em lote, também chamada de batelada, geralmente significa que as matérias primas estão na forma líquida ou a granel.

A busca por otimização das operações na indústria de processo, que vem sendo observada nas últimas décadas, é oriunda da crescente pressão por desempenhos, cada vez mais competitivos e melhoria no processo de tomada de decisão (DIAS e IERAPETRITOU, 2016).

A otimização por toda empresa, citada na literatura como EWO (*Enterprise-wide optimization*), é uma área emergente que se tornou um grande objetivo para a indústria de processo. Envolve a otimização das operações de suprimento, produção e distribuição com objetivos de redução de custos e estoques. (GROSSMANN, 2005; WASSICK, 2009; MANENTI e MANCA, 2009; LAÍNEZ, SCHAEFER, REKLAITIS, 2012; GROSSMANN, 2012; CALFA, 2015; SHAH, 2015; BALDEA et al., 2015).

Um ponto importante destacado por Grossmann (2012), considerando que a pirâmide de tomada de decisões nas operações de processo é constituída por três elementos: planejamento, programação da produção e controle do processo. É que na literatura que muita atenção tem sido dedicada à integração entre as camadas de planejamento e programação da

produção, mas poucos trabalhos têm sido publicados sobre a integração destas camadas com o controle do processo.

Du et al. (2015) afirmam que a Programação da Produção, referenciada na literatura como *scheduling*, e o Controle da Produção são duas funções essenciais na cadeia de suprimentos da indústria de processo, seja pelo fato de lidar com o objetivo comum de maximizar o lucro das operações, seja pelo fato de definir metas de produção com base nas demandas que precisam ser cumpridas mesmo com a presença de perturbações e incertezas operacionais.

Scheduling e Controle do Processo são camadas de decisão na indústria de processos químicos historicamente separadas. Considera-se o fato de que as decisões dessas camadas são tomadas por departamentos distintos dentro da indústria, e as abordagens de solução de problemas são tratados por técnicos e engenheiros com conhecimentos também distintos. Por outro lado, a busca por melhorias na economia do processo produtivo gera um forte incentivo para a integração dinâmica dessas duas camadas. Mesmo que seja reconhecidamente uma tarefa desafiadora, principalmente por envolver diferentes escalas de tempo para a tomada de decisões, tal integração vem recebendo uma atenção sistemática (SHOBRYE e WHITE, 2002; FLORES-TLACUAHUAC e GROSSMANN, 2005; GROSSMANN, 2005; BALDEA e HARJUNKOSKI, 2014; GUTIÉRREZ-LIMÓN, FLORES-TLACUAHUAC e GROSSMANN, 2015; BEAL, 2017).

Baldea e Harjunkski (2014) afirmam que a integração entre *scheduling* e controle é necessária porque no ambiente econômico atual, os processos químicos devem responder a muitos mais fatores externos do que antes. Isto inclui mudanças rápidas nos tipos ou produtos que são fabricados, bem como variações na demanda do mercado para esses produtos. As condições dinâmicas do mercado também se refletem nas flutuações dos preços das matérias-primas e da energia. Esses autores fizeram uma pesquisa na literatura sobre esse tema, com foco em processos contínuos e multiprodutos adotando uma abordagem sistemática baseada em elementos-chave categorizados e identificaram necessidades de desenvolvimento futuro e também complicações, tanto técnicas como relacionadas a fatores humanos. Concluíram, com a análise, que a integração entre *scheduling* e o controle do processo pode gerar benefícios econômicos substanciais.

Uma característica comum entre *scheduling* e controle do processo é que ambas atividades podem ser modeladas matematicamente para previsão de seu desempenho operacional e obtenção do melhor resultado econômico. Entretanto, apesar deste fato encorajador, uma abordagem integrada robusta e computacionalmente viável ainda é um

problema em aberto (DU et al., 2015). Este fato foi anteriormente relatado por Engell e Harjunkoski (2012) que enfatizaram a importância de fortalecer a colaboração entre pesquisadores acadêmicos e profissionais que vêm trabalhando independentemente neste tema.

Pode-se observar, na literatura, que a integração entre *scheduling* e controle de processo ocorre em estruturas de decisão monolíticas ou hierárquicas. As estruturas monolíticas colocam as camadas de *scheduling* e controle em uma única camada, e suas formulações matemáticas constituem um modelo cuja solução é obtida de forma simultânea. Já as estruturas hierárquicas tratam as camadas de *scheduling* e controle cada uma com seu modelo matemático apropriado e as suas soluções interagem uma com a outra. (HARJUNKOSKI, 2009; BALDEA e HARJUNKOSKI, 2014; BALDEA et al., 2015).

Grande esforço de pesquisa em integração de *scheduling* e controle está concentrado em estruturas de decisão monolíticas, ou seja, em uma única camada. E isso já vem ocorrendo há mais de uma década. Por exemplo: um problema simultâneo de *scheduling* e controle cíclico de vários CSTR (*Continuous-Stirred Tank Reactor*) multiprodutos foi abordado por Flores-Tlacuahuac e Grossmann (2005) incorporando na formulação de otimização tempos de transição capazes de descrever a dinâmica do processo, em vez de assumir tempos constantes. A formulação simultânea de *scheduling* e controle gerou um problema MIDO (*Mixed-Integer Dynamic Optimization*). Na conclusão do artigo, os autores ressaltaram que a solução direta de problemas MIDO para sistemas com as características do trabalho não pareceu viável por exigir tempo computacional excessivo.

Considerando estruturas de decisão monolíticas, na literatura recente são encontrados artigos que abordam a integração entre *scheduling* e controle com otimização dinâmica em processos contínuos, seguindo duas formas de abordagem: modelagem simultânea e baseada em decomposição. Com a modelagem simultânea, a dinâmica do processo é tratada como restrições e incorporada no problema de *scheduling* formando um problema integrado do tipo MIDO. Usando métodos de decomposição, o problema de *scheduling* (problema mestre) é modelado como problema MILP (*Mixed Integer Linear Programming*) e o problema de controle (problema primal) como otimização dinâmica. Esta abordagem é implementada por meio de ciclos iterativos entre o problema mestre e o problema primal até que a convergência seja alcançada. (ZHUGE, 2015). Busca-se, com os métodos de decomposição, um melhor desempenho computacional para aplicações *on-line* na indústria de processo.

Pode-se classificar a forma como as soluções dos problemas integrados de *scheduling* e controle são aplicadas: *off-line* e *on-line*. A solução *off-line* refere-se às soluções onde o *scheduling* e o controle são calculados previamente para um determinado horizonte de

planejamento, mas não possuem solução em tempo computacional adequado para aplicações em tempo real. A solução *on-line* é obtida entre os tempos de amostragem das variáveis controladas e pode levar em consideração perturbações que aleatoriamente ocorrem tanto no controle como no *scheduling*. Pelo fato de levar em conta essas perturbações, podem ocorrer o *rescheduling* em algum ponto do ciclo de produção.

A literatura apresenta poucos trabalhos tratando de modelos integrados de *scheduling* e controle com aplicação *on-line*. Du et al. (2015) sugerem, que para facilitar essa integração, é necessário a expansão do conhecimento sobre a incorporação de controladores baseados em otimização, tal como MPC (*Model Predictive Control*).

Para o desenvolvimento deste trabalho de pesquisa, optou-se por produção em processos contínuos, e tomou-se como ponto de partida a realização de uma pesquisa na literatura recente sobre a integração entre *scheduling* e o controle de processos contínuos para confirmação da importância da pesquisa nessa área, entendimento do que está sendo feito e identificação de oportunidades de trabalho.

Conforme apresentado, no contexto da integração com otimização dinâmica entre *scheduling* e controle do processo em produção contínua ainda existem muitas oportunidades de pesquisa, principalmente em ambientes com incertezas e perturbações. Dessa forma, a proposta deste trabalho consiste em estudar a integração entre *scheduling* e controle do processo contínuo em um CSTR com abordagem simultânea em malha fechada e tempo discreto em ambiente sujeito a perturbações internas e externas com tratamento reativo.

1.1. Objetivos da pesquisa

A partir da proposta do trabalho, formularam-se os objetivos desta pesquisa da seguinte forma:

- **Objetivo geral:** Desenvolvimento de um modelo de integração entre *scheduling* e controle do processo de um CSTR com resposta em tempo real às perturbações nas variáveis de demanda e do processo

Com base no objetivo geral foram elencados os objetivos específicos.

- **Objetivos específicos:**
 - Demonstrar, por meio de simulação computacional, que a integração entre *scheduling* e controle de um processo contínuo em um CSTR, com

a abordagem em tempo real e em malha fechada em ambiente de incertezas e perturbações utilizando um controlador DMC (*Dynamic Matrix Control*), produz melhores resultados, do ponto de vista econômico, quando comparado a abordagem de malha aberta;

- Desenvolver o modelo integrado em código do Matlab© para a simulação dos cenários de modo a atender a resposta em tempo real da operação do processo em termos de *scheduling* e controle;
- Criar cenários operacionais de simulação com perturbações externas e internas que permitam a análise do desempenho do modelo integrado proposto neste trabalho;

1.2. Justificativa

Observou-se, na literatura revisada, que os principais pesquisadores sobre o tema deste trabalho estão associados a importantes grupos de pesquisa e com participação de empresas de grande porte, e vem ressaltando a importância de pesquisas na integração de camadas de tomada de decisão com o propósito de atingir a EWO (GROSSMANN, 2005; WASSICK, 2009; ENGELL e HARJUNKOSKI, 2012; LAÍNEZ, SCHAEFER e REKLAITIS, 2012; DIAS e IERAPETRITOU, 2016; EGON, 2017; FOCAPO, 2017).

Outro ponto importante é o tratamento de incertezas. Gutiérrez-Limón e Grossmann (2015) afirmam que, em face a eventos imprevistos, estratégias de otimização reativa podem ser uma alternativa melhor para lidar com ambientes de produção *on-line*. Como pode ser visto em Li e Ierapetritou (2007), a incerteza é uma preocupação muito importante na programação da produção, uma vez que pode causar inviabilidades e distúrbios na produção. Assim, *scheduling*, sob incerteza, tem recebido muita atenção na literatura, nos últimos anos, pelas comunidades de pesquisa em operações.

Várias iniciativas anteriores de integração entre *scheduling* e controle do processo foram relatadas por Shobrys e White (2002), e, desde então, muitos esforços têm sido envidados. Em uma revisão sistemática apresentada por Baldea e Harjunoski (2014), os autores afirmam que a integração da produção com o controle avançado, com foco em multiprodutos na indústria de processo, continua sendo um campo emergente muito propício e fértil para pesquisa. Afirma ainda que não existe uma única abordagem que se encaixa para todos os problemas. Um claro desafio é escolher o melhor método teórico ou abordagem para enfrentar o problema.

Foram encontradas diferentes abordagens para integração entre *scheduling* e controle de processos contínuos. Terrazas-Moreno, Flores- Tlacuahuac e Grossmann (2006) utilizam de decomposição Lagrangeana para abordar um problema SSC (*Simultaneous Scheduling and Control*) e, posteriormente, resolvê-lo utilizando uma heurística. Nystrom, Harjunkosky e Kroll (2006) utilizaram uma estratégia de desacoplar o problema SSC em um problema de scheduling do tipo MILP (*Mixed-Integer Linear Programming*) e o controle em um problema de DO (*Dynamic Optimization*). Mais recentemente, Du et al. (2015) utilizam uma abordagem SBM (*Scale-Bridging Model*) para representar a dinâmica do processo no problema de *scheduling*. Utilizando dois estudos de caso com polimerização em um CSTR, os autores mostram o modelo proposto e apresentam significantes vantagens em comparação com outras formulações para integração de *scheduling* com controle.

Em Zhuge (2015) várias outras abordagens para solução de problemas SSC são descritas. Entretanto não foi encontrado, na literatura revisada, nenhuma abordagem de solução como a proposta deste trabalho. Dessa forma, considera-se isto como justificativa para o seu desenvolvimento.

1.3. Metodologia da pesquisa

Para que uma pesquisa seja reconhecida como sólida e relevante, tanto para a comunidade acadêmica quanto para a sociedade em geral, é preciso que seja desenvolvida com rigor, transparência e ser passível de verificação e debate. Dessa forma, a abordagem e o método escolhido para a pesquisa é um fator crítico para o seu sucesso (LACERDA et al., 2013).

De acordo com Martins et al (2014), a abordagem qualitativa considera que há uma relação dinâmica, que não pode ser traduzida em números, entre o mundo real (objetivo) e o sujeito (subjetivo). Nesse caso, a pesquisa é descritiva e o pesquisador tende a analisar os dados indutivamente. Por outro lado, em abordagens quantitativas o pesquisador considera que tudo pode ser quantificável. Para tal, são requeridos recursos, técnicas e métodos de mensuração de dados. Entretanto, o pesquisador pode combinar os aspectos da pesquisa qualitativa e quantitativa em todas ou algumas etapas do trabalho, em uma abordagem combinada.

Quanto ao método da pesquisa, Marconi e Lakatos (2002) afirmam que consiste em um conjunto de atividades sistemáticas e racionais utilizado para se atingir os objetivos da pesquisa.

Martins et al. (2014) afirmam que o método de simulação é utilizado quando se deseja experimentar um sistema real a partir de um modelo com a verificação da resposta do sistema a modificações propostas.

Nas décadas de 60 e 70, a simulação era excessivamente cara e utilizavam ferramentas que eram disponíveis apenas para grandes corporações. Atualmente, com a evolução dos computadores e de ferramentas de *software*, o tempo e esforço dispendidos em um projeto de simulação foram radicalmente reduzidos sendo utilizados principalmente na análise dos resultados. (MARTINS et al., 2014).

Segundo Azevedo et al. (2010), simulação é uma ferramenta exploratória de apoio a decisão que utiliza modelos que permitem a realização de experimentos para análise de comportamentos futuros de um sistema e também a construção de cenários com base em alterações de parâmetros.

De acordo com Perros (2009), um modelo de simulação é, em geral, usado para estudar os sistemas da vida real em condições virtuais. Particularmente, o interesse consiste na quantificação do desempenho de um sistema em estudo para diversos valores de seus parâmetros de entrada. Essas medidas quantificadas de desempenho podem ser muito úteis no processo de decisão gerencial.

Para Martins et al. (2014) o propósito de conduzir uma pesquisa com uso de modelagem e simulação de sistemas é:

- Conhecer detalhadamente a forma de operação do sistema;
- Desenvolver políticas operacionais e recursos para aperfeiçoar o desempenho do sistema;
- Testar novos conceitos e/ou sistemas antes de os implantar;
- Obter informações sem incomodar o sistema.

Com base nestes conceitos, este trabalho terá abordagem quantitativa e usará o método de simulação.

1.4. Estrutura do trabalho

Este trabalho está estruturado em 5 capítulos. O Capítulo 1 apresenta a introdução à proposta do trabalho. Mostra como o tema Integração da Produção com Controle de Processos está sendo abordado por importantes pesquisadores. A Seção 1.1 apresenta os objetivos da pesquisa. A Seção 1.2 apresenta argumentos para justificar o desenvolvimento

deste trabalho. Na Seção 1.3 foi descrita a metodologia utilizada em que se explica a abordagem e o método utilizado e se apresentam argumentos sobre os motivos da escolha. A Seção 1.4 serve para descrever a organização do trabalho.

No Capítulo 2, são apresentados os tópicos referentes à revisão da literatura. Começa com a Seção 2.1, intitulada “Características específicas da indústria de processo”, em que são apresentadas particularidades da indústria de processos que impactam na programação da produção e no controle do processo. A Seção 2.2 trata da hierarquia das decisões sobre a operações. Na Seção 2.3 são apresentados conceitos relativos à programação da produção na indústria de processos. A Seção 2.4 discute alguns aspectos do controle de processos. A subseção 2.4.1 apresenta conceitos sobre controle preditivo. Na subseção 2.4.2 o algoritmo DMC (*Dynamic Matrix Control*) é detalhado. A subseção 2.4.3 apresenta considerações sobre o ajuste do controlador DMC. A Seção 2.5 trata da integração da produção com controle avançado.

O Capítulo 3, intitulado “Modelo de simulação de um sistema integrado reativo a perturbações em tempo real da programação da produção e controle avançado para um CSTR”, mostra como está estruturado o modelo proposto e suas funcionalidades. A Seção 3.1 apresenta o modelo do CSTR. A Seção 3.2 mostra o modelo do controlador DMC. Na Seção 3.3 é visto o modelo de programação da produção. A Seção 3.4 mostra como é feita a integração entre os modelos. Na Seção 3.5 o fluxograma do modelo é apresentado e discutido. Na Seção 3.6 é apresentada a contribuição deste estudo.

O Capítulo 4 ficou dividido em três seções. A Seção 4.1, Considerações Iniciais, serve para apresentar conceitos importantes que serão utilizados no processo de simulação. A Seção 4.2 descreve o procedimento de simulação e está dividido em duas subseções. A subseção 4.2.1 apresenta cenários com perturbações internas. A subseção 4.2.2 mostra os cenários com perturbações externas. A Seção 4.3 apresenta uma discussão sobre os resultados das simulações.

O Capítulo 5 apresenta as Conclusões sobre o estudo e apresenta sugestões para continuidade do estudo e trabalhos futuros.

2. REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo são apresentados conceitos utilizados nesta tese e as principais abordagens utilizadas para solução de problemas com a integração entre *scheduling* e controle do processo.

2.1. Características específicas da indústria de processos

De acordo com Kiliç (2011), a indústria de processo possui um conjunto de características que, frequentemente, levam a dificuldades na administração das operações de produção. Essas características são apresentadas a seguir:

- **Matéria prima:** principalmente devido à sua origem, que é normalmente um recurso natural, ou de agroindústria, com qualidade sujeita a variabilidade;
- **Receitas:** consistem na composição de ingredientes dos materiais que podem também especificar a sucessão de etapas produção. Algumas matérias primas podem servir para produzir vários produtos acabados ou intermediários;
- **Perecibilidade:** existem, na indústria de processo, matérias primas, ou mesmo produtos intermediários, que podem ser perecíveis. Isto implica em cuidados especiais com a manipulação de estoques e pode levar a restrições na programação da produção;
- **Rastreabilidade:** muitas vezes, é necessário o rastreamento da origem dos materiais, principalmente na indústria de alimentos;
- **Armazenamento:** é claro que as limitações de armazenamento são comuns em todos os tipos de sistemas de fabricação. E entretanto, é considerado mais crítico para a indústria de processo. Isto é principalmente devido à natureza de armazenagem, que é bastante diferente, em comparação com outras indústrias. Normalmente, isso resulta em restrições de capacidade para cada unidade de armazenamento individual em vez de uma restrição de capacidade de armazenamento total;
- **Setup:** os tempos de preparação das máquinas para novos ciclos de produção, em comparação com outras indústrias, consomem uma quantidade maior de tempo e recursos. Além do que, existem configurações que são dependentes da sequência devido às diferenças nas especificações dos produtos.

Outra importante característica na indústria de processos de modo geral que impacta na administração das operações é a existência de problemas *pooling*. (KALLRATH, 2002; KALLRATH, 2004). De acordo com Marandi (2017), os problemas *pooling* são comuns

nas indústrias de processo químico e na indústria petroquímica. É uma generalização de um problema de fluxo de rede de custo mínimo em que os produtos possuem especificações diferentes. O objetivo de resolver um problema *pooling* é encontrar os fluxos de custos mais baixos na rede que satisfaçam as demandas. Para Viet (2007), o problema *pooling* é muito importante na otimização em operações de *scheduling* de processos industriais em refinarias de petróleo ou indústrias químicas. Ocorre quando fluxos intermediários de várias unidades de processamento são misturados e armazenados em tanques intermediários denominados *pools*. A Figura 2.1 mostra um exemplo um problema *pooling*.

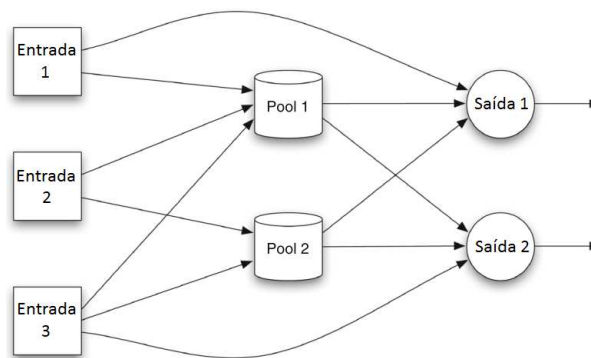


Figura 2.1 – Exemplo de um problema *pooling*

Fonte: Adaptado de Gupte et al. (2017)

Os fluxos armazenados em *pools* são subsequentemente permitidos misturar-se para atender às demandas internas ou de mercado. A Figura 2.1 ilustra que os fluxos de materiais podem ser diversos. Embora esses *pools* possam aumentar a flexibilidade operacional do processo, eles complicam a de tomada de decisão necessária para a otimização. (ADHYA, 1999; PHAM, 2007).

A importância dos problemas *pooling* para a indústria de processos é confirmada em uma revisão apresentada por Kejriwal (2014) em que são apresentados métodos rápidos para solução destes problemas. Segundo a autora, esses problemas têm sido estudados extensivamente nas últimas quatro décadas.

2.2. Hierarquia de decisões sobre as operações

Mudanças no mercado exigem modificações drásticas nas estratégias de produção. Duas das palavras-chave muito importantes são flexibilidade e disponibilidade de informação. A flexibilidade e a disponibilidade de informação referem-se a todos os níveis de produção: *marketing*, compras, planejamento, *scheduling* e controle de processos. Por isso,

muitas plantas não são capazes de se manter competitivas com a sua forma tradicional de operação. É muito comum que os sistemas de planejamento, *scheduling* e controle de processo não funcionem de forma consistente, de modo a proporcionar melhores benefícios para a organização, isto porque, em muitos casos, as tecnologias existentes não se adaptam a ciclos operacionais mais rápidos. Entretanto, em muitos casos, o gargalo real reside nos processos de tomada de decisão e no fluxo de informação entre eles. (HARJUNKOSKI, NYSTRÖM e HORCH, 2009).

A necessidade de integração das camadas de decisão sobre operação não é nova, como pode ser visto em Bassett et al. (1996). Na época, já se buscava o uso de tecnologia computacional para reunir, organizar, disseminar e explorar informações empresariais e coordenar decisões nos vários níveis da hierarquia operacional de forma a otimizar os objetivos corporativos. Os autores ressaltaram que, embora os níveis de decisões sobre as operações possam ser vistos de forma hierárquica, os requisitos de integração exigem comunicação de forma bidirecional, com os níveis inferiores comunicando adequadamente os limites de desempenho agregados e as capacidades aos níveis superiores. Sugeriram que a abordagem preferida para alcançar a integração dos níveis de aplicação deveria ser por meio de formulação e solução de modelos matemáticos adequadamente estruturados.

Segundo Shobrys e White (2002), as organizações tomam decisões de forma hierárquica. Os esforços para integrar essas funções com unificação de camadas de decisões falham por várias razões, por exemplo: sistemas que combinam altos níveis de detalhe com horizontes de longo prazo são difíceis de manejar. Além disso, existe confusão sobre quem será responsável por quais decisões. E também, com o passar do tempo, as diferentes áreas de decisão ficam segmentadas, conforme ilustrado na Figura 2.2. Com isso, a tomada de decisão torna-se muito centrada no interior de cada área com base em objetivos e resultados locais.

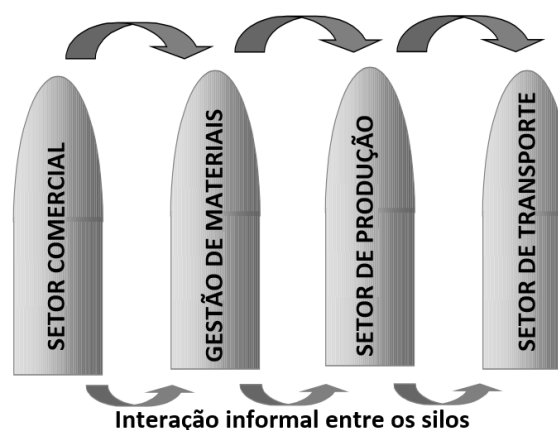


Figura 2.2 – Silos de decisões

Fonte: Adaptado de Shobrys e White (2002)

Shobrys e White (2002) afirmam que a integração entre esses silos cria benefícios significativos, e as empresas perceberam que isso deve ser feito de forma proativa. Para tal, um elemento-chave consiste na criação de indicadores globais de desempenho, como as medidas financeiras, que melhoram o processo de tomada de decisão e ainda fornecem mecanismos para resolver conflitos entre objetivos locais. Dessa forma, as camadas de planejamento, *scheduling* e controle do processo, que possuem natureza hierárquica de tomada de decisão, podem ser integradas. Para os autores, essas camadas são processos de negócios fundamentais que devem existir em todos os ambientes de produção na indústria de processos, e que existem incentivos financeiros maiores para que estas atividades funcionem de forma coordenada e integrada. Afirmam também, que isso já é reconhecido por muitos anos. Entretanto, muitas empresas não conseguiram essa integração apesar de múltiplas iniciativas.

Engell e Harjunoski (2012) ilustram, por meio de um diagrama de blocos, apresentados pela Figura 2.3, a organização hierárquica das camadas de decisão para processamento em batelada na indústria de processos.

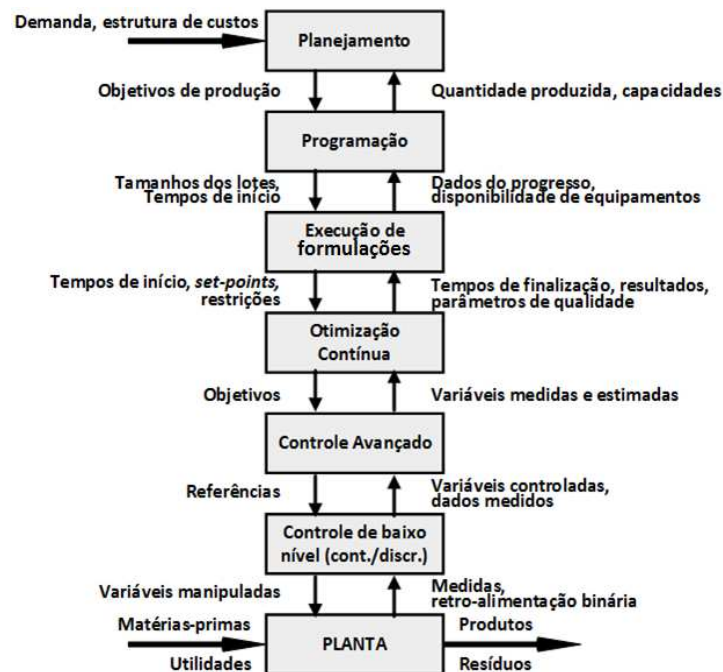


Figura 2.3 – Hierarquia funcional para produção em bateladas

Fonte: Adaptado de Engell e Harjunoski (2012).

Na função de Planejamento, os objetivos de produção são definidos em termos de plano de produção, onde são considerados: tipos de produtos, volumes e períodos de produção e retorno financeiro, cujo horizonte de planejamento é da ordem de semanas a meses.

A função de Programação da Produção ou *Scheduling* transforma esse plano em um programa de produção definindo uma sequência de produção, com tempos de execução (*lead times*) e lotes com tamanhos específicos, cada qual associado às linhas de produção e aos equipamentos pertinentes. A execução dos lotes é governada pela função de Execução e Controle de Formulações, que com base nos dados da programação dos produtos, gera os parâmetros de processo, como os passos de produção, o controle dos *setpoints* (valores de referência) e as restrições de processos. A função de Otimização Contínua define as trajetórias ótimas das etapas de preparação e execução do lote. A função de Controle Avançado implementa a trajetória fornecida pela função de Otimização utilizando alguma estratégia de controle. A realimentação, ou *feedback*, das informações é fornecida até a camada de Execução das Receitas, principalmente na forma de medidas contínuas das variáveis de controle, ou suas estimativas. Essas informações são utilizadas para o disparo de ações entre as etapas das receitas, incluindo retrabalhos ou interrupções anormais do lote. Acima da camada de Execução das Receitas, somente informações agregadas são retornadas, por exemplo: tempos de finalização dos lotes, duração, informações de qualidade etc. (ENGELL e HARJUNKOSKI, 2012).

A hierarquia das camadas de decisões não é totalmente padronizada e depende fortemente da empresa, do tipo de produção e da estrutura da empresa, onde e como as diferentes tarefas relacionadas ao negócio são distribuídas. Entretanto, a tomada de decisão integrada e a otimização colaborativa desempenham um papel crucial para todas as empresas cujos objetivos são: unir, em tempo real a automação de plantas, otimização de ativos e negócios colaborativos. Mas, tradicionalmente, as ferramentas de suporte à decisão para essas tarefas operaram de forma isolada usando modelos de otimização locais independentes e ignorando as necessidades das camadas de decisão relacionadas, resultando em decisões globais subótimas. (HARJUNKOSKI, NYSTRÖM e HORCH, 2009).

2.3. *Scheduling* - programação da produção na indústria de processo

O objetivo principal da programação da produção consiste em encontrar uma sequência na qual os produtos devam ser fabricados com associação de tarefas aos equipamentos e o tempo exato das operações, de modo a satisfazer todas as restrições de recursos, minimizando o custo total ou outros objetivos, tais como: minimização do tempo total de produção (*makespan*), minimização de atrasos de entrega, ou ainda, na maximização do rendimento ou lucro. (BALDEA e HARJUNKOSKI, 2014; HARJUNKOSKI et al., 2014).

Segundo Shobrys e White (2002), as variáveis-chave de decisão para programação da produção são: tempo inicial de uma operação, unidade, local de ocorrência, duração e o volume a ser processado. Os indicadores são: demanda do produto e possibilidade de manter as unidades operando continuamente. Os horizontes de tempo considerados para programação podem ser de dias a meses e, normalmente, estão relacionados com o ciclo de operação de uma unidade, ou aos tempos críticos de entrega de matérias-primas.

Henning (2009) apresenta e discute as tendências evolutivas dos estudos associados a *scheduling*, tanto de uma perspectiva industrial, quanto acadêmica. Aborda novos desafios que surgem no contexto das economias mais competitivas e na necessidade de considerar os sistemas APS (*Advanced Planning System*), que participam das funções de gestão da cadeia de suprimentos - SCM (*Supply Chain Management*). Apresenta, ainda, algumas razões para a aceitação lenta de resultados de pesquisas e ressalta a má comunicação entre os mundos acadêmico e industrial.

