



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA  
QUÍMICA



# Mapeamento e Análise das Regiões de Restrições Ativas em Colunas de Destilação

*Autora: Amise Santos Pacheco*

*Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena*

Porto Alegre, novembro de 2015

## Sumário

Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Tabelas	vi
Lista de Símbolos	vii
Lista de Abreviaturas e Siglas	ix
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	2
2.1 Otimização de Processos	2
2.1.1 Real Time Optimization	4
2.1.2 Self-optimizing Control	6
2.1.3 NCO-tracking	8
2.2 Curvas de Performance	9
2.3 Mapas das Regiões de Restrições Ativas	11
3 Metodologia	14
3.1 Metodologia dos Mapas das Regiões de Restrições Ativas	14
3.2 Simulação do Processo	16
3.3 Otimização	16
3.4 Análises de Sensibilidade	17
3.5 Estudo de Caso	17
4 Resultados	20
4.1 Mapeamento da Carga versus Composição Molar de Etano	20
4.2 Mapeamento dos Preços dos Produtos versus Carga	21
4.3 Mapeamento dos Preços dos Produtos versus Composição Molar de Etano	24
4.4 Efeito de Cada Distúrbio na Função Objetivo	26
5 Conclusões e Trabalhos Futuros	29
6 Referências	31
APÊNDICE A	33

## **Agradecimentos**

Gostaria de agradecer ao meu orientador Marcelo Farenzena pela disponibilidade em atender minhas dúvidas, pela paciência durante a elaboração desse trabalho e pelos conhecimentos adquiridos. Obrigada também a todos os outros professores que participaram da minha formação acadêmica, aos colegas de curso pela parceria durante essa longa caminhada, aos colegas de pesquisa durante a bolsa de iniciação científica, aos colegas de trabalho durante os estágios que realizei na indústria e aos servidores públicos da UFRGS por todos os serviços prestados.

Sou eternamente grata a minha mãe Rosimari dos Santos Pacheco e ao meu pai Luiz Valnei Pacheco por todo amor e pelo apoio incondicional aos meus estudos. Sem a base segura e sólida que eles me proporcionam, teria sido muito mais difícil vencer todos os desafios da vida acadêmica. Agradeço de coração ao meu namorado Felipe Lange Severino pelas valiosas ajudas nos trabalhos, pela compreensão nas horas em que precisei me ausentar e pelo companheirismo durante esse período bem ocupado da minha vida.

Agradeço a compreensão dos amigos e dos familiares que me incentivaram a continuar firme minha caminhada mesmo nos momentos em que precisei faltar às festas e às confraternizações. Um abraço bem grande para as minhas irmãs de dança, que tornaram meus momentos de lazer revigorantes.

Ao universo, sou grata pela energia que me mantém de pé todos os dias e que me dá forças para continuar sempre em frente, por mais desafiador que o caminho possa parecer. Afinal, do que eu gosto mesmo é de curtir a caminhada e não somente de chegar no destino traçado.

## **Resumo**

A otimização de processos é um assunto cada vez mais estudado na literatura devido aos avanços tecnológicos que possibilitam formas inovadoras de aprimorar o desempenho do processo. Porém, os métodos mais utilizados atualmente requerem alto investimento econômico, o que acaba tornando a solução inviável dependendo da indústria. Como alternativa, podem-se utilizar outros métodos que exigem menor investimento econômico e auxiliam nas análises do comportamento do processo. O método estudado nesse trabalho tem este intuito: mostrar uma solução mais prática e acessível que resulte em informações relevantes para as tomadas de decisões de controle e de otimização. Os objetivos desse trabalho são detalhar o método dos mapas das regiões de restrições ativas e aplicá-lo em um estudo de caso (planta simulada de separação de gás natural). Para isso, realizaram-se a simulação, a otimização e as análises de sensibilidades para os distúrbios considerados mais influentes. Os resultados explicitaram informações satisfatórias e coerentes com o que se espera sobre o comportamento do processo em relação aos possíveis distúrbios. Verifica-se ainda que os dados obtidos mostraram-se capazes de auxiliar na escolha de uma estrutura de controle e de otimização adequada ao processo.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2.1:</b> Hierarquia de controle e de decisão em uma unidade industrial (Adaptado de: Darby et al., 2011). .....	3
<b>Figura 2.2:</b> Representação esquemática de uma estrutura de controle com RTO, onde $C1...Cn$ representa os controladores regulatórios locais (Adaptado de: Engell, 2007). .....	4
<b>Figura 2.3:</b> Diagrama de blocos simplificado para o funcionamento da integração RTO e MPC's (Adaptado de: Darby et al., 2011). .....	6
<b>Figura 2.4:</b> Hierarquia da implementação de uma SOC que mostra as partes de otimização e de malhas de controle separadas (Adaptado de: Alstad e Skogestad, 2007). .....	7
<b>Figura 2.5:</b> Curva de performance para a coluna de destilação separadora de benzeno e tolueno (Adaptado de: Turton et al., 2012). .....	11
<b>Figura 2.6:</b> Mapa das regiões de restrições ativas para o sistema reator-separador-reciclo. Mostra o comportamento das restrições em relação aos distúrbios estudados ( $pV$ em $\$/mol$ e taxa de alimentação em mol/s) (Adaptado de: Jacobsen e Skogestad, 2011). .....	13
<b>Figura 3.1:</b> Exemplo ilustrativo das quatro regiões obtidas pela análise com duas restrições ( $c1$ e $c1$ ) (Extraído de: Jacobsen e Skogestad, 2011). .....	15
<b>Figura 3.2:</b> Diagrama esquemático da planta de separação de gás natural desenvolvido com o <i>software Aspen Plus®</i> , versão 7.2. ....	17
<b>Figura 4.1:</b> Mapa das regiões de restrições ativas para o par de distúrbios: composição molar de etano na alimentação (Composição $C_2H_6$ ) versus taxa de alimentação em kmol/h (Carga). .....	20
<b>Figura 4.2:</b> Influência dos distúrbios (carga em kmol/h e composição molar de etano na carga) na função objetivo (J em $\$/h$ ). .....	21
<b>Figura 4.3:</b> Mapa das regiões de restrições ativas para os pares de distúrbios: taxa de alimentação em kmol/h (Carga) e preços dos produtos em $\$/kmol$ (GN, GLP e GASOLINA). .....	22
<b>Figura 4.4:</b> Influência dos distúrbios (preços dos produtos em $\$/kmol$ e carga em kmol/h) na função objetivo (J em $\$/h$ ). .....	23
<b>Figura 4.5:</b> Mapa das regiões de restrições ativas para os pares de distúrbios: composição molar de etano na alimentação (Composição $C_2H_6$ ) e preços dos produtos (GN, GLP e GASOLINA) em $\$/kmol$ . .....	24
<b>Figura 4.6:</b> Influência dos distúrbios (preços dos produtos em $\$/kmol$ e composição molar de $C_2H_6$ ) na função objetivo (J em $\$/h$ ). .....	25

