UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

ESCOLA DE ENGENHARIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Síntese de Estruturas de Controle Auto-Otimizáveis Aplicadas à Destilação Atmosférica de Petróleo

Autor: Gustavo Borcelli Repenning

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Porto Alegre, julho de 15

Sumário

Sumário ii
Agradecimentos iv
Resumo v
Lista de Figuras vi
Lista de Tabelas vii
Lista de Símbolos viii
Lista de Abreviaturas e Siglas xii
1 Introdução 1
2 Revisão Bibliográfica 2
2.1 Otimização 2
2.2 Otimização em Tempo Real (RTO) 2
2.3 Controle Auto-Otimizável 4
2.3.1 Graus de liberdade para controle e otimização 6
2.3.2 Implementação 7
2.3.3 Seleção de variáveis controladas 7
3 Metodologia 11
3.1 Modelagem e otimização 11
3.2 Controle Auto-Otimizável 11
3.3 Metodologia proposta – Análise dos Ganhos 12
3.4 Linearização do sistema 13
3.5 Espaço nulo 13
4 Formulação do Estudo de Caso 15
4.1 Unidade de Destilação Atmosférica de Petróleo 15
4.2 Modelagem 15
4.3 Otimização 18
5 Resultados 20
5.1 Análise dos graus de liberdade 20
5.2 Otimização do modelo não-linear 22
5.3 Análise dos ganhos 23
5.4 Avaliação da perda 24
5.5 Linearização do sistema 25
5.6 Espaço nulo 27
6 Conclusões e Trabalhos Futuros 29

7 Referências 31

Apêndice A A1

Apêndice B B1

Agradecimentos

Agradeço à toda a minha família por todo o amor, suporte e educação, sem os quais não teria sido possível perseguir meus sonhos e atingir meus objetivos. À minha namorada, pela incondicional parceria, cumplicidade e carinho em todos momentos, muito obrigado.

Aos meus mestres, muito obrigado por todo o conhecimento transmitido, por toda a dedicação, ajuda e amizade; agradeço especialmente aos professores do Departamento de Engenharia Química e ao meu orientador, Prof. Dr. Marcelo Farenzena, que me auxiliou e apoiou durante a realização deste trabalho.

A todos aqueles que me auxiliaram na minha qualificação profissional, iniciação científica, intercâmbio e estágios, muito obrigado pelas oportunidades.

Aos meus amigos, que sempre estiveram presentes desde as primeiras aulas de cálculo até os últimos dias de elaboração do trabalho de conclusão de curso. Vocês me ajudaram a trilhar esse caminho de sucesso da forma mais feliz possível, muito obrigado.

Resumo

Neste trabalho é estudada a síntese de estruturas de controle auto-otimizável (SOC) aplicadas a uma unidade de destilação atmosférica de petróleo. Entende-se por controle auto-otimizável a estratégia de controle que visa manter certas variáveis controladas no seu *setpoint* ótimo ao longo de toda a faixa de distúrbios. Sua implementação é simples e a resposta é na ordem de segundos, apresentando custo de instalação e manutenção muito inferiores a um otimizador em tempo real (RTO) usual.

Por não ser um RTO, existe uma perda em relação ao ótimo local quando ocorrem distúrbios; a escolha de quais variáveis serão controladas visa diminuir essa perda até um valor aceitável. Por isso, o foco das pesquisas encontradas na literatura relacionadas ao SOC é justamente a seleção das variáveis controladas.

Para estudar a síntese de estruturas de SOC, foi utilizado um simulador comercial, o Aspen Plus. Nele, foi modelado uma planta de destilação atmosférica de petróleo, em que uma mistura de dois petróleos são alimentados no sistema, e obtêm-se quatro produtos principais: diesel, nafta, querosene e gasóleo atmosférico, além de resíduo atmosférico.

Foi desenvolvida uma metodologia heurística, baseada nos ganhos das variáveis, para selecionar variáveis controladas e suas variáveis manipuladas associadas. Também foi utilizada a linearização do sistema para fazer uma análise de varredura de diversas combinações de variáveis controladas, além da aplicação de uma metodologia bastante reconhecida na literatura, conhecida por espaço nulo.

O método baseado na análise de ganhos obteve resultados excelentes, com perda de apenas 2,51% em relação ao ótimo real no modelo não-linear. As variáveis calculadas no modelo linear através das duas metodologias não puderam ser implementadas no modelo não-linear, devido à problemas de operabilidade das colunas para as variáveis calculadas pelo método de varredura, e devido à dificuldade de implementação da variável obtida pelo método do espaço nulo.

Lista de Figuras

Figura 2.1: Hierarquia de tomada de decisões na indústria (Darby *et al.*, 2011). 3

Figura 2.2: Hierarquia da estrutura de controle de otimização em tempo real (RTO) (Engell, 2007). 4

Figura 2.3: Perda imposta por manter o *setpoint* constante (Skogestad, 2000) 5

Figura 2.4: Sensibilidade de *J* em função da variável controlada (Skogestad, 2000). 6

Figura 2.5: Hierarquia de implementação com otimização separada do controle (Halvorsen *et al.*, 2003)..... 7

Figura 4.1: Fluxograma da unidade de destilação no Aspen Plus..... 15

Figura 4.2: Curvas TBP dos petróleos e da mistura nominal..... 16

Figura 5.1: Curvas de lucro para estrutura de SOC e de RTO no modelo não-linear..... 24

Figura 5.2: Curvas de lucro para estrutura de SOC e estrutura de controle padrão 25

Figura 5.3: Curvas de lucro para estrutura de SOC e de RTO no modelo linear 26

Figura 5.4: Curvas de lucro para estruturas do *null space* e RTO 28

Lista de Tabelas

Tabela 4.1: Massa específica e graus API dos petróleos e da mistura nominal..... 16
Tabela 4.2: Restrições de composição de cada produto 17
Tabela 4.3: Variáveis utilizadas para o cálculo da o lucro..... 18
Tabela 4.4: Preços das correntes utilizados no cálculo do lucro 19
Tabela 4.5: Equações e parâmetros para estimativa de preço dos equipamentos..... 19
Tabela 4.6: Distúrbios aplicados no sistema 19
Tabela 5.1: Variáveis manipuladas do sistema 20
Tabela 5.2: Análise de graus de liberdade alternativa segundo Skogestad (2002) 21
Tabela 5.3: Medições disponíveis para serem controladas 21
Tabela 5.4: Variáveis manipuladas na restrição..... 23
Tabela 5.5: Ganho das MVs e estruturas de controle obtidas 24
Tabela 5.6: Pares CV-MV obtida no modelo linear 26

Lista de Símbolos

u – variável manipulada

y – medição disponível

d – distúrbio

c – variável controlada

J – função objetivo

g1 – modelo do processo

g2 – restrição de desigualdade

L - perda

opt – ótimo

N_m – número de graus de liberdade para controle

N_o – Número de variáveis que não afetam a função objetivo

N_{opt} – número de graus de liberdade para otimização

N_{active} – número de graus de liberdade que estão na restrição

$N_{opt,free}$ – número de graus de liberdade para otimização fora da restrição

$\mathbf{G_b}$ – matriz ganho em relação às variáveis manipuladas em estado estacionário

G – subconjunto da matriz $\mathbf{G_b}$

$\mathbf{Gd_b}$ – matriz ganho em relação aos distúrbios em estado estacionário

Gd – subconjunto da matriz $\mathbf{Gd_b}$

F – matriz sensibilidade

H – espaço nulo à esquerda da matriz de sensibilidade

$y^{opt}{}_b$ – valores das medições y no ponto ótimo do distúrbio nominal

u_b – valores das variáveis manipuladas no ponto ótimo do distúrbio nominal

U_{MP} - custo da material prima

U_E – custo da energia

U_P – custo dos produtos

U_{Fix} – custo dos equipamentos

C_P – preço do petróleo

C_V – preço do vapor

C_E – preço da energia

C_N – preço da nafta

C_K – preço do querosene

C_D – preço do diesel

C_{AGO} – preço do gasóleo atmosférico

C_{ATMR} – preço do resíduo atmosférico

$P_{F,PF}$ – custo da fornalha da PF

$P_{F,CDU}$ – custo da fornalha da CDU

$P_{C,PF}$ – custo do condensador da PF

$P_{C,CDU}$ – custo do condensador da CDU

$P_{Col,PF}$ – custo da coluna PF

$P_{col,CDU}$ – custo da coluna CDU

A – fator de amortização

r – taxa de justo

n – anos de operação

V_P – vazão de petróleo

$V_{V,PF}$ – vazão de vapor ao PF

$V_{V,CDU}$ – vazão de vapor à CDU

$V_{V,CDU1}$ – vazão de vapor à ST1

$V_{V,CDU2}$ – vazão de vapor à ST2

$V_{V,CDU3}$ – vazão de vapor à ST3

V_N – vazão de nafta da PF

V_{HN} – vazão de nafta da CDU

V_K – vazão de querosene

V_D – vazão de diesel

V_{AGO} – vazão de gasóleo atmosférico

V_{ATMR} – vazão de resíduo atmosférico

$Q_{C,PF}$ – calor ao condensador da PF

$Q_{C,CDU}$ – calor ao condensador da CDU

$Q_{F,PF}$ – calor à fornalha da PF

$Q_{F,CDU}$ – calor à fornalha da CDU

Q_{P1} – calor à *pumparound* 1

Q_{P2} – calor à *pumparound* 2

$V_{Dest,PF}$ – vazão de destilado na PF

$V_{Dest,CDU}$ – vazão de destilado na CDU

$V_{Fundo,PF}$ – vazão de fundo da PF

$V_{Fundo,CDU}$ – vazão de fundo da CDU

$V_{Água,PF}$ – vazão de água na PF

$V_{Água,CDU}$ – vazão de água na CDU

$V_{Leves,PF}$ – vazão de leves na PF

R_{PF} – razão de refluxo na PF

R_{CDU} – razão de refluxo na CDU

$T_{C,PF}$ – temperatura no condensador do PF

$T_{i,PF}$ – temperatura no prato i da PF

$T_{i,CDU}$ – temperatura no prato i da CDU

T_K – temperatura do querosene

T_D – temperatura do diesel

T_{AGO} – temperatura do gasóleo atmosférico

$T_{Res,ATM}$ – temperatura do resíduo atmosférico

X_N – ASTM D86 95% líquido de nafta da PF

X_{HN} – ASTM D86 95% líquido de nafta da CDU

X_{NafTot} – ASTM D86 95% líquido da corrente de nafta combinada

X_L – ASTM D86 95% líquido de leves

X_K – ASTM D86 95% líquido de querosene

X_D – ASTM D86 95% líquido de diesel

X_{AGO} – ASTM D86 95% líquido de gasóleo atmosférico

$X_{Res,ATM}$ – ASTM D86 95% líquido de resíduo atmosférico

$\rho_{Fundo,PF}$ – massa específica da corrente de fundo da PF

$\rho_{Res,ATM}$ – massa específica da corrente de fundo da CDU

$H_{Fundo,PF}$ – entalpia da corrente de fundo da PF

$T_{T,STj}$ – temperatura do topo da *stripper* j

T_{P1} – temperatura da corrente na *pumparound* 1

T_{P2} – temperatura da corrente na *pumparound* 2

Lista de Abreviaturas e Siglas

RTO – Otimização em tempo real

SOC – Controle Auto Otimizável

CV – Variável controlada

MV – Variável manipulada

CDU – Unidade de destilação atmosférica

PF – Coluna de destilação pré-*flash*

AGO – Gasóleo atmosférico

RATM – Resíduo atmosférico

NCO – Condições necessárias de otimalidade

ST1 – *Stripper* 1 onde é removido querosene

ST2 – *Stripper* 2 onde é removido diesel

ST3 – *Stripper* 3 onde é removido gasóleo atmosférico

1 Introdução

A otimização é um recurso cada vez mais utilizado industrialmente e seu emprego tende a aumentar ainda mais, devido à alta competitividade do mercado, padrões ambientais mais rígididos e a uma maior disponibilidade de recursos computacional e engenheiros mais treinados para usar tais ferramentas.

O otimizador em tempo real (RTO) é a ferramenta de otimização mais utilizada na indústria para otimização *online* de processos. Ela é capaz de unir o controle regulatório e a questão econômica da planta, trazendo benefícios para ambos. Entretanto, as ferramentas de RTO disponíveis são extremamentes dependentes dos modelos de processo utilizados e das medições dos distúrbios, além de operar somente quando o processo se encontra em estado estacionário. Ainda mais, o RTO possui um alto custo de implementação e manutenção, o que impulsionou pesquisas relacionadas a novas soluções para operar a planta próximo do ponto ótimo.

O controle auto-otimizável (SOC) é uma estratégia de controle que visa operar o sistema o mais próximo possível do ótimo local. Ela é composta por simples controladores PID em *feedback*, mantendo certas variáveis controladas em seus *setpoints* constantes. As variáveis controladas devem ser escolhidas de tal forma que a perda, diferença entre o lucro do SOC e o lucro ótimo, seja a menor possível.

A aplicação de controle auto-otimizável em uma planta real não é trivial devido ao grande número de variáveis manipuladas e medições disponíveis. Associar pares de variáveis manipuladas e controladas para trazer benefícios econômicos à unidade, ao mesmo tempo em que a estabilidade operacional da planta é mantida, é o foco deste trabalho.

O objetivo deste trabalho é propor uma nova metodologia para seleção de pares de variáveis controladas e manipuladas para aplicação de SOC em um sistema com modelos não-lineares rigorosos. Tal metodologia é aplicada em uma unidade de destilação atmosférica de petróleo, modelada em um simulador comercial. Outras duas metodologias para seleção de controladas são utilizadas no modelo linearizado do sistema: análise de combinações de CVs e método do espaço nulo.

O presente trabalho é dividido da seguinte forma: no segundo capítulo é apresentada uma revisão bibliográfica de otimização e RTO, uma revisão dos conceitos básicos do controle auto-otimizável, das metodologias existentes na literatura para seleção de variáveis controladas e apresentação de estudos de caso pesquisados. O terceiro capítulo apresenta a nova metodologia de análise de ganhos proposta, além de os outros dois métodos utilizados para seleção de variáveis. O capítulo quatro apresenta o estudo de caso e o cinco traz os resultados e discussões. Finalmente, no capítulo seis são feitas as conclusões quanto aos resultados observados e sugestões para trabalhos futuros são apresentados.

2 Revisão Bibliográfica

Neste capítulo é apresentada uma breve revisão bibliográfica de otimização matemática e otimização em tempo real, e uma revisão mais aprofundada do tema principal deste trabalho, que é o controle auto-otimizável.

2.1 Otimização

Otimização consiste no uso de métodos específicos para determinar a solução com mais eficiência e melhor custo-benefício para um problema. Ela atravessa os ramos da ciência, engenharia e negócios. Essa técnica é uma das ferramentas quantitativas mais utilizadas na tomada de decisão industrial (Edgar, Himmelblau e Lasdon, 2001).