Conforme Maravelias (2012), nas indústrias de processo, *scheduling* aparece em uma ampla gama de aplicações: desde a indústria petroquímica, por exemplo, transporte e descarga de petróleo bruto de oleodutos, até os setores farmacêutico e químico especializado (por exemplo, *scheduling* de lotes para a utilização ideal de instalações multiprodutos compartilhadas). A maioria dos artigos sobre *scheduling* que apareceu no final dos anos 1970 e início dos anos 80, considerou os problemas de batelada um pouco semelhantes aos lotes da manufatura discreta. Especificamente, consideraram problemas em que os lotes deviam ser processados em estágios consecutivos (sem mistura ou divisão intermediária) da mesma forma em que a produção discreta requer uma série de etapas ou operações de processamento. O escopo de *scheduling* para indústria de processo foi ampliado no início da década de 1990 para incluir instalações de processo de estrutura arbitrária, sem restrições de manipulação de material, ou seja, mistura e divisão, restrições de recursos adicionais e várias restrições de processamento. A partir de então, vários métodos de modelagem e solução têm sido propostos para abordar um conjunto cada vez mais amplo de problemas e aplicações. Como resultado, *scheduling* tornou-se uma importante subárea de pesquisa na indústria de processo.

Floudas e Lin (2004) afirmam que a pesquisa nas áreas de *scheduling* para processos contínuos e em batelada tem recebido grande atenção da academia e da indústria nas duas últimas décadas. Isto deve, por um lado, à crescente pressão para melhorar a eficiência e reduzir custos e, por outro, aos avanços significativos nas técnicas de modelagem e solução relevantes e ao rápido crescimento do poder computacional.

Scheduling para processos em batelada, de acordo com Méndez et al. (2006), é uma questão crítica nas operações do processo e é crucial para melhorar o desempenho da produção. A programação de curto prazo trata da alocação de um conjunto de recursos limitados ao longo do tempo para fabricar um ou mais produtos seguindo uma formulação de batelada. Por isso, na última década, houve esforços significativos de pesquisa nesta área com o desenvolvimento de abordagens de otimização.

Na indústria de processos contínuos os locais de produção são, frequentemente, integrados, e isto significa que, os produtos de algumas áreas de produção tornam-se matérias-primas para outras. Alterar a taxa de produção em uma área pode, portanto, afetar várias outras áreas de produção. Dessa forma, *scheduling* para programação integrada deve especificar o quanto deve ser produzido de cada produto em cada momento, e como os estoques locais devem ser usados. Com isso, a atividade de *scheduling* pode não ser trivial sem o uso de otimização, especialmente na presença de distúrbios. (NEUMANN, SCHWINDT e TRAUTMANN, 2002; LINDHOLM et al., 2013).

Em uma revisão sobre modelos e métodos de solução de *scheduling*, Harjunkski et al. (2014) ressaltam que, devido à grande variedade de aspectos e características que podem ser encontrados nas indústrias de processo, não é surpreendente que um grande número de modelos de programação diferentes possam ser encontrados na literatura. No trabalho, os autores apresentam uma visão geral das formulações de programação matemática, descrevendo e ilustrando as principais variáveis e restrições, direcionando o leitor para as referências apropriadas para mais detalhes.

A seguir, são apresentados alguns dos principais métodos, mencionados por Harjunkski et al. (2014), que são utilizados para solução de problemas de *scheduling*.

MILP (*Mixed-Integer Linear Programming*): estes métodos têm sido empregados principalmente para tratar de problemas encontrados com programação de curto prazo. Um problema MILP é um problema LP (*Linear Programming*) em que algumas variáveis assumem valores inteiros. Embora os problemas MILP sejam geralmente muito mais difíceis de resolver que problemas LP, as tecnologias para suas soluções têm sido objeto de intenso desenvolvimento pelo menos há três décadas. (HOOKER, 2006).

MINLP (*Mixed-Integer Non-Linear Programming*): a principal razão para uso destes métodos é a necessidade de resolver problemas não lineares com variáveis discretas e contínuas na função objetivo, muitas vezes caracterizados pela forte dependência entre a escolha dos pontos iniciais e a qualidade da solução obtida (GROSSMAN, 2012).

Neumann, Schwindt e Trautmann (2002) formularam e resolveram um problema de *scheduling* para produção em batelada transformando um modelo MINLP em MLP (*Mixed Integer Programming*) e resolveram com um software padrão. Demonstraram o desempenho da solução por meio de vários estudos de caso.

De acordo com Bussieck e Pruessner (2003), a área de MINLP tem experimentado um tremendo crescimento e uma florescente atividade de pesquisa;

Métodos heurísticos e meta-heurísticos: são utilizados quando há problemas de programação da produção que são de difícil solução por algoritmos exatos, especialmente se os modelos são muito detalhados.

Métodos híbridos: são utilizados quando há a necessidade de combinar dois ou mais métodos visando compensar as deficiências presentes em alguns com as eficiências de outros.

Para Harjunoski (2012), a programação da produção é uma atividade complexa por várias razões, tais como:

- O problema pode crescer exponencialmente quando se considera a escala industrial;
- Interrupções e perturbações no processo podem impactar na qualidade do plano de produção;
- Normalmente o processo é monitorado e controlado por vários sistemas que podem entrar em conflito;
- Os dados disponíveis, na maioria das vezes, refletem o passado, muito embora o uso de dados atualizados seja crucial para a otimização;
- As operações precisam ser otimizadas, mas, muitas vezes, é necessária a interação manual por operadores.

Engell e Harjunoski (2012) afirmam que, devido à alta complexidade e ampla gama de problemas com a programação da produção, ainda não existem abordagens que atendam a todos os tipos de problemas.

Velez e Maravelias (2014) fizeram uma análise crítica dos avanços de *scheduling* na indústria de processos nas últimas três décadas e apresentaram dois métodos em que afirmam ter conseguido melhorias computacionais dramáticas. Inicialmente, apresentaram um quadro geral com a classificação dos problemas e discutiram os métodos de modelagem com ênfase nas técnicas MIP (*Mixed-Integer Programming*), e, em seguida, apresentaram os seguintes métodos: (a) um algoritmo de propagação de restrições que permite calcular parâmetros

utilizados para o modelo MIP; (b) uma reformulação que introduz novas variáveis, levando à ramificação efetiva. Apresentaram os resultados computacionais para ilustrar como os métodos foram implementados.

Embora vários modelos de otimização tenham sido propostos para programação de produção química em batelada, Merchan e Maravelias (2014) afirmam que ainda há uma necessidade de métodos de solução eficazes. Apresentam estratégias de reformulação para modelos de tempo contínuo baseados em material para a solução de problemas de *scheduling* para produção química, com base na definição e delimitação do número total de lotes de uma determinada tarefa em uma unidade específica.

Os avanços em *rescheduling* (reprogramação da produção), tradicionalmente vistos como abordagens para lidar com incertezas, incluindo métodos que dependem de recursos de *feedback*, foram revistos por Gupta, Maravelias e Wassick (2016), assim como métodos que contam com incertezas *a priori*. Os autores mostraram, por meio de exemplos numéricos, que a reprogramação desse modo tem algumas deficiências, especificamente, quando é necessária, mesmo que os eventos de disparo não estão presentes. Mostram ainda a importância de novas informações assim que estiverem disponíveis, o que significa olhar o *scheduling* como um processo *on-line*. Propuseram um quadro para classificação dos métodos de *scheduling on-line* com base em um conjunto de características-chave. Finalmente, apresentaram algumas questões que continuam em aberto para a pesquisa:

- i. não há garantia teórica de que melhorias feitas para o modelo implementado em malha aberta tenha necessariamente melhor desempenho em malha fechada;
- ii. o projeto do algoritmo de *scheduling on-line* é o que determina a qualidade da implementação, entretanto isto envolve o modelo apropriado, definição do horizonte de tempo, intervalo de amostragem, modificações da função objetivo e adição de restrições; e esta é uma tarefa que precisa ser mais pesquisada.

2.4. Controle de processos

O controle do processo de produção trata da manipulação ,em tempo real, das variáveis de produção selecionadas cujo controle permite: rejeitar perturbações no processo de curto prazo, manter as qualidades dos produtos-chave, manter os níveis estáveis das taxas de

produção em torno de seus valores desejados e respeitar os limites de operação do equipamento (KOZÁK, 2014).

De acordo com ARC Advisory Group (2015), para a redução de custos e a operação mais eficiente da planta, costuma-se usar controle avançado de processos e ferramentas de otimização de processos *on-line*. Entretanto, as necessidades de requisitos de produção mudam constantemente para se adequar às oportunidades de mercado em tempos econômicos voláteis. Com isso as empresas estão buscando a representação de um modelo hierárquico integrado único da planta, a produção colaborativa e a mensuração do seu desempenho em tempo real.

Para Engell e Harjunoski (2012), o controle avançado é reconhecido nas maiores indústrias de processos como um fator-chave para economia de energia, maximização de rendimentos e produção eficiente em termos de custo.

Kozák (2014) afirma que o sucesso prático dos métodos convencionais de controle na automação de processos acelerou o desenvolvimento de novos métodos e técnicas de otimização baseados em algoritmos mais elaborados além de estratégias de *software* e uso efetivo de *hardware*. Ao longo do tempo, em função da crescente complexidade dos problemas associados ao processo produtivo, os métodos de controle vêm evoluindo gradativamente, iniciando pelos métodos de controle convencional (PID-*Proportional-Integral-Derivative*, Sistemas Lineares, etc.) passando pelos métodos de controle avançado (MPC-*Model Predictive Control*, MPC híbrido, MIMO-*Multiple-Input-Multiple-Output*, controle robusto e adaptativo, entre outros) e, mais recentemente, alcançando os métodos computacionais baseados em técnicas de inteligência artificial, *e.g.*: algoritmos genéticos, redes neurais, sistemas fuzzy, entre outros.

A seguir, são apresentadas as principais estratégias do Controle Preditivo.

2.4.1. Controle preditivo

O controle preditivo baseado em modelo MPC (*Model Predictive Control*) é uma forma de controle em que a ação de controle atual é obtida resolvendo, a cada instante de amostragem, um problema de otimização em malha aberta para um horizonte finito utilizando o estado atual da planta como o estado inicial. A otimização gera uma sequência de controle ótimo, mas apenas o primeiro passo da sequência é aplicado na planta (MAYNE et al., 2000).

MPC é a estratégia mais utilizada em indústrias de processo, especialmente por se adaptar às dificuldades de múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO) e restrições de

processo (RODRIGUES e ODLOAK, 2002; PERRY e CHILTON, 2008; DARBY e NIKOLOU, 2012; KWONG,2012, PEREZ, ODLOAK e LIMA, 2014; CATALDO, PERIZZATO e SCATTOLINI, 2015).

A característica chave do MPC é a predição do futuro com base em um modelo dinâmico do processo e em medidas disponíveis. Ela é uma tecnologia madura e existe um bom entendimento de suas propriedades e comportamento. Apesar disso, ela pode ser melhorada com a pesquisa colaborativa entre academia e indústria.

Conceitualmente, o MPC reflete o comportamento humano por meio do qual nós selecionamos ações de controle que nós pensamos que vai levar ao melhor resultado previsto (ou saída) ao longo de um horizonte limitado (ROSSITER, 2004; LOPEZ-GUEDE et al.,2013).

De acordo com Kwong (2012), o método MPC tem tido um impacto enorme e vem sendo preferido para lidar com problemas difíceis em refinarias de petróleo, plantas petroquímicas no mundo todo. Entretanto, poucas aplicações têm sido reportadas para outras indústrias de processo.

Segundo Rossiter (2004), para se prever o comportamento futuro de um processo, necessitamos de um modelo que descreva o comportamento do processo. Em particular, este modelo deve mostrar a dependência da saída da variável medida atual e as entradas atuais e futuras. Este modelo pode ser um modelo obtido com base nas equações diferenciais do processo, ou por meio de um estudo com base em perturbações intencionais nas variáveis de entrada e medidas do comportamento das saídas.

Seborg, Edgar e Mellichamp (2004) consideram o MPC uma técnica muito importante de controle avançado para solução de problemas difíceis de controle multivariável. Afirmam que o conceito básico do MPC pode ser resumido da seguinte forma: suponha que se deseja controlar um processo com múltiplas saídas e múltiplas entradas satisfazendo restrições de desigualdades sobre as variáveis de entrada e saída. Se existir um modelo dinâmico razoavelmente preciso do processo, é possível usar o modelo e as medições atuais para prever valores futuros das saídas. A Figura 2.4 apresenta um diagrama de blocos do MPC.

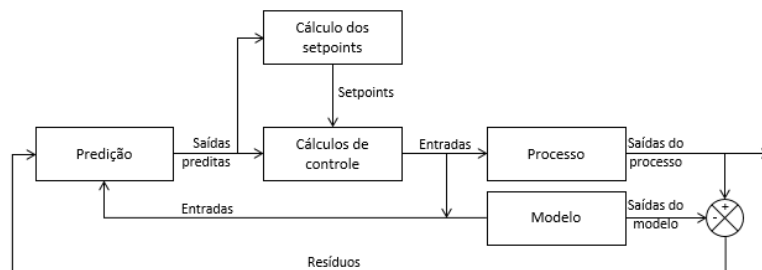


Figura 2.4 – Diagrama de blocos MPC

Fonte: Adaptado de Seborg, Edgar e Mellichamp (2004).

O resíduo visto na Figura 2.4 trata-se da diferença obtida pela comparação da saída real do processo com a saída do modelo. Com base nas medidas de variáveis na entrada em conjunto com os resíduos, são feitas novas previsões, que juntamente com os *setpoints*, são utilizadas pelo controlador para manipular variáveis de entradas no processo e no modelo.

Conforme Kwong (2012), um aspecto-chave do MPC é que o comportamento futuro do processo é predito usando um modelo dinâmico e as medidas disponíveis. As saídas do controlador são calculadas de modo a minimizar a diferença entre a resposta predita do processo e a resposta real do processo.

De acordo com Seborg, Edgard e Mellichamp (2004) o modelo dinâmico é tipicamente linear e empírico, tal como uma versão de resposta ao degrau ou identificado por algum método específico.

Para um sistema SISO (*Simple-Input, Simple-Output*), a Figura 2.5 ilustra os conceitos básicos do Controle Preditivo Baseado em Modelo - MPC.

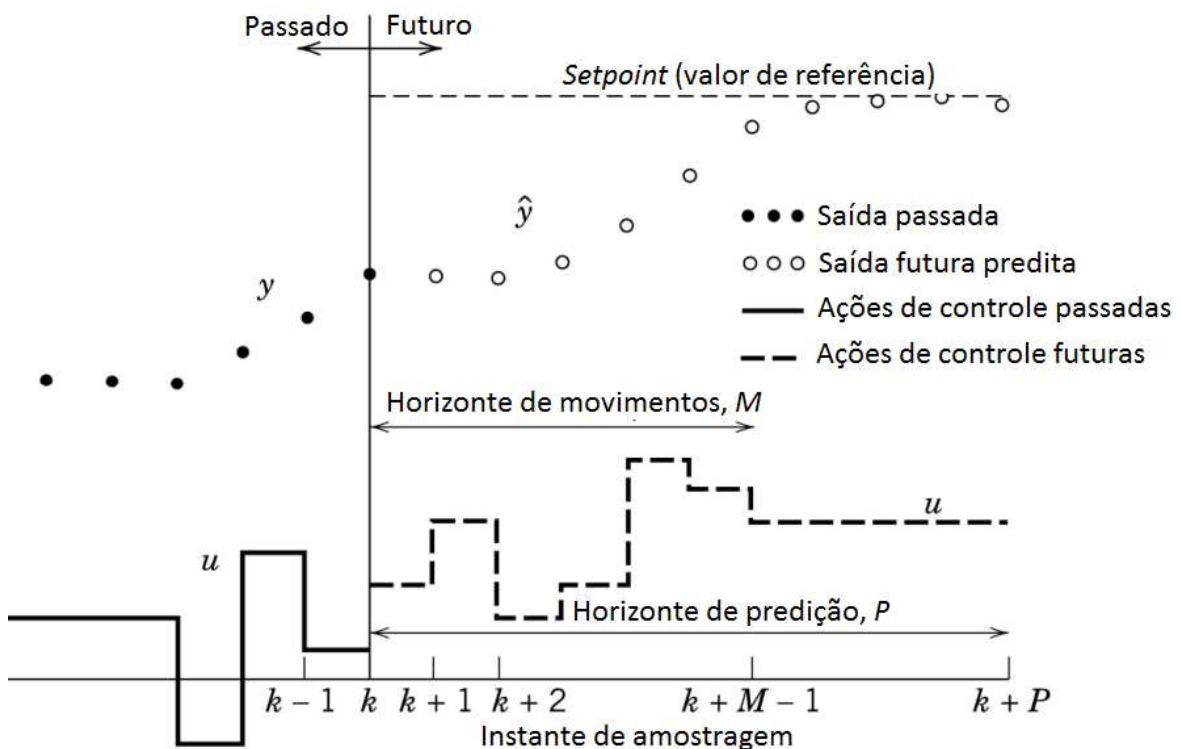


Figura 2.5 – Conceito básico do Controle Preditivo Baseado em Modelo – MPC

Fonte: Adaptado de Seborg, Edgard e Mellichamp (2010).

O objetivo dos cálculos do MPC é obter uma sequência de ações de controle tal que a resposta predita caminhe de maneira ótima para o valor de referência (vide a Figura 2.5). Para o instante de amostragem denotado por k , o MPC calcula valores de saída até o horizonte

de predição P e valores de ações de controle até o horizonte de controle M . Após o instante M as ações de controle ficam constantes até o final do horizonte de predição. Embora sejam calculadas ações de controle para o horizonte M , apenas será implementada a ação do primeiro passo após o instante k . (SEBORG, EDGARD e MELLICHAMP, 2004; MACIEJOWSKI, 2002; MAYNE et al., 2000).

Conforme Lopez-Guede et al. (2013), o conceito de Controle Preditivo trata-se de um conjunto de técnicas que compartilham certas características, e que o engenheiro tem liberdade para escolhê-las. Assim, há vários tipos de controladores preditivos. Essas características comuns são as seguintes:

- Deve existir um modelo da planta, que pode ser identificado a partir de uma resposta a um degrau ou pulso, por outra forma de identificação ou por um modelo matemático;
- Deve haver uma lei de controle para minimizar a função objetivo;

Assim, MPC refere-se a uma família de controladores que empregam modelos identificáveis de processos para prever seu comportamento futuro sobre um horizonte de predição, sendo que DMC (*Dynamic Matrix Control*) é um tipo concreto de MPC (LOPEZ-GUEDE et al., 2013; KOKATE, WAGHMARE, 2011).

De acordo com Qin e Badgwell (2003), Cutler e Ramaker, engenheiros da Shell Oil, apresentaram, por volta de 1970, detalhes de um tipo de algoritmo MPC multivariável irrestrito, ao qual deram o nome de “Controle por Matriz Dinâmica” DMC. As principais características do algoritmo eram:

- Modelo em resposta a degrau para a planta;
- Objetivo de desempenho quadrático para horizonte de previsão finito;
- Comportamento de saída futuro da planta especificado, tentando seguir o valor de referência tanto melhor quanto possível;
- Entrada ótimas calculadas como solução de um problema dos mínimos quadrados para minimizar o erro entre a saída predita e a saída medida;

De acordo com Nppert (2002), DMC é um dos métodos de controle preditivo mais populares. É especialmente poderoso para vários sistemas de controle com múltiplas entradas e múltiplas saídas. Por isso é muito utilizado em estudos com simulação.

Para Bagheri e Sedigh (2015), DMC é uma das primeiras implementações comerciais de MPC e é amplamente utilizado em muitos processos químicos, isto devido à estrutura simples do controlador e exigência mínima de informações de planta.

2.4.2. Algoritmo DMC

O algoritmo DMC utiliza-se de um modelo obtido a partir da resposta ao degrau unitário do processo. Bagheri e Sedigh (2015) afirmam que, em plantas estáveis em malha aberta, com dinâmica lenta e simples, os modelos de FSR (*Finite Step Response*) são suficientes para capturar o processo.

Neste tópico é apresentada a formulação do algoritmo DMC para um processo com entrada única e saída única, SISO (Single-Input, Single-Output), tal como pode ser visto em (MACIEJOWSKI,2002; IGLESIAS, SANJUÁN e SMITH, 2006; CAMACHO e BORDONS, 2007; FRANCA, 2012; KWONG 2012; REVERTER, IBARROLA e CANO-IZQUIERDO, 2014; BAGHERI e SEDIGH, 2015).

Assume-se que $y(t)$ é a saída do processo, $u(t)$ o sinal de controle e $\Delta u(t) = u(t) - u(t - 1)$ o esforço de controle. Assim, a resposta do sistema ao degrau pode ser escrita da seguinte forma:

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} a_i \Delta u(t - i) \quad (2.1)$$

Na expressão (3.1), os coeficientes a_i são obtidos da resposta ao degrau unitário e t é o instante da amostragem.

As predições a partir do instante t , e considerando $\hat{p}(t)$ perturbações, podem ser calculadas pela seguinte expressão:

$$\hat{y}(t + k|t) = \sum_{i=1}^{\infty} a_i \Delta u(t + k - i) + \hat{p}(t + k|t) \quad (2.2)$$

A notação $(t+k|t)$ indica que a função, à qual está relacionada, depende das condições no tempo t .

Separando os termos referentes às contribuições do passado e do futuro, a equação (2.2) fica da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \hat{y}(t + k|t) = & \sum_{i=1}^k a_i \Delta u(t + k - i) \\ & + \sum_{i=k+1}^{\infty} a_i \Delta u(t + k - i) + \hat{p}(t + k|t) \end{aligned} \quad (2.3)$$

A primeira parcela da expressão (2.3) representa as contribuições das ações passadas e a segunda representa as contribuições das ações futuras. O termo $\hat{p}(t + k|t)$ refere-se às perturbações, que são consideradas constantes para os instantes de tempos superiores a t .

$$\hat{p}(t+k|t) = \hat{p}(t|t) = y_m(t) - \hat{y}(t|t) \quad (2.4)$$

Em que y_m é a saída medida.

$$\hat{y}(t|t) = \sum_{i=1}^{\infty} a_i \Delta u(t-i) \quad (2.5)$$

Das equações (2.5) e (2.4), obtém-se:

$$\hat{p}(t+k|t) = y_m(t) - \sum_{i=1}^{\infty} a_i \Delta u(t-i) \quad (2.6)$$

Com base em (2.6), a expressão (2.3) pode ser reescrita da seguinte forma;

$$\begin{aligned} \hat{y}(t+k|t) &= \sum_{i=1}^k a_i \Delta u(t+k-i) \\ &+ \sum_{i=k+1}^{\infty} a_i \Delta u(t+k-i) + y_m(t) - \sum_{i=1}^{\infty} a_i \Delta u(t-i) \end{aligned} \quad (2.7)$$

Fazendo $f(t+k|t)$ como sendo a combinação dos termos 2, 3 e 4 da expressão (2.7), obtém-se:

$$f(t+k|t) = \sum_{i=k+1}^{\infty} a_i \Delta u(t+k-i) + y_m(t) - \sum_{i=1}^{\infty} a_i \Delta u(t-i) \quad (2.8)$$

Rearranjando a equação (8), obtém-se:

$$f(t+k|t) = y_m(t) - \sum_{i=1}^{\infty} (a_{i+k} - a_i) \Delta u(t-i) \quad (2.9)$$

$f(t+k|t)$ é parte do sistema que não depende das ações futuras de controle, por isso é chamada de resposta livre.

Substituindo a equação (2.8) na equação (2.7), obtém-se:

$$\hat{y}(t+k|t) = \sum_{i=1}^k a_i \Delta u(t+k-i) + f(t+k|t) \quad (2.10)$$

Sendo N o horizonte do modelo e considerando o processo estável, após N passos de amostragem, os coeficientes da resposta ao degrau tendem a um valor constante, assim:

$$(a_{i+k} - a_i) \rightarrow 0 \quad \text{para } \forall i > N \quad (2.11)$$

Dessa forma, a equação (2.9) pode ser simplificada para:

$$f(t+k|) = y_m(t) - \sum_{i=1}^N (a_{i+k} - a_i) \Delta u(t-i) \quad (2.12)$$

Colocando a equação (2.10) na forma matricial, obtém-se:

$$\hat{y} = \mathbf{A} \Delta \mathbf{u} + \mathbf{f} \quad (2.13)$$

Em que:

$$\hat{y} = \begin{bmatrix} \hat{y}(t+1|t) \\ \hat{y}(t+2|t) \\ \vdots \\ \hat{y}(t+P|t) \end{bmatrix} \quad (2.14)$$

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 & 0 \\ a_2 & a_1 & \ddots & \vdots \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_M & a_{M-1} & \ddots & a_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_P & a_{P-1} & \dots & a_{P-M+1} \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

$$\Delta \mathbf{u} = \begin{bmatrix} \Delta u(t) \\ \Delta u(t+1) \\ \vdots \\ \Delta u(t+M-1) \end{bmatrix} \quad (2.16)$$

$$\mathbf{f} = \begin{bmatrix} f(t+1) \\ f(t+2) \\ \vdots \\ f(t+P) \end{bmatrix} \quad (2.17)$$

Nas expressões de (2.13) a (2.17), \mathbf{A} é a matriz dinâmica de dimensão $(P \times M)$, P é o horizonte de predição e M o horizonte de movimentos de controle.

O objetivo do método DMC é calcular ações de controle que minimizam um critério que inclui erros entre previsões de saída com relação à trajetória desejada e esforços de controle.

A função objetivo quadrática para minimização das ações de controle é dada por:

$$J = \sum_{i=1}^N \lambda_y [\hat{y}(t+k|t) - y_d(t+j)]^2 + \sum_{k=1}^M \lambda_u [\Delta u(t+k-1)]^2 \quad (2.18)$$

Em que: y_d é a trajetória de referência desejada e λ_y é o fator de ponderação de saídas e λ_u é o fator de supressão de movimentos, que são importantes parâmetros de sintonia do DMC.

De acordo com Wong (2012), o fator de supressão de movimentos é usado na função objetivo para ponderar as variações nas entradas. O aumento de λ torna a resposta em malha fechada mais lenta e reduz o tamanho das variações nas ações de controle contribuindo para aumentar a robustez do sistema.

Os valores previstos de saídas, dados pela expressão (2.14), podem ser também escritos como segue:

$$\hat{y}^T = (\hat{y}(t+k|t) \hat{y}(t+k|t) \dots \hat{y}(t+k|t)) \quad (2.19)$$

O vetor de ações de controle, dado por (16), pode ser reescrito como segue:

$$\Delta u^T = (\Delta u(t) \Delta u(t+1) \dots \Delta u(t+L-1)) \quad (2.20)$$

O vetor de resposta livre do sistema, dado por (2.17), pode ser reescrito como segue:

$$f^T = (f(t+1) f(t+2) \dots f(t+R)) \quad (2.21)$$

A equação (2.18) pode ser reescrita usando as equações (19), (20) e (21) como:

$$J = \lambda_y (\hat{y}^T - y_d^T)^T (\hat{y}^T - y_d^T) + \lambda_u \Delta u^T \Delta u \quad (2.22)$$

Aplicando a condição de otimalidade na equação (22), obtém-se:

$$\frac{\partial J}{\partial \Delta u} = 2\lambda_y A^T A \Delta u + 2\lambda_y A^T (f^T - y_d^T) + 2\lambda_u \Delta u = 0 \quad (2.23)$$

O esforço de controle pode então ser isolado da expressão (2.23).

$$\Delta u = [\lambda_y A^T A - \lambda_u I]^{-1} A^T \lambda_y (f^T - y_d^T) \quad (2.24)$$

Em que I é a matriz identidade da mesma ordem de $A^T A$.

Devido à impossibilidade da previsão de perturbações futuras, apenas a primeira ação de controle é implementada, assim, no instante todo procedimento é recalculado. Essa estratégia é referenciada na literatura como *Receding Horizon*.

O termo $(f^T - y_d^T)$ da equação (2.24) refere-se à diferença entre a resposta livre do sistema e a trajetória desejada.

Os valores desejados para a variável controlada $y_d(k|t)$ podem ser especificados por um trajetória de referência (o próprio *setpoint*, ou uma aproximação suave para este) (KWONG, 2012).

Segundo Maciejowski (2002), é frequentemente aceito que a trajetória de referência $r(k|t)$ aproxima-se exponencialmente da trajetória de *setpoint* $s(t)$ com uma constante de tempo chamada de T_{ref} que define a velocidade de resposta. Vide Figura 2.6.

Considerando que no tempo corrente t o erro $\varepsilon(t)$ entre estas trajetórias é dado por:

$$\varepsilon(t) = s(t) - y(t) \quad (25)$$

Em que $y(t)$ é a saída real no instante t .

A trajetória de referência é escolhida tal modo que os erros para os passos posteriores a t possam ser expressos da seguinte forma:

$$\varepsilon(t+k) = e^{-kT_s/T_{ref}} = \alpha^k \varepsilon(t) \quad (26)$$

Em que T_s é o intervalo de amostragem e $\alpha = e^{-T_s/T_{ref}}$, sendo que $0 < \alpha < 1$.

Assim, a trajetória de referência fica definida como:

$$\begin{aligned} r(t+k|t) &= s(t+k) - \varepsilon(t+k) \\ &= s(t+k) - e^{-\frac{kT_s}{T_{ref}}} \varepsilon(t) \end{aligned} \quad (27)$$

Ou ainda,

$$r(t+k|t) = s(t+k) - \alpha \varepsilon(t) \quad (28)$$

De acordo com Kwong(2012), o parâmetro α determina quão rapidamente a trajetória atinge a trajetória de *setpoint*, observando que se $\alpha = 0$ a trajetória de referência se resume à trajetória de *setpoint*.

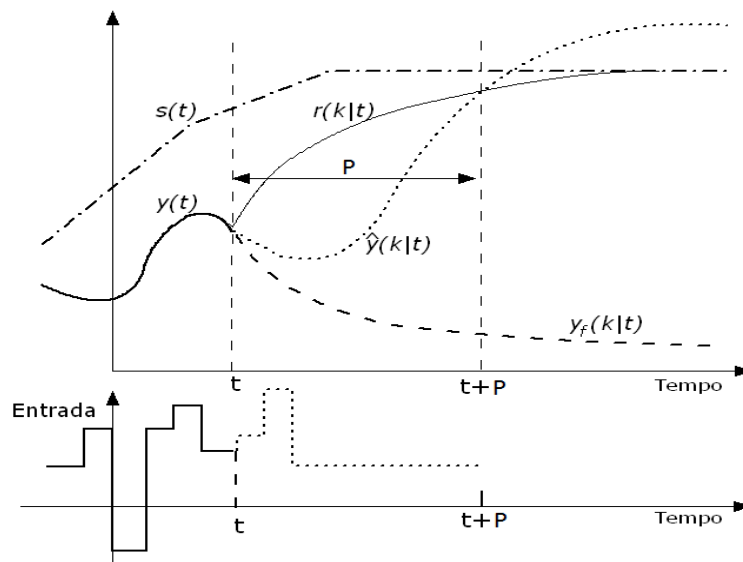


Figura 2.6 – Trajetórias do DMC

Fonte: Adaptado de Maciejowski (2002).

A Figura 2.6 apresenta as trajetórias utilizadas pelo modelo DMC. A saída real do sistema é dada pela curva $y(t)$. A linha tracejada $s(t)$ representa a trajetória de *setpoint*. A

curva $r(t + k|t)$ mostra a trajetória de referência. As linhas $\hat{y}(k|t)$ e $y_f(k|t)$ representam, respectivamente, a saída predita e a saída livre do sistema.