## Lista de Tabelas

<b>Tabela 3.1:</b> Lista dos pares de distúrbios das análises de sensibilidade.....	17
<b>Tabela 3.2:</b> Composição molar das correntes de entrada do sistema B1 e ETANO1. ....	18
<b>Tabela 3.3:</b> Características físicas e de operação das colunas T2 e T3. ....	19
<b>Tabela 3.4:</b> Intervalos de análise das variáveis manipuladas. ....	19
<b>Tabela 3.5:</b> Preço dos produtos (Adaptado de: Governo Federal, 2015). ....	19
<b>Tabela 4.1:</b> Coeficiente angular da reta formada pela FO e os distúrbios: carga em kmol/h e composição de etano na carga ( $ZC_2$ ).....	26
<b>Tabela 4.2:</b> Coeficiente angular da reta formada pela FO e os distúrbios: carga em kmol/h e preços dos produtos em \$/kmol. ....	27
<b>Tabela 4.3:</b> Coeficiente angular da reta formada pela FO e os distúrbios: composição molar de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preços dos produtos em \$/kmol.....	28
<b>Tabela A1:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e composição de etano na carga ( $ZC_2$ ). ....	33
<b>Tabela A2:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e preço do GN (\$/kmol). ....	36
<b>Tabela A3:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e preço do GLP (\$/kmol). ....	38
<b>Tabela A4:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e preço da GASOLINA (\$/kmol). ....	40
<b>Tabela A5:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: composição de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preço do GN (\$/kmol). ....	42
<b>Tabela A6:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: composição de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preço do GLP (\$/kmol). ....	45
<b>Tabela A7:</b> Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: composição de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preço da GASOLINA (\$/kmol). ....	48

## Lista de Símbolos

$J$  – Função objetivo (\$/h)

$PREÇO_{MP}$  – Preço da matéria-prima (\$/kmol)

$CARGA$  – Taxa de alimentação (kmol/h)

$CUSTO_{UTIL}$  – Custo das utilidades (\$/h)

$PREÇO_P$  – Preço dos produtos (\$/kmol)

$PRODUÇÃO$  – Taxa de produtos (kmol/h)

$C_1 \dots C_n$  – Controladores regulatórios locais

$F$  – Filtro

$d$  - Distúrbio

$d^m$  – Distúrbios medidos

$d^u$  – Distúrbios não medidos

$u$  – Variável de entrada

$y$  – Variável de saída

$D^{opt}$  - Decisões ótimas

$c_S$  - *Set-point*

$c$  - Variável controlada

$n$  - Erro de implementação

$z_F$  - Fração de benzeno na alimentação

$L_0$  - Taxa de refluxo (kmol/h)

$\Gamma$  - Recuperação de benzeno

$p_V$  – Preço do vapor (\$/mol)

$N$  – Número de restrições

$c_1$  – Restrição 1

$c_2$  – Restrição 2

$d_1$  – Distúrbio 1

$d_2$  – Distúrbio 2

T2 – Coluna de destilação que separa a alimentação em corrente de fundo e gás natural

T3 - Coluna de destilação que separa a corrente de fundo da T2 em gás liquefeito de petróleo e gasolina leve

PR - Operador de multiplicação

B1 - Carga desprovida do etano (kmol/h)

ETANO1 - Cópia da corrente B1 (kmol/h)

ETANO2 – Corrente ETANO1 após passar pelo operador de multiplicação (kmol/h)

M - Misturador

B2 – Corrente de fundo da coluna T2 (kmol/h)

D2 - Corrente de topo da coluna T2 (kmol/h)

B3 - Corrente de fundo da coluna T3 (kmol/h)

D3 - Corrente de topo da coluna T3 (kmol/h)

XC2 – Especificação do etano na corrente D3 (mol %)

XNC4 – Especificação de n-butano na corrente B3 (mol %)

GASOLINA – Componentes Leves da Gasolina

PRICO - Processo simples de liquefação de gás natural

RADFRAC - Modelo rigoroso de simulação de todos os tipos de operações de fracionamento líquido-vapor multiestágio

$m$  – Coeficiente angular

$d_{VARIÁVEL}$  – Distúrbio cujo valor numérico varia

$d_{FIXO}$  - Distúrbio cujo valor numérico é mantido constante

$ZC_2$  - Composição molar de etano na carga

FN - Fator de normalização



**Lista de Abreviaturas e Siglas**

SOC – *Self-optimizing Control*

RTO - *Real Time Optimization*

E.E. – Estado Estacionário

KKT - Karush–Kuhn–Tucker

MPC - Controlador Preditivo baseado em Modelo

CSTR - *Continuous Stirred-Tank Reactor*

NCO - Condições Necessárias de Otimalidade

C<sub>5</sub> - Hidrocarbonetos com cinco carbonos

FO - Função Objetivo

JF - *Flooding Factor*

GN – Gás Natural

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

RR – Razão de Refluxo

DF – Fração de Destilado em Relação à Taxa de Alimentação

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

SQP - Programação Quadrática Sequencial



## 1 Introdução

Atualmente, devido ao constante aumento da competitividade operacional nas indústrias, é fundamental buscar alternativas para manter um desempenho satisfatório no mercado. De preferência, almejam-se pelas alternativas que proporcionem uma melhora significativa na performance do processo e que não demandem um alto investimento econômico. Nesse cenário, os métodos de otimização de processos mostram-se imprescindíveis, pois auxiliam na redução dos custos de produção, melhoram a qualidade dos produtos e ainda respeitam os requerimentos de segurança e de cuidados com o meio-ambiente.

Quando o assunto é melhorar o desempenho de um processo, pensa-se logo nos métodos clássicos de otimização presentes na literatura, como otimização em tempo real (RTO), controle auto-otimizável (SOC) e aplicação das condições necessárias de otimalidade (*NCO-tracking*). Porém, existem outras formas mais simples e práticas que podem trazer benefícios satisfatórios à operação, ao controle e à otimização do processo. Esses métodos são: as curvas de performance e os mapas das regiões de restrições ativas.

O foco do trabalho é detalhar a metodologia de mapeamento das regiões de restrições ativas de um processo e aplicá-la em um estudo de caso: simulação de uma planta de separação de gás natural. Esse estudo de caso foi escolhido devido à ampla utilização das colunas de destilação como método de separação nas indústrias químicas atualmente.

A fim de mapear as regiões de restrições ativas, foi necessário escolher quais distúrbios seriam utilizados nas análises de sensibilidade e agrupá-los em pares. Devido à importância de saber como as variações das condições de alimentação afetam o processo, escolheu-se primeiramente como distúrbios a taxa de alimentação e a composição molar do principal produto na alimentação. Posteriormente, foi feita uma análise com os preços dos produtos como distúrbios para avaliar de que forma as flutuações do mercado influenciam economicamente o processo.

O presente trabalho está dividido da seguinte forma: no Capítulo 2, é apresentado um estado da arte dos principais métodos de otimização encontrados na literatura e os métodos de análise do comportamento das variáveis de processo com os distúrbios. No Capítulo 3, a metodologia do mapeamento das regiões de restrições ativas é detalhada, juntamente com a descrição de como foram feitas a simulação, a otimização e as análises de sensibilidade do processo, além de conter a descrição do estudo de caso. No Capítulo 4, são apresentados os resultados que contemplam os mapas das regiões de restrições ativas resultantes para cada caso estudado, bem como, os gráficos e as tabelas que auxiliaram na análise da influência dos distúrbios no processo. O Capítulo 5 contém as principais ideias e conclusões acerca do que foi desenvolvido ao longo do trabalho e as sugestões de possíveis variações e extensões desse estudo.

## 2 Revisão Bibliográfica

Essa revisão tem como objetivo descrever as principais metodologias sobre otimização de processos. Inicialmente, o enfoque é dado para alguns métodos mais explorados na literatura como *Real Time Optimization* (Otimização em Tempo Real, RTO), *Self-optimizing Control* (Controle Auto-otimizável, SOC) e aplicação das condições necessárias de otimalidade (*NCO-tracking*). Em um segundo momento, outros métodos que auxiliam a avaliar o comportamento do processo e, assim, melhorar seu desempenho são detalhados. Esses métodos são: obtenção das curvas de performance e mapeamento das regiões de restrições ativas. Todos esses métodos partem de princípios diferentes, porém compartilham do mesmo objetivo final: operar a planta o mais próximo possível do seu ótimo.