A meta é atingir o mínimo de uma função objetivo, que no ramo da engenharia é usualmente o oposto do lucro ou o custo; também há casos em que a função objetivo pode ser minimizar emissões ou maximizar a produção de um certo produto. Um problema de otimização, ou programação matemática, pode ser formulado da seguinte forma:

$$min_u \; J(x,u,d) \tag{2.1}$$

$$g_1(x,u,d) = 0 \tag{2.2}$$

$$g_2(x,u,d) \leq 0 \tag{2.3}$$

Onde J é a função objetivo, g_1 é o modelo do processo, g_2 as restrições de desigualdade, u as variáveis independentes, d os distúrbios e x as variáveis de estado.

2.2 Otimização em Tempo Real (RTO)

Uma técnica bem estabelecida na indústria para vincular o controle regulatório e a otimização da planta é a técnica de otimização em tempo real (*Real-Time Optimization, RTO*). O RTO é um sistema de controle de camada superior à regulatória, baseado em modelos rigorosos, que opera em circuito fechado e fornece os *setpoints* para o sistema de controle de nível inferior, mantendo a operação o mais próximo possível do ótimo econômico (Engell, 2007).

A hierarquia padrão para controle e tomada de decisão numa planta industrial é mostrada na Figura 2.1. As linhas pontilhadas demonstram *feedback* e *setpoints* manualmente inseridos, enquanto que as linhas sólidas ocorrem em tempo real, automaticamente (Darby *et al.*, 2011).

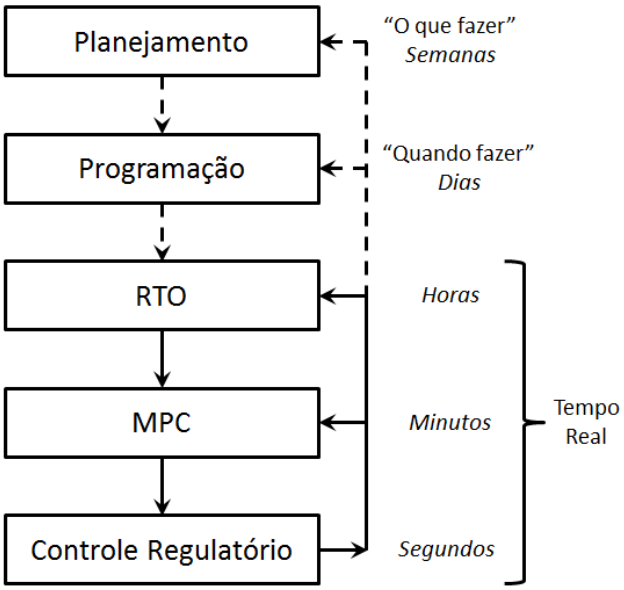

Figura 2.1: Hierarquia de tomada de decisões na indústria (Darby *et al.*, 2011).

O planejamento de produção se preocupa com "o que e como", baseado na situação econômica e em previsões, e responde a perguntas como quais matérias-primas comprar, quais produtos fabricar e quanto de cada produzir. Programação atenta em "quando produzir", tratando de problemas como chegada de matérias-primas, mudanças operacionais e estocagem. O RTO programa as decisões comerciais em tempo real em um modelo não-linear, geralmente em estado estacionário, e calcula os *setpoints* economicamente ótimos das camadas inferiores a ele. O modelo de controle preditivo (MPC) providencia controle dinâmico minuto-a-minuto e, em alguns casos, possui certa capacidade de otimização. A camada mais subordinada é a do sistema de controle distribuído (DCS), responsável pelo controle regulatório da planta, sendo a interface tipicamente utilizada para monitoramento e controle operacional (Darby *et al.*, 2011).

A estrutura hierárquica de um RTO é exemplificada na Figura 2.2. Planejamento e programação fornecem os objetivos, parâmetros e restrições para o RTO, enquanto que a camada regulatória supre informações de todas as variáveis significantes do processo. Inicialmente essas informações são analisadas e, se confirmado o estado estacionário, novos parâmetros do modelo são recalculados. Os novos parâmetros são utilizados no cálculo de otimização da função objetivo, os valores obtidos são analisados pelo sistema supervisório (que usualmente inclui os operadores da planta) e, então, os valores são inseridos como *setpoints* das variáveis controladas (Engell, 2007).

A estrutura combinada RTO/controle regulatório pode funcionar satisfatoriamente sob duas condições básicas. A primeira é que não haja mudanças significativas ocorrendo frequentemente no processo, pois caso essas mudanças ocorram em uma escala de tempo inferior ao período de amostragem do RTO, o mesmo se torna ineficaz. A segunda condição é a utilização de modelos não-lineares rigorosos que representem bem a planta. Tal condição está mais presente nos dias atuais, pois já é comum a utilização de modelos na fase de projeto e em treinamentos de operadores (Engell, 2007).

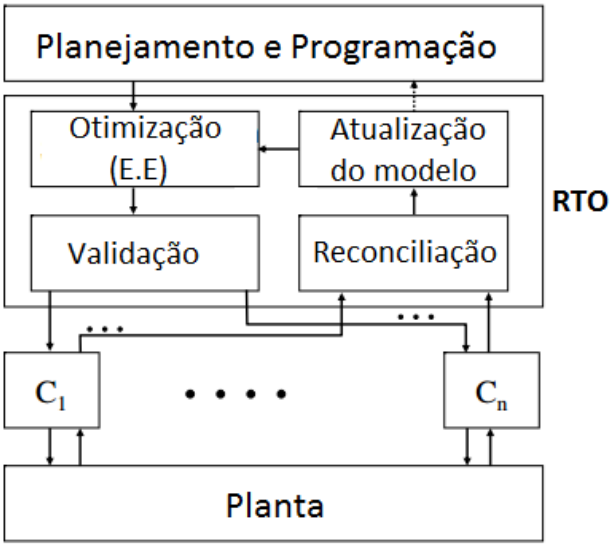

Figura 2.2: Hierarquia da estrutura de controle de otimização em tempo real (RTO) (Engell, 2007).

Uma limitação do RTO é a utilização de um modelo de processo estacionário, e a otimização ser feita somente quando a planta estiver aproximadamente em estado estacionário. O tempo entre passos sucessivos até atingir o ótimo deve ser grande o suficiente para que a planta atinja um novo estado estacionário após uma modificação dos parâmetros do modelo ou dos *setpoints*. Assim, o período de amostragem deve ser várias vezes superior à maior constante de tempo do processo. Em processos reais, os períodos de amostragem variam de algumas horas até mais de um dia (Engell, 2007).

O ganho em desempenho trazido por um sistema de controle sofisticado deve ser comparado com o aumento no custo devido à complexidade adicionada ao esquema. A adição do RTO não somente significa um alto custo de implementação; são necessárias, também, manutenção qualificada, profissionais especializados e investimento em treinamento operacional (Engell, 2007).

2.3 Controle Auto-Otimizável

Segundo Dal Ri (2014), para atingir uma operação verdadeiramente otimizada, seria necessário um modelo perfeito, todos os distúrbios deveriam ser medidos e a otimização dinâmica deveria ser resolvida *on-line*. Como isso é irreal, métodos alternativos com implementação mais simples e que operam satisfatoriamente são pesquisados. Métodos alternativos, também chamados de otimização implícita, são ferramentas de otimização baseadas em medições da planta, adaptando diretamente as entradas do processo. Tais métodos possuem custos significativamente inferiores ao RTO usualmente aplicado em indústrias de processo, segundo Skogestad (2000) e Gros, Srinivasan e Bonvin (2009).

Destes métodos, o mais proeminente na literatura é o **controle auto-otimizável** (SOC), proposto por Skogestad (2000), baseado em uma simples ideia de Morari, Arkun e Stephanopoulos (1980).

Controle auto-otimizável é quando podemos atingir uma perda aceitável com valores de setpoints constantes para as variáveis controladas escolhidas, sem a necessidade de re-otimizar quando distúrbios ocorrem, transformando o complexo problema de otimização em um simples controle feedback (Skogestad, 2000).

Segundo o autor, operação satisfatória é quando a perda *L* é a menor possível, ou seja, quando o valor real obtido por esse método chega próximo do ótimo global:

$$L = J - J_{opt} \tag{2.4}$$

onde *J* é o valor da função objetivo calculada usando controle auto-otimizável e J_{opt} é o valor da função objetivo no ponto ótimo. A Figura 2.3 exemplifica a perda ao manter *setpoints* constantes após ocorrerem distúrbios diferentes do ponto base, também chamado de distúrbio nominal (d^*). Nesse exemplo, é preferível escolher a variável C_1 a ser mantida constante, pois a perda é inferior quando comparada com C_2.

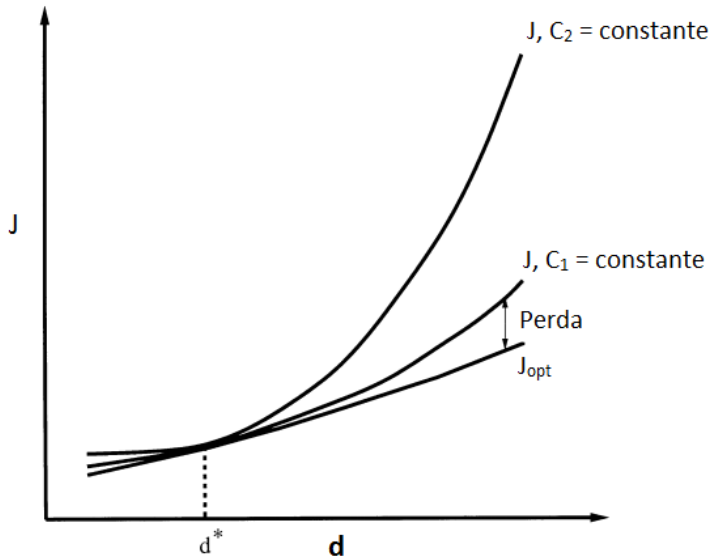

Figura 2.3: Perda imposta por manter o *setpoint* constante (Skogestad, 2000)

Segundo Skogestad (2000), ao utilizar esse método sempre haverá um erro de implementação, causado por erros de medida ou controle ruim. Esse erro adicional pode aumentar dependendo do tipo de comportamento da função objetivo em relação a variações nas variáveis controladas escolhidas. Conforme ilustrado na Figura 2.4, há três cenários diferentes, onde *c* denota o valor da variável controlada (Dal Ri, 2014).

(a) Ótimo com restrição ativa: o valor mínimo do custo encontra-se na restrição. Nesse caso, não há perda ao manter o *setpoint* constante. Adicionalmente, a implementação nesse caso é muito fácil (p. ex. manter uma válvula fechada).

(b) Ótimo sem restrição ativa com superfície "plana" (com pouca curvatura): o custo é insensível a mudanças na variável controlada *c*, e novamente a implementação é fácil.

(c) Ótimo sem restrição com superfície “aguda” (com muita curvatura): o caso mais difícil para implementação, pois o custo é muito sensível a *c*. Aconselhável selecionar outra variável controlada.

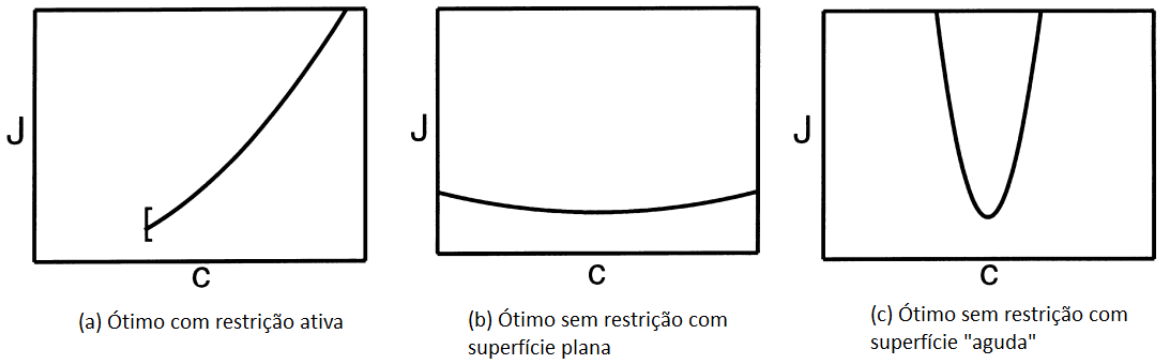

Figura 2.4: Sensibilidade de *J* em função da variável controlada (Skogestad, 2000).

A estrutura de controle acima descrita é limitada por distúrbios e variações da planta que persistem por grandes períodos de tempo quando comparados com a dinâmica da planta. A inclusão de distúrbios com alta frequência e que considerem os aspectos não estacionários da planta ainda é uma questão em aberto (Engell, 2007).

Para a avaliação econômica da estrutura de controle é utilizado o conceito de perda, conforme definido na equação 2.4. Muitos autores avaliam as estruturas de controle obtidas e comparam suas efetividades através da perda máxima; ou seja, o fator mais importante seria a maior perda ocasionada em toda a faixa de distúrbios. Para outros autores, e usualmente também para a indústria, porém, a perda média, ao longo de toda a faixa de distúrbios, é o fator mais importante.

2.3.1 Graus de liberdade para controle e otimização

De acordo com Skogestad (2000), o número de graus de liberdade para controle, N_m,é facilmente obtido pelo conhecimento do processo como o número de variáveis independentes que podem ser manipuladas por meio externos (p. ex. válvulas, equipamentos elétricos e mecânicos ajustáveis). Destes, somente uma parte deve ser considerado graus de liberdade de otimização, N_{opt}:

$$N_{opt} = N_m - N_o \tag{2.5}$$

onde N_o é o número de variáveis que não afetam a função custo *J*.

A otimização é geralmente sujeita a diversas restrições e N_{opt} deve satisfazê-las, e, ao mesmo tempo, otimizar a operação. Denotando N_{active} como o número de restrições ativas, isto é, variáveis operando na condição limite, chega-se ao número de graus de liberdade para otimização fora da restrição, $N_{opt,free}$:

$$N_{opt,free} = N_{opt} - N_{active} \tag{2.6}$$

2.3.2 Implementação

A implementação do controle auto-otimizável é muito simples. Ele deve ser implementado em uma malha de controle *feedback*, conforme Figura 2.5, onde C_s é o *set-point* que deve ser mantido constante, *u* a variável manipulada, *d* o distúrbio, *c* a variável controlada e *n* o erro de medição (Halvorsen *et al.*, 2003).