2.4.3. Considerações sobre o ajuste do controlador DMC

De acordo com Camacho e Bordons (2007), os coeficientes λ_y e λ_u , apresentados na equação (2.18), são sequências que consideram o comportamento futuro; geralmente são considerados valores constantes ou sequências exponenciais.

Para Kwong(2012), os pesos impostos às saídas controladas são chamados de fatores de igual importância, pois servem para igualar a importância das saídas quando as mesmas não estão normalizadas. Na maioria dos casos, considera-se que os erros preditos são ponderados igualmente, assim λ_y fica sendo igual a 1.

Iglesias, Sajuán e Smith (2006) afirmam que o fator λ_u é usado como um parâmetro para adaptar a agressividade do controlador.

Kwong (2012) referencia o termo $\lambda_u I$ como matriz de pesos dos incrementos nas variáveis manipuladas. O escalar λ_u é chamado de fator de supressão de movimentos e serve como fator de sintonia para o controle preditivo, ponderando as variações nas entradas. Aumentando λ_u , a resposta em malha fechada torna-se mais lenta, reduzindo o tamanho das variações nas entradas geradas e, com isso, contribuindo para o aumento na robustez do controlador.

Considerando λ_y igual a 1 e $\hat{E} = (f^T - y_d^T)$ a equação (2.24) fica da seguinte forma:

$$\Delta u = (A^T A - \lambda_u I)^{-1} A^T \hat{E} \quad (2.29)$$

Fazendo $K_c = (A^T A - \lambda_u I)^{-1} A^T$ a lei de controle dada pela equação (2.29) pode ser expressa como:

$$\Delta u = K_c \hat{E} \quad (2.30)$$

Assim, em sistemas lineares, K_c é uma matriz de constantes, de dimensão $P \times M$, e precisa ser calculada apenas uma vez para execução do algoritmo e obtenção das ações de controle.

Segundo Iglesias, Sanjuán e Smith (2006), existem na literatura poucas equações para o cálculo do parâmetro λ_u , que governa a agressividade do controlador DMC. Apresentam uma nova expressão para esse fim e outras equações elaboradas por outros autores. Afirmam,

entretanto, que a prática industrial mais comum é o uso do método de tentativa e erro, que é um procedimento demorado e que exige considerável esforço dos engenheiros, pois a cada teste com um valor para λ_u a matriz K_c deve ser novamente calculada.

De acordo com Bagheri e Sedigh (2015) o sucesso na implementação prática de DMC requer o ajuste apropriado dos parâmetros do controlador e afirmam que entre estes parâmetros o mais efetivo é o λ_u .

2.4.4. Integração da produção com controle avançado

Para Baldea e Harjunoski (2014), *Scheduling* e Controle do Processo possuem um objetivo comum que é identificar as condições operacionais ótimas. Assim, é razoável esperar que significativos benefícios econômicos possam ser obtidos da integração entre as funções dessas duas áreas.

A interação entre a função *Scheduling* e função Controle apresenta as conexões entre essas funções. Dado que *Scheduling* define os tempos de início e fim de produção de cada produto e sua sequência, o Controle define o tempo de transição entre os diferentes produtos e a manutenção estável de sua produção. Estes tempos estão relacionados aos processos dinâmicos e às leis de controle empregadas nas operações dos processos. Assim, pode ser que não seja possível cumprir os prazos programados para cada produto devido aos distúrbios não resolvidos pela função do Controle

Chu e You (2013) afirmam que, tradicionalmente, estas funções são executadas sequencialmente para determinar as condições operacionais da planta. Dessa forma, os dados das receitas dos produtos da planta são tratados como parâmetros fixos quando a programação da produção é otimizada. Entretanto, foi recentemente demonstrado que com uma abordagem de otimização colaborativa, ou seja, entre as áreas de *scheduling* e controle do processo, resolve-se o problema da programação dinamicamente para melhoria do desempenho global.

Segundo Flores-Tlacuahuac e Grossmann (2011), existe uma melhoria no sistema de produção quando os problemas de *scheduling* e controle são resolvidos simultaneamente, porém, para isso, um significativo esforço computacional é exigido.

Para Engell e Harjunoski (2012) existem várias razões para a integração da área de *scheduling* com a área de controle do processo, tais como:

- Programa de sequenciamento de lotes para evitar *setups* dispendiosos e reduzir os tempos de transição e perdas de materiais durante as transições;

- Reduzir a necessidade de manutenção e melhoria no ciclo de vida dos equipamentos;
- Utilizar informações mais precisas e oportunas na programação.

A integração das funções entre camadas pode ser entendida como a utilização de variáveis inerentes a uma camada na modelagem de funções da outra camada. Portanto, a partir da integração, obrigatoriamente as funções de uma camada passam a depender das informações da outra camada de forma indissociável. Assim, as soluções geradas pelas camadas melhoram a produção.

Engell e Harjunoski (2012) sugerem que a solução ideal para a integração entre *scheduling* e controle de processo deva ser monolítica, em que as características das duas funções sejam totalmente representadas.

Durante a revisão da literatura, observou-se que existe uma forte concordância entre os autores pesquisados de que há uma relação entre os problemas de *Scheduling* e controle automático para indústria de processos, e que a integração dessas duas camadas seguramente resultará em benefícios econômicos. Para sistematizar a atividade de revisão foram elaborados três quadros:

- Quadro 2.1 - contendo um resumo dos artigos relevantes para este trabalho, elaborada com base em algumas regras que serão descritas a seguir;
- Quadro 2.2 – contendo as revisões sobre EWO;
- Quadro 2.3 – principais referências que tratam diretamente com a integração das camadas de *scheduling* e controle do processo.

Para elaboração da Quadro 2.1 foram utilizadas as seguintes regras:

- **Coluna 1 - Ano / Publicação:** mostra o ano da publicação e a seguir o Journal ou revista responsável;
- **Coluna 2 - Autores / Origem / Tipo da pesquisa:** apresenta os autores, o local de origem da pesquisa e o tipo do trabalho;
- **Coluna 3 – Classificação:** nesta coluna foram colocados alguns atributos, que serão descritos a seguir, para permitir uma análise global do conjunto de artigos. As letras possuem os seguintes significados:
 - a) **Tipo do artigo, método utilizado** (Exemplo: simulação, estudo de caso, revisão, modelagem etc.);

- b) **Carência, lacuna, necessidade:** o que os autores entendem que está faltando ou pendente, ou que é necessário. (Exemplo: Melhoria do método, Recursos humanos, Pesquisa, Ferramentas etc.);
 - c) **Problemática:** o que os autores consideram obstáculos para o desenvolvimento do tema;
 - d) **Caracterização do problema global de integração:** metodologia conhecida ou adotada para caracterização do problema;
 - e) **Expectativa de benefícios:** o que os autores esperam com o desenvolvimento do tema proposto;
- **Coluna 4 – Conteúdo:** relaciona pontos considerados importantes que foram anotados durante a leitura do trabalho;
 - **Coluna 5 – Descoberta e oportunidades de pesquisa:** nesta coluna estão relacionados os pontos de destaque do trabalho que podem ser explorados em trabalhos futuros.

Para elaboração do Quadro 2.2 foram considerados o ano da publicação, os autores, o título do trabalho e uma síntese do conteúdo. Para o Quadro 2.3 foram o ano da publicação, os autores, o título do artigo, o método utilizado e as considerações dos autores.

A seguir são apresentados sequencialmente os Quadros 2.1, 2.2 e 2.3. Para clareza de leitura, as tabelas foram segmentadas em páginas individuais para evitar a divisão de uma linha da tabela em duas páginas.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo.

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
1996 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	BASSETT,M.H.; DAVE,P.; DOYLE III,F.J.; KUDVAG,K.; PEKNY,J.F.; REKLAITIS,G. V.; SUBRAHMAN YAM,S.; MILLER,D.L.; ZENTNER,M.G. Purdue University,	a) Modelagem matemática; b) Uso de tecnologia computacional; c) Complexidade do problema devido a diferentes escalas de tempo; d) Exemplos de aplicações; e) Acreditam que a integração entre <i>scheduling</i> e controle é um objetivo realizável;	<ul style="list-style-type: none"> • A indústria de processos químicos vem buscando cada vez mais o uso de tecnologia computacional para coletar, organizar, disseminar e explorar informações empresariais e coordenar estreitamente as decisões tomadas nos vários níveis da hierarquia operacional do processo para otimizar os objetivos corporativos; • Propõem que os modelos de programação matemática oferecem as ferramentas mais eficazes para a integração dos níveis táticos e estratégicos da hierarquia operacional; • Fazem uma revisão das estratégias existentes para a implementação de aplicações integradas baseadas em modelos; • Apresentam quatro classes de exemplos de integração 	<ul style="list-style-type: none"> • Os autores afirmam que os estudos de caso de integração apresentados ainda estão longe de constituir algo próximo de um quadro abrangente para a integração de operações, entretanto, juntamente com o crescente corpo de trabalhos apresentados na literatura fornecem razão para um grau modesto de otimismo de que a plena integração das operações é um objetivo realizável.
2002 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Shobrys, D.E.; White, D. C.	a) Análise de cenário; b) A incoerência de informação provoca consequências desastrosas; c) Comunicação entre camadas de decisão; d) Revisão de artigos; e) Quais são os bloqueios se a tecnologia parece viável?	<ul style="list-style-type: none"> • As decisões tomadas pelas funções de planejamento, programação e controle têm um grande impacto econômico nas operações da indústria de processo; • Existe um desacordo significativo sobre a organização e integração adequada dessas funções, até mesmo quais decisões são devidamente consideradas pelo processo de planejamento, programação e controle do processo; • Os avanços na captura e condicionamento de dados, técnicas analíticas sofisticadas e ambientes de computação de alto desempenho forneceram suporte aprimorado para todas as três funções. • Mesmo com comunicações de alta velocidade para transferência de informações e dados quase sem limites ainda é difícil manter a consistência entre as decisões na maioria das empresas e a falta de coerência provoca consequências econômicas reais. 	<ul style="list-style-type: none"> • Planejamento, <i>scheduling</i> e controle são processos de negócios fundamentais que devem existir em todos os ambientes de produção; • A natureza hierárquica do planejamento, <i>scheduling</i> e controle segue o fluxo natural de decisões em uma organização; • Nas indústrias de processo existem incentivos financeiros muito grandes para que estas atividades funcionem de forma coordenada e integrada; • Isso tem sido reconhecido por muitos anos, entretanto, muitas empresas não conseguiram a integração apesar de múltiplas iniciativas;

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2005 <i>AICHE Journal - American Institute of Chemical Engineers</i>	Grossman, I. E. <i>Dep. Chemical Engineering, Carnegie Mellon, United States.</i> Apresenta uma visão geral dos problemas com EWO e ilustra com 3 exemplos.	a) Visão Geral; b) Modelos e algoritmos; c) Escala, Incertezas, Restrições; d) – e) Otimização organizacional.	<i>Enterprise-wide optimization</i> (EWO) é uma área emergente situada na interface da Engenharia Química com Pesquisa Operacional; <ul style="list-style-type: none"> • O maior foco de EWO é otimizar as operações de suprimentos, produção e distribuição para minimizar custos e estoques. Isto normalmente requer o uso de modelos de processos não lineares; • Os principais itens operacionais incluem planejamento, programação da produção, otimização em tempo real e controle de estoques; • Para as atividades de planejamento, programação da produção e otimização do processo em tempo real a questão fundamental é a integração de modelos de tomada de decisões com diferentes escalas de tempo. 	<ul style="list-style-type: none"> • As principais barreiras são: falta de modelos computacionais de otimização e ferramentas para a aplicação destes modelos em larga escala para a completa integração organizacional.
2009 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Harjunkoski, I.; Nyström, R.; Horch, A. <i>ABB Corporate Research, Sweden.</i> O artigo discute alguns aspectos da integração da Programação com o Controle de processos e apresenta algumas questões ainda em aberto para futuras pesquisas.	a) Visão Geral; b) Envolvimento multidisciplinar; c) Escala de tempos; d) MIDO; e) Otimização global e minimização de custos.	<ul style="list-style-type: none"> • Atualmente as indústrias são forçadas a reduzir os seus custos operacionais e isso criou a necessidade de compartilhar informações entre os diversos sistemas de apoio a decisões; • Isto conduz incondicionalmente a sistemas de otimização mais complexos que tendem a unificar problemas de otimização anteriormente resolvidos de forma separada. O objetivo é criar transparência para evitar que as decisões otimizadas separadamente não se contraiem mutuamente; • O artigo apresenta discussões emergentes da integração da Programação da Produção com o Controle do processo; • Os autores afirmam que o montante de contribuições acadêmicas para no campo de integração entre Programação e Controle da produção aumentou significativamente nos últimos anos, mas ainda existem muitas oportunidades inexploradas; • Um ponto importante ressaltado pelos autores é que as abordagens matemáticas para formular e resolver os problemas de Programação da Produção e Controle diferem significativamente. Muitas das abordagens mais bem-sucedidas não são compatíveis entre si, ou seja, dificilmente é possível criar um modelo abrangente que capture de forma eficiente todos os aspectos simultaneamente. • O campo da integração de programação e controle é uma área de pesquisa muito desafiadora, é necessário combinar vários aspectos problemáticos, dimensões e disciplinas de pesquisa. Assim, uma pesquisa com colaboração ativa entre a indústria e a academia também representa um papel fundamental para o sucesso; 	<ul style="list-style-type: none"> • A integração da Programação da Produção com Controle do Processo envolve intensivamente a colaboração entre cientistas da área de computação e outras áreas que necessariamente não estão familiarizados com o controle real do processo. Essa colaboração é fator crítico de sucesso para o futuro da otimização da produção; • Para os autores, algumas questões que permanecem abertas são: <ul style="list-style-type: none"> ➢ É possível ajustar os parâmetros de Programação e Controle para se apoiarem mutuamente? ➢ Obviamente que a integração requer troca de informações, entretanto quais informações devem ser trocadas, e quando? ➢ O Controle Preditivo Baseado em Modelo (MPC) tornou-se um instrumento fundamental para integração da Programação da Produção com o Controle do Processo. Será que esta trilha deverá continuar o seu sucesso ou esse desenvolvimento já está quase no fim? ➢ Disponibilidade de dados: muitos desenvolvimentos industriais já foram feitos com o compartilhamento de dados entre diversos sistemas conectados. Um desafio é explorar novas oportunidades e possibilidades para uma integração mais eficiente.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2011 <i>I&EC Research - Industrial & Engineering Chemistry Research</i>	Flores-Tlacuahuac, A.; Grossman, I. E. <i>Dep. de Ingeniería y Ciencias Químicas. Universidad Iberoamericana Mexico.</i> Estudos de caso	a) Estudo de caso; b) Algoritmos; c) Complexidade computacional; d) MIDO; e) Buscam otimização da produção.	<ul style="list-style-type: none"> • O artigo apresenta a proposta para Programação da Produção e otimização do controle para os estados estacionário e dinâmico em reatores tubulares do tipo PFR (<i>Plug Flow Reactor</i>) multiprodutos operando em linhas paralelas; • Devido ao problema envolver variáveis inteiras e contínuas e ao comportamento dinâmico do sistema, a otimização resulta em um problema do tipo MIDO (<i>Mixed-integer Dynamic Optimization</i>); • Para solução, o problema MIDO foi transformado em MINLP (<i>Mixed-integer Nonlinear Program</i>); • O modelo proposto foi testado utilizando três reatores tubulares contínuos multiprodutos caracterizando o comportamento complexo não-linear. • O problema consiste na otimização do ciclo de produção: tempos de transição, taxas de produção, tempos de processamento, e quantidades produzidas de cada produto, levando à maximização do lucro econômico e sujeito a uma série de restrições que representam decisões de programação e de transição dinâmica. 	<ul style="list-style-type: none"> • A otimização dinâmica e estática de sistemas distribuídos é atualmente uma área de pesquisa desafiadora. Além disso, de acordo com os autores, a otimização de sistemas SSC (<i>Simultaneous Scheduling and Control</i>) com parâmetros distribuídos não tem sido relatada na literatura pesquisada. Observa-se que a passagem de parâmetros concentrados para distribuídos não é tarefa fácil, pois aumenta muito a quantidade de variáveis inteiras e contínuas; • A otimização de sistemas de parâmetros distribuídos DPS (<i>Distributed Parameter Systems</i>) adicionam complexidade para a solução de problemas que já é complexo por causa da MIDO natureza tridimensional infinita de tais sistemas; • A solução de problemas MIDO complexos e de grande escala parece ser viável apenas se os procedimentos de otimização especial de decomposição são usados.
2012 <i>I&EC Research - Industrial & Engineering Chemistry Research</i>	Zhuge, J.; Ierapetritou, M.G. <i>Department of Chemical and Biochemical Engineering. Rutgers University. United States.</i> Estudos de caso	a) Estudo de caso; b) Modelos mais complexos; c) Complexidade computacional; d) MIDO; e) Otimização da produção.	<ul style="list-style-type: none"> • Proposta de uma estratégia de malha fechada para implementar simultaneamente a Programação da Produção e Controle do Processo sujeito a distúrbios. Utiliza de dois estudos de caso e compara os resultados para a operação em malha aberta e malha fechada; • Os autores afirmam que soluções ótimas de Programação da Produção determinam a sequência de produção, os tempos, os recursos alocados, mas não consideram o comportamento dinâmico do processo. Quando ocorrem distúrbios no processo a reprogramação é necessária; • A integração da Programação da Produção com Controle do Processo resulta em melhor modelagem das operações do processo sendo que as transições são levadas em consideração e que são ignoradas nas abordagens tradicionais; • Devido a presença de distúrbios nos processos reais, para implementar a integração da Programação da Produção com o Controle de processos é necessária estratégia de malha fechada para eliminar os efeitos dos distúrbios. 	<ul style="list-style-type: none"> • O mecanismo de identificação do efeito conjunto dos distúrbios sobre as variáveis de estado provenientes de diversas fontes é de difícil compreensão; • Atualmente tem sido considerado processos para apenas uma unidade. Trabalhos futuros deverão considerar programação e controle complexos com o envolvimento de mais de uma unidade.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2012 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Engell, S.; Harjunkoski, I. <i>Process Dynamics and Operations Group. ABB Corporate Research. Germany.</i> Breve revisão sobre Programação da Produção e Controle Avançado.	a) Revisão; b) Algoritmos e modelos; c) Questão mais teórica que prática; d) MIDO; e) Melhores custos e flexibilidade.	<ul style="list-style-type: none"> Os autores afirmam que a Programação da Produção e o Controle Avançado do processo não são aplicações isoladas, mas que devem trabalhar perfeitamente em conjunto para apoiar o funcionamento de uma unidade de produção; Para os autores, a otimização em tempo real RTO (<i>Real Time Optimization</i>) tornou-se possível devido ao enorme avanço em otimização dinâmica não linear ocorrida nos últimos anos, e que está, progressivamente, sendo aplicada industrialmente; A abordagem de otimizar e controlar os problemas de programação e controle completamente isolados um do outro pode conduzir a soluções sub-ótimas, ou ainda pior, em dois sistemas que trabalham um contra a outro; Os autores observam que, para a aproximação das áreas de Programação da Produção e Controle Avançado, as partes interessadas tentam expandir suas capacidades para avançar sobre o território adjacente. Dessa forma, a comunidade de controle tenta alcançar a camada de programação com a abordagem MPC (<i>Model Predictive Control</i>). Por outro lado, existem poucas abordagens conhecidas em que a comunidade de Programação da Produção tenta alcançar a camada de Controle Avançado. Possivelmente, a razão é que APC (<i>Advanced Process Control</i>) requer representações mais detalhadas sobre a dinâmica contínua dos processos que são representados por modelos completamente diferentes de seus usuais. 	<ul style="list-style-type: none"> Para permitir que a verdadeira integração os modelos de otimização devem ser construídos de modo que os dois problemas a serem integrados não devam existir separadamente. Isso requer uma nova forma de pensar, sem colocar o foco principal em apenas uma parte do problema, enquanto a outra parte é vista apenas como um complicador"; O principal desafio para a abordagem totalmente integrada é a forma de resolver os problemas do tipo MIDO (<i>Mixed-integer Dynamic Optimization</i>) que são tipicamente não lineares; Em geral, embora existam potenciais benefícios descritos no artigo, a integração entre as camadas de Programação da Produção e Controle Avançado do Processo ainda é uma questão mais teórica do que prática; Ainda existem poucos casos de sucesso que tenham sido aplicados na indústria, e que são específicos e que não podem ser generalizados; Nos casos de sucesso houve uma forte contribuição da indústria o que indica que uma estreita colaboração industrial/acadêmica é vital; Os autores afirmam que ainda há um longo caminho a percorrer até que a integração entre Programação da Produção e Controle do Processo se torne realidade e que são muitos os desafios técnicos, de negócios e também psicológicos.
2012	Grossmann, I. E. <i>Center of Advanced Process Decision-making at Carnegie Mellon. Carnegie Mellon University</i>	a) Revisão b) EWO) tornou-se um grande objetivo nas indústrias de processo; c) Pressões de mercado; d) Revisão e análise; e) Redução de custos, estoques e impacto ambiental.	<ul style="list-style-type: none"> Apresenta uma visão geral de EWO em termos de programação matemática; Fornecer uma breve visão geral das técnicas de programação matemática (métodos de otimização linear e não-linear e programação inteira-mista), bem como métodos de decomposição, programação estocástica e sistemas de modelagem; Aborda algumas das principais questões envolvidas na modelagem e solução desses problemas. 	<ul style="list-style-type: none"> Enquanto a pirâmide de tomada de decisão em operações de processo contém os três elementos (Planejamento, <i>Scheduling</i> e Controle), a literatura revela que a maior parte da atenção foi dedicada à integração de planejamento e <i>scheduling</i>, ainda há relativamente pouco trabalho que tenha sido relatado sobre a integração dessas atividades com controle.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2013 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Capón-García, E.; Guillén-Gosálbez, G.; Espuña, A. <i>Department of Chemistry and Applied Biosciences. Switzerland.</i> Simulação com 3 exemplos.	a) Simulação; b) - c) Complexidade computacional; d) MIDO; e) Melhoria econômica.	<ul style="list-style-type: none"> • Por meio de três exemplos os autores mostram que a integração entre as funções de Programação da Produção e Controle do Processo podem levar a economias significativas; • O artigo ressalta que a necessidade de melhoria de modelos e ferramentas para integração das funções de Programação da Produção e Controle do Processo ganhou largo interesse no passado recente; • A abordagem proposta no artigo consiste em combinar o modelo do processo integralmente com a Programação da Produção para tomada de decisão simultânea; • A tarefa de Programação da Produção representando a dinâmica do processo é colocada em termos matemáticos como um problema de otimização dinâmica inteira mista (MIDO); • O artigo apresenta a elaboração do problema MIDO que combina a discretização das equações diferenciais do processo com o problema de Programação da Produção. 	<ul style="list-style-type: none"> • Outros trabalhos devem se concentrar em estudar soluções de várias dinâmicas na receita de produção e os efeitos de diferentes estruturas de custos; • Quando a Programação da Produção é elaborada são considerados tempos operacionais e tamanhos de lotes previamente estabelecidos. Entretanto, com a dinâmica do processo, os resultados variam com relação às previsões. Nestas condições de incompatibilidades, a planta opera de forma sub-ótima. Sendo assim existe uma forte motivação para o desenvolvimento de modelos e ferramentas para integrar plenamente a dinâmica do processo com a Programação da Produção.
2013 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Chu, Y.; You, F. <i>Dep.t of Chemical & Biological Engineering, Northwestern University. USA.</i>	a) Simulação; b) Melhoria do método; c) Complexidade computacional; d) MIDO; e) Melhoria da produção.	<ul style="list-style-type: none"> • Os autores afirmam que a integração da programação de produção e otimização dinâmica pode melhorar o desempenho global de CSTR's (Continuous Stirred Tank Reactor) multi-produtos, entretanto isso leva a problemas MIDO difíceis de ser resolvidos; • O artigo consiste em uma proposta de dois métodos para resolução de um problema MIDO em um CSTR multi-produto, utilizando a decomposição do problema de otimização em um conjunto de problemas menores que podem ser resolvidos facilmente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Os métodos propostos podem ser estendidos para múltiplos CSTR's; • A forte não linearidade exige um grande número de elementos finitos no método de colocação de uma aproximação precisa da solução de equações diferenciais.
2014 <i>AIChE Journal - American Institute of Chemical Engineers</i>	Zhuge, J.; Ierapétritou, M.G. <i>Department of Chemical and Biochemical Engineering, Rutgers University. United States.</i> Estudos de caso.	a) Estudo de caso; b) - c) Complexidade computacional; d) MINLP/MPC; e) Melhoria da lucratividade.	<ul style="list-style-type: none"> • Segundo os autores a integração da Programação da Produção com Controle do Processo resulta em um problema MINLP (<i>Mixed-Integer Nonlinear Programming</i>) que é computacionalmente oneroso, e para a integração em tempo real o problema precisa ser resolvido a cada intervalo de tempo; • Os autores propõem o uso de mp-MPC (<i>multi-parametric Model Predictive Control</i>) para solução do problema; • Desde que as camadas de Programação e de Controle têm diferentes dinâmicas, e diferentes escalas de tempo, a integração requer representações de alta fidelidade, tanto para o problema de programação quanto para as dinâmicas da planta; • O artigo apresenta dois estudos de casos que foram amplamente estudados na literatura de programação, e comparam os resultados da metodologia integrada proposta. 	<ul style="list-style-type: none"> • Os estudos de caso apresentados no artigo focaram apenas problemas SISO (<i>Single Input Single Output</i>). A transformação para solução de problemas MIMO (<i>Multiple Input Multiple Output</i>) aumenta muito o tamanho do problema.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2014 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Baldea, M.; Harjunkski, I. McKetta <i>Department of Chemical Engineering, University of Texas at Austin.</i> Simulação	a) Simulação/ Revisão b) Pesquisa / RH; c) Métodos e ferramentas; d) MIDO; e) Melhoria econômica.	<ul style="list-style-type: none"> Os autores afirmam que a Programação da Produção e o Controle de toda a planta tem o objetivo comum de identificação (economicamente) decisões operacionais ideais, e é razoável esperar que benefícios significativos podem ser obtidos de uma integração mais estreita, ou a fusão entre Programação da Produção e Controle do Processo; O artigo apresenta uma revisão da literatura sobre o emergente campo de integração entre Programação da Produção e Controle do Processo; Os autores identificaram, com base em sua revisão, futuras necessidades de desenvolvimento e armadilhas que devem ser evitadas. 	<ul style="list-style-type: none"> A estreita integração da Programação da Produção com o Controle do Processo requer a quebra de "silos organizacionais" e mudanças no comportamento humano. Assim, serão necessários operadores com níveis mais altos para lidar com ferramentas mais sofisticadas; A situação na academia é bem semelhante à da indústria: Programação da Produção e Controle de Processos são domínios de separados grupos de pesquisa. Esforços para interação entre as duas comunidades são bastante recentes; Os autores ressaltam a importância da FOCAPO (<i>Foudations of Computer-Aided Process Operations</i>), que consiste na principal conferência sobre Operações na Indústria de Processos Químicos e Engenharia de Sistemas de Processos desde 1987. A conferência oferece informações valiosas sobre todos os aspectos de otimização na empresa e sua integração com o planejamento, programação e controle.
2014 <i>American Control Conference (ACC)</i>	Chu, Y.; You, F. <i>Department of Chemical & Biological Engineering, Northwestern University, United States.</i> Estudo de Caso	a) Estudo de caso; b) Algoritmos e modelos; c) Complexidade computacional; d) MIDO/MINLP; e) Otimização global do processo.	<ul style="list-style-type: none"> Os autores abordam a integração da Programação da Produção com a dinâmica dos processos químicos em lote. O problema é formulado na forma de MIDO e resolvido por decomposição explorando a estrutura do problema integrado; O estudo de caso é feito em uma planta com 5 unidades de processamento incluindo: um tanque de mistura, dois reatores (um grande e um pequeno), uma unidade de separação e uma unidade de empacotamento; As tarefas nos reatores são descritas na forma de um conjunto de equações diferenciais que formam um problema MINLP de larga escala, que dificilmente pode ser resolvido com poucos recursos computacionais, por isso foi adotada a abordagem de decomposição; Devido à complexidade, a maioria das abordagens para otimização dinâmica integrada dos problemas de Programação da Produção e Controle estão restritos a processos contínuos, enquanto que relativamente poucos métodos foram desenvolvidos para processos em lote. 	<ul style="list-style-type: none"> Ao utilizar a abordagem de solução integrada foi gerado um complicado problema MINLP para ser resolvido, que inclui, 88.338 equações, 83.772 variáveis contínuas e 145 binárias. Neste estudo de caso foi o método que retornou apenas uma solução sub-ótima no limite de 24 horas. A solução sub-ótima foi posteriormente melhorada em 27,5% com execução em cerca de 6,5 minutos.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2014 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Lindholm,A.; Nytzén, N-P. <i>Department of Automatic Control. Lund University. Sweden. Perstorp AB. Sweden.</i> Simulação	a) Simulação; b) Melhoria do método; c) - d) OS(<i>Production Scheduling</i>)/ e) DPS(<i>Detailed Production Scheduling</i>) f) Melhoria econômica.	<ul style="list-style-type: none"> De acordo com o artigo, a indústria química nas últimas décadas tornou-se um mercado global com forte concorrência entre os fabricantes, o que motiva a necessidade de otimizar a eficiência operacional. Planejamento, programação e controle são funções-chave que têm grande impacto econômico sobre as operações da indústria de processo; O problema PS tornou-se MILP (<i>Mixed-Integer Linear Programming</i>) e o DPS em MIQP (<i>Mixed-Integer Quadratic Programming</i>). Para solução dos problemas foram considerados os seguintes horizontes: 1 mês para PS e 1 dia para DPS; No artigo são utilizados dados semelhantes a dados reais da PERSTORP. (Os dados reais não foram publicados por questão de segurança da empresa); Os problemas de PS e DPS foram simulados por um mês usando os modelos sugeridos; Os autores mostram que, neste caso, foi possível incorporar os problemas de Programação e Controle em um problema de otimização com a escala de tempo de horas. 	<ul style="list-style-type: none"> Segundo os autores, atualmente as práticas típicas de Planejamento e Programação da Produção na indústria de processo são com o uso de ferramentas planilhas de cálculo; Os autores sugerem como trabalho futuro estender os modelos PS e DPS com inclusão de mais especificações para tornar os resultados industrialmente mais relevantes.
2014 <i>Carnegie Mellon University</i>	Nie, Y. <i>Carnegie Mellon Institute of Technology.</i> Estudos de caso.	a) Estudo de caso; b) Atualização rápida; c) Complexidade computacional; d) RNT(<i>Resource Task Network</i>),MPC; e) Otimização do processo.	<ul style="list-style-type: none"> O estudo tem como foco no desenvolvimento de uma estratégia de otimização baseada em modelo para integração do processo de programação da produção com otimização dinâmica e aplicação da abordagem em processos de polimerização; O autor utilizou o método de tempos discretos para otimização simultânea da Programação da Produção e otimização do processo; O processo foi descrito por meio de RTN (<i>Resource Task Network</i>), juntamente como modelos dinâmicos detalhados; O autor utilizou dois estudos de caso com o desenvolvimento de modelos rigorosos para baseados nos balanços de massa e de energia, na cinética de reação e no equilíbrio líquido-vapor; Segundo o autor, o modelo RTN estendido foi versátil o suficiente para capturar muitas características detalhadas da operação da planta, tais como modelagem de lote misto / unidades contínuas, trocas de produtos e capacidade de processamento de reposição dos itens de consumo; O autor conclui que o modelo de espaço de estado oferece oportunidades para a realização de análise de estabilidade do método de Programação da Produção em malha fechada, análogas às de algoritmos MPC. 	<ul style="list-style-type: none"> Para a implementação de um sistema em tempo real que realiza a otimização integrada, até agora, o gargalo computação continua a ser um sério obstáculo; Embora tenha havido progressos com algoritmos de MPN não-lineares que permitam a execução da otimização dinâmica em tempo real são exigidas atualizações rápidas para controlar as políticas usando sensibilidade NLP (<i>Non Linear Programming</i>). No entanto, os métodos para atualizações rápidas para programas de produção não estão disponíveis no momento;