### 2.1 Otimização de Processos

A otimização de processos tem recebido atenção na literatura atualmente devido ao grande interesse pelo constante incremento da competitividade operacional. Isso por ser uma das opções que auxiliam na redução dos custos de produção, melhoram a qualidade dos produtos, e ainda respeitam os requerimentos de segurança e de cuidados com o meio-ambiente (CHACHUAT; SRINIVASAN; BONVIN, 2009). Gros, Srinivasan e Bonvin (2009) dividiram a otimização de processos em duas classes:

- I. Otimização de processos em um ponto de operação no seu estado estacionário;
- II. Otimização dos perfis das variáveis manipuladas do processo.

O primeiro corresponde a métodos estáticos de otimização, enquanto o segundo necessita de ferramentas dinâmicas de otimização. Em ambos os casos, tem-se a limitação do uso de métodos de otimização que se baseiam em modelos da planta, visto que os modelos, frequentemente, são incompletos e não possuem a acurácia necessária para gerar resultados confiáveis. Isso pode gerar resultados distantes do ótimo real da planta ou até resultados não-viáveis (GROS; SRINIVASAN; BONVIN, 2009 e CHACHUAT; SRINIVASAN; BONVIN, 2009).

Segundo Chachuat, Srinivasan e Bonvin (2009), existem dois principais métodos de otimização para lidar com as incertezas dos modelos, sendo o uso das medidas da planta sua principal diferença. No primeiro caso, é preciso usar uma otimização robusta, que acaba sendo conservadora, para garantir a viabilidade em todo o intervalo de operação. No segundo caso, como as medições da planta real estão disponíveis, pode-se utilizar um método menos conservador que consegue ajustar as mudanças e os distúrbios da planta real ao modelo: a chamada RTO.

O uso de medidas da planta para melhorar sua operação ganhou força no início dos anos 2000 devido aos avanços na instrumentação de processos e ao consequente aumento da disponibilidade de medidas. Essas podem ser usadas de duas maneiras: na adaptação de parâmetros dos modelos para que se possa otimizar novamente o processo com base nos parâmetros atualizados (otimização explícita) ou na adequação direta das variáveis de entrada (otimização implícita) (GROS; SRINIVASAN; BONVIN, 2009).

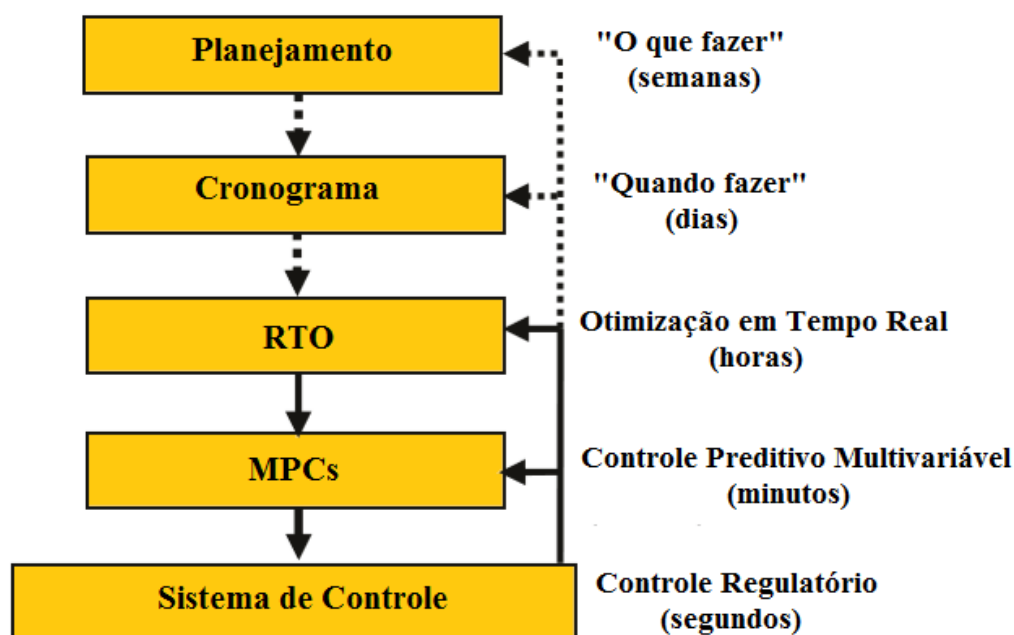
No caso da otimização implícita, Gros, Srinivasan e Bonvin (2009) citaram três esquemas possíveis. O primeiro seria um método de busca no qual um algoritmo do tipo

*Simplex* é utilizado para aproximar a operação do seu ótimo. Para isso, a função custo é testada experimentalmente para diversas combinações das condições de operação. O segundo é chamado método das perturbações, onde os gradientes são estimados experimentalmente utilizando uma excitação senoidal, nele também se utiliza somente as medidas da função custo. Já o terceiro esquema engloba os métodos de reformulação: como o SOC e o *NCO-tracking*, que serão discutidos posteriormente com mais detalhes nessa revisão.

Existem diferentes métodos de otimização de processos. Em Engell (2007), encontra-se o estado da arte sobre a integração entre a otimização e o controle de processos contínuos. Os métodos revisados são: SOC e RTO, e o enfoque é dado para um método que se tornou possível devido aos avanços tecnológicos: *direct optimizing control*. Esse último método consiste em otimizar um critério econômico em tempo real sobre um horizonte finito onde as especificações de controle usuais entram como restrições e não como *set-points*.

Nos processos químicos, o objetivo de controle é conduzir a planta em seu ótimo de operação, mesmo com a existência de incertezas com relação ao comportamento da planta e aos distúrbios. Por isso, o controle de processos não deve ser visto somente com o enfoque de monitorar *set-points*, mas também como um modo de otimizar a operação de processos. Por exemplo, a simples escolha correta da estrutura de controle já proporciona uma melhora na lucratividade da planta (ENGELL, 2007).

A Figura 2.1 mostra onde está inserida a otimização de processos na hierarquia de controle e de decisão de uma unidade industrial. Os níveis inferiores se referem aos dados operacionais, já os níveis superiores correspondem às decisões estratégicas gerenciais. Nota-se que à medida que a hierarquia diminui, o tempo de resposta de cada nível vai ficando menor, ou seja, as decisões são tomadas de maneira mais imediata (DARBY et al., 2011).



**Figura 2.1:** Hierarquia de controle e de decisão em uma unidade industrial (Adaptado de: Darby et al., 2011).

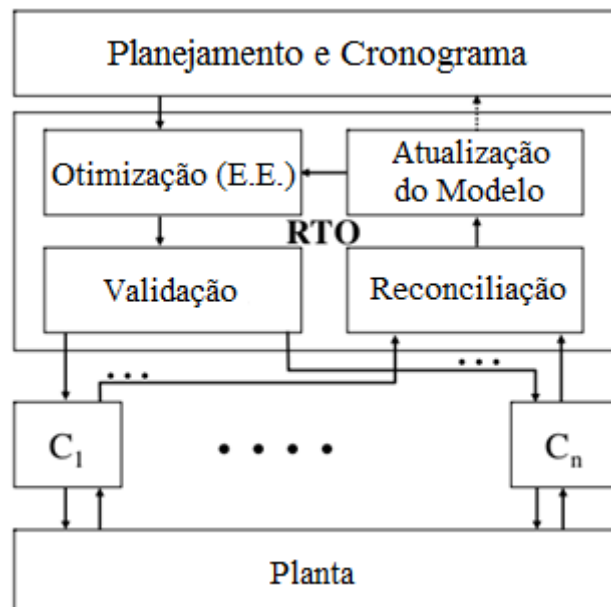
O foco das três seções subsequentes será detalhar as seguintes formas distintas de otimização de processos: RTO, SOC e *NCO-tracking*.