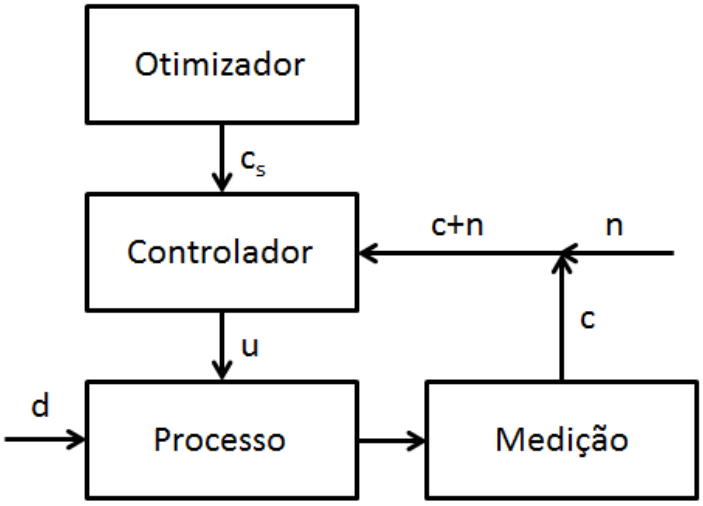

Figura 2.5: Hierarquia de implementação com otimização separada do controle (Halvorsen *et al.*, 2003).

Ainda segundo Halvorsen *et al.* (2003), na prática a implantação deve ocorrer da seguinte maneira:

1. Um conjunto de graus de liberdade deve ser ajustado para satisfazer as condições de restrições ativas.
2. Os graus de liberdade restantes devem ser ajustados para manter as variáveis controladas escolhidas *c* nos valores calculados C_s para o distúrbio nominal d^*.

2.3.3 Seleção de variáveis controladas

O passo mais importante no projeto de um sistema de controle auto-otimizável é determinar as variáveis controladas apropriadas. Diversos métodos que envolvem a seleção de CVs têm sido desenvolvidos e publicados nos últimos anos, assim como diversos estudos de caso (Kariwala, 2007).

De acordo com Skogestad (2000), após a formulação do problema (função objetivo e restrições) e análise de graus de liberdade, deve-se selecionar variáveis que não sejam muito afetadas pelo erro de *setpoint* (diferença entre o valor do *setpoint* e o ótimo real) e pelo erro de implementação (diferença entre o valor real da variável e o *setpoint*). Para diminuir esses erros, necessita-se verificar se as variáveis atendem a alguns requisitos básicos:

1. O seu valor ótimo deve ser insensível a distúrbios (erro de *setpoint* pequeno);
2. Deve ser fácil de medir e controlar (erro de implementação pequeno);

3. O seu valor deve ser sensível a mudanças na variável manipulada, ao mesmo tempo em que o seu ótimo deve ter superfície plana frente ao distúrbio;
4. Para casos com múltiplas variáveis controladas, elas não devem ser correlacionadas.

O autor propôs combinar os quatro requisitos básicos em uma única regra. Usando pequenas variações, é possível linearizar a relação entre os graus de liberdade $\boldsymbol{u}$ e as variáveis candidatas a serem mantidas constantes, $\boldsymbol{c}$:

$$\Delta \boldsymbol{c} = \mathbf{G}\ \Delta \boldsymbol{u} \tag{2.7}$$

Onde $\boldsymbol{G}$ é a matriz do ganho em estado estacionário, sendo $\overline{\boldsymbol{\sigma}}(\boldsymbol{G})$ o valor singular mínimo da matriz. Assumindo certas condições, deve-se escolher conjuntos de CVs para o qual $\overline{\boldsymbol{\sigma}}(\boldsymbol{G})$ seja maximizado.

Ainda é apresentada pelo autor, etapas para o procedimento de determinação das variáveis controladas e avaliação da perda:

1. Análise de graus de liberdade;
2. Definição do ótimo operacional (função custo e restrições);
3. Identificação dos principais distúrbios (p. ex. erros do modelo, distúrbios operacionais, erros de implementação;
4. Otimização em *d**;
5. Identificação de candidatas a variáveis controladas. Sempre se implementam as variáveis controladas que possuem ótimo na restrição;
6. Avaliação da perda para as estruturas escolhidas;
7. Análise final e seleção (incluindo análise de controlabilidade).

Arbel, Rinard e Shinnar (1996) *apud* Skogestad (2000), ao analisarem um estudo de caso de um FCC, introduziram o conceito de variável dominante e controle parcial, as quais seriam as variáveis de processo que tendem a dominar o comportamento do mesmo e que ao controlar tais variáveis, obtém-se um controle aceitável mesmo. Sendo assim, seriam boas candidatas para variáveis controladas. Os próprios autores afirmaram, porém, que "o problema de controle parcial foi discutido heuristicamente" e que "pesquisas mais aprofundadas se fazem necessárias".

Halvorsen *et al.* (2003) desenvolveram um método local exato e numericamente eficiente para avaliar a perda ao manter *setpoints* constantes. Essa abordagem permite procurar numericamente por uma combinação linear de medições para usar como variáveis controladas para obter o controle auto-otimizável. O método é baseado na expansão quadrática da função objetivo em torno do ponto nominal de operação e assume que as restrições ativas para a otimização não-linear não mudam com os distúrbios.

Alstad e Skogestad (2007) propuseram o método de espaço nulo, cujo objetivo é obter as variáveis controladas localmente ideais, i. e.:

$$\boldsymbol{c} = \boldsymbol{H}\boldsymbol{y} \tag{2.8}$$

que são combinações lineares das medições $\boldsymbol{y}$, e $\boldsymbol{H}$ é uma matriz constante. O requerimento é que haja pelo menos a mesma quantidade de medições que graus de liberdade não restritos e distúrbios, que o erro de implementação possa ser negligenciado e que as restrições ativas não mudem com os distúrbios. O primeiro passo é obter a partir de um modelo de estado estacionário uma matriz sensibilidade $\boldsymbol{F}$ em relação aos distúrbios. A matriz ótima $\boldsymbol{H}$ satisfaz:

$$\boldsymbol{H}\,\boldsymbol{F} = 0 \tag{2.9}$$

Assim, o próximo passo é obter $\boldsymbol{H}$ no espaço nulo à esquerda de $\boldsymbol{F}$ e, então, $\boldsymbol{c}$, usando a equação 2.8.

Inspirados pelas duas metodologias acima descritas, Kariwala (2007) desenvolveu um método para achar uma combinação ótima de variáveis para controle auto-otimizável local para operação em estado estacionário. O método proposto requer somente o uso de decomposição de valores singulares seguido pela determinação dos vetores característicos da matriz.

Em todos os métodos anteriormente mencionados, a perda é calculada no pior cenário. Como na realidade industrial o mais importante, usualmente, é a perda média, Kariwala, Cao e Janardhanan (2008) propuseram um novo método baseado nesse fato, além de ser computacionalmente mais eficiente. É importante lembrar que minimizar a perda média pode nem sempre ser satisfatório, pois em certos casos pode ter um desempenho pífio para determinados distúrbios e erros de implementação.

Aprimorando o método do espaço nulo, Alstad, Skogestad e Hori (2009) obtiveram uma expressão explícita para a matriz $\boldsymbol{H}$. Além disso, estenderam o método anterior para incluir os erros de implementação e para casos em que há medições extras, usando os graus de liberdade a mais para minimizar a perda causada por erros de implementação. A ideia central do método do espaço nulo estendido é primeiramente focar em minimizar a perda causada pelos distúrbios, e, em seguida, caso hajam graus de liberdade sobrando, minimizar a perda devido a erros de medição. Para o autor, a justificativa para reduzir primeiramente os distúrbios é devido à maior facilidade de reduzir os erros de medição posteriormente do que reduzir distúrbios, além de que a presença dos distúrbios é o motivo da utilização de controle *feedback* e otimização.

Outra área de otimização implícita, que também considera medições para diminuir os erros do modelo e a influência dos distúrbios no processo, é o NCO *tracking* - busca de condições necessárias de otimalidade. François, Srinivasan e Bonvin (2005) propuseram metodologias para utilizar medições para corrigir as incertezas de um processo real ao forçar as NCO (condições necessárias de otimalidade) no processo. No mesmo trabalho, o autor enfatiza a importâncias das restrições ativas.

Ye *et al.* (2013) propuseram a incorporação de NCO *tracking* ao SOC, o que possibilitaria atingir um ótimo local. Segundo o autor, o NCO deveria ser selecionado como a CV ótima, mas não é prático devido à impossibilidade de medi-lo. Então, CVs são

selecionadas para aproximar o NCO não-medido em toda a região de operação para atingir operação próximo ao ótimo global.

Há na literatura algumas aplicações de controle auto-otimizável em modelos rigorosos. A primeira tentativa de aplicação foi feita por Larsson *et al.* (2001) *apud* Dal Ri (2014) no processo Tennesse Eastman, onde os autores apresentam a dificuldade de utilizar controle auto-otimizável quando o processo possui um grande número de variáveis (12 graus de liberdade, 41 medições e 20 distúrbios). Em seu trabalho, os autores descrevem considerações feitas para eliminar algumas medições candidatas a serem mantidas constantes, como, por exemplo:

- Eliminar variáveis que não tem influência econômica;
- Variáveis cujo ótimo tem restrição ativa em toda a faixa de distúrbios devem ser utilizadas como controladas;
- Utilizar o conhecimento do processo para eliminar candidatas;
- Eliminar conjuntos de variáveis que são interdependentes.

O conceito de SOC foi utilizado por Gera *et al.* (2013) no processo de produção de cumeno, onde há quatro graus de liberdade fora da restrição. As variáveis controladas mantidas no *setpoint* ótimo foram escolhidas baseadas em conhecimento do processo e implementadas juntamente com outras variáveis manipuladas utilizadas para controle de inventário em pares de malha. Apesar da estrutura não usual, ela se mostrou simples de operar e obteve um bom desempenho econômico.

Dal Ri (2014) aplicou estruturas de controle auto-otimizável em dois estudos de caso: um evaporador a circulação forçada e na produção de cumeno, o último utilizando o simulador Aspen Plus. Para a seleção de CVs, dois métodos foram utilizados: método de varredura e método do espaço nulo.

Araújo, Govatsmark e Skogestad, (2007) aplicaram controle auto-otimizável no processo de hidro-dealquilação de tolueno (HDA), utilizando o Aspen Plus para avaliar a aplicação da metodologia de controle. Inicialmente, as composição de saída das torres de destilação e as restrições ativas são controladas, o que reduz significantemente o número de variáveis manipuladas disponíveis para otimização. Então, uma análise linear baseada na decomposição do valor singular foi utilizada para fazer uma pré-seleção das variáveis, que então foram implementadas no modelo não-linear em estado estacionário.

3 Metodologia

Neste capítulo serão apresentadas as metodologias utilizadas para o cálculo do ponto ótimo e para a escolha das variáveis controladas utilizadas na estrutura de controle auto-otimizável.

Inicialmente serão descritos os *softwares* utilizados para modelagem e otimização. Em seguida, controle auto-otimizável será brevemente discutido e então será descrita a nova metodologia proposta para seleção de pares de variáveis controladas e manipuladas para sistemas de grande dimensão. Não há descrição de metodologias concorrentes para seleção de variáveis para tais sistemas, visto que não estão disponíveis na literatura. Então, será apresentado o processo de linearização do sistema para uma seleção alternativa de variáveis controladas no sistema linear, baseada na varredura de combinações. Por fim, é descrita a metodologia do espaço nulo (*null space*).

3.1 Modelagem e otimização

Primeiramente, é necessário construir um modelo representativo do sistema a ser estudado. Para este trabalho, foi escolhido modelar e otimizar o sistema no simulador comercial Aspen Plus 7.2, devido à complexidade do sistema e à facilidade trazida pelo *software*. Em seguida, deve ser definida a função objetivo. Foi escolhido maximizar a função lucro, que considera o valor dos produtos vendidos, o custo de matérias primas, utilidades e energia, e a amortização do custo dos equipamentos.

É preciso, também, impor as especificações do produto, definir quais serão as variáveis manipuladas e seus limites, escolher os distúrbios a serem aplicados no modelo e realizar a análise dos graus de liberdade para otimização, que serão o número de variáveis controladas em *setpoints* constantes.

As variáveis escolhidas devem manter o sistema o mais próximo possível ao ótimo frente aos distúrbios. Os distúrbios em uma planta real podem surgir devido a variações naturais do processo, operação indevida, fatores ambientais e fatores externos. Neste trabalho, o distúrbio é a proporção da mistura de petróleos que alimentam a coluna, o que efetivamente modifica a composição de alimentação. O simulador trata as composições de petróleo como dezenas de pseudocomponentes.

3.2 Controle Auto-Otimizável

A metodologia de otimização implícita utilizada foi a de controle auto-otimizável, proposta inicialmente por Skogestad (2000). Variáveis controladas são escolhidas para serem mantidas em *setpoints* constantes no ótimo nominal, independentemente dos distúrbios.

Para analisar a efetividade das CVs escolhidas, é calculada a perda. Esta é definida como a diferença entre o lucro operacional mantendo-se tais CVs no *setpoint* constante e o lucro no ótimo real. Neste trabalho, para o cálculo da perda foi considerado o lucro médio, visto que na indústria esse é o valor frequentemente mais importante. É

importante ressaltar que ignorar as perdas em distúrbios pontuais pode levar a uma escolha de CVs não apropriada, pois em algum distúrbio pode ocorrer uma perda econômica inaceitável.

A síntese das estruturas de controle auto-otimizável é estudada para determinados distúrbios. Uma estrutura pode ser considerada excelente para um conjunto de perturbações, mas ter uma péssima resposta para outra. Assim, é de suma importância escolher os distúrbios mais importantes do sistema e definir o alcance de cada um.

Outro elemento importante a ser considerado são quais variáveis manipuladas estão disponíveis para a otimização. Cada CV terá que ser associada a uma MV, logo elas devem ter correlação próxima. Também, elas necessitam ter seus limites de operação definidos. Caso uma variável manipulada esteja na restrição quando o lucro for otimizado para todos os distúrbios, tal MV será mantida na restrição e será um grau de liberdade indisponível.

3.3 Metodologia proposta – Análise dos Ganhos

Para realizar a escolha de variáveis controladas, foi proposta uma metodologia para sistemas complexos não encontrada na literatura, baseada em ganhos das variáveis e nos quatro requisitos básicos de Skogestad (2000). Essa análise considera a importância das variáveis manipuladas, que muitas vezes não é mencionado na literatura de controle auto-otimizável.

Uma vez formulado o problema de otimização, ele foi resolvido para o ponto base utilizando o algoritmo SQP, do Aspen Plus. Foram feitas, em seguida, três análises de sensibilidade: dJ/du, ganho da função objetivo em relação às variáveis manipuladas, dy^{opt}/dd, ganho das medições (candidatas a variáveis controladas) no ponto ótimo em relação aos distúrbios e dy/du, ganho das medições em relação às variáveis manipuladas.

Baseado no ganho do lucro frente às variações das variáveis manipuladas, foram listadas as MVs que mais influenciam o mesmo. As MVs que obtiveram o maior ganho em relação ao lucro serão as que terão prioridade na associação com as CVs, visto que elas são as mais importantes para a economicidade da planta, enquanto que as MVs que não possuem influencia significativa no lucro serão mantidas em valores constantes.