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2014 <i>IEEE International Conference on Automation Science and Engineering (CASE)</i>	Yugma, C.; Blue, J.; Dauzère-Pérez, S.; Vialletelle, P. <i>Department of Manufacturing Sciences and Logistics.</i> Revisão	a) Revisão; b) Integração; c) - d) - e) Otimização do processo.	<ul style="list-style-type: none"> Segundo os autores, a Programação da Produção e a otimização na fabricação de semicondutores é sempre uma tarefa crucial em indicadores de desempenho de produção, tais como a utilização da máquina, tempo de ciclo e prazos de entrega O artigo apresenta uma revisão geral com perspectiva de melhorias esperadas com a integração das decisões de <i>scheduling</i> e Controle; Os autores acreditam que os domínios de Programação da Produção e Controle Avançado do Processo, embora estudados separadamente, são interdependentes, uma vez que ambos tem como objetivo melhorar a produtividade; O artigo discute benefícios alcançáveis através da integração de decisões de programação e informação do APC (<i>Advanced Process Control</i>); De acordo com os autores, do ponto de vista de Programação da Produção, o APC pode ser considerado como uma limitação que pode retardar, ou mesmo colocar em risco o plano de produção para o propósito de manter o nível de qualidade aceitável; Com base na pesquisa, os autores demonstram alguns problemas e benefícios oriundos da integração entre a Programação da Produção e o APC. 	<ul style="list-style-type: none"> Os autores observaram que nas últimas décadas, técnicas de programação aplicadas a indústrias de semicondutores são comumente abordadas na literatura e até mesmo colocadas em prática. Enquanto isso, avanços significativos são alcançados na melhoria das funcionalidades em Controle Avançado de Processo (APC). Entretanto, os autores verificaram que a ideia de integrar informações APC / restrições em otimização de programação não é bem explorada. Essa integração, sem dúvida, poderia trazer melhorias substanciais que seriam (ou serão) indispensáveis no ambiente extremamente competitivo;
2015 <i>Computers and Chemical Engineering</i>	Du,J.; Park, J.; Harjunkoski, I.; Baldea, M. McKetta <i>Department of Chemical Engineering, University of Texas at Austin, United States.</i> Estudos de caso.	a) Estudo de caso; b) Algoritmos e modelos; c) Complexidade computacional; d) MIDO; e) Otimização organizacional.	<ul style="list-style-type: none"> Segundo os autores, a pressão concorrencial das forças de mercado cada vez mais globais tem aumentado a ênfase na melhoria da integração e coordenação das tomadas de decisões em todas as camadas da cadeia de fornecimento de produtos químicos; Os autores propõem uma nova abordagem para integrar a Programação da Produção e Controle de Processos contínuos. Introduzem o modelo SBM (<i>Scale-bridging Model</i>) como uma representação explícita de entrada e saída de em loop fechado do processo; Avanços em algoritmos de otimização numérica e a acessibilidade de poder de computação levaram a desenvolvimentos significativos na tomada de decisões em toda a empresa, o que leva a benefícios econômicos consideráveis para as operações de processo químico; No artigo, ressalta-se que a <i>scheduling</i> e o controle do processo são duas funções essenciais na hierarquia da cadeia de suprimentos indústria de processos, e que lidam com o objetivo comum de maximizar o lucro das operações; O estudo aplica a abordagem proposta em dois estudos de caso. 	<ul style="list-style-type: none"> Os autores acreditam que, em um contexto mais amplo, o modelo SBM é uma proposta promissora para mais pesquisa na integração da Programação da Produção com o controle de Processos contínuos, incluindo o desenvolvimento de novas abordagens para reprogramação; Mesmo sabendo que a integração da Programação da Produção com o Controle do Processo possa fornecer resultados economicamente atrativos o desenvolvimento de uma abordagem robusta e computacionalmente viável continua a ser um problema em aberto.

Quadro 2.1 – Resumo da revisão da literatura sobre integração da Programação da Produção com Controle Avançado do Processo. (Continuação)

Ano / Publicação	Autores /Origem /Tipo da pesquisa	Classificação	Conteúdo	Descobertas e oportunidades de Pesquisa
2016	Dias, L.S. ; Ierapetritou, M. G.	a) Revisão; b) Tratamento de incertezas; c) Identificação dos avanços na pesquisa na integração de <i>scheduling</i> com controle do processo;	<ul style="list-style-type: none"> • Para alcançar condições operacionais ótimas, a integração da tomada de decisão entre as diferentes camadas de uma empresa é essencial, principalmente considerando as condições de incertezas do mercado; • Revisam alguns dos esforços realizados pelas comunidades de engenharia de processos e controle de processos visando otimizar o desempenho na indústria de processos, especificamente nas áreas <i>scheduling</i> e controle e sua integração sob incertezas de processo; • São analisadas as incertezas na programação e controle do processo e descrevem-se as diferentes abordagens matemáticas para descrever e otimizar os problemas sob incerteza. 	<ul style="list-style-type: none"> • A modelagem, otimização e aplicação deste conceito, ao mesmo tempo em que abordam questões técnicas, comerciais e práticas, é um desafio. Uma relação mais estreita entre a engenharia de sistemas de processos e as comunidades de controle de processos, bem como os representantes industriais é fundamental para construir estruturas de ponta que possam abordar questões reais usando as técnicas e metodologias mais avançadas existentes em cada uma dessas comunidades.
2017	Beal, L. D. R; Clark, J. D.; Anderson, M. K.; Warnick, S.; Hedengren J. D. Brigham Young University, Provo USA	a) Casos de teste; b) Unificação de camadas de decisão; c) Abordagem com nova formulação; d) Restrições com custos dependentes do tempo; e) Motivação para pesquisa com formulações em tempo discreto.	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Scheduling</i> e controle integrados é uma nova abordagem que busca unificar os objetivos das várias camadas de otimização na manufatura; • Esforços recentes neste campo têm usado uma formulação em tempo contínuo; • O trabalho investiga a combinação de <i>scheduling</i> e controle usando uma nova formulação de tempo discreto; • O trabalho demonstra o valor de parâmetros baseados no tempo aplicando restrições de resfriamento e custos de energia de uma amostra de ciclo diurno; • Um método é apresentado para facilitar a carga computacional desta abordagem. • A formulação é aplicada com um sistema genérico de CSTR em simulações em malha aberta num horizonte de 48 horas. 	<ul style="list-style-type: none"> • Este trabalho motiva a investigação em formulações de tempo discreto e parâmetros dependentes do tempo na consideração de transições e fabricação de produtos; • Sugerem que, à medida que esse método amadurece, outros objetivos, como a entrega no prazo, devam ser incorporados no objetivo.

Fonte: autoria própria.

Quadro 2.2 – Artigos sobre otimização por toda empresa EWO *Enterprise-wide Optimization*

Ano	Autores / Origem	Título do Artigo Publicação	Síntese do trabalho
2005	Grossmann, I.G. Dept. of Chemical Engineering, Carnegie Mellon University	Enterprise-wide Optimization: A New Frontier in Process Systems Engineering Wiley InterScience (www.interscience.wiley.com)	A otimização em toda a empresa (EWO) é área emergente que está na interface da engenharia química e da pesquisa operacional e tornou-se um grande objetivo nas indústrias de processo devido às pressões crescentes por competitividade. Um ponto crucial na EWO é a operação ideal das instalações de fabricação, que muitas vezes requer o uso de modelos de processo não-lineares, sendo que, os principais itens operacionais incluem planejamento, <i>scheduling</i> , otimização em tempo real e controle de estoques. Uma das principais características da EWO é a integração de informações entre as camadas de tomada de decisão das várias funções que compõem a organização como um todo. Para isso, é importante a colaboração entre pesquisadores de operações e engenheiros de processos para o desenvolvimento de novos modelos computacionais e algoritmos que devam ser integrados com coordenação, técnicas e ferramentas avançadas de computação. Este esforço deve ajudar a expandir o escopo e a natureza dos modelos EWO cujo objetivo final é aumentar significativamente os lucros e reduzir os custos, fortalecendo assim o desempenho econômico e a competitividade das indústrias de processo.
2009	Manenti, F.; Manca, D. CMIC Department “Giulio Natta”, Politecnico di Milano	Transients modeling for enterprise-wide optimization: Generalized framework and industrial case study Chemical Engineering Research and Design	A EWO envolvendo a otimização de objetivos, <i>scheduling</i> , planejamento e negócios estratégicos, está se movendo progressivamente de um estado estacionário para uma abordagem dinâmica em tempo real. A ideia geral, que ganhou terreno nos últimos anos, é combinar a abordagem clássica de programação de inteira mista para planejamento com a metodologia de horizonte móvel típica do modelo de controle preditivo (MPC), resolvendo, sequencialmente, um problema caracterizado por um horizonte móvel. O principal objetivo é conseguir uma otimização preditiva em toda a empresa, como a reprogramação dinâmica ou o replanejamento da produção. Sugerem como trabalhos futuros o aprofundamento da metodologia em três direções distintas: (i) a definição de transientes mais complexos para obter procedimentos realistas para a partida e encerramento de várias unidades de processo; (ii) a extensão de transientes de processo para algumas unidades críticas de processo e a análise de suas interações durante transientes simultâneos; (iii) a análise detalhada do planejamento da cadeia de suprimentos, através da introdução de flutuações estocásticas no pedidos dos clientes e nas previsões de demanda.
2009	Wassick, J. D. Dow Chemical Company	Enterprise-wide optimization in an integrated chemical complex Computers and Chemical Engineering	Um complexo de produção química integrado proporciona um ambiente rico para a aplicação de técnicas de otimização em toda a empresa (EWO). Uma organização de escala mundial pode ser composta de dezenas de plantas de produção de centenas de produtos. O artigo discute a natureza de uma organização integrada de produção química para identificar as oportunidades aplicação de EWO. Mostra que a organização é composta de núcleos de subsistemas que envolvem a produção de um produto químico básico e seus derivados a jusante ou compreendem uma rede de unidades que fornecem uma utilidade importante. Vários desafios operacionais de planejamento nesses núcleos são mostrados como excelentes oportunidades de otimização.
2012	Grossmann, I.G. Dept. of Chemical Engineering, Carnegie Mellon University	Advances in mathematical programming models for enterprise-wide Optimization Computers and Chemical Engineering	O artigo apresenta uma visão geral da EWO em termos de uma estrutura de programação matemática. Fornece uma breve visão geral das técnicas de programação matemática (métodos de otimização linear e não-linear de inteira mista), bem como métodos de decomposição, programação estocástica e sistemas de modelagem. Em seguida, aborda algumas das principais questões envolvidas na modelagem e solução desses problemas e finalmente, com base no programa EWO do grupo <i>Center of Advanced Process Decision-making</i> de Carnegie Mellon, descreve várias aplicações para mostrar o potencial desta área.

Quadro 2.2 – Artigos sobre otimização por toda empresa EWO *Enterprise-wide Optimization* (Continuação)

Ano	Autores / Origem	Título do Artigo Publicação	Síntese do trabalho
2012	Laínez, J. M.; Schaefer, E. ; Reklaitis, G.V. School of Chemical Engineering, Purdue University	Challenges and opportunities in enterprise-wide optimization in the pharmaceutical industry Computers and Chemical Engineering	As aplicações de suporte à decisão em toda a empresa receberam atenção crescente na indústria de processos químicos na última década. Neste artigo são revisadas as aplicações que têm relevância real ou potencial para a indústria farmacêutica. O status da pesquisa publicada nesses domínios é revisada, algumas lacunas na literatura são identificadas e as oportunidades para o esforço de pesquisa adicional pela comunidade de engenharia de sistemas de processo sugerida. Foram identificadas oportunidades para novas pesquisas em metodologias de apoio à decisão em toda a empresa relevantes para a indústria farmacêutica que podem ser agrupadas em dois conjuntos: (1) novas abordagens ou aprimoramentos para aplicativos de suporte à decisão e (2) integração de sistemas de informática.
2015	Calfa, B. A. Carnegie Mellon University	Data Analytics Methods for Enterprise- wide Optimization under Uncertainty	O trabalho consiste em uma tese de doutorado que propõe principalmente métodos baseados em dados para lidar com a incerteza nos problemas relacionados à Otimização para toda a empresa (EWO). Os métodos dirigidos por dados são caracterizados pelo uso direto de dados (históricos e / ou previstos) na construção de modelos para os parâmetros incertos que surgem naturalmente de aplicações do mundo real. Esses modelos de incerteza são então incorporados ao modelo de otimização que descreve as operações de uma empresa.
2015	Shah, N. K. Graduate School-New Brunswick Rutgers	Decomposition Approaches for Enterprise-wide Optimization in Process Industry	A otimização por toda a empresa tem ganhado muito interesse nos últimos anos, já que a escala de complexidade da moderna indústria de processos, e as pressões econômicas para se manterem competitivas, aumentaram. EWO envolve a otimização das atividades de fornecimento, fabricação e distribuição para reduzir custos e estoques através de uma tomada de decisão integrada e coordenada entre várias funções na indústria. Um dos principais desafios para alcançar EWO são as ferramentas matemáticas para planejamento e programação para instalações de fabricação. O objetivo principal deste trabalho é desenvolver metodologias matemáticas para auxiliar no alcance das metas de EWO para a indústria de processos químicos.

Fonte: autoria própria

Quadro 2.3 – Considerações sobre trabalhos realizados com integração entre *scheduling* e controle do processo

Ano	Autores	Trabalho	Método Utilizado	Considerações
2007	Terrazas-Moreno, S.; Flores-Tlacuahuac, A.; Grossmann, I.E.	A Lagrangian decomposition heuristic for simultaneous scheduling and optimal control of multi-grade polymerization reactors	Decomposição Lagrangeana dos problemas e posterior ligação por multiplicadores iterativos	Os autores afirmam que a estreita relação entre os problemas de programação da produção e controle automático do processo é atualmente reconhecida.
2012	Chu, Y.; You, F.	Online Integration of Scheduling and Control for Cyclic Production in CSTR	Decomposição do problema MIDO. Otimizações das transições resolvidas separadamente	A integração entre as camadas de programação e controle da produção podem resultar num melhor desempenho global
2012	Zhuge, J.; Ierapetritou, M. G.	Simultaneous scheduling and control with closed loop implementation on parallel units	Resolução simultânea com malha fechada em CSTRs paralelos. Modelo em variáveis de estado sujeitas a perturbações.	Confirmam a importância da integração das áreas de Programação da Produção em ambientes altamente competitivos e demonstram por meio de sua pesquisa alguns benefícios e problemas que surgem com a integração dessas áreas.
2013	Capón-García, E.; Guillén-Gosálbez, G.; Espuña, A.	Integrating process dynamics within batch process scheduling via mixed-integer dynamic optimization	Utilização de técnicas de variação dinâmica para integração de <i>scheduling</i> com controle em produção em batelada. Incluiu variáveis de controle para definição de tamanhos e durações de bateladas.	A otimização da dinâmica do processo, que é variável no tempo, conjuntamente com a Programação da Produção é realizada usando rigorosamente a técnica MIDO (<i>Mixed-Integer Dynamic Optimization</i>). Mostra com uso de vários exemplos que a integração de dessas camadas de decisões leva a economias significativas.
2014	Baldea, M.; Harjankoski, I.	Integrated production scheduling and process control: A systematic review	Revisão sobre integração de scheduling com controle do processo. Apresentação de um exemplo em um CSTR com tempos de transição obtidos <i>off-line</i> e controladores PI (<i>proportional-Integral</i>) em cascata.	As decisões de gestão da produção são feitas em uma escala de tempo na qual o processo dinâmico e o controle tornam-se altamente relevantes. Entretanto, a melhoria do desempenho econômico, atendendo aos requisitos de segurança e exigências ambientais, requer a troca de informações e integração de decisões entre as camadas hierárquicas de Planejamento, Programação e Controle da Produção.
2014	Nie, Y.	Integration of Scheduling and Dynamic Optimization: Computational Strategies and Industrial Applications	Utilizou abordagem de decomposição para solução dos problemas de <i>scheduling</i> e controle em processo de semi-batelada.	As abordagens de tomada de decisões integradas buscam explorar a sinergia entre a programação de produção e o controle da unidade de produção para melhorar o desempenho global do processo
2015	Du, J.; Park, J.; Harjankoski, I.; Baldea, M.	A time scale-bridging approach for integrating production scheduling and process control	Utiliza o método SBM (<i>Scale-bridging Model</i>) para integrar o controle com <i>scheduling</i> .	Usando dois estudos de caso propõem uma abordagem para integração da Programação da Produção com o Controle do Processo e mostra sua viabilidade.

Quadro 2.3 – Considerações sobre o trabalho o trabalho realizado com a integração entre *scheduling* e controle do processo (continuação)

Ano	Autores	Trabalho	Método Utilizado	Considerações
2015	Baldea, M.; Du, J.; Park, J.	Integrated Production Scheduling and Model Predictive Control of Continuous Processes	Utiliza o método SBM (<i>Scale-bridging Model</i>) para integrar o controle com <i>scheduling</i> .	Os autores afirmam que foram motivados pela necessidade de superar a alta dimensionalidade e rigidez dos modelos de processo utilizados na maioria das abordagens existentes para integrar programação e controle e pela necessidade de proporcionar estabilidade em malha fechada na operação do processo.
2015	Gutiérrez-Limón, M.A.; Flores-Tlacuahuac, A.; Grossmann, I. E.	A Reactive Optimization Strategy for the Simultaneous Planning, Scheduling and Control of Short-Period Continuous Reactors	Apresentam uma abordagem reativa para suportar variações na demanda. Propõem uma heurística para lidar com eventos inesperados. A estratégia dispara a reprogramação dos produtos a serem fabricados após a perturbação	Há pelo menos duas maneiras de lidar com este tipo de problemas: primeira - refere-se à utilização de modelos dinâmicos simplificados ou de ordem reduzida; segunda - envolver a implantação de técnicas de decomposição para abordar a solução ideal de grandes problemas MIDO
2015	Zhuge, J.	Integration of Process and Control	Apresenta duas abordagens. Uma em malha fechada e outra utilizando MP-MPC (<i>Multi-Parametric Model Predictive Control</i>)	O MPC obtém os resultados mais rapidamente que o mp-MPC, mesmo trabalhando na mesma velocidade computacional. Para o conhecimento dos autores, esta é a primeira tentativa de explorar uma aplicação MPC rápido com <i>scheduling</i> e controle simultaneamente. Esforços futuros serão para aplicação MPC rápido em sistemas de grande escala.
2016	Dias, S. L.; Ierapetritou, M.G.	Integration of scheduling and control under uncertainties: Review and challenges	Revisão de alguns dos esforços realizados pelas comunidades visando otimizar o desempenho em uma indústria de processos, especificamente nas áreas de controle, <i>scheduling</i> e sua integração sob incertezas de processo	Embora muitos esforços tenham sido feitos pela comunidade de pesquisa, a aplicabilidade das estruturas propostas ainda é limitada. A maioria das formulações de programação e integradas são complexas e não têm sido aplicadas a grandes problemas devido a dificuldades na resolução destas formulações em tempos aceitáveis. O desenvolvimento de algoritmos rápidos de solução numérica é, portanto, essencial para melhorar o desempenho em tempo real.
2017	Beal, L.D.R.; Clark, J.D.; Anderson, M.K.; Warnick, S.; Hedengren, J.D.	Combined Scheduling and Control with Diurnal Constraints and Costs Using a Discrete Time Formulation	Este trabalho investiga a combinação de <i>scheduling</i> e controle usando uma nova formulação de tempo discreto. A formulação foi aplicada em um CSTR genérico operando em malha aberta com horizonte de 48 horas.	Esforços recentes para integração entre <i>scheduling</i> e controle têm usado uma formulação de tempo contínuo, baseada em faixas horárias. À medida que esse método amadurecer, outros objetivos, como a entrega no prazo, devem ser incorporados no objetivo.

Fonte: autoria própria

Durante o processo de revisão da literatura, identificou-se que o propósito de integração entre as camadas de decisão sobre *scheduling* e controle do processo, em muitos casos, vai além de seu objetivo imediato, que é integração dessas camadas de decisões. Isto ocorreu no momento que foram encontradas referências sobre EWO, que realçavam a importância dessa integração no contexto de toda a organização. Por isso, enquanto foi montado o Quadro 2.1, com características dos trabalhos de pesquisa de maior interesse para este estudo, elaborou-se o Quadro 2.2 porque se considerou interessante destacar esses trabalhos por apresentarem, não só a necessidade de integrar *scheduling* com o controle do processo, mas também reforçarem que estas são camadas principais a serem integradas. No Quadro 2.3 foram destacadas algumas das principais referências sobre integração entre *scheduling* e controle do processo.

Embora ainda não exista uma metodologia genérica para solução conjunta dos problemas com a Programação da Produção e o Controle Automático do Processo, muitos passos foram dados na direção certa, isto pode ser visto em várias histórias de sucesso relatadas. Exemplos desse tipo podem ser vistos em PRATA et al., 2008; CAPÓN-GARCÍA, GUILLÉN-GONSÁLBEZ e ESPUÑA, 2013; NIE, 2014; LINDHOLM e NYTZÉN; 2014; YUGMA et al., 2014; DU et al., 2015.

Um exemplo didático de operação de um CSTR apresentado por Baldea e Harjunoski (2014), sugere que a escolha de projetos de controladores alternativos tem como resultado sequenciamentos de produção que originam desempenhos operacionais distintos, o que demonstra que a função de Controle Avançado e a função de Programação da Produção devam ser integradas para melhorar o uso de recursos e insumos utilizados na indústria de processo.

Baldea e Harjunoski (2014) identificaram necessidades e armadilhas com a integração da Programação da Produção e o Controle do Processo, ambas relacionadas a fatores técnicos e com recursos humanos, entretanto afirmam que benefícios econômicos consideráveis podem ser alcançados.

Analisando o Quadro 2.1 foram observados os seguintes pontos:

- Quanto ao tipo do trabalho não foi encontrada nenhuma aplicação industrial em ambiente real. Em um artigo, Lindholm e Nytzém (2014) afirmam que aplicaram o método na empresa PERSTORP, entretanto não apresentaram os dados dos resultados obtidos devido à confidencialidade;

- Observou-se que muitos trabalhos ressaltam a complexidade computacional. Os demais afirmam, de forma geral, as seguintes dificuldades: diferentes escalas de tempo, conceitos multidisciplinares, falta de método, algoritmos e ferramentas;
- Com relação às expectativas de benefícios, pode se afirmar que todos buscam economia/lucratividade e melhorias no processo como um todo, uma vez que está relacionada com a integração entre *scheduling* e controle do processo;
- Quanto às oportunidades de pesquisa, o que se observa é: desenvolvimento de modelos matemáticos, algoritmos computacionais, métodos, ferramentas e geração de competências.

Observou-se, também, pela análise dos principais pontos dos trabalhos, que em dois deles foi utilizado o método MPC combinado com outros métodos, mas nenhum utilizou o método MPC para solução monolítica do problema integrado.

Por outro lado, o uso de MPC é uma abordagem madura, que vem sendo utilizada industrialmente, e muito estudada academicamente, que serve para o controle de processos em ambientes com restrições e não linearidades. Como exemplo, temos o trabalho de Silva e Kwong (1999) que consiste no desenvolvimento de um algoritmo para MPC para processos químicos não lineares. De acordo com Bagheri e Sedigh (2015), um dos métodos MPC mais utilizados industrialmente é o DMC (*Dynamic Matrix Control*), por isso será utilizado neste estudo e apresentado com detalhes no capítulo Modelo de Simulação.

3. MODELO DE SIMULAÇÃO DE UM SISTEMA INTEGRADO REATIVO A PERTURBAÇÕES EM TEMPO REAL DA PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO E CONTROLE AVANÇADO PARA UM CSTR

Neste capítulo, são apresentados os blocos que serão utilizados na composição do modelo proposto para simulação da integração, reativa a perturbações em tempo real, entre *scheduling* e o controle de um processo de produção em um CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) não isotérmico.

Segundo Saad, Albagul e Obiad (2013), CSTRs são largamente utilizados na indústria química, na indústria farmacêutica, na indústria de alimentos e outras mais. Também é muito utilizado em centros universitários para ensino engenharia e sistemas de controle.

Seborg et al. (2011) afirmam que os CSTRs têm aplicação generalizada na indústria e incorporam muitas características de outros tipos de reatores. Os modelos CSTR tendem a ser mais simples do que os modelos para outros tipos de reatores contínuos, tais como reatores tubulares e reatores compactados. Por isso, um modelo CSTR fornece uma maneira conveniente de ilustrar os princípios de modelagem para reatores químicos.

3.1. Modelo do CSTR

Os três modelos ideais de reatores químicos são: reator em lote, BR (*Batch Reactor*), com regime de operação em batelada, reator tubular, PFR (*Plug Flow Reactor*) e reator de mistura, CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*), estes dois últimos com regime de operação em regime contínuo de escoamento. Cada um desses tem suas próprias características, suas vantagens e desvantagens. Um BR é um vaso no qual os reagentes são introduzidos e as reações ocorrem por um determinado tempo. Um PFR é um longo tubo onde os reagentes entram em uma ponta e os produtos saem pela outra. Estes reatores são usados para fases líquidas e gasosas. O CSTR é geralmente utilizado para reações em fase líquida ou multifásicas que têm relativamente elevadas taxas de reação. Os reagentes são continuamente alimentados para dentro do vaso e os produtos continuamente retirados. Aquecimento ou remoção de calor pode ser feito por diferentes mecanismos. Os dois mais comuns são: utilização de um camisa que envolve o vaso ou uma serpentina (LUYBEN, 2007). A Figura 3.1 ilustra o modelo de CSTR utilizado neste trabalho.

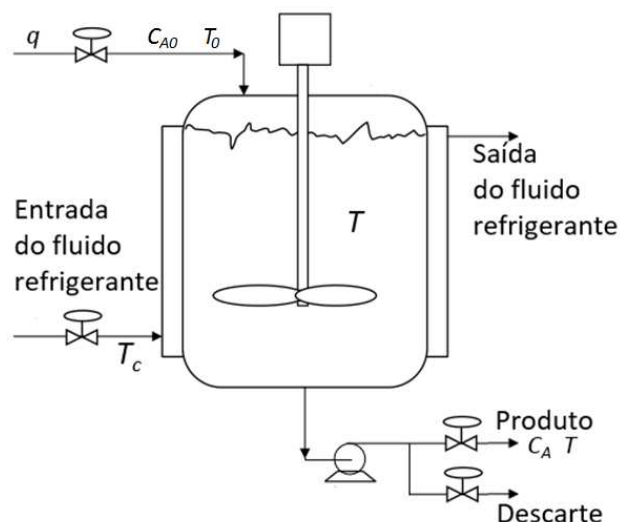


Figura 3.1 – Esquema do CSTR

Fonte: autoria própria.

De acordo com Yadav e Trivedi (2014), o CSTR é um tipo de reator ideal comum em engenharia química e de controle. É um sistema não-linear e não isotérmico complexo e, por isso, o problema de identificação de parâmetros e controle é sempre uma tarefa desafiadora para o engenheiro de sistemas de controle. A temperatura de reação é o parâmetro de processo mais importante em sua operação, e o controle da qualidade da temperatura de reação está intimamente relacionado com a eficiência de produção. Quando a reação é exotérmica, o calor gerado é removido por um fluido refrigerante que flui na camisa que envolve o reator.

Neste estudo, um CSTR não isotérmico será utilizado para a fabricação de três produtos, P1, P2 e P3. A escolha de apenas três produtos foi feita por considerar suficiente para a demonstração do modelo proposto, mas o modelo comporta uma quantidade maior de produtos. Situação semelhante pode ser vista em Baldea e Harjunkoski (2014). Os três produtos são obtidos do mesmo reagente “A”, que é alimentado no CSTR com vazão constante. O fato de serem obtidos de uma mesma matéria-prima também já foi explorado por outros pesquisadores, tais como, Flores-Tlacuahuac e Grossmann (2005), Baldea e Harjunkoski (2014), entre outros. Os produtos são caracterizados por suas concentrações que são obtidas mantendo a temperatura do reator a determinados valores, utilizando para isso de um fluido refrigerante que passa por uma camisa que envolve o reator.

O modelo matemático do reator consiste de um sistema de equações diferenciais ordinárias de primeira ordem provenientes do balanço de massa do reagente A e do balanço de energia com base no reagente.

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{q}{V}(C_{A0} - C_A) - k_0 e^{\frac{-E_A}{RT}} C_A \quad (3.1)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{V}(T_0 - T) - \frac{k_0}{\rho C_p} e^{\frac{-E_A}{RT}} C_A \Delta H - \frac{UA}{V\rho C_p}(T - T_c) \quad (3.2)$$

Sendo que: C_A e T são concentração e temperatura no reator, sendo que T é a variável controlada, U é o coeficiente de transferência de calor na camisa, A é área de transferência de calor, ρ e C_p são densidade e capacidade térmica da mistura de reação, V é o volume do reator, q é a vazão volumétrica de alimentação, C_{A0} é concentração de entrada, E_A é a energia de ativação, k_0 é o fator pré-exponencial na expressão de taxa de reação, ΔH é o calor da reação por mol de “A”, R é a constante universal dos gases ideais, T_c é a temperatura do fluido de refrigeração utilizado na camisa do reator, variável manipulada, e T_0 a temperatura de alimentação.