### 2.1.1 Real Time Optimization

O uso da técnica de otimização de processos conhecida como RTO mostra-se atrativa para as indústrias devido à competitividade de mercado, à escassez de energia e às políticas de proteção ambiental vigentes (YE et al., 2013). O RTO é definido como um sistema de controle de nível superior, baseado em um modelo do processo, que opera em circuito fechado. Esse sistema fornece *set-points* para os sistemas de controle de nível inferior, a fim de manter a operação da planta o mais próximo possível do ótimo econômico. Em resumo, o RTO cria um link entre o controle regulatório e a otimização econômica da planta (ENGELL, 2007).

A Figura 2.2 mostra a estrutura esquemática do funcionamento de uma ferramenta de RTO com duas camadas. A camada do planejamento de produção define as metas de produção, os custos da planta (função objetivo) e as restrições operacionais. Já a camada de controle regulatório fornece os valores atualizados das variáveis relevantes ao processo (ENGELL, 2007).

Quando as condições vigentes do processo correspondem a um estado estacionário, os dados de planta são reconciliados utilizando os balanços de massa e de energia para compensar os erros sistemáticos de medida. Com isso, um novo conjunto de parâmetros é definido para o modelo a fim de representar com a maior acurácia possível as condições da planta no ponto de operação vigente. Assim, são utilizados os novos valores das variáveis de estado críticas a fim de otimizar a função custo, respeitando as restrições do processo (ENGELL, 2007).



**Figura 2.2:** Representação esquemática de uma estrutura de controle com RTO, onde  $C_1 \dots C_n$  representa os controladores regulatórios locais (Adaptado de: Engell, 2007).

Após a otimização da função econômica, os valores passam por um filtro de supervisão (frequentemente esse filtro é feito pelos próprios operadores). Nessa etapa, os resultados são analisados quanto à plausibilidade e as rampas de mudanças são mapeadas, evitando-se assim grandes mudanças que possam causar a instabilidade do

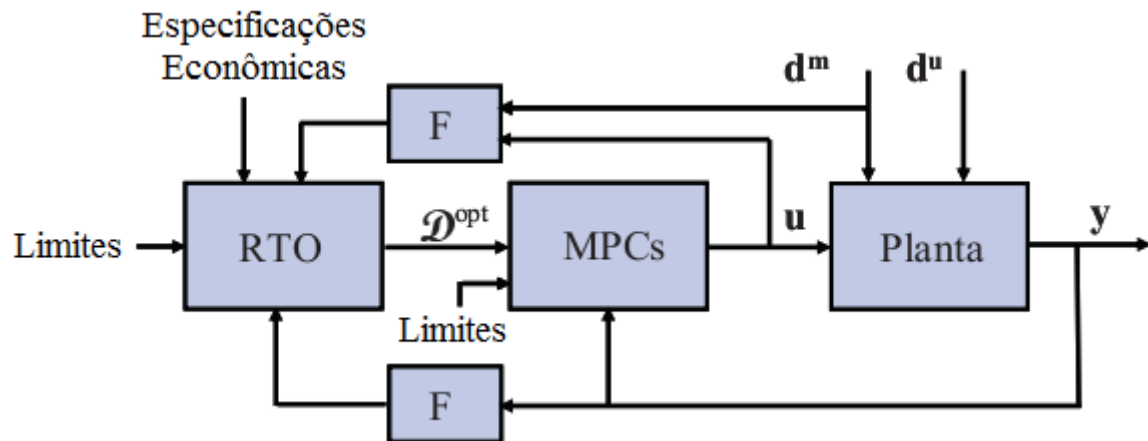
processo. Depois do filtro, os valores são encaminhados como *set-points* para a malha de controle que realiza as mudanças necessárias nas variáveis manipuladas do processo (ENGELL, 2007).

Essa estrutura de duas camadas apresenta algumas desvantagens, por exemplo, como a otimização é feita com base em um modelo em estado estacionário, o período de atuação do RTO deve seguir a ordem de grandeza do tempo que a planta leva para alcançar o novo estado estacionário. Sendo assim, o tempo de amostragem deve ser muitas vezes maior do que a maior constante do sistema de controle, o que frequentemente representa algumas horas ou até limita-se a uma vez por dia. Portanto, a taxa de amostragem é muito baixa e, conseqüentemente, a adaptação das condições de operação é lenta (ENGELL, 2007).

Outro problema que se pode encontrar ao otimizar processos em tempo real é a dificuldade de representar de forma acurada sistemas complexos. Ao utilizar modelos que não representam adequadamente o processo, obtêm-se somente resultados próximos ao ótimo ou até resultados não viáveis, no caso de sistemas com restrições. Porém sabe-se que uma solução ótima, para ser útil, deve estar em uma região viável da operação. Portanto, na presença de incertezas, têm-se duas possibilidades: aumentar a tolerância em relação às restrições, tornando a otimização mais confiável, porém mais conservadora, ou então, se disponíveis, utilizar as medidas da planta para reduzir a tolerância em relação às restrições e, assim, melhorar o resultado da otimização (CHACHUAT; SRINIVASAN; BONVIN, 2009).

Chachuat, Srinivasan e Bonvin (2009) pesquisaram diferentes formas de usar as medidas disponíveis da planta para compensar as falhas no modelo do processo. Três abordagens foram estudadas: atualização dos parâmetros do modelo, modificação das restrições e dos gradientes do problema de otimização e transformação do problema de otimização em um sistema de controle tipo feedback que rastreia as variáveis controladas adequadas à operação ótima. Os autores defenderam a ideia de que a segunda abordagem apresenta mais benefícios devido ao uso de uma parametrização do modelo e de um critério de atualização que se adaptam bem as condições KKT (condições necessárias para que uma solução em problemas de programação não linear seja ótima).

Outro esquema existente para o RTO foi discutido no trabalho de Darby et al. (2011). Desde o final dos anos oitenta, o RTO vem sendo implementado em conjunto com o controlador preditivo baseado em modelo (MPC). O funcionamento da estrutura tipicamente usada está esquematizado no diagrama de blocos da Figura 2.3. Pode-se notar que essa estrutura não é a tradicional cascata e sim um modelo interno de estrutura de controle.



**Figura 2.3:** Diagrama de blocos simplificado para o funcionamento da integração RTO e MPC's (Adaptado de: Darby et al., 2011).

Na Figura 2.3,  $F$  representa o filtro,  $d^m$  são os distúrbios medidos,  $d^u$  são os distúrbios não medidos,  $u$  é a variável de entrada,  $y$  é a variável de saída e  $D^{opt}$  representa as decisões ótimas que o RTO passa para o MPC.

Como já se sabe, o RTO utiliza um modelo em estado estacionário, porém quando ele está conectado a uma planta, o sistema resultante é dinâmico. Nesse contexto, o RTO pode ser visto como um controlador de passo único que possui um horizonte futuro de um ponto, ou seja, controle e previsão (DARBY et al., 2011).

Em um estudo mais recente, Francois e Bonvin (2013) também compararam as mesmas três formas de utilizar as medidas da planta para corrigir incertezas do modelo citadas por Chachuat, Srinivasan e Bonvin (2009). Os autores argumentaram que os dois últimos esquemas abordados (modificação das restrições e dos gradientes do problema de otimização e ajuste direto das manipuladas para alcançar as condições necessárias de otimalidade) têm a habilidade de inertizar as incertezas relacionadas às incompatibilidades com o modelo e aos distúrbios do processo. Os autores testaram os esquemas em quatro problemas comuns na engenharia: aumento de escala na produção de uma especialidade química, otimização em estado estacionário de uma célula combustível, transição de *grades* em um reator que produz polietileno e otimização dinâmica de um reator de polimerização em bateladas.