Analisando o ganho das variáveis otimizadas frente ao distúrbio de composição, foram ranqueadas da menor para a maior, pois essas são as que sofrem menor variação frente aos distúrbios e, por consequência, provocam uma menor variação no lucro. As manipuladas que possuem maior influência do lucro devem ser associadas àquelas variáveis que sofrem menor variação frente aos distúrbios. Para realizar essa associação, pode-se utilizar conhecimento do processo, juntamente com a análise do ganho das medições frente às variações das manipuladas. É de extrema importância que as MVs e CVs possuam correlação próximas, por isso utilizar o ganho de uma em relação a outra é altamente relevante.

Finalmente, implementam-se todos os pares de manipuladas e controladas no Aspen Plus. A ferramenta *design spec* foi utilizada para manter as CVs no seu *setpoint* ótimo do distúrbio nominal, variando-se cada variável manipuladas associada individualmente.

3.4 Linearização do sistema

Outra metodologia para encontrar as melhores CVs foi feita utilizando o Matlab R2009a, baseado na linearização do modelo. Primeiramente, o sistema foi linearizado no ponto ótimo no distúrbio nominal, aplicando-se uma pequena variação na composição e nas variáveis manipuladas. De posse das matrizes de ganho e dos valores das variáveis no ponto ótimo nominal, é possível linearizar o sistema.

$$\boldsymbol{y} - \boldsymbol{y^{opt}}_{\boldsymbol{b}} = \boldsymbol{G_b}\,(\boldsymbol{u} - \boldsymbol{u_b}) + \boldsymbol{Gd_b}\,(d - d_b) \tag{3.1}$$

Onde $\boldsymbol{y}$ são as medições, ou candidatas a variáveis controladas, $\boldsymbol{y^{opt}}_{\boldsymbol{b}}$ são as medições no ponto ótimo base calculados no Aspen Plus, $\boldsymbol{G_b}$ a matriz de ganho $\Delta y_i/\Delta\, u_j$, $\boldsymbol{u}$ as variáveis manipuladas, $\boldsymbol{u_b}$ as variáveis manipuladas no ponto ótimo base, $\boldsymbol{Gd_b}$ a matriz de ganho $\Delta y_i/\Delta\, d$, d o distúrbio e d_b o distúrbio nominal.

Para cada conjunto de variáveis a serem mantidas constantes no seu ótimo nominal, calcula-se o valor das variáveis manipuladas, utilizando um subconjunto das matrizes de ganho, $\boldsymbol{G}$ e $\boldsymbol{Gd}$**,** as quais contem os ganhos das variáveis controladas desse conjunto.

$$\Delta\boldsymbol{u} = -\boldsymbol{G}^{-1}\,\boldsymbol{Gd}\,\Delta d \tag{3.2}$$

De posse do valor das variáveis manipuladas, calcula-se o valor de cada medição e o lucro, para cada distúrbio. Como chute inicial, as variáveis manipuladas são mantidas constantes e, em seguida, a primeira manipulada é substituída por todas as outras medições, uma de cada vez. O melhor conjunto, que é o que obtiver o maior lucro médio, é escolhido. Então, é feita a varredura da segunda variável controlada e assim sucessivamente, até a última CV ser definida.

Para a determinação da perda, calcula-se o ótimo ponto a ponto para toda a faixa de distúrbios no Matlab com a função *fmincon.* Por último, aplica-se o melhor conjunto de CVs no modelo não-linear.

3.5 Espaço nulo

Foi feita, também, a aplicação da metodologia do espaço nulo à esquerda para seleção de CVs. Essa metodologia, proposta por Alstad e Skogestad (2007), baseia-se em obter uma variável controlada para cada distúrbio, sendo que tais variáveis são combinações lineares de quantas medições estiverem disponíveis.

$$\boldsymbol{c} = \boldsymbol{H}\,\boldsymbol{y} \tag{3.3}$$

Onde $\boldsymbol{H}$ é uma matriz constante $n_u\ X\ n_y$. Definindo $\boldsymbol{F}$ como a matriz sensibilidade:

$$\boldsymbol{F} = dy^{opt}{}_i/dd \tag{3.4}$$

Existe uma matriz $\boldsymbol{H}$ no espaço nulo à esquerda de $\boldsymbol{F}$ que respeite:

$$\boldsymbol{H}\ \boldsymbol{F} = \boldsymbol{0} \tag{3.5}$$

A matriz sensibilidade foi calculada numericamente no modelo-não linear, otimizando no distúrbio nominal e para uma pequena variação na composição. Então, a matriz $\boldsymbol{H}$ pode ser calculada utilizando a função $null$ no Matlab. A CV obtida deve ser mantida em um *setpoint* constante, c^{opt}, segundo:

$$c^{opt} = \boldsymbol{H}\ \boldsymbol{y^{opt}} \tag{3.6}$$

A última etapa do método consiste em manter a variável obtida nesse *setpoint* calculado no sistema linearizado. Então, compara-se o lucro obtido pelo espaço nulo com o ótimo local, avaliando a efetividade da escolha através da perda.

4 Formulação do Estudo de Caso

Neste capítulo será apresentado o estudo de caso utilizado para avaliar as metodologias de síntese de estruturas de controle auto-otimizáveis.

4.1 Unidade de Destilação Atmosférica de Petróleo

A unidade de destilação atmosférica de petróleo (CDU) é a principal unidade de separação do petróleo e uma das que mais possui impacto na economicidade de uma refinaria. É alimentado nela um petróleo que já passou por um vaso separador trifásico e por uma dessalinizadora, quando o petróleo tem origem marítima.

A unidade escolhida consiste em uma torre pré-flash, com o principal objetivo de remover nafta e leves, e uma torre de destilação, onde nafta, querosene, diesel, gasóleo atmosférico (AGO) e resíduo atmosférico são obtidos como produto. Foi escolhido modelar uma planta sem a tradicional destilação á vácuo (VDU), pois, além de ela tornar o problema ainda mais complexo e dificultar a otimização e a aplicação do controle auto-otimizável, há unidades industriais que não utilizam mais essa torre, enviando todo o resíduo atmosférico para craqueamento.

4.2 Modelagem

Para a resolução do problema, foi escolhido utilizar o modelo termodinâmico Braun K-10 (BK10). Este modelo termodinâmico é próprio para hidrocarbonetos pesados a pressões baixas, e é especialmente útil quando se utiliza pseudocomponentes, que é como o Aspen Plus lida com correntes de petróleo. O fluxograma do processo, desenvolvido no Aspen Plus 7.2, é representado pela Figura 4.1, baseado nas colunas estudadas por More *et al.* (2010). As duas colunas foram modeladas utilizando o bloco *PetroFrac*.

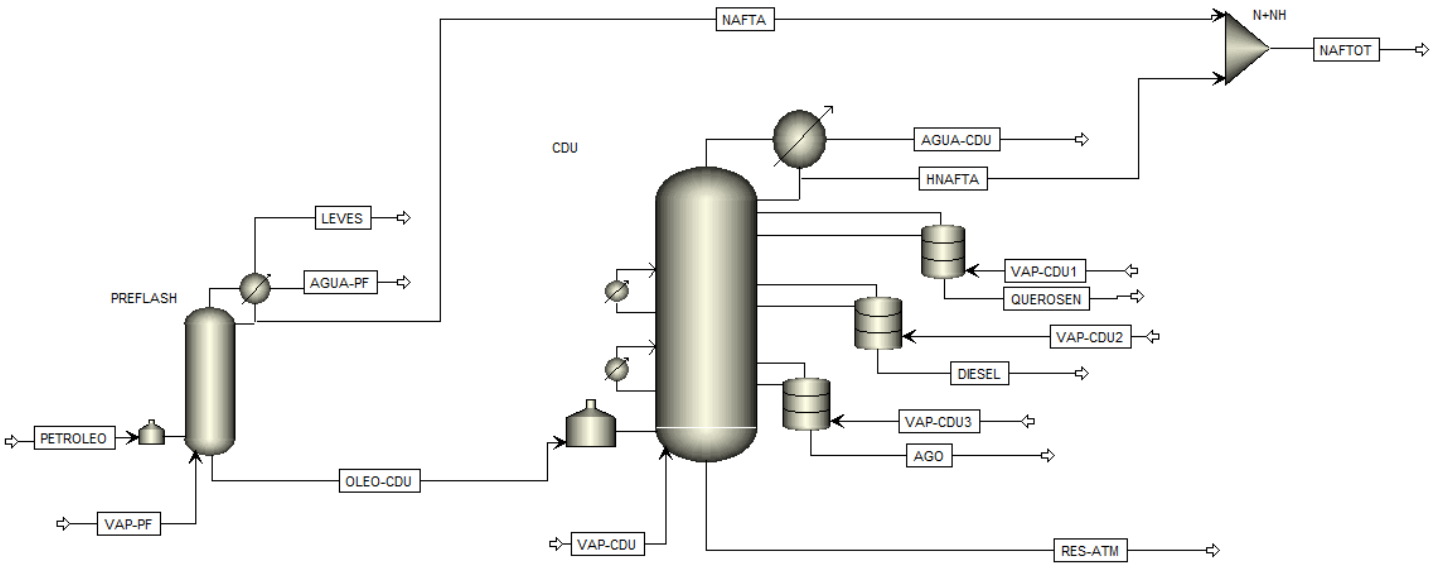

Figura 4.1: Fluxograma da unidade de destilação no Aspen Plus

O petróleo destilado na unidade é uma mistura de dois petróleos pesados genéricos, A e B. A quantidade de cada petróleo disponível foi considerada um distúrbio para a unidade, efetivamente alterando a composição do petróleo alimentado no sistema. A mistura nominal do sistema é 20% do petróleo A e 80% do B. As curvas de ponto de ebulição real (TBP – *True Boiling Point*) dos petróleos encontram-se na Figura 4.2, e suas massas específicas, a 15 °C, e graus API na Tabela 4.1.

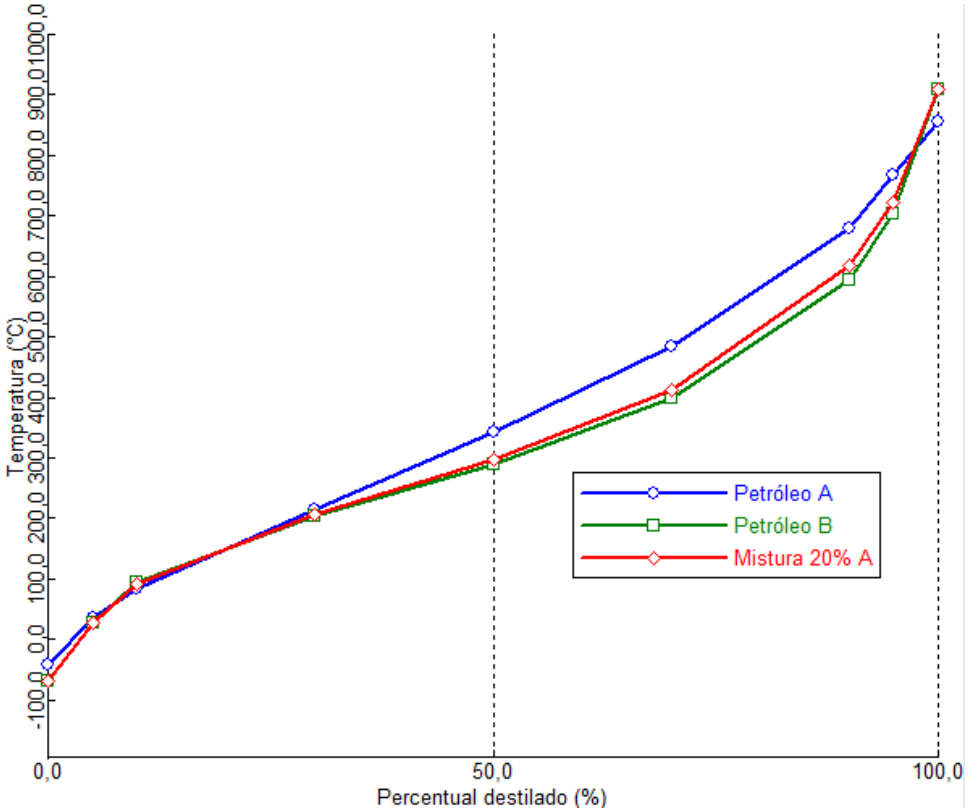

Figura 4.2: Curvas TBP dos petróleos e da mistura nominal

Tabela 4.1: Massa específica e graus API dos petróleos e da mistura nominal

	Massa específica (kg/m^3)	Graus API
Petróleo A	866,4	31,40
Petróleo B	848,7	34,80
Mistura com 20% de A	852,3	34,11

O petróleo, cuja vazão é 100.000 bbl/d, a 93 °C e 60 psia, é inicialmente alimentado na fornalha da coluna pré-flash, onde ocorre a vaporização do mesmo, a qual opera a 232 °C e 50 psia. Em seguida, é alimentado no estágio mais inferior da coluna. A coluna pré-flash possui 10 pratos, alimentação de vapor no estágio inferior (93 °C e 60 psia), e um condensador parcial operando a 77 °C. A pressão no estágio inferior é de 44,7 psia, com uma queda de pressão de 3 psi ao longo da coluna e de 2 psi no condensador. A razão de refluxo é controlada, através da ferramenta *design spec*, para manter a nafta removida no topo na especificação desejada, mostrada na Tabela 4.2. Água e leves também são removidos no topo, ambos indesejados e sem retorno financeiro.

O produto de fundo dessa torre é alimentado na fornalha da torre atmosférica. A fornalha opera em 24,2 psia e *overflash* volumétrico de 3%. *Overflash*, em colunas de

destilação atmosférica de petróleo, é um volume percentual do produto de fundo que é vaporizado a mais na fornalha e que condensa no prato acima da alimentação. Seu objetivo é "lavar" componentes não voláteis que seriam carregados pelo vapor para a corrente de AGO, melhorando a qualidade do mesmo e ajudando a impedir que o prato de onde é retirado o AGO seque.

Em seguida, alimenta-se a coluna de destilação atmosférica no 22º prato, iniciando a contagem a partir do topo. A coluna possui 25 pratos, com alimentação de vapor d'água no fundo, três saídas laterais e duas *pumparounds*, além um condensador total que remove nafta e água.

As saídas laterais são nos pratos 6, 13 e 18. Cada uma dessas correntes alimenta uma *stripper*, que tem como produto de fundo querosene, diesel e AGO, respectivamente. As colunas possuem 4, 3 e 2 estágios de separação e possuem uma entrada de vapor d'água para remoção dos componentes leves. A corrente gasosa removida no topo retorna para o prato superior da coluna principal.

A *pumparound* é uma bomba que retira o petróleo de um prato da coluna, resfria essa corrente e realimenta em um prato superior. Em uma planta industrial real, essa corrente é usualmente resfriada ao pré-aquecer outra corrente da unidade, realizando uma integração energética. Nesse estudo de caso, há duas retiradas para resfriamento e realimentação na coluna, nos pratos 8 com realimentação no 6, e retirada no 14 e realimentação no 13. A retirada de calor é feita em trocadores de calor, removendo 40 e 15 MMBtu/h do sistema, respectivamente.