As características operacionais do CSTR, utilizado neste estudo, foram adaptadas de Seborg et al. (2011) e são apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Parâmetros de processo para CSTR exotérmico

Parâmetro	Valor
q	1 m ³ /h
V	2 m ³
E/R	8750 K
UA	3,0 . 10 ⁶ J.K ⁻¹ .h ⁻¹
C_p	239 J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
k_0	4,32 . 10 ¹² h ⁻¹
C_{A0}	1 mol/l
ΔH	- 5. 10 ⁴ J mol ⁻¹
ρ	10 ³ kg.m ⁻³

Fonte: Adaptado de Seborg et al., 2011

Considera-se que, ao iniciar o processo de produção, o CSTR esteja sendo alimentado com vazão (q) constante de 1 m³.h⁻¹ a (T_0) 293K, a temperatura do reator (T) esteja estável, em malha aberta, em 317.1K e o fluido refrigerante esteja com (T_c) 304,1K de temperatura.

3.2. Modelo do controlador DMC

Sabe-se que o tipo de controlador mais popular na indústria é o PID (*Proportional-Integral-Derivative*) que está implementado com sucesso em muitas plantas. No entanto, desde a evolução dos computadores a partir da década de 80, muitos algoritmos de controle modernos e avançados também foram desenvolvidos e aplicados em uma ampla gama de aplicações industriais e químicas, alguns deles com foco no controle preditivo (KAKATE e SINGHJI, 2011).

De acordo com Darby e Nikolaou (2012) o modelo de controle preditivo (MPC – *Model Predictive Control*) é uma tecnologia madura e tornou-se a abordagem padrão para a implementação de controle limitado e multivariável nas indústrias de processo atualmente porque fornece uma solução integrada para sistemas de controle. Bagheri e Sedigh (2015) afirmam que DMC (*Dynamic Matrix Control*) é um método MPC industrial amplamente utilizado, mas para sua implementação bem-sucedida é necessário o ajuste apropriado dos parâmetros do controlador.

Optou-se pelo uso do controlador DMC neste estudo devido à sua ampla utilização na indústria de processos e sua simplicidade para implementação em um sistema computacional.

Os parâmetros de projeto do controlador DMC foram determinados de acordo com Kwong (2012) e Seborg (2010). A escolha de N (horizonte do modelo) e k , (intervalo de amostragem) está inter-relacionada e afeta a escolha de P (horizonte de predição). Os movimentos de controle são calculados até o horizonte M , ilustrado na figura 2.4. O horizonte $N.k$ usualmente é selecionado tal que $N.k \geq$ tempo de resposta em malha aberta, que é igual ao tempo para que a resposta ao degrau da malha aberta alcance 99% da variação total. Em alguns casos pode-se selecionar N correspondendo a 95% da variação total. Valores típicos de horizonte do modelo ficam entre 30 e 100.

Segundo Kwong(2012), os parâmetros P e M têm enorme influência na qualidade do controle. O parâmetro P é o número de predições usadas nos cálculos de otimização. O aumento de P resulta em ações de controle mais conservativas, tendo efeito estabilizante, mas também aumenta o esforço computacional. O horizonte M consiste número de ações futuras de controle, que são calculadas na etapa de otimização para reduzir os erros de predição.

Para este trabalho foram adotados os parâmetros que estão apresentados no Quadro 3.1.

Quadro 3.1 – Parâmetros do controlador DMC

Parâmetro	Valor	Descrição
K	1 min	Intervalo de amostragem
N	60	Horizonte do modelo
P	6	Horizonte de previsão
M	4	Horizonte de movimentos das ações de controle
α	0.6	Taxa de aproximação da variável controlada T ao <i>setpoint</i>
λ_u	15	Fator de supressão de movimentos

Fonte: autoria própria.

Na prática, adotam-se horizontes de controle P entre 4 e 20 (KWONG, 2012).

A variável manipulada neste trabalho é a temperatura do fluido refrigerante (T_c), que passa pela camisa do CSTR. Assim, a expressão de cálculo das ações de controle dada pela equação 2.9 fica da seguinte forma:

$$\Delta T_c = (A^T A - \lambda_u I)^{-1} A^T \hat{E} \quad (3.3)$$

Em que, A é a matriz dinâmica, I a matriz identidade e \hat{E} é a matriz que representa o desvio predito da saída em relação à trajetória desejada.

Este modelo utiliza uma matriz dinâmica para cada um dos produtos que deve ser calculada com base nos parâmetros de seu estado estacionário.

Como visto anteriormente, o fator de supressão λ_u pode ser diferentes equações encontradas na literatura, entretanto, conforme Iglesias, Sanjuán e Smith (2006), é comum na prática industrial, definir este parâmetro por tentativa e erro. Neste trabalho foram feitas algumas simulações para definição de seu valor. O objetivo dessas simulações foi encontrar um valor para λ_u de modo a minimizar a agressividade do controlador.

3.3. Modelo de Programação da Produção

O problema da programação da produção pode ser modelado como um problema de otimização, considerando intervalos de tempos (“*slot*”), associados a cada produto. Assumem-se, neste caso, três intervalos (*slots*), um para cada produto. Cada *slot* contém um período de transição e um período de produção. O período de transição corresponde ao tempo

Figura 3.2 – Programação da Produção baseada em intervalos de tempos para processos contínuos

Fonte: adaptado de Flores-Tlacuahuac e Grossmann, 2006.

A quantidade produzida do produto i é dada por:

$$\omega_i = \sum_{s=1}^3 \int_{t_s^s + \tau_{ii}}^{t_s^f} z_{i,s} q dt \quad (3.5)$$

Sendo que: t_s^s é o tempo de início no *slot* em que o produto i é produzido, t_s^f é o tempo de finalização para o mesmo *slot*, τ_{ii} é o tempo de transição entre o produto no *slot* $s-1$ e o produto i feito no *slot* s . Os instantes de tempo devem satisfazer as seguintes restrições:

$$t_s^f > t_s^s + \tau_{ii} \quad \forall s > 1 \quad (3.6)$$

$$t_s^s = t_{s-1}^f \quad \forall s > 1 \quad (3.7)$$

$$t_n^f \leq T_m \quad (3.8)$$

Isto significa ser requerido que o intervalo de tempo de um *slot* deve ser maior que o correspondente tempo de transição; impõem a coincidência de que o tempo final de um *slot* deve ser igual ao tempo inicial do *slot* seguinte; e definem a relação entre o tempo final do último *slot* com o tempo total de ciclo (T_m).

As variáveis binárias $Z_{i,s} \in \{0,1\}$ estão associadas cada qual a um produto, assegurando que o produto i é feito apenas uma vez para os três *slots* disponíveis.

$$\sum_{s=1}^n Z_{i,s} = 1 \quad \forall i \quad (3.9)$$

$$\sum_{i=1}^n Z_{i,s} = 1 \quad \forall s \quad (3.10)$$

A formulação do problema deve incluir também restrições para a satisfação das demandas:

$$\omega_i = \delta_i, \forall i \quad (3.11)$$

Para determinar o sequenciamento ótimo é necessário considerar todas as possíveis sequências de produção e os tempos de transição τ_{ii} nas equações. Seus valores dependem da dinâmica do sistema, e podem, em princípio, ser computados com a realização de

testes para todas as possíveis transições entre produtos. Isto sugere que o problema de controle para este reator deve ser abordado antes do problema de programação.

3.4. Integração dos modelos

A integração dos modelos é obtida considerando, simultaneamente, perturbações na demanda e na produção. A Figura 3.3 ilustra o modelo integrado. O processo da produção inicia-se a partir da execução de uma demanda inicial, para um ciclo de produção previamente definido, mas que pode ser modificada a qualquer instante. A planta pode sofrer perturbações na qualidade da corrente de alimentação da matéria-prima (C_{A0}), concentração inicial. O bloco de *scheduling* recebe, constantemente, a cada intervalo de amostragem, um sinal do andamento da produção. A demanda é, inicialmente, o quanto de deve produzir de cada produto, mas pode sofrer perturbações, tais como: pedidos urgentes (*rush orders*), cancelamento de pedidos, ou ainda, pedidos quaisquer que possam ser inseridos na produção com a obtenção de melhores resultados econômicos.

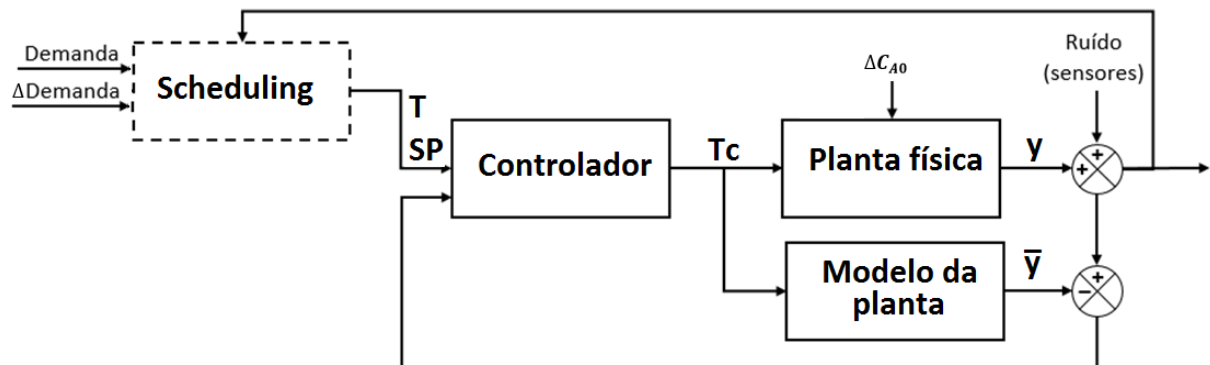


Figura 3.3 – Modelo da integração do controle do processo com *scheduling* da produção

Fonte: autoria própria

O objetivo do controlador é manter a planta operando dentro das especificações operacionais de qualidade dos produtos, que significa manter a temperatura do CSTR em torno do *setpoint* do produto que está sendo feito.

O funcionamento do modelo apresentado pela Figura 3.3 é apresentado com detalhes no próximo tópico com a descrição do fluxograma do modelo.

Para determinação do intervalo de amostragem foram considerados o tempo de residência do CSTR e sua constante de tempo. De acordo com Coker (2001), o tempo de residência médio (\bar{t}) para um CSTR pode ser obtido pela expressão 3.12.

$$\bar{t} = \frac{V}{Q} \quad (3.12)$$

Em que, V e Q são respectivamente, volume do reator e vazão de alimentação do reagente. Assim, com base na expressão 3.12, e nos dados obtidos da Tabela 3.1, calcula-se o tempo de residência do reator, que fica em 2 horas.

Segundo Martus et al. (2007), a constante de tempo de um CSTR é o tempo médio de permanência no tanque, ou seja, seu tempo de residência. Dessa forma, a constante de tempo para o CSTR em estudo é de 2 h.

Neste estudo será utilizado o intervalo de amostragem (k) igual a 1 minuto, que é bem menor que 10% do valor da constante de tempo do sistema.

Vale ressaltar que, nesse estudo, o tempo máximo gasto para os recálculos dos tempos de transição e a função objetivo é de 16,6 segundos, isto é, muito menor que o intervalo de amostragem. As simulações foram feitas utilizando MATLAB Versão R2015a em um computador de 64 bits, com processador i7, 8.0 GB de memória RAM e sistema operacional Windows 10 pro.

3.5. Fluxograma do modelo

O programa simulador deverá permitir a criação de vários cenários cujos resultados possam ser comparados para validação modelo. Para isso algumas variáveis tiveram seus valores fixados e outras tiveram seus valores passados como parâmetros. As variáveis cujos valores foram fixados servem para definir o contexto básico para a criação dos cenários que serão obtidos com a incorporação das variáveis passadas como parâmetros. Um cenário é um conjunto de valores associados a variáveis que servem caracterizar uma situação.

Para comparações de resultados, o simulador deverá permitir a simulação de um mesmo cenário de duas maneiras, com e sem reprogramação:

- a) **Com reprogramação:** caso ocorram perturbações internas no controle processo, o *rescheduling* seja acionado para verificação da possibilidade de encontrar uma sequência mais econômica a partir do instante de interrupção da produção. Caso ocorram perturbações externas, o *reescheduling* seja imediatamente acionado;
- b) **Sem reprogramação:** caso ocorram perturbações internas no controle do processo, a camada de *scheduling* não seja informada e o controlador estabilize o processo para concluir a produção. Caso ocorram perturbações com adição de pedidos sejam inclusos no final do ciclo de produção.

A Tabela 3.2 mostra as variáveis que foram fixadas; os valores que serão utilizados serão apresentados no capítulo de simulação.

Tabela 3.2 – Variáveis do contexto básico de simulação

Variáveis para caracterização dos produtos	Variáveis utilizadas na função objetivo
Concentração (mol/l)	Demanda inicial (m ³)
Taxa de conversão (%)	Custo de estocagem (R\$/m ³ .hora)
Temperatura do CSTR (K)	Preços de venda (R\$/m ³)
Temperatura do refrigerante (K)	

Fonte: autoria própria

Como visto no tópico 3.4, o modelo proposto deverá lidar com perturbações na demanda e na qualidade da matéria-prima. As perturbações na qualidade da matéria-prima serão produzidas com a aplicação de um degrau no valor da concentração inicial. A amplitude da perturbação e o momento de sua ocorrência deverão ser passados como parâmetros. Para perturbações na demanda, serão necessárias informações sobre qual produto está tendo alteração na demanda, qual sua dimensão (positiva para pedidos e negativa para cancelamentos) e o momento de sua ocorrência.

A Tabela 3.3 mostra as variáveis que serão passadas como parâmetros.

Tabela 3.3 – Variáveis passadas com parâmetros

Parâmetro	Propósito da variável	Valores possíveis	Comentário
1	Haverá perturbação na demanda?	Sim ou Não	Caso a resposta seja negativa, a próxima entrada deverá ser o parâmetro 4
2	Qual produto sofrerá alteração na demanda?	1, 2 ou 3	Será solicitado somente se o parâmetro 1 for afirmativo
3	Quantidade a alterar na demanda	Valor Real	Valores positivos referem-se a pedidos adicionais e valores negativos a cancelamentos; Será solicitado somente se o parâmetro 1 for afirmativo
4	Valor da perturbação na concentração	Valor Real	Para respostas positivas no parâmetro 1 este parâmetro não será solicitado
5	Hora da ocorrência da perturbação	Valor Real	Parâmetro obrigatório
6	Simulação com reprogramação?	Sim ou Não	Parâmetro obrigatório

Fonte: autoria própria

A Figura 3.4 apresenta o fluxograma do modelo. Observa-se na figura que existe um número em vermelho ao lado direito de cada elemento do fluxograma. Este número não

representa, necessariamente, a sequência de execução do programa, sua finalidade é facilitar a explicação da lógica do modelo.

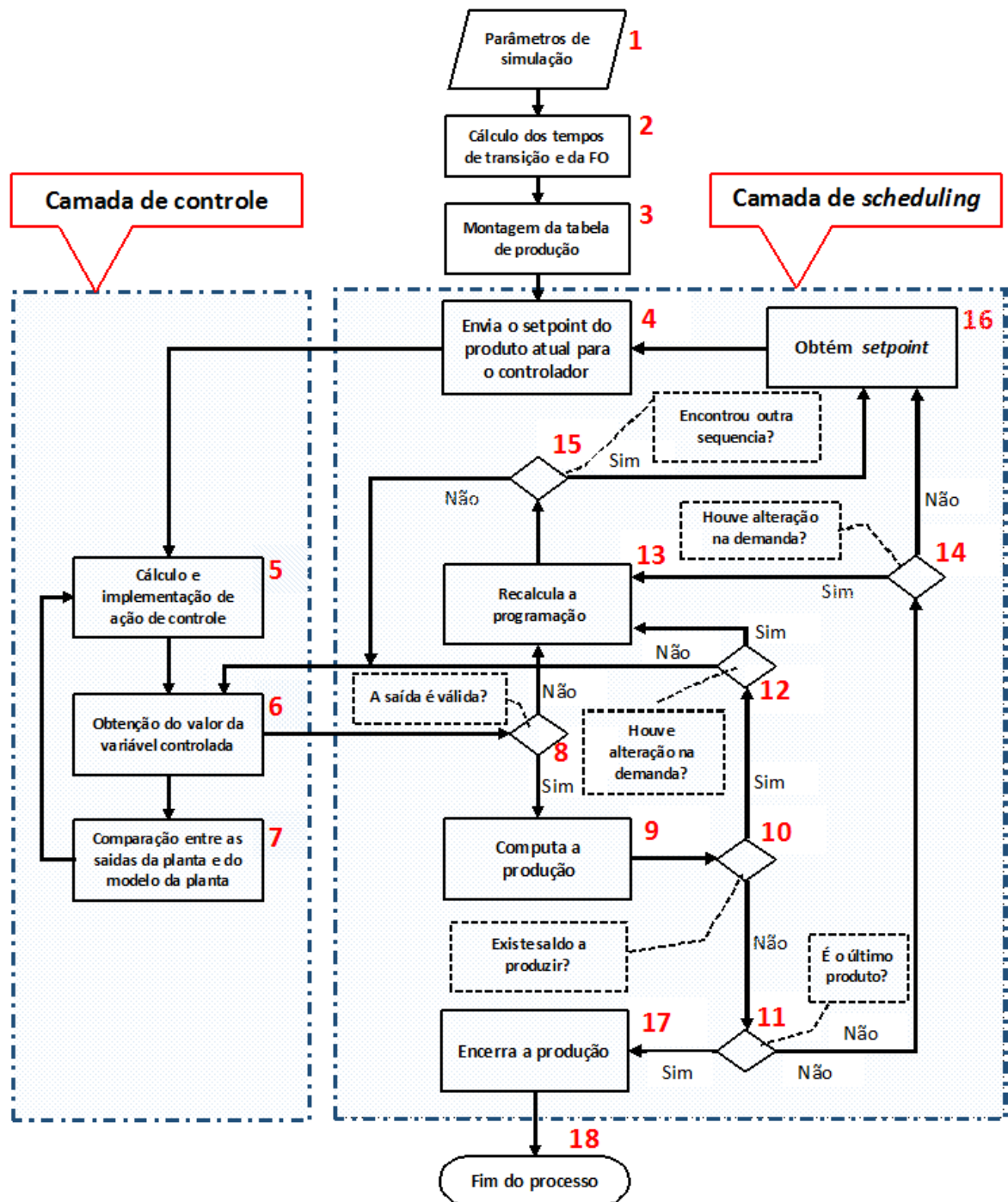


Figura 3.4 – Fluxograma do modelo

Fonte: autoria própria

Antes de iniciar a explicação do fluxograma, é importante ressaltar que o funcionamento do modelo dá-se em tempo discreto, e que todas as decisões e ações ocorrem dentro do intervalo de amostragem, que é o mesmo do controlador. A variável controlada é a

temperatura do CSTR e a variável manipulada a temperatura do fluido refrigerante que passa pela camisa do reator.

A seguir a lógica do fluxograma é apresentada na sequência de seus elementos:

1. Ao acionar o programa simulador, os parâmetros do cenário que se deseja simular são requisitados, tal como descritos na Tabela 3.3;
2. A execução do cálculo dos tempos de transição, com base nas condições iniciais de operação do CSTR, é necessária para definição da sequência de produção mais econômica;
3. Existe internamente uma tabela para controle da produção. A montagem desta tabela consiste em atribuir, inicialmente, as quantidades que deverão ser produzidas de cada um dos produtos sequenciados. A cada intervalo de amostragem, caso a variável controlada, que é a temperatura do CSTR, esteja na faixa esperada, a quantidade produzida deve ser baixada nesta tabela. Esta tabela é importante, pois no instante de uma reprogramação já está disponível as quantidades remanescentes que deverão ser consideradas;
4. Esta atividade consiste em enviar para o controlador o *setpoint* do produto que deverá ser produzido;
5. O controlador calcula e implementa uma ação de controle para modificar o valor da variável manipulada, que é a temperatura do fluido refrigerante;
6. A cada instante de amostragem, o resultado da medida de variável controlada fica disponível para o controlador e para a camada de *scheduling*;
7. O controlador compara a saída da variável controlada com o valor previsto pelo modelo da planta, e utiliza estes valores para o cálculo da próxima ação de controle, que é implementada sobre a temperatura do fluido refrigerante. Para isso retorna ao passo 5;
8. A leitura da variável controlada que ocorre no passo 6 é comparada com o *setpoint* do produto em execução. Foi adotado para este modelo uma tolerância de 1K, em valores absolutos, entre a temperatura do CSTR (que é a variável controlada) e o *setpoint*. Vale aqui uma observação: Se a temperatura exceder o limite da tolerância, a produção é imediatamente interrompida e acionada a válvula de descarte, que pode ser vista na Figura 3.1. A partir dessa situação, para que uma saída seja válida é necessário que nos últimos 20 intervalos de amostragem não tenha saído da faixa admissível;

9. Caso a variável controlada tenha sido validada no passo 8, a produção referente ao intervalo de tempo deve ser baixada na tabela de produção;
10. Assim que a produção do intervalo finalizado é baixada na tabela de produção é necessário verificar se ainda resta alguma quantidade a produzir do produto em execução;
11. Uma vez finalizada a produção do produto em andamento é necessário verificar se produto finalizado é o último da sequência atual;
12. Sabendo que ainda resta saldo a produzir do produto em andamento, verifica-se a ocorrência de perturbação na demanda. Para o caso negativo, aguarda-se a próxima leitura da variável controlada;
13. Caso a variável controlada não tenha sido validada no passo 8 ou exista uma perturbação da demanda confirmada pela decisão 12 ou pela decisão 14, a reprogramação será acionada. Isto significa recalcular todos os tempos de transição e a função objetivo, levando em conta os saldos remanescentes obtidos da tabela de produção;
14. Uma vez já confirmado, no passo 11, que o produto, cuja produção tenha sido finalizada, não é o último da sequência, e que a produção deverá prosseguir, é necessário verificar se ocorreu alguma perturbação na demanda neste intervalo de tempo;
15. Finalizado o recálculo da programação, verifica-se se a sequência encontrada é diferente da sequência atual. Caso a sequência obtida seja igual à sequência atual, aguarda-se a próxima leitura da variável controlada;
16. Caso tenham sido obtida uma nova sequência de produção, identificada em 15, ou seja, necessário a seleção do próximo produto a produzir, seu *setpoint* deve ser obtido;
17. Caso seja identificada a finalização do último produto no passo 11, a produção será encerrada;
18. No final da execução do modelo, é gerado um relatório contendo o lucro total do ciclo de produção e tempo total gasto.

3.6. Contribuição do estudo

As abordagens mais estudadas nas pesquisas sobre modelo integrado de *scheduling* e controle consideram uma única camada de decisão. Utilizam geralmente dois

métodos: baseados em modelagem simultânea e de decomposição. O método baseado em decomposição procura reduzir a quantidade de centenas de equações e variáveis de decisão para serem resolvidas por meio de algoritmos de otimização robustos e apresentar soluções em tempo adequado às decisões necessárias tanto as questões de *scheduling* como de controle. Além disso, a grande maioria das pesquisas em uma única camada de decisão (estrutura monolítica) não apresenta o controle de processo em malha fechada (ZHUGE e IERAPETRITOU, 2012; DU et al, 2015).

Para reforçar a afirmação de Zhuge e Ierapetritou (2012), o trabalho de Du et al. (2015) faz uma comparação de dois modelos integrado de *scheduling* e controle utilizando um modelo de CSTR. O primeiro modelo, de integração simultânea, é tratado como um problema MIDO que utiliza restrições do modelo de otimização dinâmica em malha aberta do processo. O segundo modelo, utiliza a formulação do problema MIDO com o modelo de otimização dinâmica em malha fechada para aplicar o método de decomposição *Benders* que reduz as quantidades de equações e de variáveis de decisão para reduzir o tempo de processamento da solução. Nos dois casos, ainda apresentam alta complexidade matemática e sua solução para buscar a otimização necessita de alto processamento computacional, e pode também não encontrar o ótimo global. Tanto Zhuge e Ierapetritou (2012) quanto Du et al. (2015) consideram uma oportunidade de estudo o uso do MPC para uso em malha fechada e também o tratamento de perturbações no modelo integrado.

Para atender uma lacuna na literatura, foi desenvolvido um modelo alternativo para a solução integrada de *scheduling* e controle com o uso do DMC para aplicações em tempo real. Foram utilizadas duas camadas hierárquicas de decisão, cada camada interagindo com a outra sem qualquer atraso de informação. Assim, as decisões de *scheduling* e controle são tomadas dentro de cada própria camada, e informadas de acordo com o tempo de amostragem da variável controlada do CSTR. A vantagem aqui é que as decisões de controle, que são em décimos de segundo, não acionam a camada de *scheduling*, que pode ser acionado quando a tolerância do *setpoint* seja ultrapassada (perturbação interna) ou a demanda seja alterada durante o ciclo de produção (perturbação externa). Simulações apresentando resultados do tratamento das perturbações externas e internas também não foram encontradas na literatura.

Para ilustrar as características deste trabalho, com relação à literatura revisada, foi elaborado o Quadro 3.2, em que são apresentados atributos relevantes para a integração das camadas: *Scheduling* e Controle Automático do processo. Para isso, foram considerados os principais trabalhos que tratam diretamente dessa integração, já apresentados nos Quadros 2.1 e 2.3.

Quadro 3.2 – Atributos importantes para integração entre *Scheduling* e Controle do Processo

Ano	Autores	Estrutura	Perturbações		Tempo real	Tempos de transição para <i>rescheduling</i>	<i>Rescheduling</i>	Malha fechada (<i>scheduling</i>)
			Internas	Externas				
2007	Terrazas-Moreno et al.	Monolítica	Sim	Não	Não	Estimado	Não	Não
2012	Chu, Y.; You, F.	Monolítica	Sim	Não	Sim	<i>Off-line</i>	Sim	Sim
2012	Zhuge, J.; Ierapetritou, M. G.	Monolítica	Sim	Não	Sim	Estimado	Não	Sim
2014	Baldea, M.; Harjunoski, I.	Monolítica	Sim	Não	Sim	<i>Off-Line</i>	Não	Não
2015	Du, J. et al.	Monolítica	Sim	Não	Sim	Estimado	Sim	Sim
2015	Baldea, M.; Du, J.; Park, J.	Monolítica	Sim	Não	Sim	Estimado	Não	Sim
2015	Gutiérrez-Limón, M. A. et al.	Monolítica	Sim	Não	Sim	Constantes	Sim	Sim
2015	Zhuge, J.	Monolítica	Sim	Não	Sim	Estimado	Não	Sim
2016	Dias, S. L. et al.	Monolítica	Sim	Sim	Sim	Estimado	Sim	Sim
2017	Beal L. D. R. et al.	Monolítica	Sim	Não	Sim	Estimado	Não	Não
2017	Este Trabalho	Hierárquica	Sim	Sim	Sim	Real	Sim	Sim

Observa-se no Quadro 3.2 que apenas este trabalho possui estrutura hierárquica e, ainda, o único que lida com tempos de transição em tempo real. Outra característica observada, é que somente um dos trabalhos revisados trata perturbações na demanda, também em tempo real, entretanto utiliza de tempos de transição estimados.

Considera-se que estes atributos realçados no Quadro 3.2 mostrem a contribuição deste trabalho.

4. PROCESSO DE SIMULAÇÃO E COMPARAÇÃO COM OS TRABALHOS DA LITERATURA

Para condução do processo de simulação de Integração entre *scheduling* e controle do processo foi desenvolvido um programa com uso da ferramenta computacional Matlab (*MATrix LABoratory*), que consiste em um *software* interativo de alto desempenho voltado para solução numérica de problemas matemáticos (MATLAB, 2016).

O propósito desta simulação é validar o modelo proposto com exemplos numéricos. Conforme visto anteriormente, um dos objetivos do método acadêmico de simulação computacional é testar novos conceitos e/ou sistemas antes de implantá-los. (MARTINS, MELLO e TURRIONI, 2014).

4.1. Considerações iniciais

Para este estudo, conforme visto no tópico 3.2, foram considerados três produtos: P1, P2 e P3, cujos parâmetros estão apresentados no Quadro 4.1. Os produtos são caracterizados por suas concentrações que foram obtidas por meio de um programa simulador desenvolvido para este propósito. O programa foi codificado para resolver as equações diferenciais 3.1 e 3.2, em malha aberta a partir de condições iniciais e um *setpoint* sugerido para determinação de um produto. A partir de algumas simulações foram criados os produtos P1, P2 e P3, cujos perfis de temperatura de regime estacionário estão apresentados na Figura 4.1.

Quadro 4.1 – Características dos produtos para simulação

Grandezas \ Produtos	P1	P2	P3
Concentração (mol/l)	0,07	0,05	0,04
Taxa de conversão (%)	93,0	95,0	96,0
Temperatura do CSTR (K)	321,7	326,0	328,8
Temperatura do refrigerante (K)	308,5	312,8	315,7

Fonte: autoria própria.

O Quadro 4.1 foi obtido com os resultados apresentados nos gráficos da Figura 4.1. As temperaturas que serviram de *setpoint* foram obtidas por simulação para que os produtos P1, P2 e P3 ficassem com as taxas de conversão iguais a 93%, 95% e 96%, respectivamente. Essas concentrações foram arbitradas sem nenhum propósito específico,

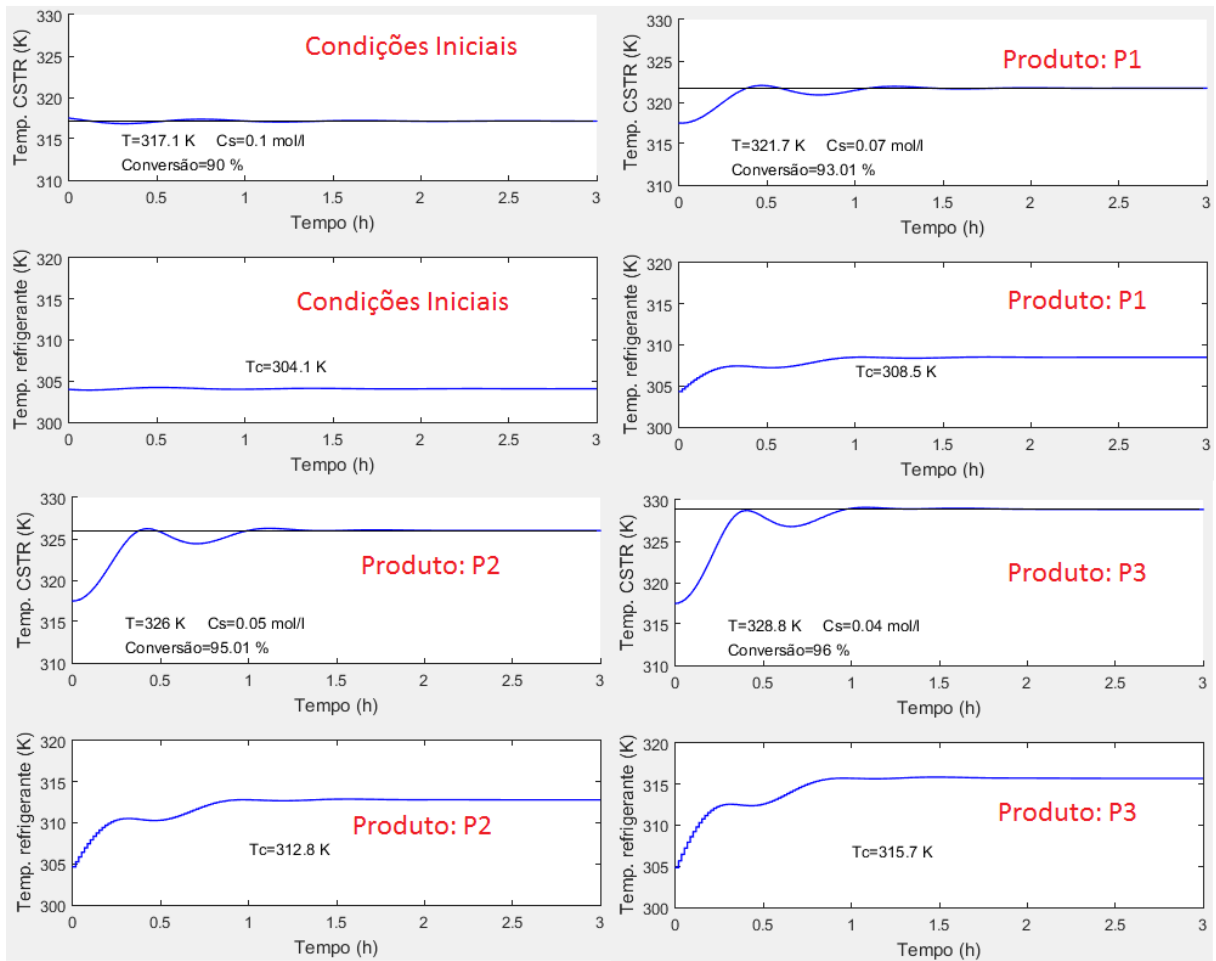


Figura 4.1 – Condições iniciais e produtos; definição dos produtos P1, P2 e P3

Fonte: autoria própria

Uma simples análise da Figura 4.1 revela que o processo leva mais de uma hora para entrar em regime estacionário a partir das condições iniciais. Como já foi mencionado anteriormente, no modelo de integração, considera-se neste estudo que o reator está em regime estacionário quando sua temperatura não exceder, de modo absoluto, um Kelvin com relação ao *setpoint*.