### 2.1.2 Self-optimizing Control

A ideia da busca por um conjunto de variáveis controladas que quando mantidas em seus valores de *set-point*, levam a planta para perto da sua operação ótima levou diferentes nomes ao longo dos anos. Morari, Arkun e Stephanopoulos (1980) denominaram essa definição de *feedback optimizing control*, já Halvorsen e Skogestad (1998) deram o nome de *indirect optimizing control*. Porém, o termo mais encontrado na literatura atual (últimos 15 anos) para essa ideia é *self-optimizing control* (SKOGESTAD, 2000).

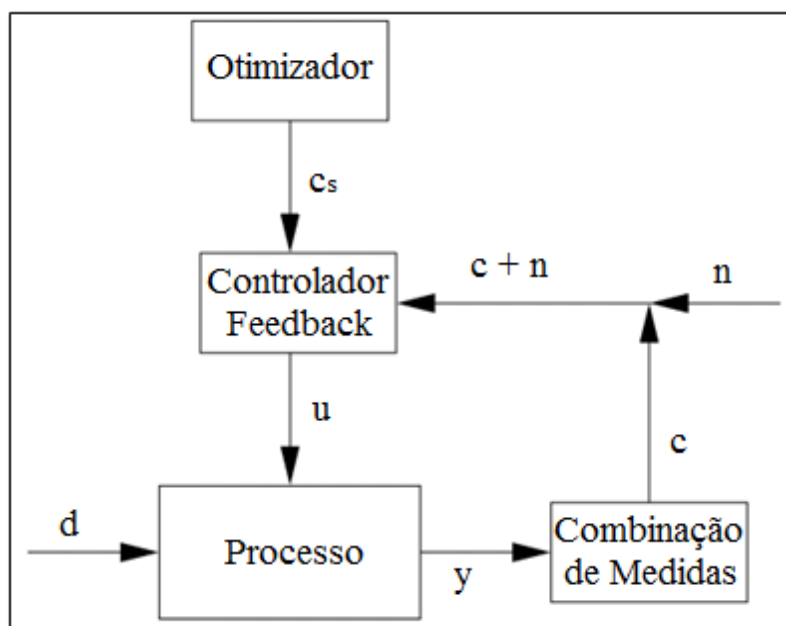
Utilizando a ideia descrita no parágrafo anterior, Skogestad (2000) selecionou as características necessárias para que uma variável seja uma boa candidata à variável controlada. Ele também apresentou um procedimento para selecionar as variáveis controladas com base na avaliação da perda resultante da diferença entre o valor ótimo real e o valor com perdas aceitáveis da função objetivo para possíveis distúrbios do



sistema. Esse procedimento foi aplicado para três exemplos de sistemas diferentes: um exemplo ilustrativo para fins didáticos, um reator CSTR e uma coluna de destilação.

Podem-se encontrar diversos métodos desenvolvidos com o objetivo de selecionar as variáveis controladas para a SOC na literatura. Por exemplo, Larsson et al. (2001) estudaram o processo *Tennessee Eastman* a fim de encontrar as variáveis controladas que levam o processo à SOC. Os autores escolheram esse processo devido à grande quantidade de variáveis candidatas a controladas disponíveis. Para isso, apresentaram um procedimento sistemático capaz de reduzir o número de alternativas. Por fim, após a escolha das variáveis adequadas, obtiveram uma estrutura de controle complexa e comprovaram a viabilidade dessa estrutura através de simulação dinâmica.

Uma implementação de controle e de otimização de processos conjunta pode ocorrer via SOC, a qual se encontra na Figura 2.4. A interação entre o otimizador e o controlador se dá pelas variáveis de controle. Por meio dessas variáveis, o otimizador computa os valores de *set-point* ótimos para o controlador que, por sua vez, se encarrega de levar essas variáveis para o valor mais próximo possível do seu ótimo. Quando a operação chega aproximadamente no seu ótimo e as variáveis controladas são mantidas constantes em seus valores de *set-point*, tem-se a técnica de otimização de processos chamada de SOC (HALVORSEN et al., 2003).



**Figura 2.4:** Hierarquia da implementação de uma SOC que mostra as partes de otimização e de malhas de controle separadas (Adaptado de: Alstad e Skogestad, 2007).

Na Figura 2.4,  $c_s$  são os *set-points*,  $c$  são as variáveis controladas,  $n$  são os erros de implementação,  $d$  são os distúrbios,  $u$  são as variáveis de entrada e  $y$  são as variáveis de saída.

Halvorsen et al. (2003) também abordaram o tema de quais variáveis devem ser controladas a fim de se obter uma estrutura SOC, porém de forma matemática e de um ponto de vista local (linear). Sendo assim, eles desenvolveram um método local exato e numericamente eficiente para avaliar as perdas quando se opera com as variáveis controladas em seu valor de *set-point*. Um método mais simples é avaliar o valor mínimo da matriz singular ganho escalonada. Porém, esse último método não é exato para

sistemas multivariáveis, embora já sirva como uma triagem inicial para os conjuntos de candidatas às variáveis controladas.

Outra abordagem para a seleção das variáveis controladas foi introduzida por Alstad e Skogestad (2007). Os autores utilizaram o método do espaço nulo para encontrar as variáveis de controle para uma SOC. A proposta consiste em selecionar as variáveis de controle como uma combinação linear do subconjunto das variáveis medidas. Entretanto, esse método apresenta algumas particularidades. Os erros de implementação podem afetar de forma significativa alguns problemas, por isso deve-se usar variáveis medidas independentes e que são pouco afetadas pelos erros de medição. Deve-se considerar também que, para cada conjunto possível de restrições ativas, haverá um novo conjunto de variáveis controladas. Os autores aplicaram o método proposto na coluna de destilação *Petlyuk* e chegaram às variáveis controladas que levaram o sistema a perdas pequenas.

Seguindo uma linha semelhante aos trabalhos de Halvorsen et al. (2003) e Alstad e Skogestad (2007), Kariwala (2007) apresentou um método simples para encontrar o conjunto ótimo de medidas para chegar à SOC local. Esse método requer somente o uso de decomposição em valores singulares, seguido da determinação dos autovetores de uma matriz. Em comparação com os resultados de outros métodos disponíveis (otimização não linear e espaço nulo aproximado), o método proposto pelo autor mostrou-se mais eficiente computacionalmente e mais robusto (garantia de encontrar a solução ótima).

O método do valor mínimo da matriz singular foi utilizado por Roh e Lee (2014) em uma unidade de separação de ar por alta pressão a fim de obter o conjunto ótimo de variáveis controladas em termos da SOC. Tal método, juntamente com percepções físicas do processo e heurísticas, auxiliou na redução do número de possíveis conjuntos de variáveis controladas. Com essa simplificação, tornou-se viável aplicar uma simulação/otimização não linear rigorosa para resolver o problema.

Com base no método do espaço nulo, Marchetti e Zumoffen (2014) propuseram uma nova estrutura para a SOC na qual se pode reduzir o número de variáveis controladas dependentes quando são fixadas combinações lineares das variáveis de entrada. A estrutura proposta foi testada por simulação em um CSTR e em um evaporador. Por fim, os autores verificaram que nos casos em que o número de distúrbios é menor que o número de variáveis de entrada inativas, a nova estrutura proposta é viável.

### 2.1.3 NCO-tracking

Segundo François, Srinivasan e Bonvin (2005), existem duas abordagens possíveis para a otimização de processos usando as medidas da planta: refinamento dos parâmetros do modelo e atualização direta das variáveis manipuladas. No primeiro caso, as medidas adequam o modelo existente à planta, portanto, uma vez atualizado, o novo modelo é utilizado na otimização. No segundo caso, as medidas da planta atualizam diretamente as variáveis manipuladas do processo, buscando satisfazer as condições necessárias de otimalidade (NCO).