Foram utilizadas as ferramentas *tray sizing* e *tray rating* do Aspen Plus para determinação do diâmetro das colunas e do tipo de bandeja, os quais encontram-se no Apêndice B. Essas ferramentas são importantes para saber se a coluna está operando normalmente ou se há problemas operacionais, como atolamento, secamento e *jet flood* (Kister, 1992).

Para a coluna atmosférica, é utilizada a ferramenta *design spec* para especificar as correntes de diesel e de nafta no topo, segundo Tabela 4.2, manipulando as vazões de saída de cada corrente. No problema original de More *et al.* (2010), querosene e AGO não foram especificados, mas para o problema de otimização neste trabalho eles serão especificados.

Tabela 4.2: Restrições de composição de cada produto

Restrições ASTM D86 95% Líquido	
Nafta	< 191 °C
Diesel	< 330 °C
Querosene	< 263 °C
AGO	< 410 °C

A metodologia de caracterização do petróleo utilizada neste trabalho e utilizada como medição de composição é a mais utilizada na indústria, dada pela norma ASTM D86. No teste, a amostra entra em ebulição e os vapores são coletados e condensados enquanto são produzidos, à pressão atmosférica. As temperaturas do vapor são, então, registradas como função da quantidade de líquido acumulada. É um teste muito mais rápido que

obtenção das curvas TBP. Como nenhum refluxo é usado e há apenas um estágio de equilíbrio, o ponto de ebulição inicial desse ensaio é maior que a TBP, enquanto que o ponto final é inferior.

Os valores das correntes no ponto nominal encontram-se no Apêndice B.

4.3 Otimização

A função objetivo a ser maximizada é o lucro, que considera o custo das correntes alimentadas, o custo das utilidades, a amortização dos equipamentos e o valor dos produtos a serem vendidos, conforme Equações 4.1 a 4.5 e Tabela 4.3, proposta por More *et al.* (2010). O código em Fortran, escrito para o cálculo dos custos no Aspen Plus, encontra-se no Apêndice A.

$$U_{MP} = C_P * V_P + Cm_V * (V_{V,PF} + V_{V,CDU} + V_{V,CDU1} + V_{V,CDU2} + V_{V,CDU3}) \quad (4.1)$$

$$U_E = C_E * (Q_{C,PF} + Q_{C,CDU} + Q_{F,PF} + Q_{F,CDU} + Q_{P1} + Q_{P2}) \quad (4.2)$$

$$U_P = C_N * (V_N + V_{HN}) + C_K * V_K + C_D * V_D + C_{AGO} * V_{AGO} + C_{ATMR} * V_{ATMR} \quad (4.3)$$

$$U_{Fix} = (P_{F,PF} + P_{F,CDU} + P_{C,PF} + P_{C,CDU} + P_{Col,PF} + P_{Col,CDU}) * A * 2 \quad (4.4)$$

$$J = (U_P - U_{MP} - U_E) * 362 - U_{Fix} \quad (4.5)$$

Tabela 4.3: Variáveis utilizadas para o cálculo da o lucro

Sigla	Variável	Unidade	Sigla	Variável	Unidade
U_{MP}	Custo da matéria prima	$/dia	$Q_{C,PF}$	Calor ao condensador da PF	MMBtu/dia
U_E	Custo da energia	$/dia	$Q_{C,CDU}$	Calor ao condensador da CDU	MMBtu/dia
U_P	Custo dos produtos	$/dia	$Q_{F,PF}$	Calor à fornalha da PF	MMBtu/dia
U_{Fix}	Custo dos equipamentos	$	$Q_{F,CDU}$	Calor à fornalha da CDU	MMBtu/dia
J	Lucro	$/ano	Q_{P1}	Calor retirado na P1	MMBtu/dia
C_P	Preço do petróleo	$/bbl	Q_{P2}	Calor retirado na P2	MMBtu/dia
C_V	Preço do vapor	$/kg	V_N	Vazão de nafta PF	bbl/dia
C_E	Preço da energia	$/MMBtu	V_{HN}	Vazão de nafta CDU	bbl/dia
C_N	Preço da nafta	$/bbl	V_K	Vazão de querosene	bbl/dia
C_K	Preço do querosene	$/bbl	V_D	Vazão de diesel	bbl/dia
C_D	Preço do diesel	$/bbl	V_{AGO}	Vazão de AGO	bbl/dia
C_{AGO}	Preço do AGO	$/bbl	V_{ATMR}	Vazão de resíduo atmosférico	bbl/dia
C_{ATMR}	Preço do resíduo atmosférico	$/bbl	$P_{F,PF}$	Custo da fornalha da PF	$
V_P	Vazão de petróleo	bbl/dia	$P_{F,CDU}$	Custo da fornalha da CDU	$
$V_{V,PF}$	Vazão de vapor à PF	kg/dia	$P_{C,PF}$	Custo do condensador da PF	$
$V_{V,CDU}$	Vazão de vapor à CDU	kg/dia	$P_{C,CDU}$	Custo do condensador da CDU	$
$V_{V,CDU1}$	Vazão de vapor à ST1	kg/dia	$P_{Col,PF}$	Custo da coluna PF	$
$V_{V,CDU2}$	Vazão de vapor à ST2	kg/dia	$P_{col,CDU}$	Custo da coluna CDU	$
$V_{V,CDU3}$	Vazão de vapor à ST3	kg/dia	A	Fator de amortização	ano^{-1}

Tabela 4.4: Preços das correntes utilizados no cálculo do lucro

Nome da Corrente	Nome de mercado	Preço	Unidade
Petróleo	Petróleo Brent	59,520	$ / bbl
Nafta	Nafta Petroquímica	1,583	R$ / l
Querosene	Querosene de aviação (QAV)	1,689	R$ / l
Diesel	Óleo Diesel S-500	1,930	R$ / l
Gasóleo Atmosférico	Óleo Combustível B-1	1,414	R$ / l
Resíduo Atmosférico	Cimento Asfáltico de Petróleo 50 70	1,096	R$ / l
Vapor	Vapor de baixa pressão	0,0055	R$ / kg

Tabela 4.5: Equações e parâmetros para estimativa de preço dos equipamentos

Variável / parâmetro	Valor / expressão	Unidade
Condensadores		
U_c	0,852	$(kW\,m^{-2}\,K^{-1})$
ΔT_c	13,9	K
A_c	$Q_c / (U_c\,\Delta T_c)$	m^2
$C_{f,c}$	$7296\ (A_c)^{0,65}$	$
Fornalhas		
Uf	0,568	$(kW\,m^{-2}\,K^{-1})$
ΔT_f	34,8	K
A_f	$Q_f / (U_f\,\Delta T_f)$	m^2
$C_{f,f}$	$7296\ (A_f)^{0,65}$	$
Colunas de destilação		
La	0,8 N	m
$C_{f,d}$	$17640\ D^{1,066}\ La^{0,802}$	$

Utilizando a ferramenta SQP embutida no Aspen Plus, calculou-se o ótimo para o ponto base e para os diferentes distúrbios, vide Tabela 4.6. Foram estipulados como limites inferiores e superiores uma variação de 20% do valor nominal para as variáveis manipuladas, além dos limites de composição superiores, listados na Tabela 4.2. Escolheu-se não restringir as composições das correntes de nafta das colunas individualmente, e sim restringir a composição da corrente misturada. É esperado um ganho econômico ao tomar tal decisão, visto que pode ser obtida uma corrente mais pesada na coluna atmosférica que poderia ser compensada pela corrente de nafta da coluna pré-*flash*.

Tabela 4.6: Distúrbios aplicados no sistema

Distúrbio	Petróleo A (%)	Petróleo B (%)
d_1	0%	100%
d_2	10%	90%
d_3^* (nominal)	20%	80%
d_4	30%	70%
d_5	40%	60%

5 Resultados

Esta seção descreve o processo de otimização do sistema de destilação atmosférica de petróleo, seguido da aplicação de diferentes metodologias de escolha de variáveis controladas a serem utilizadas no controle auto-otimizável.

5.1 Análise dos graus de liberdade

O primeiro passo para realizar a otimização do sistema é determinar o número de graus de liberdade do sistema. Simplificadamente, o número de graus de liberdade é o número de válvulas, equipamentos elétricos e mecânicos que podem ser ajustados independentemente.

Para este estudo de caso, há 25 variáveis manipuladas, como pode ser visto na Tabela 5.1. Entretanto, nem todos podem ser utilizados para a otimização, pois é necessário realizar o controle de inventário. Além disso, a vazão de petróleo foi mantida fixa. Assim, há 17 variáveis manipuladas disponíveis para otimização.

O número de graus de liberdade disponíveis para otimização pode ser confirmado por uma análise alternativa, proposta por Skogestad (2002) *apud* de Araújo, Govatsmark e Skogestad (2007), na Tabela 5.2. Cada unidade de processo adiciona o número de graus de liberdade descrito na segunda coluna, sendo a soma desses números os graus de liberdade para otimização.

Tabela 5.1: Variáveis manipuladas do sistema

Sigla	Corrente	Controle	Coluna
$V_{V,PF}$	Vapor alimentado no PF	MV para otimização	PF
$V_{V,CDU}$	Vapor alimentado na CDU	MV para otimização	CDU
$V_{V,CDU1}$	Vapor para *stripping* no ST1	MV para otimização	CDU
$V_{V,CDU2}$	Vapor para stripping no ST2	MV para otimização	CDU
$V_{V,CDU3}$	Vapor para stripping no ST3	MV para otimização	CDU
V_{P1}	Vazão na P1	MV para otimização	CDU
V_{P2}	Vazão na P2	MV para otimização	CDU
Q_{P1}	Calor trocado na P1	MV para otimização	CDU
Q_{P2}	Calor trocado na P2	MV para otimização	CDU
$Q_{F,PF}$	Calor na fornalha do PF	MV para otimização	PF
$Q_{F,CDU}$	Calor na fornalha do CDU	MV para otimização	CDU
$T_{C,PF}$	Temperatura no condensador do PF	MV para otimização	PF
$V_{Dest,PF}$	Vazão de destilado no PF	MV para otimização	PF
$V_{Dest,CDU}$	Vazão de destilado no CDU	MV para otimização	CDU
V_K	Vazão de querosene (fundo ST1)	MV para otimização	CDU
V_D	Vazão de diesel (fundo ST2)	MV para otimização	CDU
V_{AGO}	Vazão de AGO (fundo ST3)	MV para otimização	CDU

Continuação da Tabela 5.1: Variáveis manipuladas do sistema

Sigla	Corrente	Controle	Coluna
$V_{Fundo,PF}$	Vazão de fundo da PF	Controle de nível	PF
$V_{Fundo,CDU}$	Vazão de fundo da CDU	Controle de nível	CDU
$V_{Água,PF}$	Vazão de água no PF	Controle de nível de água no condensador	PF
$V_{Água,CDU}$	Vazão de água no CDU	Controle de nível de água no condensador	CDU
$V_{Leves,PF}$	Vazão de leves no PF	Controle de pressão	PF
R_{PF}	Razão de refluxo no PF	Controle de nível no condensador	PF
R_{CDU}	Razão de refluxo no CDU	Controle de nível no condensador	CDU
V_P	Vazão de petróleo	Fixo	-

Tabela 5.2: Análise de graus de liberdade alternativa segundo Skogestad (2002)

Unidades de processo	Graus de liberdade para otimização
Cada alimentação externa	1
Splitter	n - 1 (n é o número de correntes de saída)
Mixer	0
Compressor, turbina e bombas	1
Tanque de *flash* adiabático	0
Reator em fase líquida	1
Reator em fase gás	0
Trocador de calor	1
Colunas	0 + número de saídas laterais

Foram consideradas 66 variáveis controladas possíveis para o problema, as quais se encontram na Tabela 5.3. Existem, então, $\left(\frac{66}{17}\right) = 66!/(17!\,49!) = \mathbf{2,51 * 10^{15}}$ estratégias de controle possíveis, sem considerar combinações entre variáveis, o que é obviamente intratável.

Tabela 5.3: Medições disponíveis para serem controladas

Medições disponíveis			
$V_{V,PF}$	Vapor alimentado no PF	$V_{Dest,PF}$	Vazão de destilado no PF
V_N	Vazão de nafta	$V_{L,PF}$	Vazão de leves PF
$V_{Água,PF}$	Vazão de água PF	$V_{Fundo,PF}$	Vazão no fundo PF
R_{PF}	Razão de refluxo PF	$Q_{C,PF}$	Calor no condensador PF
$Q_{F,PF}$	Calor na fornalha do PF	$T_{C,PF}$	Temperatura no condensador do PF
$T_{F,PF}$	Temperatura da fornalha PF	$T_{2,PF}$	Temperatura do prato 2 PF
$T_{3,PF}$	Temperatura do prato 3 PF	$T_{9,PF}$	Temperatura do prato 9 PF

Continuação da Tabela 5.3: Medições disponíveis para serem controladas

Medições disponíveis			
$T_{10,PF}$	Temperatura de fundo PF	X_N	ASTM D86 95% L Nafta
X_L	ASTM D86 95% L Leves	$X_{Fundo,PF}$	ASTM D86 95% L Alimentação CDU
H_2O_L	Fração de água na Leves	$\rho_{Fundo,PF}$	Massa específica na alimentação da CDU
$H_{Fundo,PF}$	Entalpia na alimentação da CDU	$V_{V,CDU}$	Vapor alimentado na CDU
$V_{V,CDU1}$	Vapor para stripping no ST1	$V_{V,CDU2}$	Vapor para stripping no ST2
$V_{V,CDU3}$	Vapor para stripping no ST3	$V_{Dest,CDU}$	Vazão de destilado no CDU
V_{HN}	Vazão de HNafta	$V_{Água,CDU}$	Vazão de água na CDU
V_K	Vazão de querosene (fundo ST1)	V_D	Vazão de diesel (fundo ST2)
V_{AGO}	Vazão de AGO (fundo ST3)	$V_{Res\ ATM}$	Vazão de resíduo atmosférico
R_{CDU}	Razão de refluxo CDU	V_{P1}	Vazão na P1
V_{P2}	Vazão na P2	Q_{P1}	Calor trocado na P1
Q_{P2}	Calor trocado na P2	$Q_{F,CDU}$	Calor na fornalha do CDU
$Q_{C,CDU}$	Calor no condensador da CDU	$T_{F,CDU}$	Temperatura da fornalha CDU
$T_{1,CDU}$	Temperatura do prato 1 CDU	$T_{2,CDU}$	Temperatura do prato 2 CDU
$T_{3,CDU}$	Temperatura do prato 3 CDU	$T_{5,CDU}$	Temperatura do prato 5 CDU
$T_{6,CDU}$	Temperatura do prato 6 CDU	$T_{12,CDU}$	Temperatura do prato 12 CDU
$T_{13,CDU}$	Temperatura do prato 13 CDU	$T_{17,CDU}$	Temperatura do prato 17 CDU
$T_{18,CDU}$	Temperatura do prato 18 CDU	$T_{25,CDU}$	Temperatura do prato 25 CDU
$T_{res\ ATM}$	Temperatura do resíduo atmosférico	T_K	Temperatura do querosene
T_D	Temperatura do diesel	T_{AGO}	Temperatura do gasóleo atmosférico
$T_{T,ST1}$	Temperatura topo ST1	$T_{T,ST2}$	Temperatura topo ST2
$T_{T,ST3}$	Temperatura topo ST3	T_{P1}	Temperatura P1
T_{P2}	Temperatura P2	$X_{Res,ATM}$	ASTM D86 95% L Resíduo atmosférico
X_{HN}	ASTM D86 95% L HNafta	X_{NTotal}	ASTM D86 95% L NafTot
X_D	ASTM D86 95% L Diesel	X_K	ASTM D86 95% L Querosene
X_{AGO}	ASTM D86 95% L AGO	$\rho_{Res\ ATM}$	Massa específica no resíduo atmosférico

5.2 Otimização do modelo não-linear

O problema de otimização a ser resolvido envolve as equações 4.1 a 4.5, sendo aplicados os distúrbios da Tabela 4.6. O sistema foi otimizado permitindo ao *software* manipular todas as variáveis manipuladas disponíveis para otimização, presentes na Tabela 5.1, variando em até 20% para mais ou para menos do valor nominal. Todas as quatro restrições de composição foram necessariamente atendidas, vide Tabela 4.2. Os valores das variáveis manipuladas otimizadas em toda a faixa de distúrbios encontram-se no Apêndice B.