Todos os cenários que foram simulados tiveram como base um conjunto de valores que não foram modificados. Esses valores estão apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Dados básicos para simulações

Grandezas	Produtos	P1	P2	P3
Demanda inicial (m^3)		1,2	2,6	1,3
Custo de estocagem ($\text{R}\$/\text{m}^3.\text{hora}$)		5,00	5,00	5,00
Preços de venda ($\text{R}\$/\text{m}^3$)		1.500,00	3.000,00	4.500,00

Fonte: autoria própria

Os dados da Tabela 4.1 foram atribuídos considerando valores frequentemente encontrados na indústria de processo com a finalidade de facilitar a discussão dos resultados numéricos obtidos com a simulação. As demandas iniciais, que consistem em quantidades referentes a pedidos confirmados para os produtos, e que precisam ser produzidas, foram estimadas sabendo que muitos produtos da indústria química têm custos unitários elevados e são comercializados em volumes pequenos. Com relação aos valores de custos de estocagem foi considerado que, na indústria de processo, os produtos são, em grande parte, armazenados em tanques com condições especiais, tais como manutenção de temperatura. Foram atribuídos valores iguais para todos os produtos devido ao pequeno tempo de ciclo. De qualquer forma é importante que estejam presentes, pois fazem parte da função objetivo, e como o modelo poderá servir para outros produtos com ciclos mais longos, seus valores poderão ser diferentes. Os preços de venda foram arbitrados considerando o menor valor unitário para o produto com menor taxa de conversão do reagente “A”, e o maior valor para o produto com maior taxa de conversão. O preço unitário da matéria prima foi estipulado em R\$200,00 por metro cúbico.

Neste ponto, é importante observar que um fator determinante no cálculo da sequência que apresenta o melhor resultado econômico é o tempo de transição entre os produtos. Para o cálculo da primeira sequência de produção, que ocorre na etapa 2 do fluxograma do modelo, Figura 3.4, os tempos da primeira transição são calculados utilizando a matriz DMC obtida com base nas condições iniciais de operação do CSTR, os demais tempos de transição são calculadas sempre considerando a matriz DMC do produto de origem e as condições do estado estacionário de origem.

A Figura 4.2 mostra como se comporta o tempo de transição para que se passe da condição inicial de operação do CSTR para iniciar a produção do produto P1.

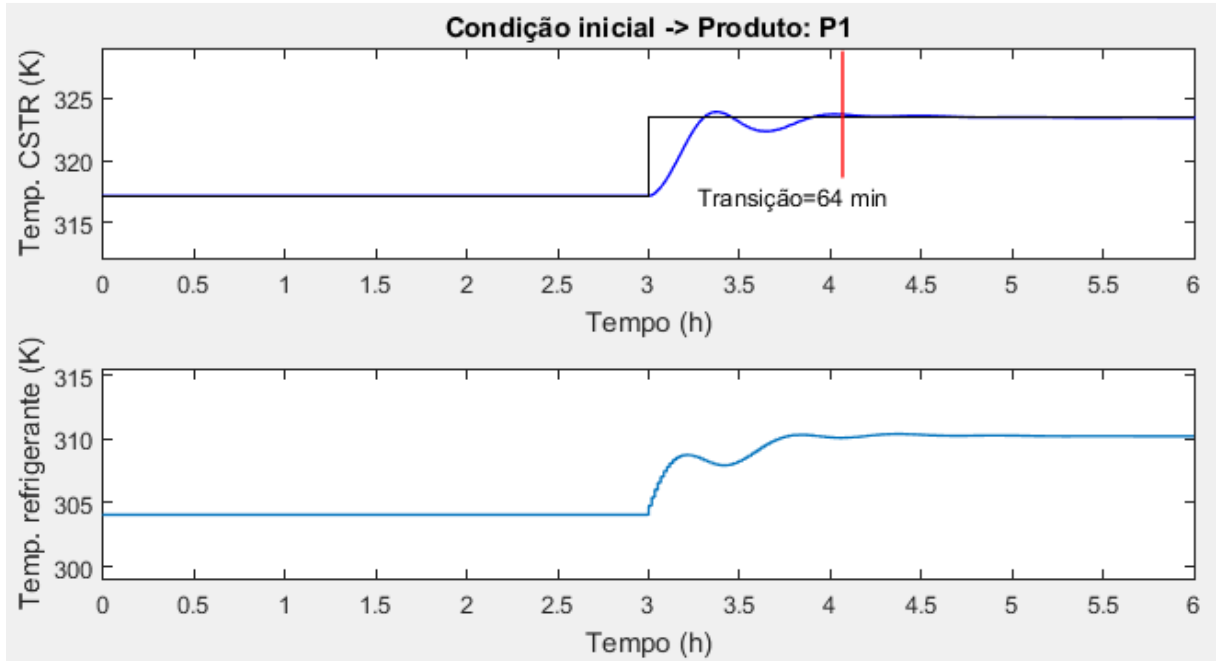


Figura 4.2 – Tempo de transição para iniciar a produção de P1 a partir da condição inicial

Fonte: autoria própria

Para o cálculo da função objetivo e determinação da sequência que apresenta o melhor resultado econômico, também é necessário considerar os diversos tempos de transições entre a produção dos diferentes produtos. A Figura 4.3 mostra um exemplo de mudança da produção do produto P2 para o produto P3. É importante observar na Figura 4.3, que a produção do produto P2 está em regime estacionário antes da transição para o produto P3.

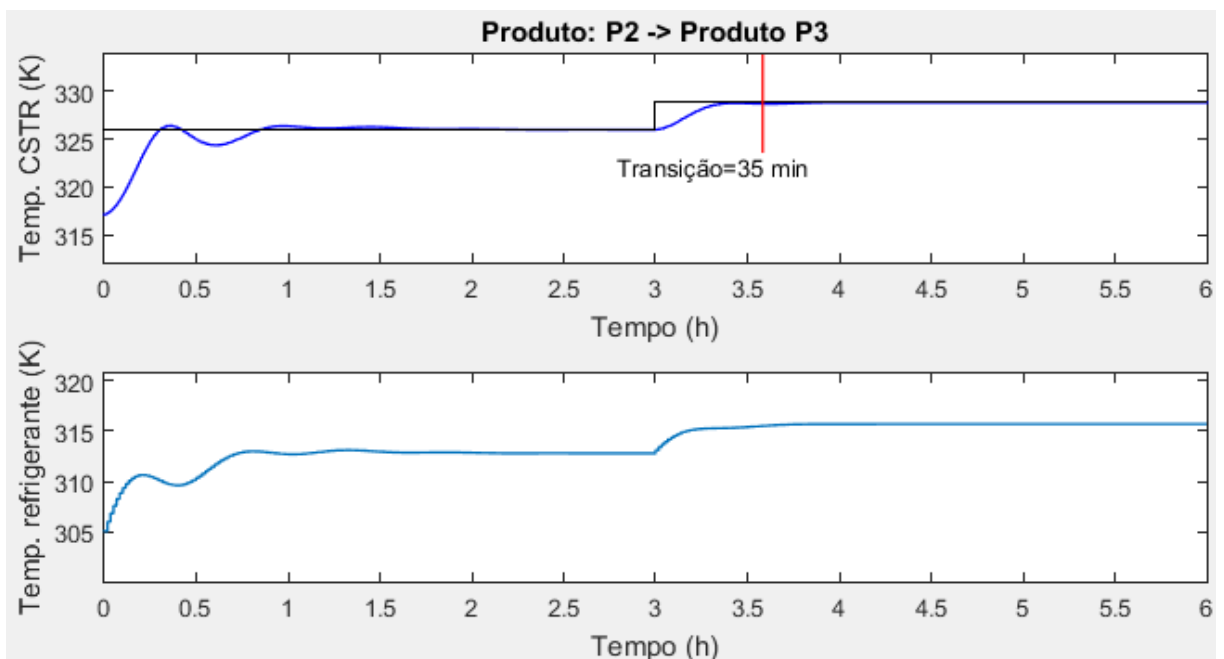


Figura 4.3 – Tempo de transição para passar da produção de P2 para P3

Fonte: autoria própria

Quando ocorre uma perturbação no processo que proporcione à camada de *scheduling* interromper a produção, o recálculo da programação é necessário para a obtenção de todos os tempos de transição levando-se em conta o efeito da perturbação. Os tempos de transição para a primeira transição e para produtos diferentes do produto em andamento, são calculados com base na matriz DMC do produto em andamento, considerando seu estado estacionário antes da perturbação. As transições, além da primeira, são calculadas seguindo a regra de uso da matriz DMC do produto de origem, nas condições do estado estacionário de origem.

A Figura 4.4 mostra a o tempo de transição para se passar do produto P2 para o produto P3 com uma perturbação de 20% na concentração do reagente A.

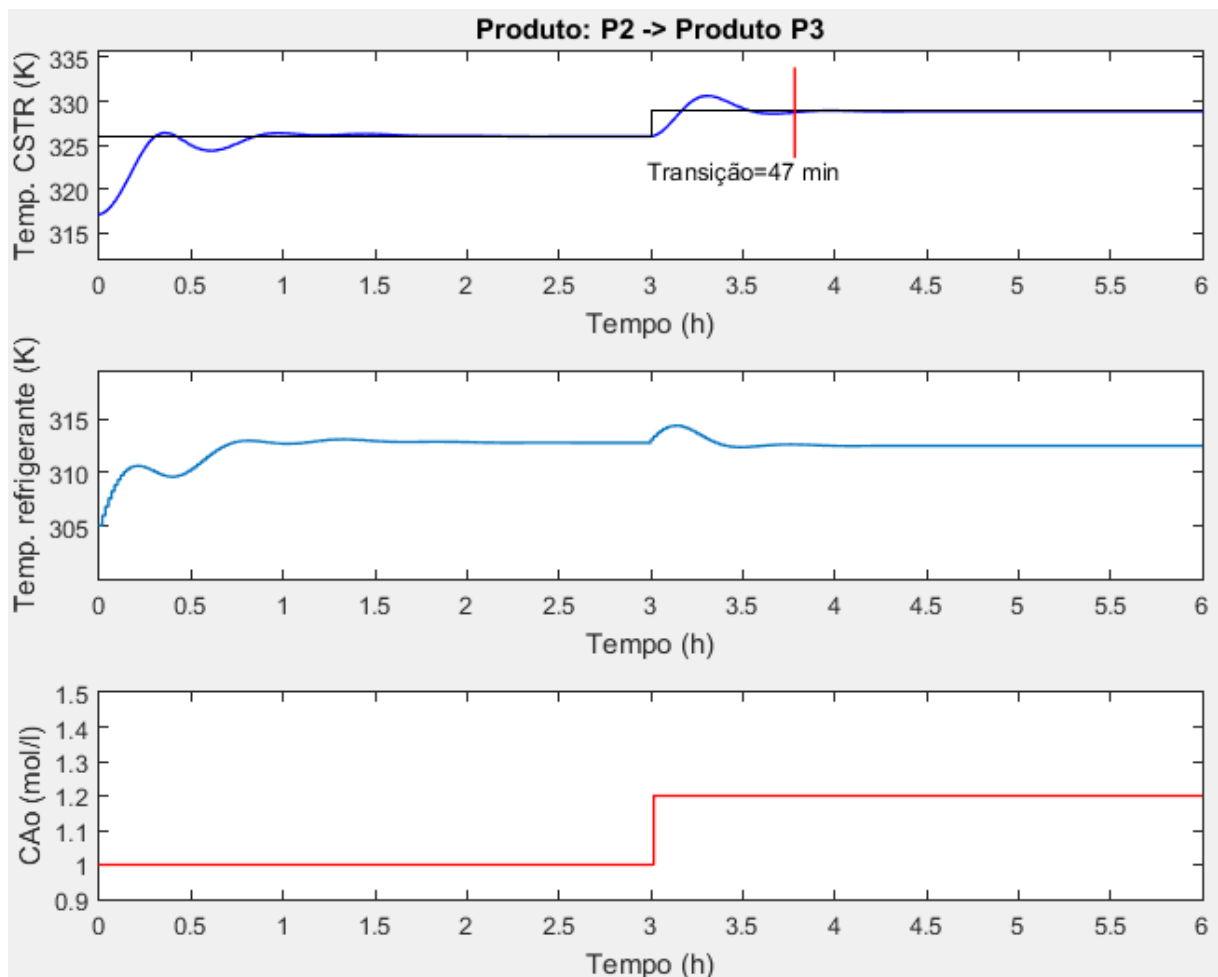


Figura 4.4 – Tempo de transição para passar da produção de P2 para P3 com perturbação de 20% em C_{Ao}

Fonte: autoria própria

Quando ocorre uma perturbação, uma das alternativas que devem ser consideradas na escolha da melhor sequência utiliza, para primeira transição, a continuidade de produção do produto que está sendo feito. Nesse caso, o tempo de transição é calculado

considerando a matriz DMC do produto anterior levando em conta a perturbação a partir do instante de sua ocorrência.

A Figura 4.5 mostra o tempo de transição para a continuação da produção do produto P2 após o instante de uma perturbação de 20% na concentração C_{A0} , isto, na prática, significa o tempo que o controlador gasta para levar o sistema para a nova situação de estado estacionário para o produto em andamento.

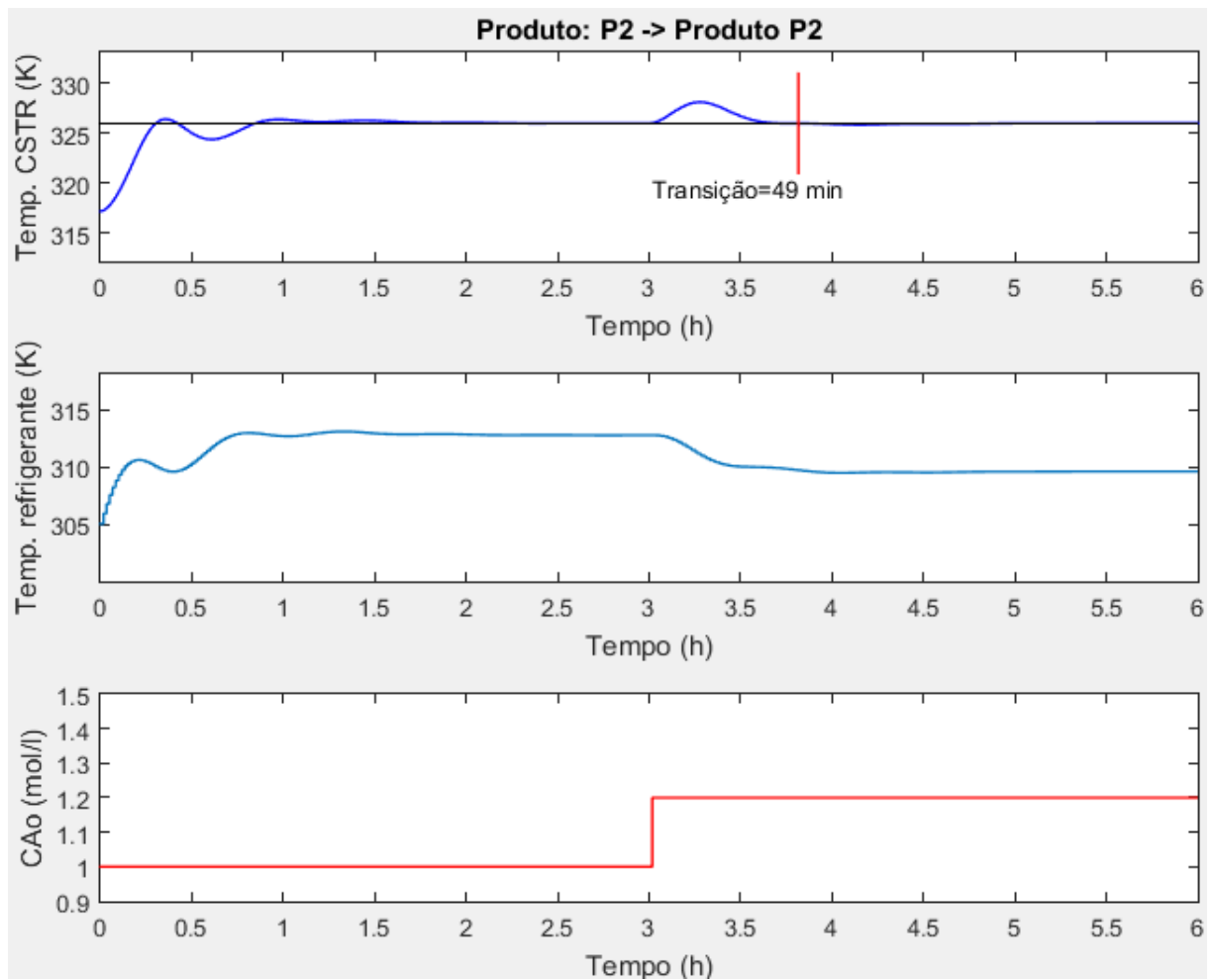


Figura 4.5 – Continuação da produção de P2 após a perturbação de 20% em C_{A0}

Fonte: autoria própria

Comparando os tempos de transição mostrados nas Figuras 4.4 e 4.5, observa-se que, após a ocorrência de uma perturbação de 20% em C_{A0} , o tempo para sair da produção de P2 e passar a produzir P3 é menor que o tempo gasto pelo controlador para retornar ao *setpoint* de produção de P2.

4.2. Procedimento de simulação

O modelo de integração de *scheduling* com o controle do processo, proposto neste trabalho, considera que as perturbações internas e externas que possam ocorrer no processo de produção devam ser tratadas reativamente. As perturbações internas, referentes ao ambiente de produção, deverão ser atendidas pelo controle automático do processo ou por uma reprogramação com foco em melhores resultados econômicos. As perturbações externas são provenientes de pedidos urgentes (*rush orders*), cancelamentos de pedidos, ou mesmo, pedidos quaisquer que possam ser inclusos na programação da produção para obtenção de melhores resultados econômicos.

Para facilitar a análise de dados comparativos entre os diversos cenários simulados, optou-se pela separação em tópicos específicos para perturbações internas e externas.

4.2.1. Cenários com perturbações internas

A cada instante de amostragem, a variável controlada, que, neste caso, é a temperatura do CSTR, é medida e comparada com o valor do *setpoint* do produto em andamento. Caso a diferença de temperatura exceda 1K (um Kelvin), a produção é imediatamente interrompida e isto é feito desviando a saída do reator para uma linha de descarte. Para religar a produção é necessário que a temperatura esteja dentro da faixa de tolerância por 20 minutos, isto é, 20 intervalos de amostragem.

Como perturbação interna, foram consideradas duas condições em que foram adotadas duas variações na concentração da corrente de alimentação do reagente “A”. Na prática, isto é possível pois, conforme vimos em Kiliç (2011), a matéria-prima na indústria de processos, está sujeita a variabilidade. Testamos, neste trabalho, dois casos: primeiro - uma variação de 5%, segundo –uma variação de 20% na qualidade da matéria-prima. As duas perturbações foram aplicadas em dois momentos: primeiro - durante a produção do produto P1; segundo - no âmbito da produção de P2. As perturbações foram implementadas aplicando-se um degrau na corrente de alimentação com os valores já mencionados. A Tabela 4.2 mostra os cenários que foram simulados para essas condições. Quando a coluna “Reprogramação” estiver assinalada com “Não” significa que a simulação procederá com a rotina de reprogramação desligada, ou seja, após a suspensão da produção devido à perturbação, o controlador continua

agindo para levar o sistema para nova situação de regime estacionário. Dessa forma, é possível comparar, para um mesmo cenário, os resultados com e sem reprogramação.

Tabela 4.2 – Cenários para simulados para perturbações internas

Cenário	Variação em C_{Ao} (%)	Momento (h)	Reprogramação
01	5	2	Não
	5	2	Sim
02	5	4	Não
	5	4	Sim
03	20	2	Não
	20	2	Sim
04	20	4	Não
	20	4	Sim

Fonte: autoria própria

Inicialmente, foi feita uma simulação sem nenhuma perturbação para servir de referência para comparação com os resultados dos cenários com perturbações. A Figura 4.6 mostra o resultado da simulação sem perturbações.

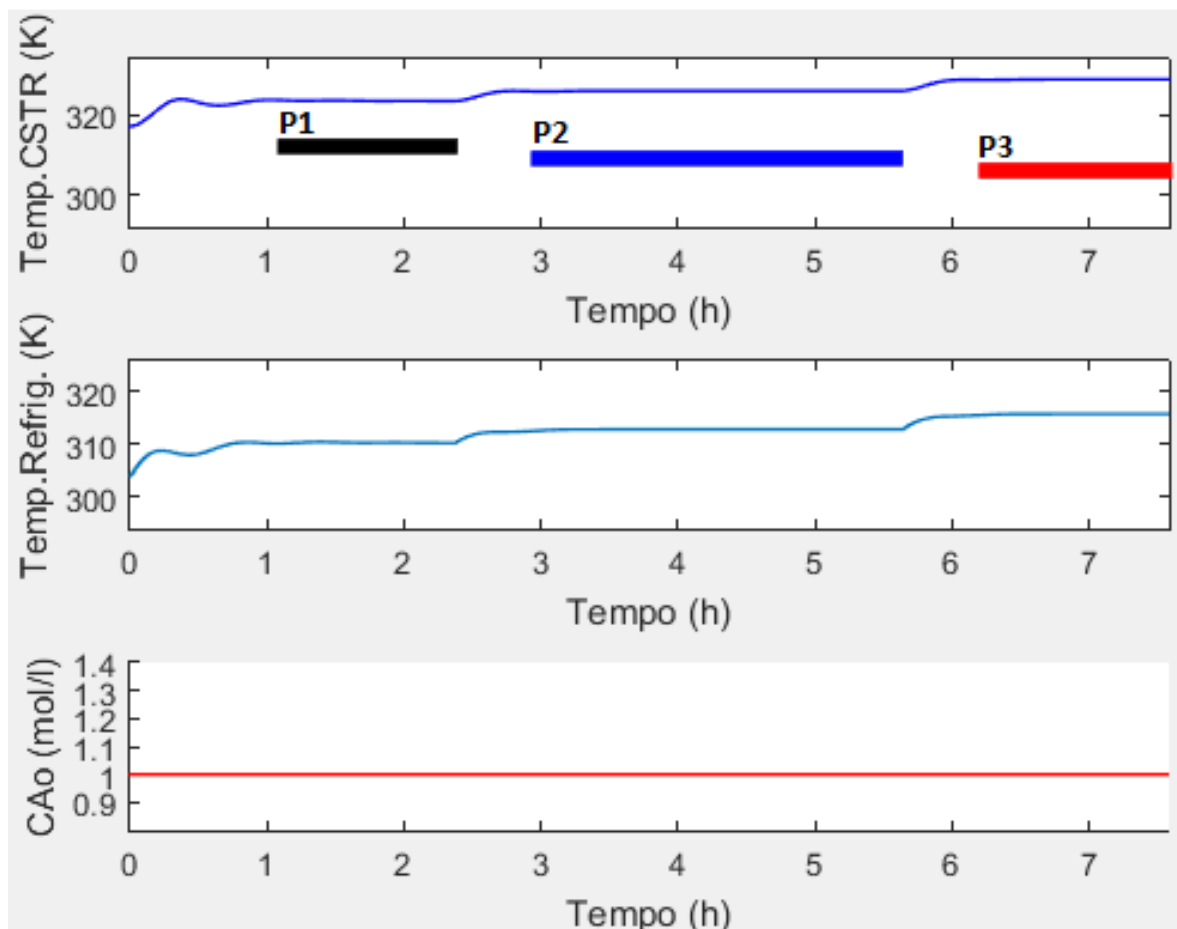


Figura 4.6 – Cenário básico sem perturbações

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário básico gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.841,60/h e tempo total de ciclo igual a 453 minutos.

A seguir são apresentados os resultados das diversas simulações efetuadas com base no roteiro dado pela Tabela 4.2.

- **Cenário 01: $CA_0 = 1,05$ mol/l; perturbação após 2 horas do início; sem reprogramação**

A Figura 4.7 apresenta o resultado da simulação do Cenário 01 sem reprogramação.

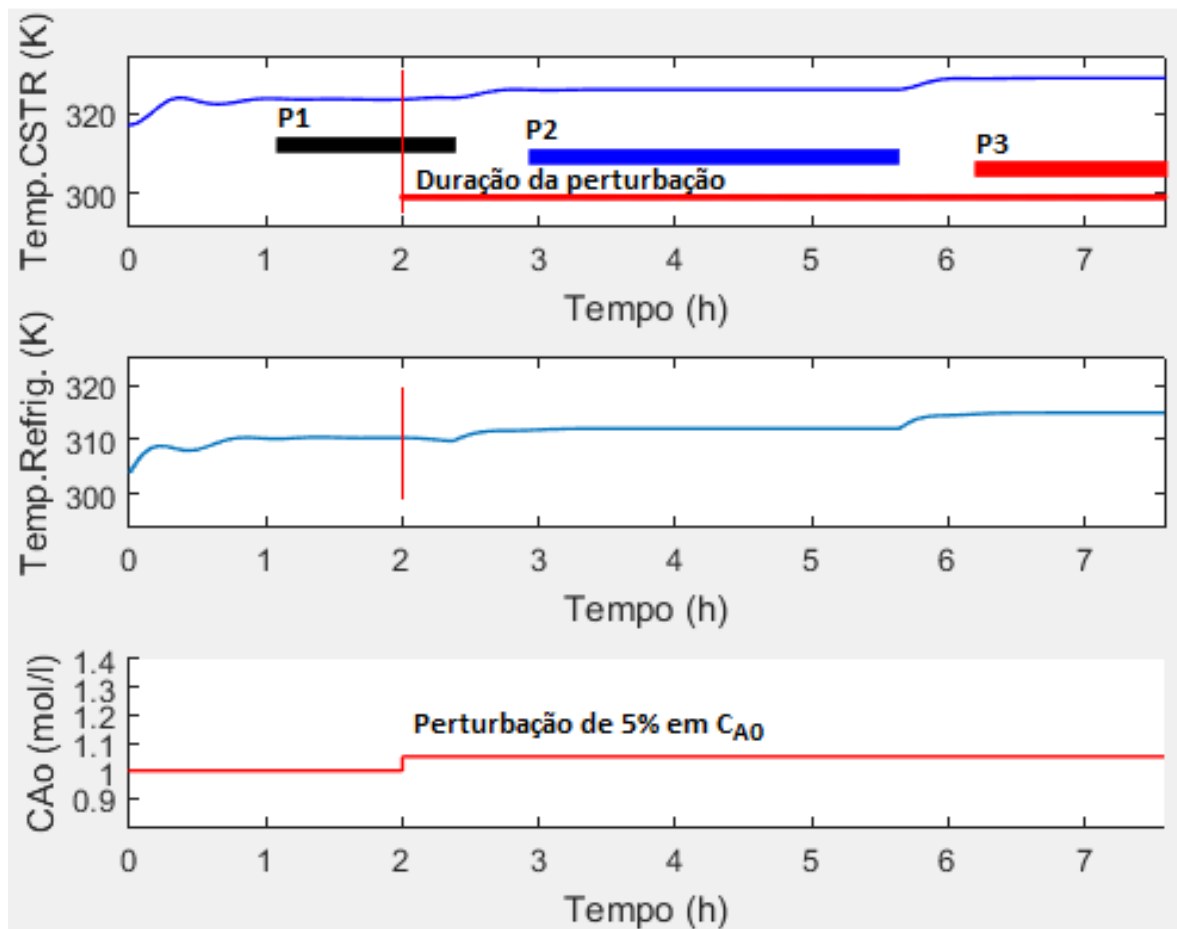


Figura 4.7 – Resultado da simulação do Cenário 01 sem reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 01, sem reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.841,60/h e tempo total de ciclo igual a 453 minutos.

Observa-se na Figura 4.7 que a perturbação de 5% em CA_0 não foi suficiente para interromper a produção, ou seja, o controlador conseguiu manter a produção dentro da qualidade esperada para a saída. Dessa forma, a simulação do Cenário 01, com reprogramação, não foi efetuada, pois seus resultados seriam iguais aos sem reprogramação.

- **Cenário 02: $CA_0 = 1,05 \text{ mol/l}$; perturbação após 4 horas do início; sem reprogramação**

A Figura 4.7 apresenta o resultado da simulação do Cenário 02 sem reprogramação.