Podem-se separar as NCO em duas partes distintas: aquelas relacionadas às restrições ativas e aquelas relacionadas à análise de sensibilidade dos custos. As primeiras são utilizadas para forçar as restrições, enquanto as segundas podem ser adaptadas para

levar o gradiente da função custo a zero. O método *NCO-tracking* parte da premissa que as variáveis de entrada ótimas satisfazem às condições necessárias de otimalidade. Entretanto, devido às incertezas relacionadas à modelagem do processo, as variáveis de entrada computadas para o modelo podem não satisfazer as condições da planta real. Portanto, usam-se as medidas para corrigir incertezas, forçando que as NCO sejam satisfeitas na planta real (FRANÇOIS; SRINIVASAN; BONVIN, 2005).

François, Srinivasan e Bonvin (2005) estudaram as variações das NCO com as incertezas paramétricas e, considerando a influência direcional das incertezas, chegaram à definição de quatro direções de entrada distintas. Os autores propuseram uma metodologia baseada na decomposição em valor singular para encontrar tais direções de entrada. Por fim, essa abordagem de otimização é aplicada a uma simulação do processo de polimerização em emulsão para verificar aplicabilidade e performance do método.

Srinivasan, Biegler e Bonvin (2008) dedicaram-se a encontrar a solução para problemas de otimização estática usando o *NCO-tracking* quando o conjunto de restrições ativas é desconhecido ou muda com as incertezas do modelo. Para isso, os autores propõem uma função barreira-penalidade que transforma problemas de otimização com restrição em problemas de otimização sem restrição. A otimização é conduzida iterativamente objetivando levar o gradiente da função objetivo aumentada (calculado usando as medições da planta) para zero. Segundo os autores, tal abordagem funcionou bem para o exemplo utilizado no artigo: *continuous stirred-tank reactor* (CSTR) com duas variáveis de entrada e duas restrições operacionais.

Outra abordagem foi estudada por Ye et al. (2013) que propuseram a utilização dos conceitos das NCO para auxiliar na escolha das variáveis controladas. Isso porque o objetivo dos autores era superar uma limitação que outros métodos usados para essa finalidade têm: a obtenção de soluções locais apenas. Teoricamente, as próprias NCO deveriam ser usadas como variáveis controladas, porém nem sempre se dispõe da medição de tais variáveis na planta. A solução encontrada foi selecionar variáveis controladas para aproximar as NCO não medidas sobre toda a região de operação para que seja atingida uma solução global. Essa aproximação pode ser feita por meio de qualquer método matemático de regressão. Os autores demonstraram a efetividade e as vantagens dessa nova abordagem, aplicando-a em dois casos de estudos e comparando com resultados obtidos com os outros métodos usados na SOC e com a técnica *NCO-tracking*.

## 2.2 Curvas de Performance

De acordo com Turton et al. (2012), a operação de um processo varia significativamente ao longo do seu tempo de vida, ou seja, não corresponde às condições especificadas no seu projeto. Algumas razões para que essa discrepância ocorra são:

- Os equipamentos são superdimensionados para reduzir os riscos resultantes de incertezas durante o processo de *design* (coeficientes de segurança);
- Os efeitos externos (distúrbios), como mudanças nas condições de alimentação, nas especificações de produtos, nas leis ambientais e nos custos de utilidades e de matérias-primas;

- As mudanças na performance dos equipamentos, ou seja, a efetividade do equipamento diminui com o passar do tempo devido, por exemplo, às incrustações, à formação de caminhos preferenciais, à desativação de catalisadores, ao desgaste dos rolamentos de bombas e de compressores.

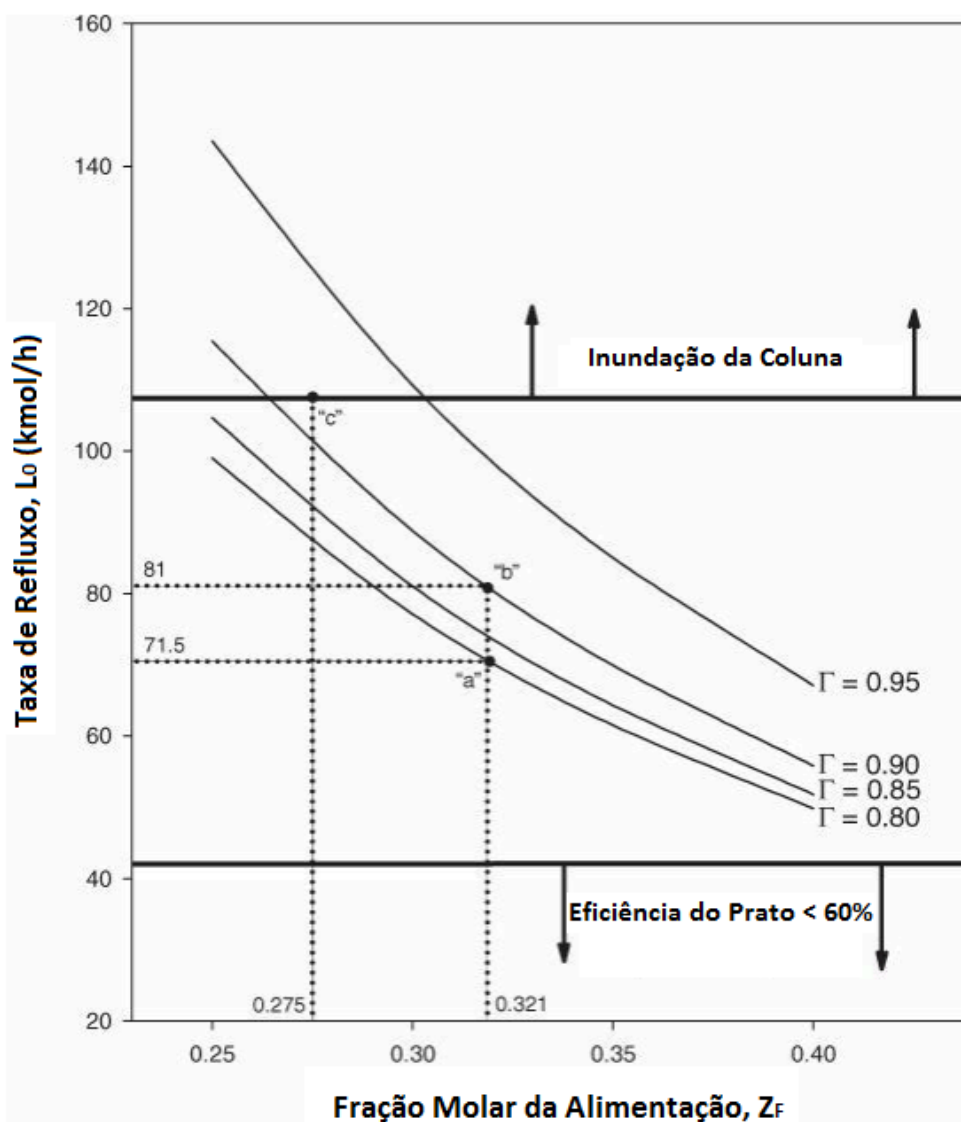
Portanto, pode-se afirmar que um bom projeto é aquele que se adapta a todas essas mudanças, ou seja, que permite adaptações nas condições de operação e de performance dos equipamentos. Essa flexibilidade dos processos é fundamental para que eles se mantenham competitivos no mercado. Nesse cenário, é essencial saber como se comporta a performance de um equipamento em seu intervalo de operação e ser capaz de avaliar os efeitos que as mudanças nas condições do processo tem sobre sua performance (TURTON et al., 2012).