5.3 Análise dos ganhos

A primeira etapa, antes de iniciar a seleção de CVs, é verificar se alguma variável se manteve na restrição ao longo de toda a faixa de distúrbios. Muito provavelmente devido à não-linearidade do sistema, somente três variáveis se mantiveram na restrição em toda a faixa de aplicação do distúrbio, segundo Tabela 5.4.

Tabela 5.4: Variáveis manipuladas na restrição

Sigla	Variável	Valor	Unidade	Restrição
$Q_{F,PF}$	Calor na fornalha do PF	240	MMBtu/h	Máximo
$T_{C,PF}$	Temperatura no condensador do PF	136	°F	Mínimo
$Q_{F,CDU}$	Calor na fornalha do CDU	240	MMBtu/h	Máximo

A próxima etapa foi avaliar a sensibilidade, ou ganho, do lucro frente às variáveis manipuladas. Através da análise do ganho foi possível identificar quatro MVs que não influenciam o lucro: as vazões e calores trocados nas duas bombas *pumparounds* (V_{P1}, Q_{P1}, V_{P2} e Q_{P2}). Assim, elas serão mantidas constantes no ponto ótimo.

Após calcular o ganho dy^{opt}/dd das variáveis, elas foram listadas da menor variação para a maior. Valores pequenos de ganho das variáveis no ponto ótimo em relação aos distúrbios significam que elas variam menos ao longo da faixa de aplicação dos mesmos, permanecendo o mais próximo possível do ótimo real. Conforme metodologia proposta neste trabalho, essas variáveis são as mais indicadas para serem mantidas nos *setpoints* constantes. Por fim, calcula-se o ganho dy/du para auxiliar na escolha dos pares manipulada-controlada e, então, as associações são feitas. Três estruturas de controle foram construídas, conforme mostrada na Tabela 5.5.

Inicialmente foi criado uma primeira estrutura de controle. Ao simular esses pares no Aspen Plus, verificou-se um aumento ou diminuição além do permitido na alimentação de vapor nas *stripper* ($V_{V,CDU1}$, $V_{V,CDU2}$ e $V_{V,CDU3}$); em alguns casos houve um aumento de 300% de alimentação de vapor, enquanto que para outros a alimentação de vapor foi zerada. Essa grande variação na alimentação de vapor ocorre devido ao deslocamento do perfil de temperatura imposta pelas mudanças de composição. A alimentação de vapor tenta compensar essa mudança, mas ela não é uma variável indicada para isso, pois sua vazão é pequena frente à alimentação de vapor principal e à alimentação de petróleo.

Assim, um segundo grupo de CVs foi escolhido, em que a alimentação de vapor foi mantida no valor ótimo e as composições de diesel, querosene e gasóleo foram substituídas pela temperatura dos pratos de retirada. Essa substituição foi feita pois o ganho dessas CVs era menor que o da composição, além de que essa associação é operacionalmente preferível; medições de temperaturas são mais rápidas, baratas e requerem menos calibração que medições de composição. Porém, também devido ao deslocamento do perfil de temperatura promovido pela alteração da composição, houve mudanças tão significativas nas vazões de saída lateral que para alguns distúrbios pratos da coluna secaram, e para outros atolaram.

Então, o terceiro grupo foi selecionado, utilizando as composições dos produtos de saída lateral para controlar as vazões de saída. Com esse novo grupo foi possível operar a planta no estado estacionário, sempre mantendo as composições dentro dos limites estabelecidos.

Tabela 5.5: Ganho das MVs e estruturas de controle obtidas

MV	*dJ/du* (%)	1º grupo de CVs	2º grupo de CVs	3º grupo de CVs
$T_{C,PF}$	104,55%	Fixa - restrição	Fixa - restrição	Fixa - restrição
$V_{Dest,PF}$	79,78%	$T_{3,PF}$	$T_{3,PF}$	$T_{3,PF}$
V_D	62,45%	X_D	$\mathbf{T_{13,CDU}}$	X_D
V_K	34,04%	X_K	$\mathbf{T_{5,CDU}}$	X_K
$V_{Dest,CDU}$	18,86%	$T_{1,CDU}$	$T_{1,CDU}$	$T_{1,CDU}$
V_{AGO}	13,29%	X_{AGO}	$\mathbf{T_{18,CDU}}$	X_{AGO}
$Q_{F,PF}$	9,00%	Fixa - restrição	Fixa - restrição	Fixa - restrição
$Q_{F,CDU}$	4,16%	Fixa - restrição	Fixa - restrição	Fixa - restrição
$V_{V,PF}$	1,04%	$T_{10,PF}$	$T_{10,PF}$	$T_{10,PF}$
$V_{V,CDU}$	0,32%	$T_{25,CDU}$	$T_{25,CDU}$	$T_{25,CDU}$
$V_{V,CDU1}$	0,08%	$\mathbf{T_{5,CDU}}$	Fixa - sem CV associável	Fixa - sem CV associável
$V_{V,CDU2}$	0,04%	$\mathbf{T_{13,CDU}}$	Fixa - sem CV associável	Fixa - sem CV associável
$V_{V,CDU3}$	0,03%	$\mathbf{T_{18,CDU}}$	Fixa - sem CV associável	Fixa - sem CV associável
Q_{P1}	0,01%	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno
V_{P1}	0,00%	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno
Q_{P2}	0,00%	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno
V_{P2}	0,00%	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno	Fixa - *dJ/du* pequeno

5.4 Avaliação da perda

O resultado da aplicação da estrutura de controle do terceiro grupo da Tabela 5.5, é apresentada na Figura 5.1, juntamente com os lucros otimizados ponto a ponto, que seriam o resultado máximo que poderia ser obtido com um RTO perfeito.

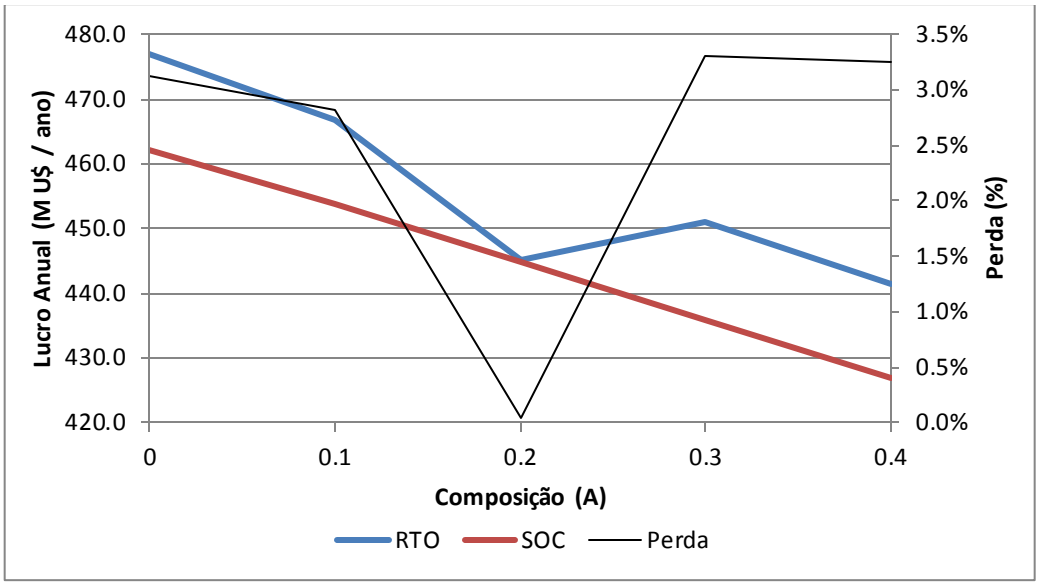

Figura 5.1: Curvas de lucro para estrutura de SOC e de RTO no modelo não-linear

Essa estrutura de controle permitiu obter excelentes resultados, com uma perda média de **2,51%**. Os outros dois grupos de CVs não puderam ser simulados, devido à secagem ou atolamento da coluna. É importante observar que a composição de nafta sempre se manteve dentro da especificação, mesmo sem haver um controle direto da mesma. Caso isso não acontecesse, seria necessário alocar uma das variáveis utilizadas no SOC para garantir que a composição se mantivesse dentro dos limites impostos, o que ocasionaria uma maior perda.

A Figura 5.2 mostra o ganho no lucro anual quando essa mesma estrutura de controle auto-otimizável é usada ao invés de uma estrutura de controle padrão. As cinco composições dos produtos foram controladas, manipulanda a vazão das mesma utilizando o *design spec*. Devido à limitação do *software*, as composições são controladas na sua restrição, mas na prática elas poderiam ser operadas em valores abaixo da mesma, o que poderia resultar em maior lucro e flexibilidade operacional.

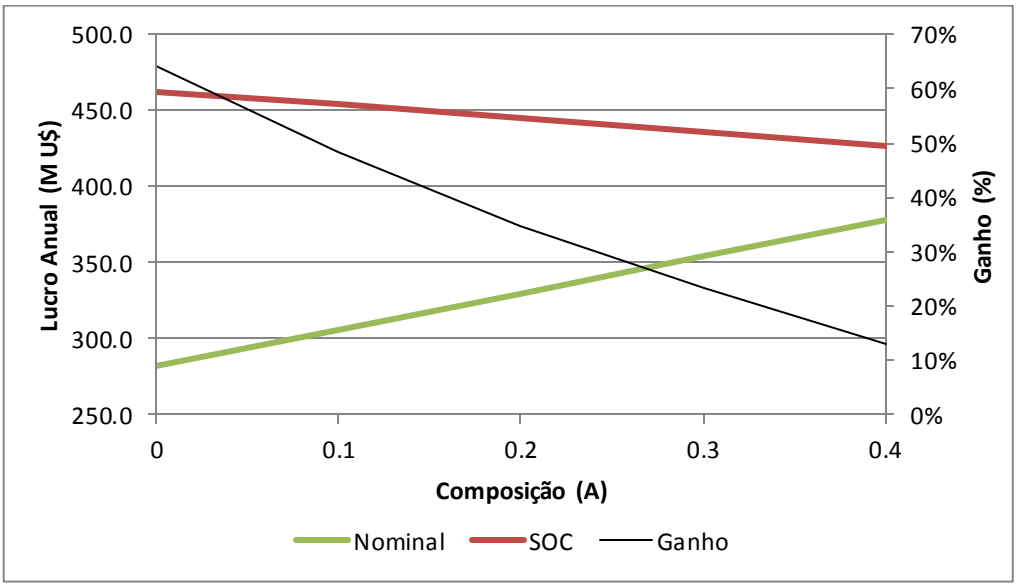

Figura 5.2: Curvas de lucro para estrutura de SOC e estrutura de controle padrão

5.5 Linearização do sistema

O sistema foi linearizado em torno do ponto ótimo para calcular um conjunto de CVs alternativo. O cálculo das matrizes ***G*** e ***Gd*** foram feitas no Aspen Plus. O sistema foi otimizado no ponto nominal do sistema linear para ser utilizado no cálculo das estruturas de controle auto-otimizáveis.

Para determinar as melhores variáveis controladas a serem mantidas constantes, as CVs foram substituídas uma de cada vez por todas as medições. É necessário limitar o número de CVs relacionadas a cada equipamento, pois quando tal estrutura for levada para o modelo não-linear é necessário ter uma manipulada associada a ela. O código utilizado para a linearização do sistema e para a escolha das variáveis controladas encontra-se no Apêndice A.

Foram selecionadas variáveis controladas segundo Tabela 5.6, as quais levaram o sistema a um lucro médio de 445,7 M U$/ano. Porém, os produtos ficaram fora de especificação para os distúrbio com valores acima do nominal. Assim, foi modificado o código para incluir as composições de saída das torres como variáveis controladas. Ainda assim, não foi possível manter as composições dentro dos limites, devido às restrições das variáveis manipuladas.

Para poder calcular a perda, foi utilizado o Matlab para otimizar o sistema linear para toda a faixa do distúrbio, simulando um RTO perfeito. O código encontra-se no Apêndice A. Na Figura 5.3, é apresentado o lucro para cada estrutura de controle, onde a linha pontilhada representa distúrbios em que foram obtidos produtos fora de especificação. A presença de produtos fora de especificação explicam o porquê do SOC obter um lucro maior que o RTO, visto que o último sempre obteve produtos dentro dos limites especificados.

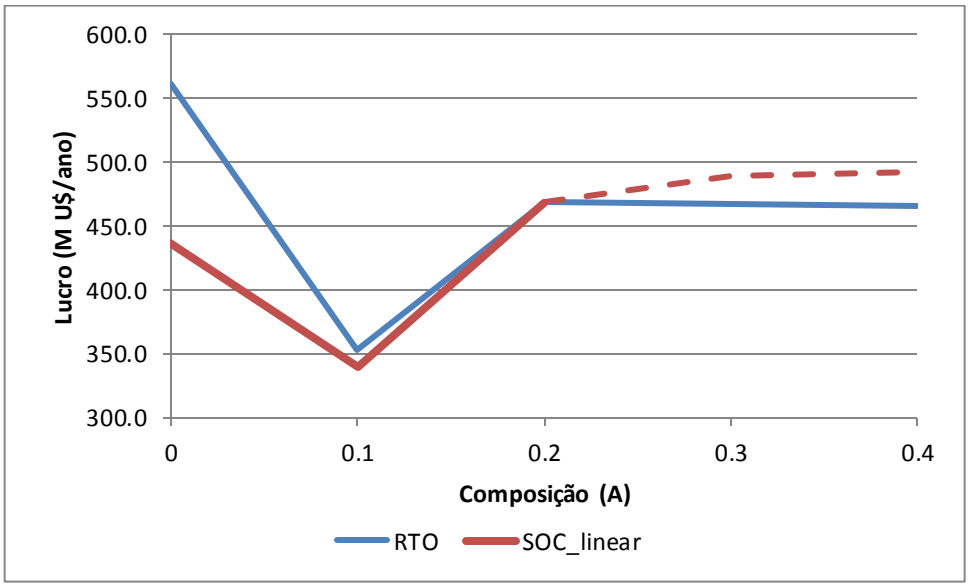

Figura 5.3: Curvas de lucro para estrutura de SOC e de RTO no modelo linear

A estrutura de controle calculada no modelo linear é, então, levada para o modelo não-linear, a fim de testar a sua efetividade em um modelo rigoroso. As variáveis controladas devem ser associadas a variáveis manipuladas, e para isso foram utilizados os ganhos dy/du para auxiliar na associação. Os pares encontram-se na Tabela 5.6.