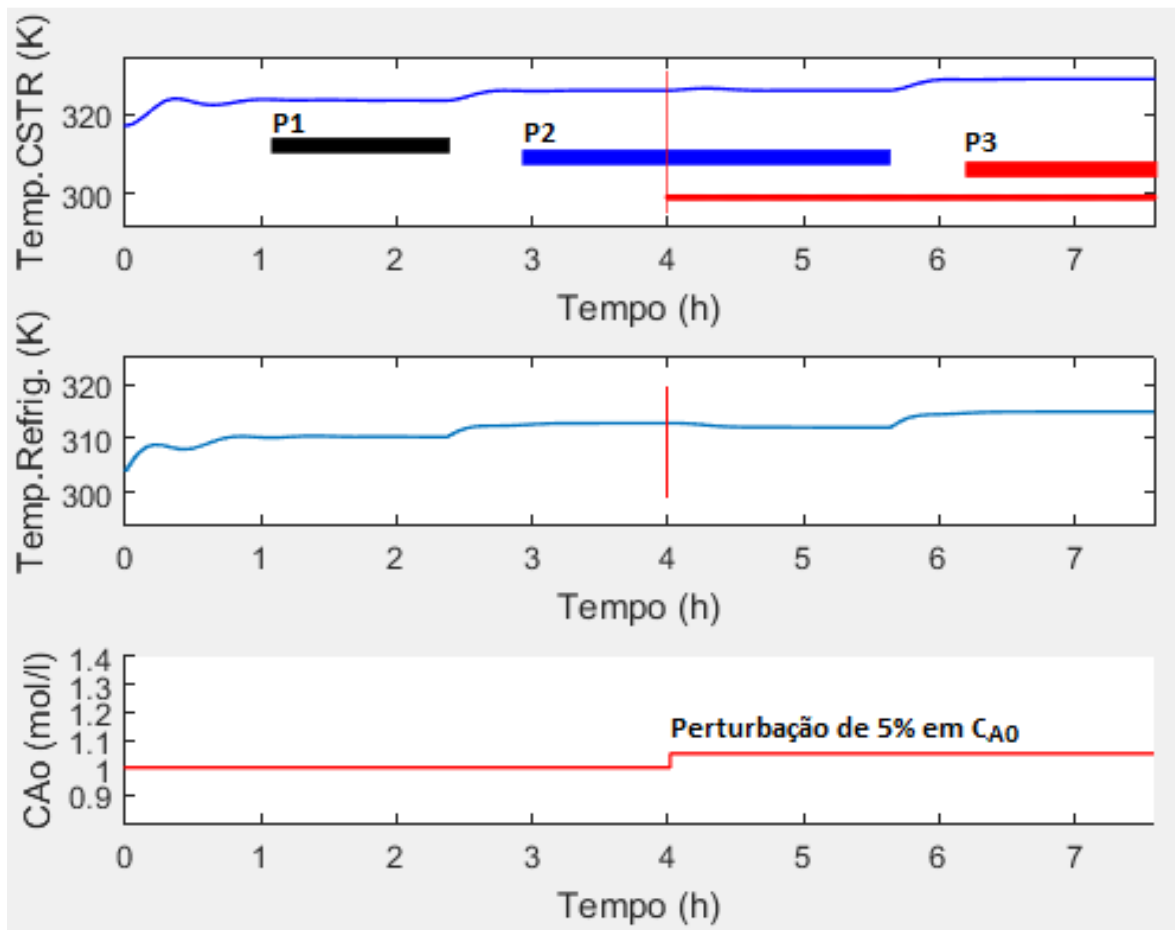


Figura 4.8 – Resultado da simulação do Cenário 02 sem reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 02, sem reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.841,60/h e tempo total de ciclo igual a 453 minutos.

Observa-se, na Figura 4.8, a mesma situação do Cenário 01. O controlador resolveu a perturbação sem a necessidade de interrupção da produção. Por isso, os resultados numéricos da simulação ficaram iguais aos do Cenário 01. Assim, pelo mesmo motivo do Cenário, a simulação do Cenário 02 com reprogramação não foi efetuado.

- **Cenário 03: $CA_0 = 1,2 \text{ mol/l}$; perturbação após 2 horas do início; sem reprogramação**

A Figura 4.9 apresenta o resultado da simulação do Cenário 03 sem reprogramação.

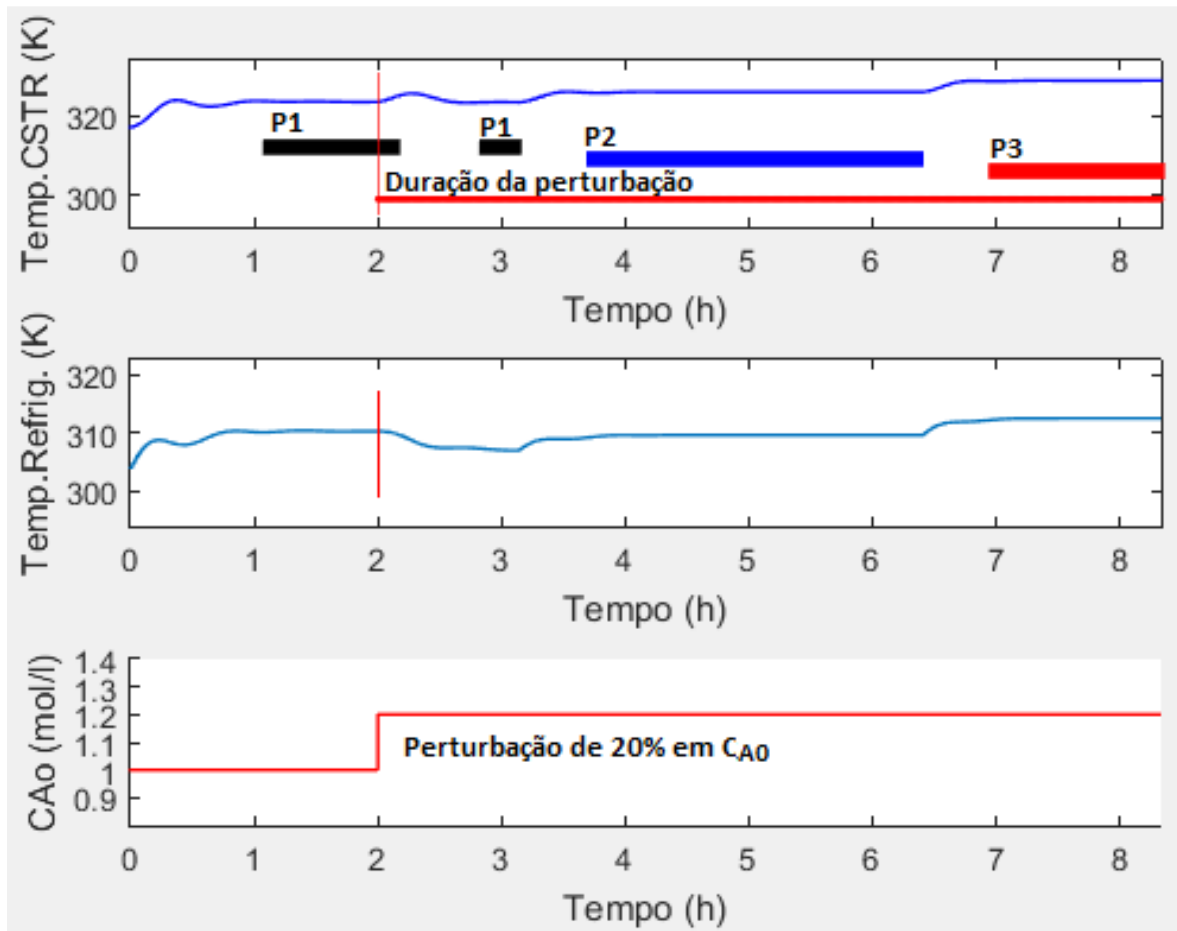


Figura 4.9 – Resultado da simulação do Cenário 03 sem reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 03, sem reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1,653,41/h e tempo total de ciclo igual a 498 minutos.

A Figura 4.10 apresenta o resultado da simulação do Cenário 03 com reprogramação.

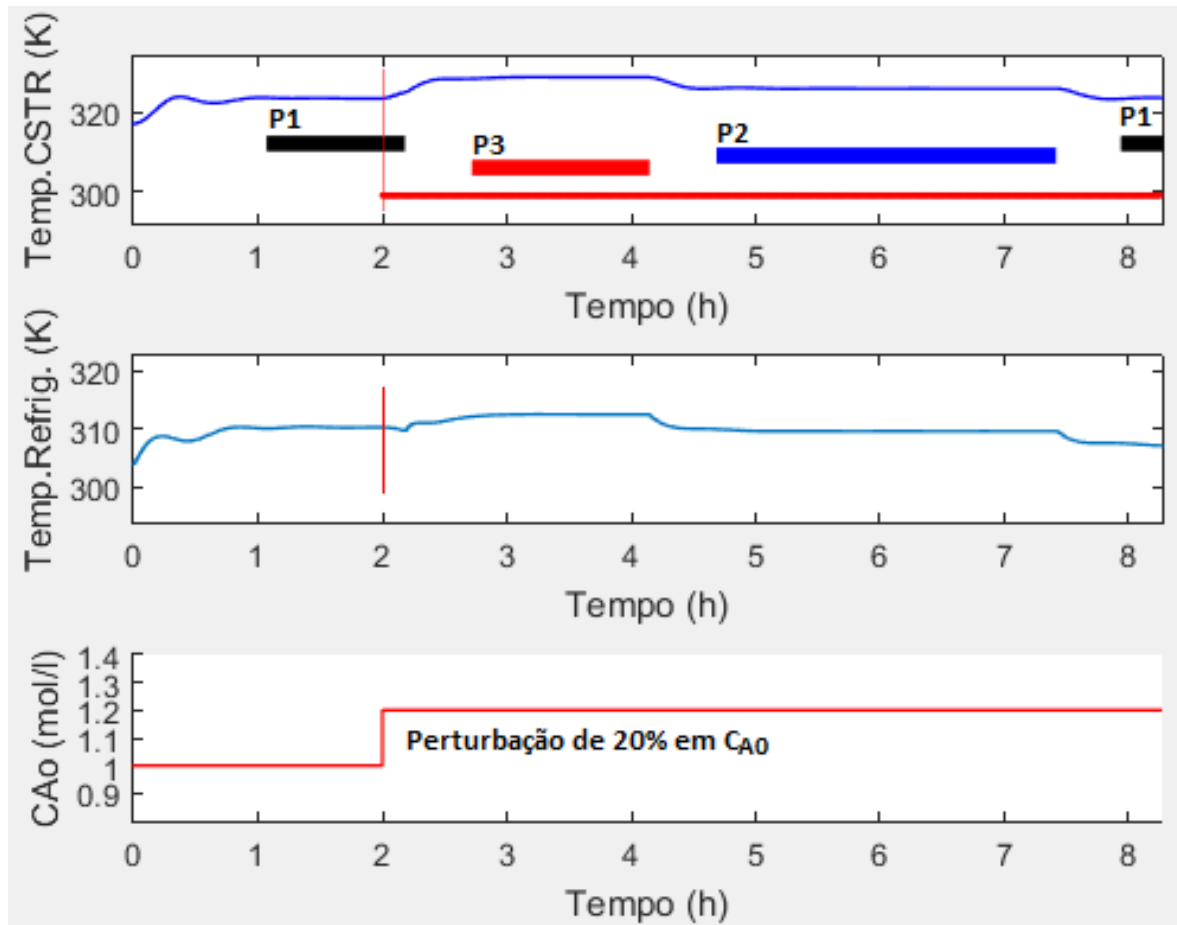


Figura 4.10 – Resultado da simulação do Cenário 03 com reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 03, com reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1,673,57/h e tempo total de ciclo igual a 493 minutos.

- **Cenário 04: CA0 = 1,2 mol/l; perturbação após 4 horas do início; sem reprogramação**

A Figura 4.11 apresenta o resultado da simulação do Cenário 04 sem reprogramação.

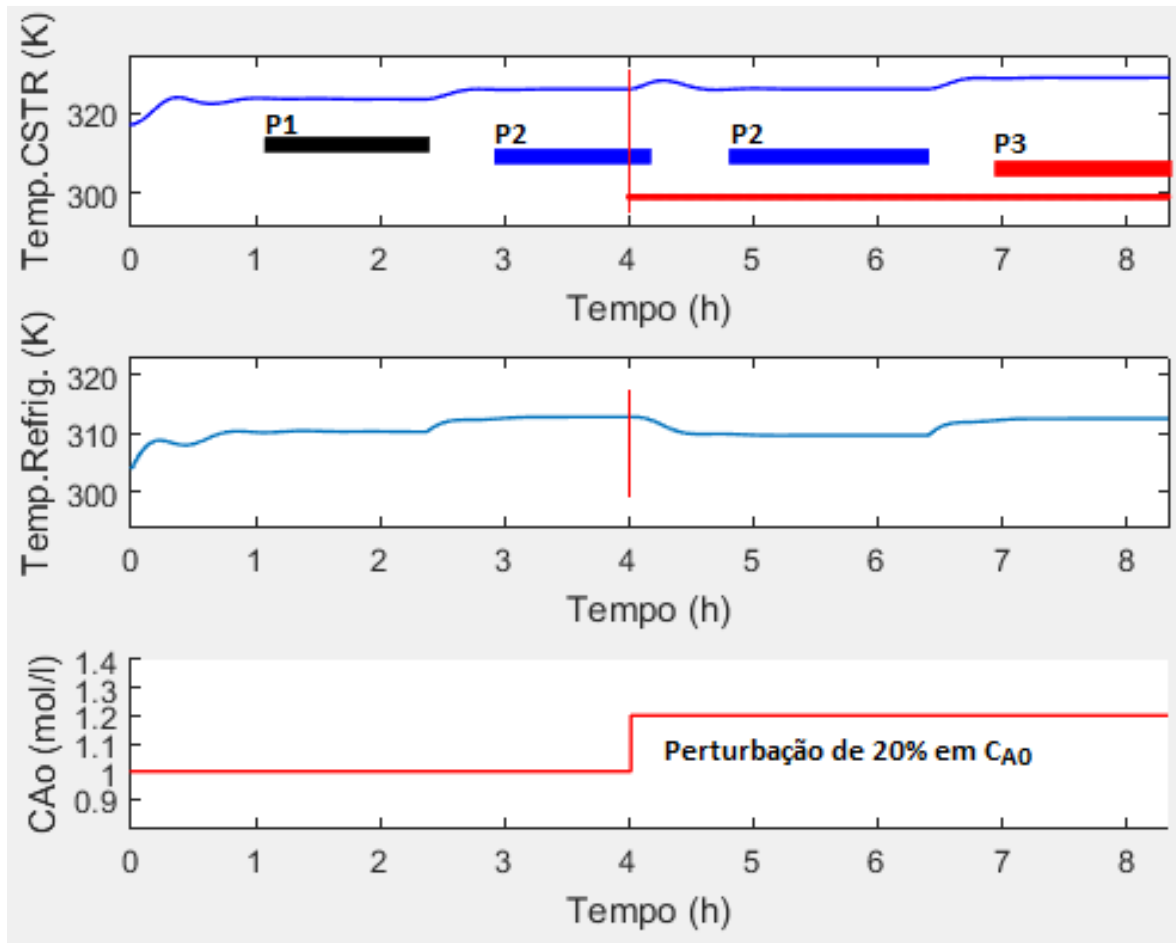


Figura 4.11 – Resultado da simulação do Cenário 04 sem reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 04, sem reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.660,18/h e tempo total de ciclo igual a 498 minutos.

- **Cenário 04: $CA_0 = 1,2$ mol/l; perturbação após 4 horas do início; com reprogramação**

A Figura 4.12 apresenta o resultado da simulação do Cenário 04 com reprogramação.

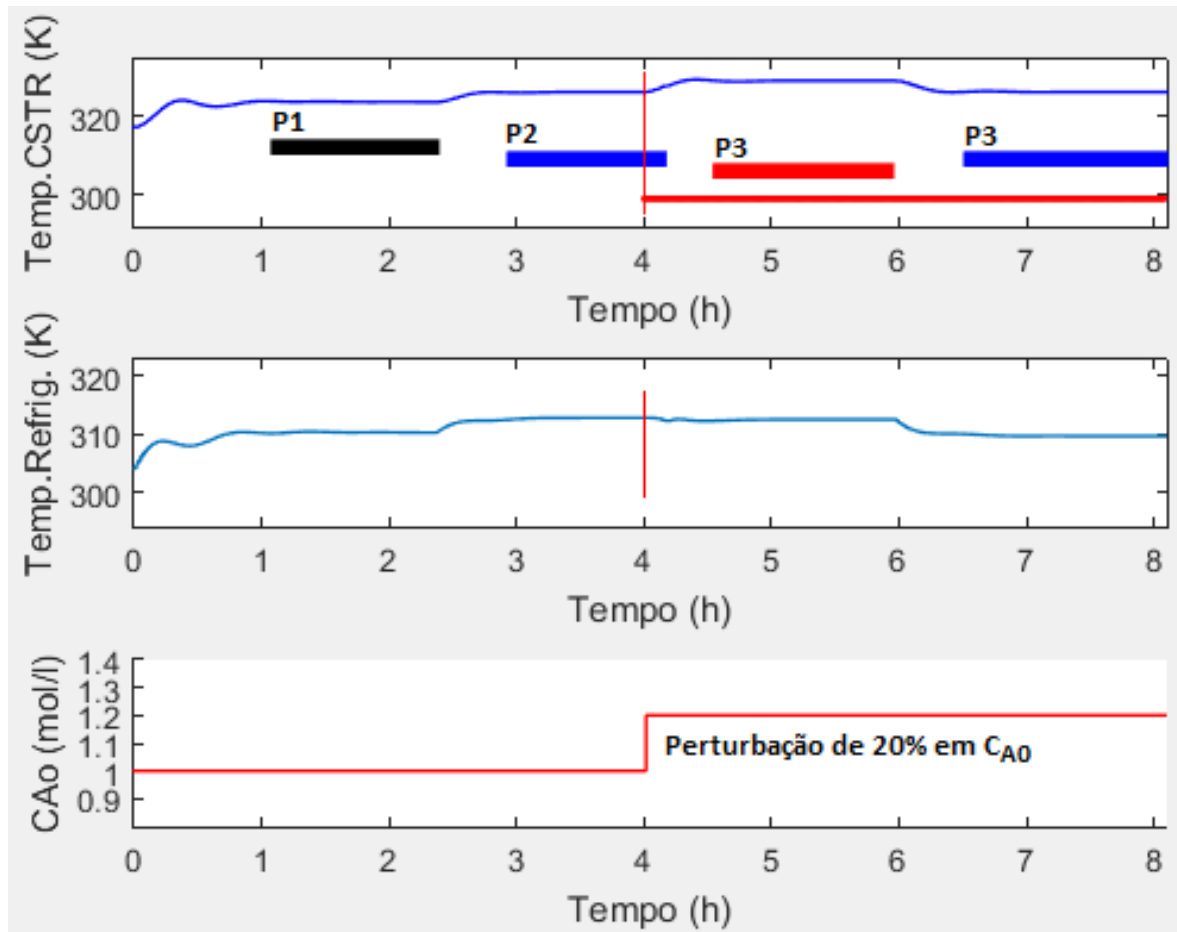


Figura 4.12 – Resultado da simulação do Cenário 04 com reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 04, com reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.718,14/h e tempo total de ciclo igual a 483 minutos.

Os resultados das simulações foram consolidados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Resultados das simulações nos cenários para simulados para perturbações internas

Cenário	Variação em C_{A0} (%)	Momento (h)	Reprogramação	Lucro Unitário (R\$/h)	Tempo do ciclo (min)
Básico				1.841,40	453
01	5	2	Não	1.841,40	453
	5	2	Sim	1.841,40	453
02	5	4	Não	1.841,40	453
	5	4	Sim	1.841,40	453
03	20	2	Não	1.653,41	498
	20	2	Sim	1.673,57	493
04	20	4	Não	1.660,18	498
	20	4	Sim	1.718,14	483

Fonte: autoria própria

Os resultados apresentados na Tabela 4.3 serão discutidos no tópico 4.2.3.

4.2.2. Cenários com perturbações externas

Para verificar o comportamento da perturbação na demanda, foram criados dois cenários em que houve a entrada de novos pedidos durante uma produção em andamento.

A Tabela 4.4 mostra os cenários que foram simulados com perturbações na demanda.

Tabela 4.4 – Cenários com perturbações na demanda

Cenário	Variação na demanda (m ³)	Produto	Momento (h)	Reprogramação
05	1,0	1	2	Não
	1,0	1	2	Sim
06	1,0	2	4	Não
	1,0	2	4	Sim

Fonte: autoria própria

A seguir, são apresentadas as simulações definidas na Tabela 4.4.

- **Cenário 05: Adicional na demanda de 1 m³ no produto 1 após 2 horas do início da produção – sem reprogramação**

A Figura 4.13 apresenta o resultado da simulação do Cenário 05 sem reprogramação.

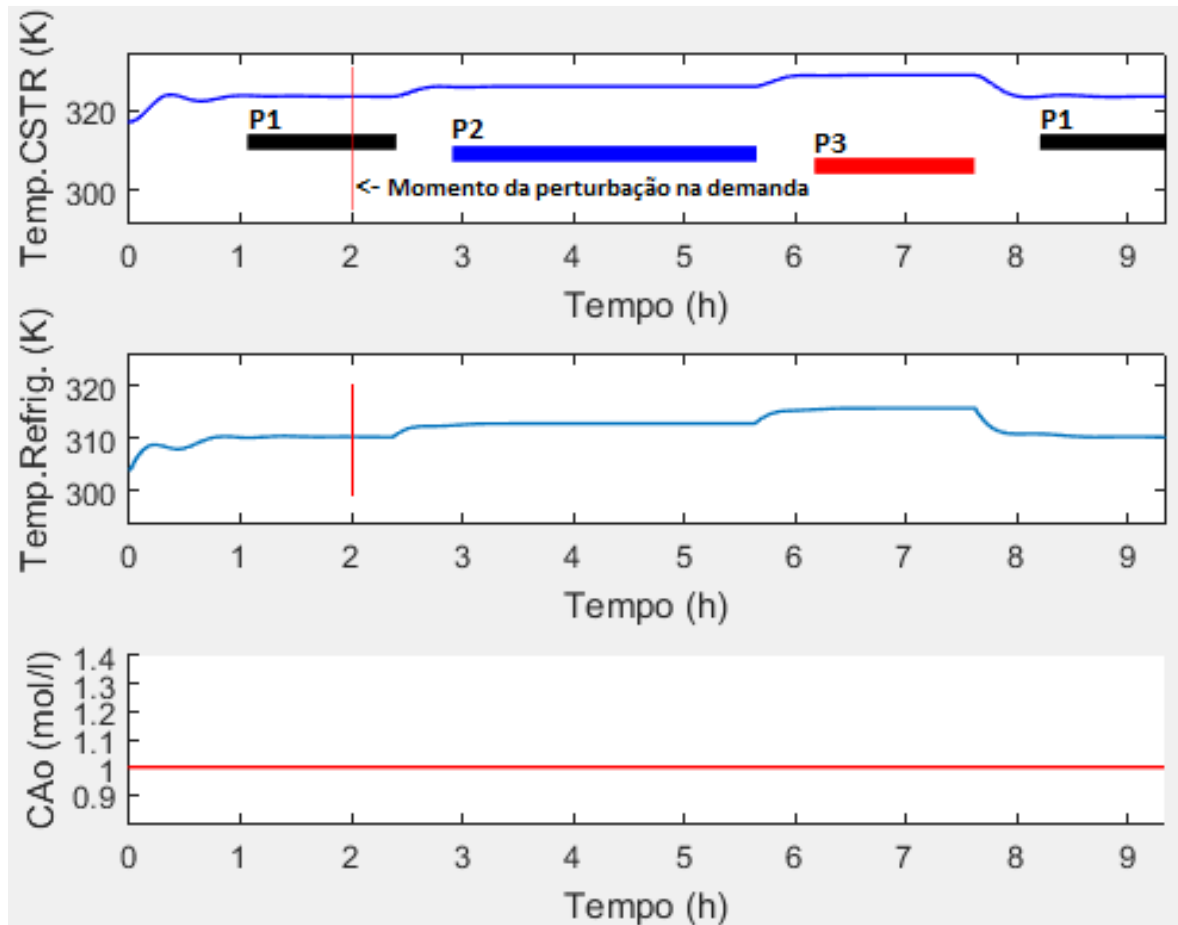


Figura 4.13 – Resultado da simulação do Cenário 05 sem reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 05, sem reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$ 1.619,18/h e tempo total de ciclo igual a 557 minutos.

A Figura 4.14 apresenta o resultado da simulação do Cenário 05, com reprogramação.

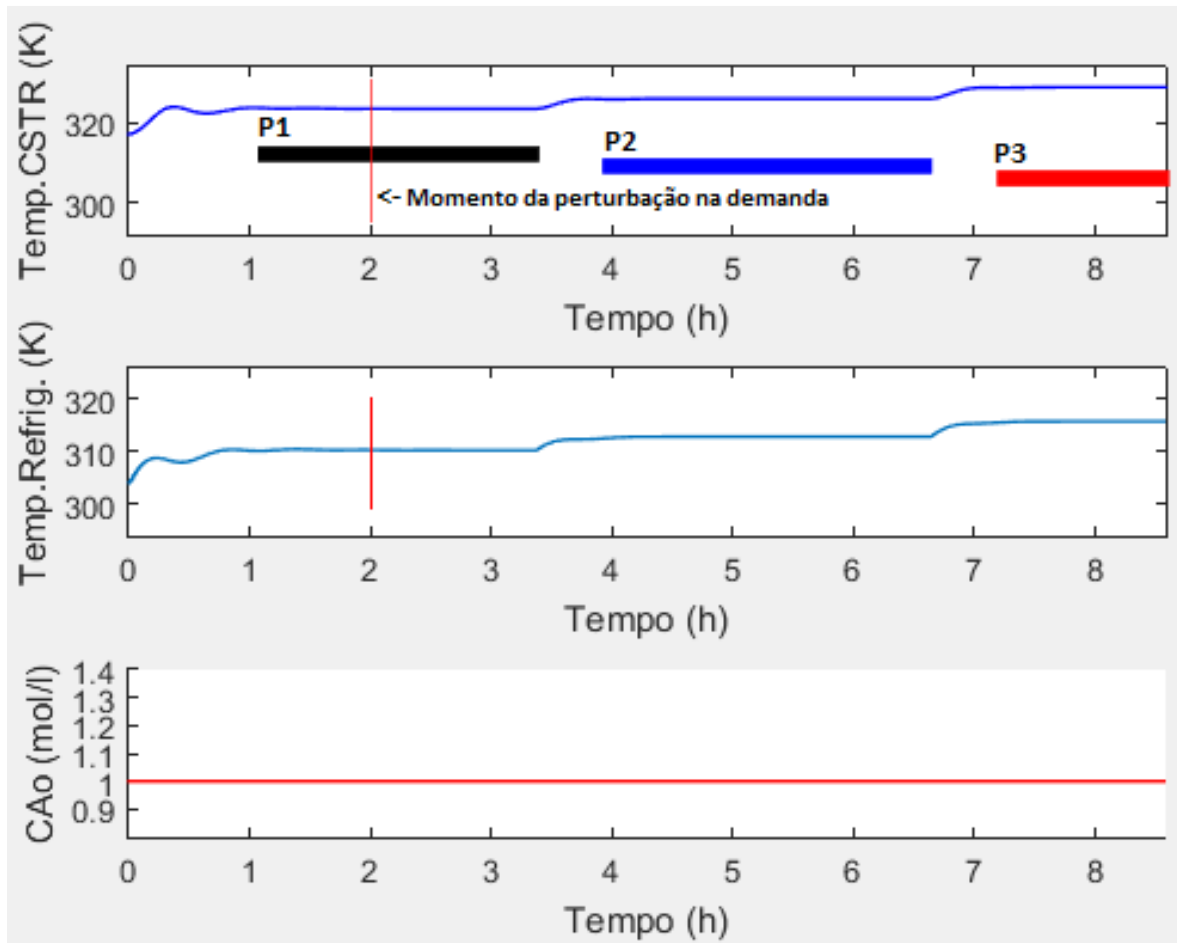


Figura 4.14 – Resultado da simulação do Cenário 05 com reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 05, com reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.778,26/h e tempo total de ciclo igual a 513 minutos.

- **Cenário 06: Adicional na demanda de 1 m³ no produto 2 após 4 horas do início da produção – sem reprogramação**

A Figura 4.15 apresenta o resultado da simulação do Cenário 06, sem reprogramação.

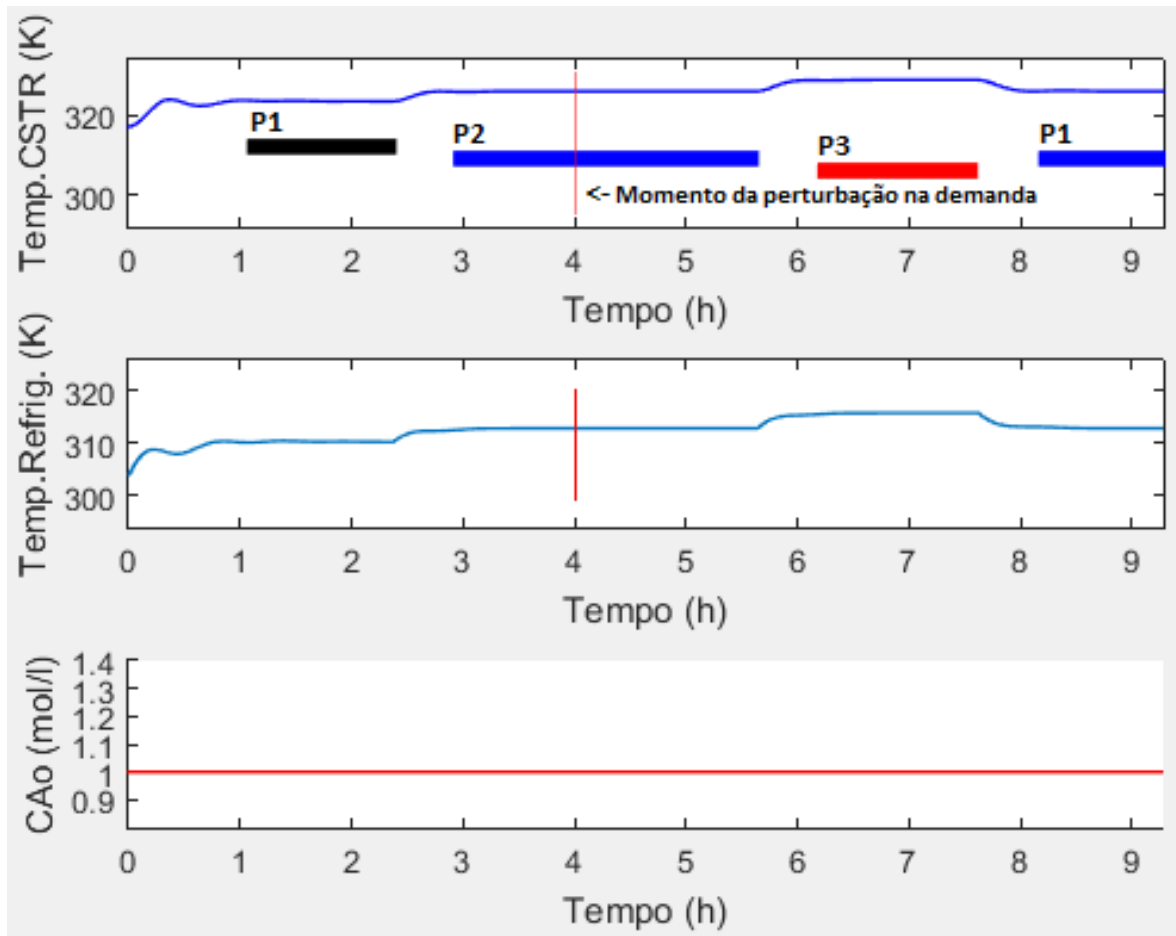


Figura 4.15 – Resultado da simulação do Cenário 06 sem reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 06, sem reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.791,57/h e tempo total de ciclo igual a 554 minutos.