Uma solução é encontrar curvas que representam a maneira que um sistema responde às mudanças nas variáveis de entrada, ou seja, como um sistema responde a seus distúrbios. Essas são as chamadas curvas de performance ou de operação, que são a base para se prever o comportamento de um sistema para diferentes condições. Portanto, essas curvas explicitam a relação existente entre as variáveis de saída e as variáveis de entrada de um processo (TURTON et al., 2012).

Para construir as curvas de performance, equações de balanço material e energético são usadas em conjunto com as equações que relacionam os parâmetros do equipamento. Além disso, limites físicos e operacionais devem ser considerados. De posse dessas informações, a construção das curvas de performance torna-se viável para qualquer sistema. Turton et al. (2012) mostraram exemplos de obtenção dessas curvas para diferentes tipos de operações unitárias e equipamentos, como trocadores de calor, bombas, separadores e compressores.

Para o caso específico de colunas de destilação, Turton et al. (2012) demonstraram como obter as curvas de performance por meio de um exemplo: uma coluna separadora de benzeno e tolueno. O exemplo foi necessário devido à ausência de um conjunto universal de curvas de performance para a destilação, ou seja, cada caso deve ser avaliado de acordo com as suas especificidades.

A Figura 2.5, mostra a relação entre a fração de benzeno na alimentação ( $z_F$ ), a taxa de refluxo ( $L_0$ ) e a recuperação de benzeno ( $\Gamma$ ). Essa curva foi obtida por meio de simulações a diferentes concentrações de benzeno na alimentação e a diferentes taxas de refluxo, o que resulta na determinação da recuperação de benzeno para cada par dessas condições. É importante ressaltar que as restrições dos equipamentos sempre devem ser consideradas. No exemplo estudado, consideraram-se a inundação da coluna e a eficiência do prato como limites físicos e operacionais, como está indicado na Figura 2.5.



**Figura 2.5:** Curva de performance para a coluna de destilação separadora de benzeno e tolueno (Adaptado de: Turton et al., 2012).

O trabalho de Oliveira (2011) mostra a geração das curvas de performance para o modelo de uma coluna de destilação despentanizadora. O modelo para conduzir as simulações foi desenvolvido usando o *software* Aspen Plus®. Foi definido como índice de performance a recuperação de componentes C5 em um dos produtos. Em seguida, foram realizadas análises de sensibilidade da razão de refluxo e da vazão de retirada lateral, para variações na carga térmica cedida no refeedor e na vazão de alimentação. O objetivo da autora foi demonstrar o método de construção de curvas de performance para colunas de destilação e enfatizar a utilidade desta ferramenta na indústria.

### 2.3 Mapas das Regiões de Restrições Ativas

Maarleveld e Rijnsdorp (1970) afirmaram que a operação ótima de um processo, frequentemente, não se encontra no “topo da montanha”, mas sim na intersecção das restrições. Quando as condições de um processo mudam, diferentes restrições podem se tornar críticas, por isso o sistema de controle deve ser capaz de usar os princípios das restrições para automaticamente migrar para outra intersecção. Essa ideia foi batizada de controle das restrições. Nesse trabalho, as trocas de restrições ativas devido às mudanças na taxa de alimentação são ilustradas em diagramas de restrições e um esquema de controle de restrições é discutido para uma desisopentanizadora.

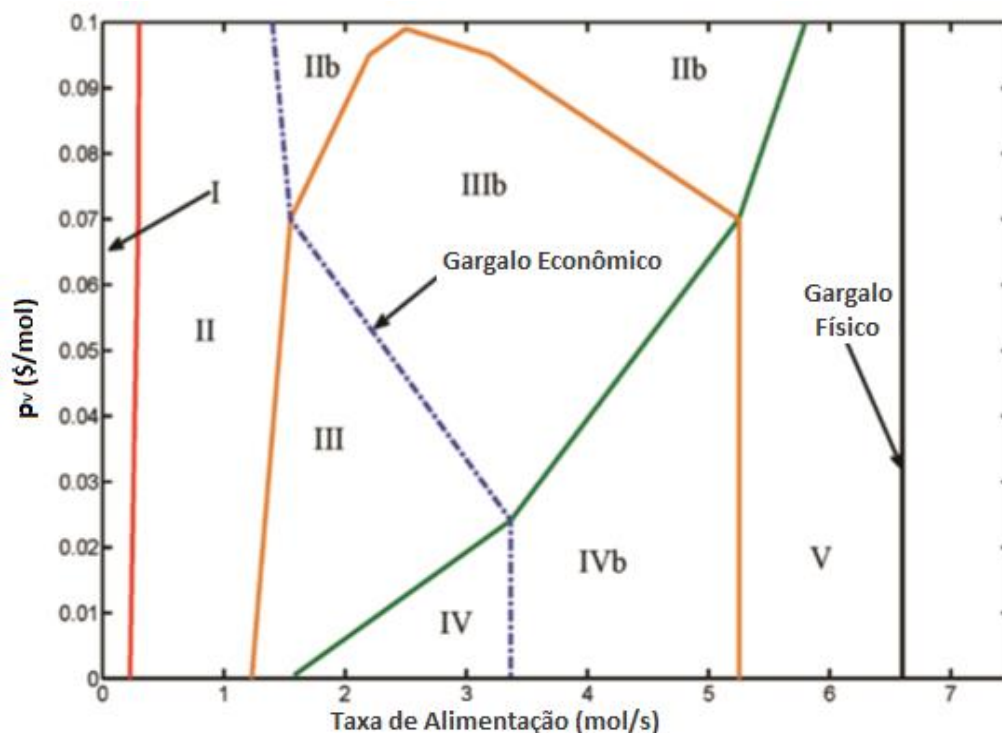
Maarleveld e Rijnsdorp (1970) perceberam também que se as relações do sistema não forem muito não lineares, o ponto de operação ótimo estará sobre a intersecção de tantas restrições quantos forem os graus de liberdade que sobraram para otimização do processo. Esse fato simplifica a otimização consideravelmente, porque em lugar de utilizar uma técnica de busca local como *hill-climbing*, pode-se usar controladores feedback convencionais associados às restrições.

Após esse artigo da década de 70, o estudo com base nas regiões de restrições ativas foi deixado em segundo plano na literatura disponível. Porém, recentemente, Jagtap, Kaistha e Skogestad (2011) discutiram como as restrições ativas variam com a taxa de alimentação do processo. Para isso, utilizaram como estudo de caso um sistema de reciclo e concluíram que para operar de maneira econômica precisa-se conduzir o processo nas suas restrições ativas. Observaram ainda que o número de restrições ativas no ótimo econômico aumenta à medida que a taxa de alimentação cresce até que todos os graus de liberdade se esgotem na taxa máxima de alimentação.

Com base nos trabalhos de Maarleveld e Rijnsdorp (1970) e Jagtap, Kaistha e Skogestad (2011), Jacobsen e Skogestad (2011) afirmam que o conjunto de restrições ativas de um processo influencia na economicidade e no controle da planta. Isso porque um processo que opera sem respeitar as restrições ativas ótimas está assumindo perda econômica. Além disso, estar ciente de quais são as variáveis que atingem seu valor ótimo quando estão sobre a restrição, ou seja, quais restrições estão ativas, é fundamental no momento do design da estrutura de controle. Por esses motivos, saber como as restrições ativas variam com os distúrbios do processo mostra-se uma informação crucial para manter a operação da planta no seu ponto ótimo.