Tabela 5.6: Pares CV-MV obtida no modelo linear

CV	MV
V_N	$Q_{F,PF}$
$V_{Dest,PF}$	Fixa
$T_{2,PF}$	$V_{V,PF}$
$T_{C,PF}$	Fixa
$Q_{F,CDU}$	Fixa
$V_{V,CDU1}$	Fixa
$V_{V,CDU2}$	Fixa

Continuação da Tabela 5.6: Pares CV-MV obtida no modelo linear

CV	MV
$T_{1,CDU}$	Q_{P1}
X_{AGO}	$V_{V,CDU3}$
V_D	Fixa
$T_{13,CDU}$	V_{AGO}
V_{P1}	Fixa
V_{P2}	Fixa
$T_{2,CDU}$	$V_{Dest,CDU}$
$T_{12,CDU}$	Q_{P2}
T_D	V_K
$T_{6,CDU}$	$V_{V,CDU}$

Ao utilizar a estrutura acima proposta no modelo não-linear não foi possível simular o sistema, devido à secagem em pratos da coluna PF e a *jet flood* na coluna CDU. Mesmo após testar diversas variações nas MVs associadas, não foi possível simular o sistema. Isso ocorre devido ao fato de que as variáveis controladas calculadas no modelo linear possuem ganhos muito baixos em relação às variáveis manipuladas, ou seja, não são muito afetadas por tais MVs, dificultando o controle. Além disso, algumas CVs selecionados no modelo linear estão muito correlacionadas entre si.

Devido ao insucesso de aplicação no modelo não-linear da estrutura acima descrita, foi utilizada a matriz de ganhos relativos (Relative gain array – RGA) para a seleção de pares associados, segundo Skogestad e Postlethwaite (2005). Entretanto, a mesma estrutura de controle foi obtida.

5.6 Espaço nulo

A metodologia do espaço nulo também foi aplicada ao modelo linear. Inicialmente, a matriz sensibilidade foi calculada numericamente através do Aspen Plus. Em seguida, a matriz ***H*** foi obtida utilizando a função *null* no Matlab. A matriz ***H*** fornece diversas combinações lineares possíveis e deve-se escolher uma delas arbitrariamente. Por último, multiplica-se uma das linhas da matriz ***H*** pelas medições disponíveis, obtendo uma combinação linear das mesmas.

É preciso escolher arbitrariamente quais medições serão utilizadas no método. Foram escolhidas dois conjuntos, um com todas as 66 medições disponíveis, e outro com apenas as 6 medições de temperatura da Tabela 5.6. O lucro anual de cada estrutura submetida aos distúrbios encontra-se na Figura 5.4. A combinação linear das medições de temperatura, em °F, é a seguinte:

$$c^{opt} = 179{,}11 = -0{,}217\, T_{2,PF} + 0\, T_{C,PF} - 0{,}074\, T_{1,CDU} - 12{,}503\, T_{13,CDU} + 40{,}365\, T_{2,CDU} - 18{,}962\, T_{12,CDU} + 32{,}335\, T_{6,CDU} \quad (5.1)$$

Como esperado, a perda foi pequena, com média de 2,26%. Surpreendentemente, o resultado obtido utilizando 66 variáveis foi praticamente o mesmo que usando as 6 temperaturas. A perda com a metodologia do espaço nulo foi inferior à obtida pela varredura das combinações de CVs.

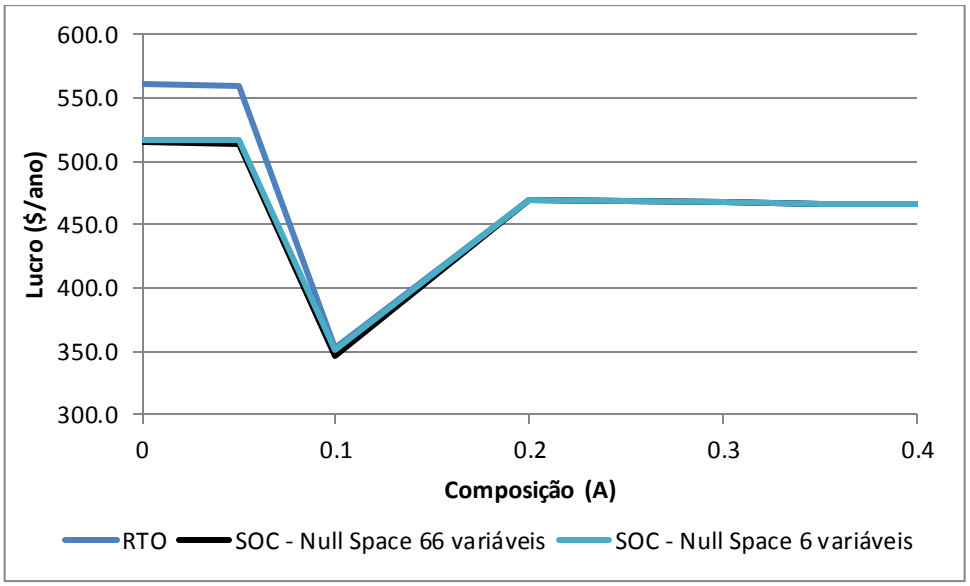

Figura 5.4: Curvas de lucro para estruturas do *null space* e RTO

Apesar do excelente resultado matemático, a aplicação dessa metodologia no modelo não-linear não é trivial e está fora do escopo deste trabalho. Sua aplicação industrial também é bastante limitada, devido à alta dificuldade de implementação. Manter uma combinação linear de variáveis em um valor constante, mantendo todas as variáveis dentro dos limites estabelecidos e operando a planta em condições satisfatórias, é praticamente utópico. Haveria, também, muita resistência por parte da operação em operar um sistema que não pudesse ser manipulado livremente e de difícil explicação, além de possível dificuldade de sintonia do controlador. Por último, seria necessário que todos os instrumentos funcionassem o tempo inteiro, pois se apenas um deles deixasse de funcionar, toda a estrutura de controle auto-otimizável estaria comprometida.

6 Conclusões e Trabalhos Futuros

Este trabalho propôs estruturas de controle auto-otimizáveis para um modelo rigoroso simulando uma planta de destilação atmosférica de petróleo no simulador comercial Aspen Plus 7.2. Para a escolha das variáveis controladas foram utilizados três métodos distintos: método da análise de ganhos, o qual foi proposto neste trabalho para aplicação em modelos complexos, análise de varredura no sistema linearizado e metodologia do espaço nulo, também para o sistema linearizado.

Foi proposta uma nova metodologia heurística, baseada na análise dos ganhos das variáveis, para a obtenção de pares de variáveis controladas e manipuladas. Essa metodologia se mostrou simples e de fácil aplicação, obtendo excelentes resultados. Foi calculada uma perda de apenas 2,51% em relação ao ótimo, mantendo as composições dos produto dentro da especificação, mesmo sem um controle direto de composição da corrente de nafta.

Ao linearizar o sistema foi possível a determinação do conjunto de variáveis controladas que levavam ao melhor lucro médio no *software* Matlab 2009a. Apesar de obter um bom lucro médio, a estrutura de controle auto-otimizável não manteve os produtos dentro das especificações. Também, a estrutura proposta para o modelo linear não foi possível de ser utilizada no modelo não-linear, visto que o modelo simplificado não considera diversas não-linearidades e possíveis problemas operacionais.

A metodologia do espaço nulo foi aplicada no modelo linear, obtendo perdas médias bastante pequenas. Sua implementação em uma planta real e em modelos rigorosos, entretanto, não é trivial.

A nova metodologia proposta é ideal para modelos complexos e plantas reais. Diferentemente das outras metodologias encontradas na literatura, ela tem a sua análise iniciada nas variáveis manipuladas, que então são associadas a controladas. Começar a análise pelas variáveis manipuladas permite que elas sejam associadas a controladas com as quais elas tenham relação próxima, proporcionando uma estrutura de controle efetiva e com perda média pequena.

A utilização da metodologia proposta, porém, ainda possui alguma dificuldade de implementação em plantas reais. Primeiramente, é necessário haver um modelo rigoroso do sistema real para a obtenção dos ganhos e do ponto ótimo do sistema. Além disso, o alto número de medições e variáveis manipuladas disponíveis pode levar a uma estrutura de controle não-usual. Por último, a estrutura de controle é projetada para uma certa faixa de distúrbios; não há garantias que, para distúrbios além dos limites e para distúrbios não considerados no estudo da síntese da estrutura, haja uma perda aceitável.

Para trabalhos futuros, novos distúrbios podem ser considerados, assim como a interação entre diferentes distúrbios. Caso haja diversos distúrbios atuando ao mesmo tempo, a estrutura de controle não será tão facilmente determinada, pois o ganho dy^{opt}/dd_i pode ser alterado significantemente, dependendo do distúrbio.

Ainda para trabalhos futuros, é possível estudar o comportamento da estrutura de controle no estado transiente. O SOC pode ser considerado para transições entre *grades*

e partidas de planta, visto que ele é uma estrutura de controle, algo que não pode ser feito para o RTO estático.

Para ser aplicado industrialmente, seria interessante calcular o ótimo para diversos distúrbios utilizando o modelo não-linear e, então, modificar o *setpoint* das variáveis controladas dependendo do distúrbio, caso ele possa ser medido. Assim, seria possível atingir perdas menores, aproximando ainda mais o resultado econômico do controle auto-otimizável ao RTO usual.

7 Referências

Alstad, V.; Skogestad, S. Null Space Method for Selecting Optimal Measurement Combinations as Controlled Variables. **Industrial & Engineering Chemistry Research,** v. 46, n. 3, p. 846-853, 2007/01/01 2007. ISSN 0888-5885.

Alstad, V.; Skogestad, S.; Hori, E. S. Optimal measurement combinations as controlled variables. **Journal of Process Control,** v. 19, n. 1, p. 138-148, 2009.

ANP, Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Preços de produtores e importadores de derivados de petróleo.** 2013.

Arbel, A.; Rinard, I. H.; Shinnar, R. Dynamics and Control of Fluidized Catalytic Crackers. 3. Designing the Control System: Choice of Manipulated and Measured Variables for Partial Control. **Industrial & Engineering Chemistry Research,** v. 35, n. 7, p. 2215-2233, 1996/01/01 1996. ISSN 0888-5885.

Banco Central do Brasil. **Histórico das taxas de juros**. 2015.

Dal Ri, C. **Estudo de estruturas de controle auto-otimizáveis**. 2014. (Graduação). Departamento de Engenharia Química, UFRGS, Brasil.

Darby, M. L. et al. RTO: An overview and assessment of current practice. **Journal of Process Control,** v. 21, n. 6, p. 874-884, 2011.

de Araújo, A. C. B.; Govatsmark, M.; Skogestad, S. Application of plantwide control to the HDA process. I-steady-state optimization and self-optimizing control. **Control Engineering Practice,** v. 15, n. 10 SPEC. ISS., p. 1222-1237, 2007.

Edgar, T. F.; Himmelblau, D. M.; Lasdon, L. S. **Optimization of Chemical Process**. 2. McGraw-Hill, 2001. ISBN 9780070393592.

EIA, Energy Information Administration, Estados Unidos da América. **Europe Brent Spot Price**. 2015

Engell, S. Feedback control for optimal process operation. **Journal of Process Control,** v. 17, n. 3, p. 203-219, 2007.

François, G.; Srinivasan, B.; Bonvin, D. Use of measurements for enforcing the necessary conditions of optimality in the presence of constraints and uncertainty. **Journal of Process Control,** v. 15, n. 6, p. 701-712, 9// 2005. ISSN 0959-1524.

Gera, V. et al. Economic Plantwide Control of the Cumene Process. **Industrial & Engineering Chemistry Research,** v. 52, n. 2, p. 830-846, 2013/01/16 2013. ISSN 0888-5885.

Gros, S.; Srinivasan, B.; Bonvin, D. Optimizing control based on output feedback. **Computers and Chemical Engineering,** v. 33, n. 1, p. 191-198, 2009.

Halvorsen, I. J. et al. Optimal selection of controlled variables. **Industrial and Engineering Chemistry Research,** v. 42, n. 14, p. 3273-3284, 2003.

Kariwala, V. Optimal measurement combination for local self-optimizing control. **Industrial and Engineering Chemistry Research,** v. 46, n. 11, p. 3629-3634, 2007.

Kariwala, V.; Cao, Y.; Janardhanan, S. Local Self-Optimizing Control with Average Loss Minimization. **Industrial & Engineering Chemistry Research,** v. 47, n. 4, p. 1150-1158, 2008/02/01 2008. ISSN 0888-5885.

Kister, H. **Distillation Design**. McGraw-Hill Education, 1992.

Larsson, T. et al. Self-Optimizing Control of a Large-Scale Plant: The Tennessee Eastman Process. **Industrial & Engineering Chemistry Research,** v. 40, n. 22, p. 4889-4901, 2001/10/01 2001. ISSN 0888-5885.

Morari, M.; Arkun, Y.; Stephanopoulos, G. STUDIES IN THE SYNTHESIS OF CONTROL STRUCTURES FOR CHEMICAL PROCESSES. **AIChE Journal,** v. 26, n. 2, p. 220-232, 1980.

More, R. K. et al. Optimization of crude distillation system using aspen plus: Effect of binary feed selection on grass-root design. **Chemical Engineering Research and Design,** v. 88, n. 2, p. 121-134, 2010.

Skogestad, S. Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure. **Journal of Process Control,** v. 10, n. 5, p. 487-507, 2000.

Plantwide control: Towards a systematic procedure. Proceedings of the European symposium on computer aided process engineering. 12**:** 57-69 p. 2002.

Skogestad, S.; Postlethwaite, I. **Multivariable Feedback Control: Analysis and Design**. John Wiley & Sons, 2005.

William, L. L. **Distillation Design and Control using Aspen Simulation**. New York: John Wiley & Sons 2006.

Ye, L. et al. Approximating necessary conditions of optimality as controlled variables. **Industrial and Engineering Chemistry Research,** v. 52, n. 2, p. 798-808, 2013.