A Figura 4.16 apresenta o resultado da simulação do Cenário 06, com reprogramação.

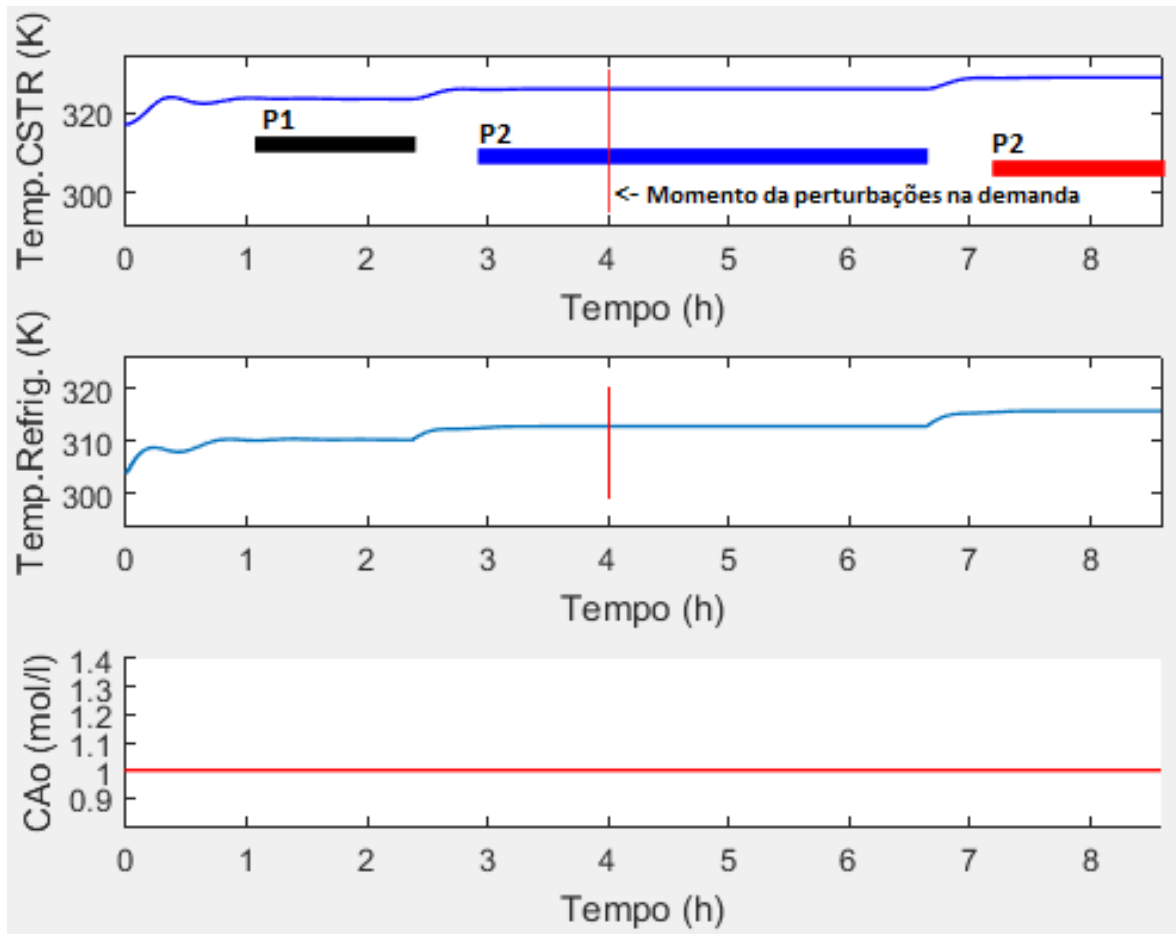


Figura 4.16 – Resultado da simulação do Cenário 06 com reprogramação

Fonte: autoria própria

A simulação do Cenário 06, com reprogramação, gerou os seguintes resultados: lucro unitário igual R\$1.953,11/h e tempo total de ciclo igual a 513 minutos.

Os resultados das simulações, com perturbações na demanda, foram consolidados na Tabela 4.3.

Tabela 4.5 – Resultados das simulações nos cenários com perturbações na demanda

Cenário	Varição na demanda (m ³)	Produto	Momento (h)	Reprogramação	Lucro Unitário (R\$/h)	Tempo do ciclo (min)
05	1,0	1	2	Não	1.619,18	557
	1,0	1	2	Sim	1.778,26	513
06	1,0	2	4	Não	1.791,57	554
	1,0	2	4	Sim	1.953,11	513

Fonte: autoria própria

Os resultados apresentados na Tabela 4.5 serão discutidos no tópico 4.2.3.

4.3. Análise dos resultados

O processo de simulação ocorreu como proposto inicialmente, isto é, foram divididas em simulações com perturbações internas e externas para cenários apresentados nas Tabelas 4.1 e 4.3. Os resultados das simulações, com perturbações internas, foram consolidados nas Tabela 4.2 e os resultados das simulações, com perturbações externas, são apresentados na Tabela 5.5.

Para todas as simulações foram consideradas as seguintes hipóteses simplificadoras:

- as demandas dos produtos devem ser totalmente supridas;
- nenhum produto tem prioridade sobre os demais com relação às suas especificações, ou seja, o sequenciamento é feito considerando apenas o melhor resultado econômico.

O propósito de executar uma simulação para um cenário básico, sem perturbação, foi criar uma referência numérica de valores de lucro unitário e tempo total de ciclo.

Vale ressaltar que os mesmos cenários foram simulados com e sem reprogramação. Simulações com reprogramação (*rescheduling*) significam que o modelo proposto operou com sua finalidade de identificar e implementar novas sequências de produção após a interrupção da produção por uma perturbação interna ou modificar as quantidades a serem produzidas com base em uma perturbação externa. Simulações, sem reprogramação, foram executadas desligando a funcionalidade do modelo de recalcular novas sequências. Isto torna possível comparar resultados entre as duas situações.

De acordo com a Tabela 4.3, observa-se que os resultados referentes às simulações dos cenários 01 e 02 ficaram iguais aos resultados do cenário Básico. Isto é, o controlador manteve a variável controlada na região de seu *setpoint* não sendo necessária a interrupção da produção. Isto mostra que pequenas perturbações na qualidade da matéria-prima não induz o sistema a reprogramações.

A simulação do cenário 03 revelou que a reprogramação gerou um resultado econômico melhor. Comparando o lucro unitário obtido com o sistema operando sem reprogramação (R\$ 1.653,41/h) com o resultado com reprogramação (R\$ 1.673,57/h) percebe-se uma diferença de R\$ 20,16/h a maior, isto é cerca de 1,2% de lucro a mais por hora. Houve também uma economia de 5 minutos no tempo total do ciclo de produção dos três produtos, que, neste caso, representa 1%.

A simulação do cenário 04 também revelou melhor desempenho econômico com a reprogramação. Comparando o lucro unitário obtido com o sistema operando sem reprogramação (R\$1.660,18/h) com o resultado com reprogramação (R\$1.718,14/h) percebe-se uma diferença de R\$57,96/h a maior, isto é cerca de 3,5% de lucro a mais por hora. Com economia de tempo de produção também de 5 minutos.

Quanto às simulações na demanda, cenário 05 e 06, cujos resultados estão apresentados na Tabela 4.5, observa-se, facilmente, que a reprogramação apresenta melhores resultados econômicos que a sua ausência. Veja, por exemplo, na Figura 4.13, enquanto o produto P1 está sendo produzido chega um pedido adicional do mesmo. A reprogramação estando desligada faz como que sua produção ocorra no final do ciclo, e isto implica em um tempo de transição a mais, conseqüentemente gastos adicionais. A Figura 4.14 ilustra a incorporação da quantidade adicional do produto P1 durante sua execução, o que significa que o modelo agiu de forma reativa, isto é, processou a reprogramação no instante que ocorreu a perturbação na demanda.

Ainda analisando a Tabela 4.5 observa-se que a simulação do cenário 05 gerou uma diferença de R\$159,08/h favorável à reprogramação, que significa 9,8% de economia, e ainda uma economia de 44 minutos com relação ao tempo total de produção.

Para o cenário 06, a diferença entre os resultados com e sem reprogramação ficou, favoravelmente à reprogramação, em R\$161,54/h, com economia de 41 minutos no tempo total de ciclo.

As simulações de perturbação na demanda para os produtos P1 e P2 foram feitas intencionalmente durante as produções dos mesmos. Isto para ilustrar que a continuidade de sua programação é mais econômica que a sua execução no final do ciclo, ou em próximo ciclo. Entretanto, o modelo está preparado para receber perturbações externas a qualquer instante. Por exemplo, pode ser que a produção do primeiro produto já tenha sido concluída no momento da chegada de um pedido adicional do mesmo, sendo a reprogramação acionada, pode ser que haja alguma mudança na sequencia posterior à conclusão do produto em andamento. Simulações dessa forma foram processadas, mas devido à pequena quantidade de produto deste estudo, mudanças nas sequências de produção não ocorreram.

5. CONCLUSÃO

Considera-se que o objetivo geral estabelecido para este trabalho foi realizado, que consistiu em desenvolver um modelo de integração entre *scheduling* e controle do processo em um CSTR, com resposta em tempo real às perturbações da demanda e nas variáveis do processo. Os objetivos específicos do trabalho foram, de forma sintética: desenvolver o modelo de integração e codificá-lo com uso da ferramenta Matlab©, montar cenários de simulação e executá-los para demonstrar que as decisões sobre *scheduling* e controle do processo tomadas de forma integrada, em malha fechada, apresentam melhores resultados econômicos do que em malha aberta.

Conforme foi visto no tópico 4.3, os cenários de simulações realizados, apresentados nas Tabelas 4.2 e 4.4, e os resultados obtidos mostram que as expectativas iniciais foram atendidas. Isto é, demonstraram que, com a melhoria do desempenho operacional da planta, devido à integração das camadas de decisão, geraram melhores benefícios econômicos.

Um ponto importante que deve ser observado, é que, neste trabalho utilizou-se de perturbações em degrau em momentos previamente planejados. Isto ocorreu com o propósito de comparação de resultados. Entretanto, na prática, e na indústria de processo, isso não é algo tão incomum. Conforme Kiliç (2011), existe grande variabilidade da qualidade de matéria-prima na indústria de processo, principalmente quando é proveniente de recursos naturais. Dessa forma, no momento em que ocorre a mudança de uma matéria-prima que está alimentando um processo, é possível que ocorra algo semelhante a um degrau.

Com relação às demandas pelos produtos, por mais que sejam planejadas, flutuações podem ocorrer a qualquer momento. A possibilidade de entrada de novos pedidos, ou ocorrência de cancelamento, não é algo desprezível. Como visto no tópico 4.3, essas perturbações têm impacto econômico no processo maior que as perturbações internas. Isto porque, a inserção de novos tempos de transição entre produtos, inquestionavelmente, significa perdas de matéria-prima e/ou de energia.

No tópico 3.6, são apresentadas características que distinguem este trabalho dos demais encontrados na literatura revisada, entre elas está o uso de um controlador DMC, tal como sugerido por Du et al. (2015), e no Quadro 3.2 é mostrado um conjunto de atributos que permitiram a comparação com outros trabalhos, semelhantes a este, encontrados na revisão literária.

Observa-se no Quadro 3.2, que a estrutura hierárquica de integração utilizada neste trabalho é uma das características que o diferencia dos demais trabalhos pesquisados.

Nesta estrutura, as decisões tomadas em cada camada utilizam de informações provenientes da outra, pois a cada intervalo de amostragem há uma troca de informações entre elas.

Outro ponto que deve ser ressaltado, com relação ao Quadro 3.2, é o método de cálculo dos tempos de transição, que têm forte impacto na atividade de *scheduling*. Os tempos de transição, utilizados no modelo proposto, são reais, pois no momento em que são calculados levam em conta as condições reais do processo, isto é, os valores das variáveis de processo medidas naquele instante de amostragem, e como já mencionado anteriormente, esses tempos são altamente sensíveis às variáveis do processo.

Os resultados obtidos neste trabalho confirmam a importância da integração, em tempo real, das camadas de decisão sobre *scheduling* e controle do processo, entretanto ainda há necessidade de novas pesquisas neste tema, como mostra a literatura revisada.

Para continuidade desse trabalho, utilizando o modelo de CSTR hipotético, propõem-se os seguintes estudos com o modelo integrado desenvolvido:

- Efetuar teste com maior número de produtos para avaliar o impacto do tempo de processamento computacional;
- Construir um modelo MIDO em malha fechada com DMC para efeito de comparação de desempenho;
- Estudar a aplicação de variantes do DMC no modelo;
- Incluir novas funcionalidades no modelo para torná-lo um sistema de controle multivariável;
- Estudar a viabilidade do seu uso em um sistema supervisório.

REFERÊNCIAS

- ADHYA, N.; TAWARMALANI, M.; SAHINIDIS, N. V. A Lagrangian Approach to the Pooling Problem. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, n. 38. Pp. 1956-1972. 1999.
- ARC Advisory Group. *Advanced Process Control & On-line Optimization. Five year market analysis and technology forecast through 2017*. 2015. Disponível em: <http://www.arcweb.com/services/supplier-selection/pages/advanced-process-control.aspx>
Acesso em: 08/05/2015.
- KEJRIWAL, A. Fast methods to solve the pooling problem. Faculty of Mathematics and Natural Sciences. Department of Informatics. Bergen. University of Bergen. 2014
- AZEVEDO, D.; VACCARO, L.R.; LIMA, R.C.; SILVA, D.O. Um Estudo de Simulação Computacional para Análise de Perfis de Aprendizagem Organizacional. *Produção*, v. 20, n. 4, pp. 639-656. 2010.
- BAGHERI, P.; SEDIGH, A.K. Robust tuning of dynamic matrix controllers for first order plus dead time models. *Applied Mathematical Modelling* n.39 pp.7017–7031, 2015.
- BALDEA, M.; HARJUNKOSKY, I. Integrated production scheduling and process control: A systematic review. *Computers and Chemical Engineering*, n. 71, pp. 377-390, 2014.
- BALDEA, M.; DU, J.; PARK, J.; HARJUNKOSKY, I. Integrated Production Scheduling and Model Predictive Control of Continuous Processes. Published online Wiley Online Library (wileyonlinelibrary.com), August 12, 2015
- BASSETT, M. H. ; DAVE, P.; DOYLE III, F. J.; KUDVA, G. K.; PEKNY, J. F.; REKLAITIS, G. V.; SUBRAHMANYAM, S. ; MILLER, D. L.; ZENTNER, M. G. Perspectives on Model Base Integration of Process Operations. Elsevier Science Ltd. Great Britain. *Computers and Chemical Engineering* Vol. 20, No. 6/7, pp. 821-844, 1996.
- BEAL, L.D.R.; CLARK, J.D.; ANDERSON, M.K.; WARNICK, S.; HEDENGREN, J.D. Combined Scheduling and Control with Diurnal Constraints and Costs Using a Discrete Time Formulation. *FOCAPO / CPC*, January 10, 2017
- BUSSIECK, M.R.; PRUESSNER, A. Mixed-Integer Nonlinear Programming. GAMS Development Corporation, 2003. Disponível em: <http://www.gamsworld.org/minlp/siagopt.pdf> Acesso em: 15/08/2016.
- CALFA, B.A. *Data Analytics Methods for Enterprise-wide Optimization under Uncertainty*. Carnegie Mellon University, Pittsburgh. 2015.
- CAMACHO, E.F.; BORDONS, C. *Model Predictive Control*. 2nd ed. Springer -Verlag, London, 2007.

CAPÓN-GARCIA,E.; GUILLÉN,G.; ESPUÑA,A. Integrating process dynamics within batch process scheduling via mixed-integer dynamic optimization. *Chemical Engineering Science*, n. 102, pp 139–150, 2013.

CATALDO,A.; PERIZZATO, A.; SCATTOLINI, R. Production Scheduling of Parallel Machines with Model Predictive Control, *Control Engineering Practice*, n. 42, pp. 28-40, 2015.

CHU, Y.; YOU,F. Online Integration of Scheduling and Control for Cyclic Production in CSTR. 51st IEEE Conference on Decision and Control. Maui, Hawaii, December 10-13, 2012.

CHU, Y.; YOU,F. Integration of production scheduling and dynamic optimization formulti-product CSTRs: Generalized Benders decomposition coupledwith global mixed-integer fractional programming. *Computers and Chemical Engineering*,n. 58, pp. 315-333, 2013.

CHU, Y.; YOU,F. Integrated Scheduling and Dynamic Optimization of Network BatchProcesses. American Control Conference (ACC). Portland, Oregon, USA. p. 5024-5029 2014.

COKER,A.K. Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design Gulf Publishing Company, Houston, Texas. 2001.

DARBY, M. L.; NIKOLAOU, M. MPC: Current practice and challenges. *Control Engineering Practice*. n20, pp 328–342, 2012.

DIAS L.S.; IAREPETRITOU,M.G. Integration of scheduling and control under uncertainties: Review and challenges. *Chemical Engineering Research and Design*, n.116, pp. 98-113, 2016.

DU, J.; PARK, J.; HARJUNKOSKI,I.; BALDEA, M. I. A time scale-bridging approach for integrating production scheduling and process control. *Computers and Chemical Engineering*, n. 79, pp. 59–69, 2015.

EGON. Enterprise-wide Optimization Collaborative Project
http://egon.cheme.cmu.edu/ewocp/slides_meetings.html. Egon – 2017.
Acesso em: 19/02/2017

ENGELL, S.; HARJUNKOSKY, I. Optimal operation: Scheduling advanced control and their integration. *Computers and Chemical Engineering*,n. 47, pp. 121-133. 2012.

FLORES-TLACUAHUAC, A.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous Cyclic Scheduling and Control of a Multiproduct CSTR Reactor. Carnegie-Mellon University, 2005. Disponível em: http://egon.cheme.cmu.edu/Papers/scheduling_controlIECRes.pdf.
Acesso em: 15/01/2016.

FLORES-TLACUAHUAC, A.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous Cyclic Scheduling and Control of Tubular Reactors: Parallel Production Lines. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, n. 50, pp. 8086-8096. 2011.

FRANCA, A. A. *Controle Preditivo DMC: Projetos e Simulações nas Formas Linear e Não-linear Baseada no Modelo de Mammertstein*. 2012. 122f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Automação e Sistemas). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC.

FLOUDAS, C. A.; LIN, X. Continuous-time versus discrete-time approaches for scheduling of chemical processes: a review. *Computers and Chemical Engineering*, n. 28, pp. 2109–2129, 2004.

FOCAPO. Foundations of Computer-Aided Process Operations Disponível em: <http://focapo.cheme.cmu.edu/>. Acesso em 22/08/2016.

FOCAPO/CPC. Foundations of Computer-Aided Process Operations / Chemical Process Control. Disponível em: <http://www.focapo-cpc.org/>, Acesso em 03/01/2017.

GROOVER, M. P. *Automação Industrial e Sistemas de Manufatura*. Ed. Pearson. 3ª ed. São Paulo. 2012.

GROSSMANN, I. E. Enterprise-wide Optimization: A New Frontier in Process Systems Engineering *Chemical Wiley InterScience* (www.interscience.wiley.com), n. 51, p. 1846-1857 2005.

GROSSMANN, I. E. Advances in mathematical programming models for enterprise-wide optimization. *Computers and Chemical Engineering*, n. 47, pp. 2– 18. 2012.

GUPTA, D.; MARAVELIAS, C. T.; WASSICK, J. M. From rescheduling to online scheduling *Chemical Engineering Research and Design II*, n. 6, pp. 83–97, 2016.

GUPTE, A.; AHMED, S.; DEY, S. S.; CHEON, M. S. Relaxations and discretizations for the pooling problem. *J Glob Optim.* N. 67, pp. 631–669, 2017.

GUTIÉRREZ-LIMÓN, M. A.; FLORES-TLACUAHUAC, A.; GROSSMANN, I. E. A reactive optimization strategy for the simultaneous planning, scheduling and control of short-period continuous reactors. *Computers & Chemical Engineering*. n. 84, pp. 507-515. 2016

HARJUNKOSKI, I. Planning and Scheduling as a Part of a Control System – Implementation Aspects. *Symposium on Process Systems Engineering*. Singapore. 15-19 July, 2012.

HARJUNKOSKI, I.; NYSTRÖM, R.; HORCH, A. Integration of scheduling and control – Theory or practice? *Computers and Chemical Engineering*, n. 33, pp. 1909–1918, 2009.

HARJUNKOSKI, I.; MARAVELIAS, C. T.; BONGERS, P.; CASTRO, P. M.; ENGELL, S.; GROSSMANN, I. E.; HOOKER, J.; MÉNDEZ, C.; SAND, G.; WASSICK, J. Scope for

industrial applications of production scheduling models and solution methods. *Computers and Chemical Engineering*, n.62, pp. 161– 193, 2014.

HENNING, G.P. Production Scheduling in the Process Industries: Current Trends, Emerging Challenges and Opportunities. 10th International Symposium on Process Systems Engineering - PSE2009. Elsevier B.V.2009.

HOOKER, J.H. Hooker, Operations research methods in constraint programming, in F. Rossi, P. van Beek and T. Walsh, eds., *Handbook of Constraint Programming*, Elsevier, pp. 527-570. 2006

IGLESIAS, J. E.; SANJUÁN, E. J.; SMITH, C. A. Tuning equation for dynamic matrix control in siso loops. *Ingenieria & Desarrollo*, n.19. pp. 88-100. 2006.

KALLRATH, J. Planning and scheduling in process industry. *OR Spectrum*. n. 24, p. 21-250. 2002.

KALLRATH, J. Solving Planning and Design Problems in the Process Industry Using Mixed Integer and Global Optimization. Special Edition of *Annals of Operations Research State-of-the-Art IP and MIP*. Monique Guignard and Kurt Spielberg, Editors. 2004.

KEJRIWAL, A. Fast methods to solve the pooling problem. Faculty of Mathematics and Natural Sciences. Department of Informatics. Bergen. University of Bergen. 2014.

KILIÇ, O. A. Planning and scheduling in process industries considering industry-specific characteristics. Publisher: University of Groningen Groningen, The Netherlands. Disponível em: <https://www.rug.nl/research/portal/files/2538169/00atit.pdf> Acesso em: 20/08/2016.

KOKATE, R. D.; WAGHMARE, L. M. Review of Tuning Methods of DMC and Performance Evaluation with PID Algorithms on a FOPDT Model. *International Journal of Control and Automation*, Vol 4, n. 2, 2011.

KOZÁK, S. State-of-the-art in control engineering. *Journal of Electrical Systems and Information Technology*, n. 1, pp. 1-9, 2014.

KWONG, W. H. *Introdução ao Controle Preditivo com Matlab*. São Carlos. EdUFSCar, 2012.

LACERDA, D.P.; DRESCH, A.; PROENÇA, A.; JÚNIOR, J.A.V.A. Design Science Research: método de pesquisa para engenharia de produção. *Gestão & Produção São Carlos*, v. 20, n. 4, pp. 741-761, 2013.

LAÍNEZ, J. M. SCHAEFER, E.; REKLAITIS. Challenges and opportunities in enterprise-wide optimization in the pharmaceutical industry. *Computers and Chemical Engineering*, n. 47, pp. 19–28, 2012.

- LI,Z.; IERAPETRITOU,M. Process Scheduling Under Uncertainty: Review and Challenges. Computers and Chemical Engineering n.32, pp. 715–727. 2008.
- LINDHOLM,.; GISELSSON, P.; QUTTINEH, N-H.; LINDESTAN, H.; FORSMAN, K. Production Scheduling in Process Industry. 22 nd International Conference on Production Research. 2013.
- LINDHOLM, A.; NYTZÉN, N.-P. Hierarchical sheduling and disturbance management in the process industry. Computers and Chemical Engineering, n. 71, pp. 489-500, 2014.
- LOPEZ-GUEDE, J.M.; FERNANDEZ-GAUNA, B.; GRAÑA, M.; OTERINO, F. On the Influence of the Prediction Horizon in Dynamic Matrix Control, International Journal of Control Science and Engineering, n. 3, pp. 22-30, 2013.
- LUYBEN, W. Chemical Reactor and Design Control. John Wiley & Sons, New Jersey, 2007.
- MACIEJOWSKI, J. M. Predictive Control with Constraints, Essex, Pearson Education Limited, 2002.
- MAYNE, D.Q.; RAWLINGS, J.B.; RAO, C.V.; SCOKAERT, P.O.M. Constrained model predictive control: Stability and optimality. Automatica n. 36, pp. 789-814, 2000.
- MANENTI, F.; MANCA, D. Transients modeling for enterprise-wide optimization: Generalized framework and industrial case study. Chemical Engineering Research and Design, n. 87, pp. 1028–1036, 2009.
- MARANDI, A. What is The Pooling Problem? NEKST-ONLINE. Disponível em: <http://nekst-online.nl/what-is-the-pooling-problem/>, Acesso em: 03/02/2017.
- MARAVELIAS, C. T. General framework and modeling approach classification for chemical production scheduling. AIChE Journal, n.58(6), pp. 1812–1828. 2012.
- MARCONI, M. de A. LAKATOS, E. M. Metodologia Científica. 5ª ed. São Paulo: Atlas, 2003.
- MARTINS, R.A.; MELLO, C.H.P.; TURRIONI, J.B. Guia para Elaboração de Monografia e TCC em Engenharia de Produção. São Paulo. Ed. Atlas. 2014.
- MARTUS, T.; LVELACE, K.; PATRICK, D.; MIRANDA, M.; DeHECK, J.; LEONARD, E. Chemical Process Dynamics and Controls, Book I. Chemical Engineering Process Dynamics and Controls Open Textbook. 2007
- MATLAB. Disponível em: http://www.mathworks.com/products/matlab/features.html#matlab_speaks_math. Acesso em: 04/06/2016.

MÉNDEZ,C.A.; CERDÁ,J.; GROSSMANN, I.E.; HARJUNKOSKI, I.; FAHL,M. State-of-the-art review of optimization methods for short-term scheduling of batch processes. *Computers and Chemical Engineering*, n. 30, pp. 913–946. 2006.

MERCHAN, A. F.; MARAVELIAS, C. Reformulations of Mixed-Integer Programming Continuous-Time Models for Chemical Production Scheduling. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, n. 53, pp. 10155–10165. 2014.

NEUMANN, K.; SCHWINDT, C.; TRAITMANN, N. Advanced production scheduling for batch plants in process industries. *OR Spectrum*, n. 24, pp. 251–279. 2002.

NIE,Y. Integration of Scheduling and Dynamic Optimization- Computational. 2014. 227f. Tesis. Doctor of Philosophy. Chemical Engineering. Carnegie Mellon University.Carnegie Institute of Technology. Pittsburgh, Pennsylvania. 2014.

NIPPERT,R.C. Simple Models That Illustrate Dynamic Matrix Control. Proceedings of the 2002 American Society for Engineering Education Annual Conference & Exposition. American Society for Engineering Education, 2002.

PEREZ, J.M.; ODLOAK, D.; LIMA, E.L. Multi-Model MPC With Output Feedback, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, n.01, pp. 131-144, São Paulo. 2014.

PERROS,H. Computer Simulation Techniques: The Definitive Introdution. Compute Science Department NC State Universitu, Raleigh, 2009.

PERRY, R. H. ; CHILTON, C. H. Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th Edition, McGraw Hill, 2008.

PHAM, V. A Global Optimization Approach to Pooling Problems in Refineries. Texas A&M University. 2007.

QIN, S.J.; BADGWELL, T. A. A survey of industrial model predictive control technology, *Control Engineering Practice*, n.11 pp. 733-764, 2003.

REVERTER, C. M.; IBARROLA, J.; CANO-IZQUIERDO, J-M. Tuning rules for quick start up in Dynamic Matrix Control. *ISA Transactions*, n. 53 pp. 612–627, 2014

RODRIGUES, M. A.; ODLOAK, D. Including Model Uncertainty in The Model Predictive Control With Output Feedback, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, n. 04 pp. 475-482, São Paulo, 2002.

ROSSITER, J.A. Model-Based Predictive Control: A Pratical Approach. CRC Press, Washington. DC, 2004.

SAAD,M.; ALBAGUL,A.; OBIAD,D. Modeling and Control Design of Continuous Stirred Tank Reactor System. Proceedings of 15th International Conference on Automatic Control, Modeling & Simulation, Brasov,Romania; 2013.

SEBORG, D.E.; EDGAR, T.F.; MELLICHAMP, D.A. Process Dynamics and Control, 3th Edition, John Wiley & Sons, Inc, 2011.

SHAH, N. K. Decomposition Approaches for Enterprise-wide Optimization in Process Industry. Graduate School-New Brunswick. 2015.

SHOBRYNS, D. E.; WHITE, D. C. Planning, scheduling and control systems: why cannot they work together. Computers and Chemical Engineering, n. 26, pp. 149–160, 2002.

SILVA, R.G.; KWONG, W. H. Nonlinear Model Predictive Control of Chemical Process. Brazilian Journal of Chemical Engineering, vol. 16, n.1, 1999.

TOLEDO, J. C.; FERRO, J. R.; TRUZZI, O. M. S. Indústrias de Processos Contínuos: Novos Rumos para a Organização do Trabalho, Revista Administração de Empresas, v.26, n.1, p.103-105, 1986.

VELEZ, S.; MARAVELIAS, C. T. Advances in Mixed-Integer Programming Methods for Chemical Production Scheduling. Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering, n. 5, pp. 97-121, 2014.

WASSICK, J. M. Enterprise-wide optimization in an integrated chemical complex. Computers and Chemical Engineering, n. 33, pp. 1950–1963, 2009.

YADAV, I.; TRIVEDI, A. Temperature Control of CSTR – A Comparative Approach. International Journal of Engineering Research and Reviews, Vol. 2, Issue 3, pp. 200-208, 2014.

YUGMA, C.; BLUE, J.; DAUZÈRE-PÉRÈS, S; Integration of Scheduling and Advanced Process Control in Semiconductor Manufacturing: Review and Outlook. IEEE International Conference on Automation Science and Engineering (CASE). 2014.

ZHUGE, J.; IERAPETRITOU, M. Simultaneous Scheduling and Control with Closed Loop Implementation on Parallel Units, Proceedings Foundations of Computer-Aided Process Operations (FOCAPO). 2012.

ZHUGE, J.; IERAPETRITOU, M. Integration of Scheduling and Control for Batch Process Using Multi-parametric Model Predictive Control, Wiley Online Library, The State University of New Jersey, 2014.

ZHUGE, J. Integration of Process Scheduling and Control. Graduate School-New Brunswick, 2015