Apêndice A

Código em Fortran para o cálculo do lucro no Aspen Plus

```
PN=VZNAFTA+VZHNAFT
PK=VZKEROS
PD=VZDIESEL
PA=VZAGO
PR=VZATMRES
PC=VZCRUDE

FS=CDUSTM+CDUSTM1+CDUSTM2+CDUSTM3+PFSTEAM

HCDU=(-CDUCOND+CDUFURN-P1HEAT-P2HEAT)*1055055*24
HPFL=(-PFCOND+PFFURN)*1055055*24

CTPFL=17640*((PFLD*0.3048)**1.066)*((0.80*10)**0.802)
CTCDU=17640*((CDUD*0.3048)**1.066)*((0.80*25)**0.802)
CTPFLC=7296*((-PFCOND*293.071)/(0.852*13.9))**0.65
CTCDUC=7296*((-CDUCOND*293.071)/(0.852*13.9))**0.65
CTPFLF=7296*((PFFURN*293.071)/(0.852*13.9))**0.65
CTCDUF=7296*((CDUFURN*293.071)/(0.852*13.9))**0.65

r=0.11
n=10
A=(r*(1+r)**n)/((1+r)**n-1)

PROD=CTCRUDE*(1.59*PN+1.37*PK+1.17*PD+1.1*PA+0.9*PR)
RAW=CTCRUDE*PC+CTSTM*FS
HEAT=(HCDU+HPFL)*4.74/(10**(6))
FIXED=(CTPFL+CTCDU+CTPFLC+CTCDUC+CTPFLF+CTCDUF)*A*2

PROFIT=(PROD-RAW-HEAT)*362-FIXED
```

Código para Matlab para determinação de SOC

```
%Matriz ganho dy/du, 66x17
G_base = [ ... ]

%Matriz ganho dy/dd, 66x1
Gd_base = [ ... ]

%y no ponto ótimo do distúrbio nominal, 66x1
y_opt_b = [ ... ]

%u ótimo no distúrbio nominal, 66x1
u_opt_b = [ ... ]

%limite inferior de y, 66x1
lower_y = [ ... ]

%limite superior de y, 66x1
upper_y = [ ... ]

% Variáveis associadas à PF, 21x1
CV_PF = [ ... ]

% Variáveis associadas à CDU, 45x1
CV_CDU = [ ... ]
%Variáveis para controle de inventário, 7x1
CV_inventario = [ ... ];

%Cálculo do lucro
```

```
function [ lucro ] = L
(nafta,hnafta,kerosene,diesel,ago,atmr,pfs,cdus,cdus1,cdus2,cdus3,condcdu,condpf,
forncdu,fornpf,p1heat,p2heat )
PFD=12.467;
CDUD=26.246;
CTCRUDE=59.52;
CTSTEAM=0.00249475;
CTNAFTA=80.004053;
CTKEROS=85.2864582;
CTDIESEL=97.4572532;
CTAGO=71.3975988;
CTATMRES=55.3317742;

      PN=nafta+hnafta;
      PK=kerosene;
      PD=diesel;
      PA=ago;
      PR=atmr;
      PC=100000;

      FS=pfs+cdus+cdus1+cdus2+cdus3;

     HCDU=(-condcdu+forncdu-p1heat-p2heat)*1055055*24;
     HPFL=(-condpf+fornpf)*1055055*24;

      CTPFL=17640*((PFD*0.3048)^1.066)*((0.80*10)^0.802);
      CTCDU=17640*((CDUD*0.3048)^1.066)*((0.80*25)^0.802);
      CTPFLC=7296*((-condpf*293.071)/(0.852*13.9))^0.65;
      CTCDUC=7296*((-condcdu*293.071)/(0.852*13.9))^0.65;
      CTPFLF=7296*((fornpf*293.071)/(0.852*13.9))^0.65;
      CTCDUF=7296*((forncdu*293.071)/(0.852*13.9))^0.65;

      r=0.11;
      n=10;
      A=(r*(1+r)^n)/(((1+r)^n)-1);

      PROD=CTNAFTA*PN+CTKEROS*PK+CTDIESEL*PD+CTAGO*PA+CTATMRES*PR;
      RAW=CTCRUDE*PC+CTSTEAM*FS;
      HEAT=(HCDU+HPFL)*4.74/(10^(6));
      FIXED=(CTPFL+CTCDU+CTPFLC+CTCDUC+CTPFLF+CTCDUF)*A*2;

      lucro=(PROD-RAW-HEAT)*362-FIXED;

end

% DETERMINAÇÃO DE SOC
% Inicia com as MVs cte
cv_cte = [1; 2; 3; 4; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14; 15; 16; 17];
lucro_medio_max = 0;
lucro_max = 0;
dist = [0 0.1 0.2 0.3 0.4];
% i é o número de CVs
for i=1:17
    % j é o número de medições
    for j=1:66
        % impedir duas CVs iguais
        if any (cv_cte(:) == j)

        else
            % impedir que seja utilizado variáveis de controle de
            % inventário
            if any (CV_inventario(:)  == j)

            else
                % CV do PF
                if any (CV_PF(:) == cv_cte(i))

                    if any (CV_PF(:) == j)

                        %Matriz ganho dy/du, 17x17
```

```
                        G = [G_base(cv_cte(1),:); …];

                        %Matriz ganho dy/dd, 17x1
                        Gd = [Gd_base(cv_cte(1)); …];

                        % Substituir o valor de G e Gd na posição i com j
                        G(i,:) = G_base(j,:);
                        Gd(i) = Gd_base(j);

                        lucro_soma=0;

                        for k=1:5

                        %delta_u, 17x1, calcula o valor dos disturbios
                        delta_u(:,k) = - inv(G) * Gd * (dist(k)-dist(3));
                        u(:,k) = delta_u(:,k) + u_opt_b;

                            % limita em upper_y e lower_y
                            for m = 1:17
                                if u(m,k) > upper_y(m)
                                    u(m,k) = upper_y(m);
                                elseif u(m,k) < lower_y(m)
                                    u(m,k) = lower_y(m);
                                end
                            end

                        %delta_y, 66x1, valor de todas medições
                        delta_y(:,k) = G_base * (u(:,k)-u_opt_b) + Gd_base *
(dist(k)-dist(3));
                        y(:,k) = delta_y(:,k) + y_opt_b;

                            for n = 1:66
                                if y(n,k) > upper_y(n)
                                    y(n,k) = upper_y(n);
                                elseif y(n,k) < lower_y(n)
                                    y(n,k) = lower_y(n);
                                end
                            end

                            lucro(k)=
L(y(34,k),y(64,k),u(9,k),u(10,k),u(11,k),y(65,k),u(1,k),u(5,k),u(6,k),u(7,k),u(8,
k),y(63,k),y(18,k),u(17,k),u(3,k),u(14,k),u(15,k));

                            lucro_soma = lucro_soma + lucro(k);

                            if lucro(k) > lucro_max
                                lucro_max = lucro(k);
                                cv_lucro_max = cv_cte;
                                dist_lucro_max = dist;
                            end

                        end

                        lucro_medio(j) = lucro_soma / 5;

                        if lucro_medio(j) > lucro_medio_max;
                            lucro_medio_max = lucro_medio(j);
                            cv_cte(i) = j;
                        end

                    end
                    % CV da CDU
                elseif any (CV_CDU(:) == cv_cte(i))

                    if any (CV_CDU(:) == j)

                            …

                    end
                end
            end
        end
```

```
    end
end

cv_cte
lucro_medio_max
```

Código para Matlab para RTO

```
%Função lucro
function [ J ] = L_lin ( y )
...
J = (PROD-RAW-HEAT)*362-FIXED;
J = -J;

%Igualdades não lineares
function [ c, ceq ] = igualdade_nao_linear ( y )
c = [];
u = [y(1);y(2); ... ];

dist = 0.2;

ceq = -y+y_opt_b+G_base*(u-u_opt_b)+Gd_base*(dist-0.2);

 [y, fval] =
fmincon(@L_lin,y_nom,[],[],[],[],lower_y,upper_y,@igualdade_nao_linear)
```

Apêndice B

Valores das correntes no ponto nominal.

Resultado das correntes nominais, com os 3 design *spec* (nafta e diesel)									
		PETROLEO	NAFTA	HNAFTA	QUEROSEN	DIESEL	AGO	NAFTOT	LEVES
De			PREFLASH	CDU	CDU	CDU	CDU	N+NH	PREFLASH
Para		PREFLASH	N+NH	N+NH					
Temperatura	°C	93,3	76,7	80,1	186,1	261,0	315,5	70,7	76,7
Pressão	psia	60	39,7	15,7	21,22174	22,43913	23,3087	15,7	39,7
Vazão volumétrica (padrão)	bbl/dia	100.000	17.897	8.523	13.946	19.425	11.190	26.420	
ASTM D86 95% Líquido	°C	632,0	190,6	190,6	255,5	326,7	398,3	190,0	94,1
Vazão mássica	t/dia	14942,9	2116,2	1077,2	1696,3	2282,7	1316,3	3193,3	373,7

Resultado das correntes nominais, com os 3 design spec (nafta e diesel)										
		AGUA-PF	AGUA-CDU	OLEO-CDU	RES-ATM	VAP-PF	VAP-CDU	VAP-CDU1	VAP-CDU2	VAP-CDU3
De		PREFLASH	CDU	PREFLASH	CDU					
Para				CDU		PREFLASH	CDU	CDU	CDU	CDU
Temperatura	°C	76,7	80,1	227,4	340,6	204,4	204,4	204,4	204,4	204,4
Pressão	psia	39,7	15,7	44,7	24,7	60	60	60	60	60
Vazão volumétrica (padrão)	bbl/dia	280	1.210	97.239	46.786					
ASTM D86 95% Líquido	°C			660,0	735,0					
Vazão mássica	t/dia	47,8	206,0	12465,2	6092,0	60,0	144,0	39,6	12,0	9,6

Valor das correntes no ponto ótimo

Resultado das correntes no ponto ótimo, com as 4 restrições de composição									
		PETROLEO	NAFTA	HNAFTA	QUEROSEN	DIESEL	AGO	NAFTOT	LEVES
De			PREFLASH	CDU	CDU	CDU	CDU	N+NH	PREFLASH
Para		PREFLASH	N+NH	N+NH					
Temperatura	°C	93,3	57,8	85,8	190,1	265,5	325,5	57,1	57,8
Pressão	psia	60	39,7	15,7	21,22174	22,43913	23,3087	15,7	39,7
Vazão volumétrica (padrão)	bbl/dia	100.000	21.819	6.847	11.601	23.454	9.058	28.666	
ASTM D86 95% Líquido	°C	632,0	177,6	200,3	248,6	326,4	386,2	187,7	70,8
Vazão mássica	t/dia	14942,9	2612,5	873,2	1402,2	2737,2	1051,7	3485,6	136,1

Resultado das correntes no ponto ótimo, com as 4 restrições de composição										
		AGUA-PF	AGUA-CDU	OLEO-CDU	RES-ATM	VAP-PF	VAP-CDU	VAP-CDU1	VAP-CDU2	VAP-CDU3
De		PREFLASH	CDU	PREFLASH	CDU					
Para				CDU		PREFLASH	CDU	CDU	CDU	CDU
Temperatura	°C	57,8	85,8	246,9	366,4	204,4	204,4	204,4	204,4	204,4
Pressão	psia	39,7	15,7	44,7	24,7	60	60	60	60	60
Vazão volumétrica (padrão)	bbl/dia	456	1.263	96.150	48.182					
ASTM D86 95% Líquido	°C			663,0	734,7					
Vazão mássica	t/dia	78,7	214,3	12187,7	6123,6	72,0	159,6	31,8	11,7	11,5

Valores ótimos das variáveis manipuladas

		% Petróleo A	0%	10%	20%	30%	40%
Variável	Unidade	Valor nominal	Ótimo	Ótimo	Ótimo	Ótimo	Ótimo
$V_{V,PF}$	lb/dia	120.000	114.007	114.623	144.000	107.608	106.731
$V_{V,CDU}$	lb/dia	288.000	299.844	303.646	319.120	326.824	335.631
$V_{V,CDU1}$	lb/dia	79.200	74.440	75.838	63.577	77.561	79.779
$V_{V,CDU2}$	lb/dia	24.000	23.512	23.565	23.357	23.761	23.641
$V_{V,CDU3}$	lb/dia	19.200	21.499	21.202	23.040	20.839	21.213
V_{P1}	bbl/dia	49.000	47.850	47.893	45.118	48.003	47.558
V_{P2}	bbl/dia	11.000	9.989	9.985	8.800	10.392	10.019
Q_{P1}	MMBtu/h	-40,00	-44,83	-44,54	-36,08	-42,19	-44,91
Q_{P2}	MMBtu/h	-15,00	-14,98	-14,98	-13,18	-15,01	-15,00
$Q_{F,PF}$	MMBTU/HR	200,0	240,0	240,0	240,0	240,0	240,0
$Q_{F,CDU}$	MMBTU/HR	200,0	240,0	240,0	240,0	240,0	240,0
$T_{C,PF}$	F	170,0	136,0	136,0	136,0	136,0	136,0
$V_{Dest,PF}$	bbl/dia	20.152	22.049	21.640	22.146	21.086	20.071
$V_{Dest,CDU}$	bbl/dia	7.915	6.332	6.979	6.332	6.332	6.332
V_K	bbl/dia	11.700	11.221	10.198	9.679	9.360	9.360
V_D	bbl/dia	15.251	18.301	18.301	18.301	18.301	18.301
V_{AGO}	bbl/dia	8.500	10.170	9.826	6.800	10.108	10.200
$V_{Fundo,PF}$	bbl/dia	79.899	77.893	78.311	77.816	78.884	79.910
$V_{Fundo,CDU}$	bbl/dia	36.528	31.872	33.012	36.705	34.786	35.720
$V_{Água,PF}$	bbl/dia	292	384	376	450	337	324
$V_{Água,CDU}$	bbl/dia	1.178	1.195	1.209	1.225	1.280	1.312
$V_{Leves,PF}$	bbl/dia	3.674	1.605	1.590	1.502	1.539	1.589
R_{PF}		0,336	0,599	0,635	0,621	0,677	0,784
R_{CDU}		3,844	7,119	6,162	7,414	6,855	6,651
V_P	bbl/dia	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000

Valores das colunas de destilação

Principais variáveis das colunas de projeto e no ótimo nominal					
		Pré-flash		CDU	
	Unidade	Nominal	Ótimo	Nominal	Ótimo
Diâmetro da coluna	m	3,8		8	
Número de pratos		10		25	
Pratos		Valvulados (*nutter float*)			
Razão de refluxo		0,339	0,620	3,553	7,414
Calor da fornalha	MMBtu/h	200	240	200	240
Calor do condensador	MMBtu/h	-62,83	-93,76	-101,243	-146,78
Pumparound 1	MMBtu/h	-	-	-40,00	-36,08
Pumparound 2	MMBtu/h	-	-	-15,00	-13,18