Jacobsen e Skogestad (2011) também frisaram a importância de saber quais são as restrições ativas que influenciam significativamente na economicidade da planta. Isso porque devem-se usar variáveis que alcançam o ótimo, sem atingir o seu valor limite, para controlar o processo. Por exemplo, quando uma variável de controle se torna ativa para determinados valores de distúrbios, será necessário substituí-la no esquema de controle caso ocorra perda significativa para o sistema. Pensando nisso, os autores criaram um método para mapear de forma aproximada as regiões de restrições ativas em um espaço bidimensional de distúrbios. O objetivo do método é diminuir o custo computacional que resulta da necessidade de um grande número de otimizações para mapear tais regiões. A ideia é utilizar os conhecimentos prévios com relação ao problema de otimização e ao modelo do processo para mapear essas regiões.

A fim de demonstrar a aplicabilidade do método desenvolvido, Jacobsen e Skogestad (2011) aplicaram-no em um exemplo simples (reator-separador-reciclo) para o qual os distúrbios escolhidos foram: a taxa de alimentação (mol/s) e o custo de energia (\$/mol). As regiões que foram mapeadas encontram-se ilustradas na Figura 2.6, onde observa-se cinco regiões de restrições ativas distintas, ou seja, para cada região mapeada existe um conjunto distinto de restrições ativas que levam o processo à operação ótima. Pode-se notar, também, a existência de dois gargalos: um econômico para baixas taxas de alimentação e outro físico para a máxima taxa de alimentação.



**Figura 2.6:** Mapa das regiões de restrições ativas para o sistema reator-separador-reciclo. Mostra o comportamento das restrições em relação aos distúrbios estudados ( $p_v$  em  $\$/\text{mol}$  e taxa de alimentação em  $\text{mol/s}$ ) (Adaptado de: Jacobsen e Skogestad, 2011).

Como extensão do trabalho desenvolvido em 2011, Jacobsen e Skogestad (2012) aplicaram seu método para três casos de estudo distintos objetivando saber como as restrições ativas das colunas de destilação variam com a taxa de alimentação e com o custo da energia. Os três casos são:

- I. Uma coluna em que o preço do produto independe da sua pureza;
- II. Uma coluna em que o preço do produto depende da sua pureza;
- III. Duas colunas em série em que o preço do produto independe da sua pureza.

Como resultado pode-se ressaltar que, conforme esperado, para os casos com preços constantes a restrição de pureza para o produto mais valioso se mantém sempre ativa. Para o primeiro caso, obtiveram-se três regiões de restrições ativas distintas; para o segundo, cinco e para o terceiro, oito, sendo que para todos eles tem-se o gargalo físico do processo. Os resultados obtidos para os três casos de estudos demonstraram que o método desenvolvido por Jacobsen e Skogestad (2011) permitiu mapear as regiões de restrições ativas requerendo um processo de relativamente baixo custo computacional, atingindo, então, seu objetivo.

Jacobsen e Skogestad (2013) também publicaram outra aplicação do método que desenvolveram em 2011. Dessa vez, os autores mapearam as regiões de restrições ativas para um processo simples de liquefação de gás natural (chamado de PRICO) e sugeriram estruturas de controle para o processo. Foram encontradas 5 regiões distintas e, mesmo assim, verificaram que apenas duas estruturas de controle são necessárias para conduzir o processo no seu ótimo.

### 3 Metodologia

Neste trabalho, a partir das definições e das premissas do método criado por Jacobsen e Skogestad (2011), mapeou-se as regiões de restrições ativas para uma planta de separação de gás natural. A fim de obter os dados necessários à criação do mapa, foi necessário simular, otimizar e realizar análises de sensibilidade para identificar os pontos nos quais as restrições do sistema tornam-se ativas à medida que os distúrbios variam.

O *software* Aspen Plus®, versão 7.2, foi utilizado para realizar a simulação do processo, a otimização da função objetivo (custo) e as análises de sensibilidade para obtenção dos pontos nos quais as restrições se tornam ativas ou inativas. Posteriormente, os dados resultantes das análises de sensibilidade foram tratados no *software* Excel® versão 2013, o que permitiu a obtenção dos mapas de regiões de restrições ativas em um espaço bidimensional de distúrbios. Foi utilizado o *software* Python versão 3.4.3 com o editor IPython Notebook e os pacotes necessários foram o numpy e o matplotlib.pyplot. Com essa ferramenta, foi possível gerar os gráficos tridimensionais que mostram a influência dos distúrbios na função objetivo.

#### 3.1 Metodologia dos Mapas das Regiões de Restrições Ativas

Um mapa de regiões de restrições ativas é composto pelas curvas de restrições ativas e pelas regiões que tais curvas delimitam em função dos distúrbios. Uma curva de restrição se caracteriza por separar o espaço de distúrbios em dois lados. Em um dos lados, a restrição encontra-se ativa e, no outro, a restrição encontra-se inativa. Assim, define-se uma região de restrições ativas como uma parte do espaço bidimensional dos distúrbios delimitada pelas curvas de restrições. Cada região se caracteriza por quais restrições estão ativas em seu interior (JACOBSEN; SKOGESTAD, 2011).

A definição anterior permite que algumas conclusões acerca do comportamento das curvas e das regiões de restrições ativas sejam explicitadas:

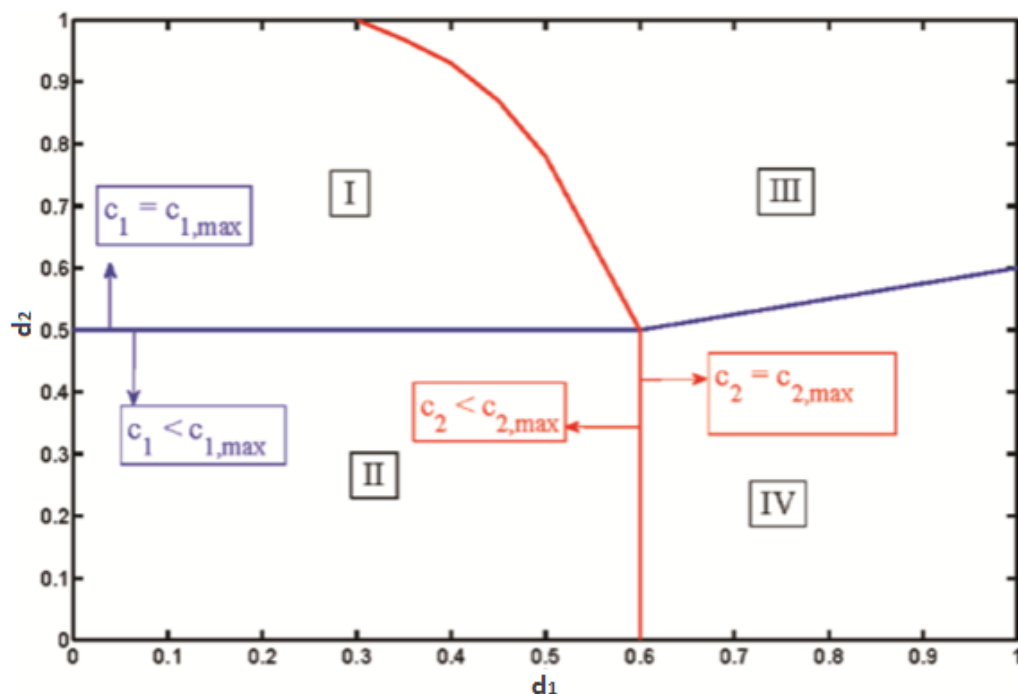
- As curvas de restrição podem se interceptar, portanto uma curva de restrição pode fazer fronteira com mais de duas regiões de restrição;
- Quando uma curva de restrição intercepta outra, geralmente muda de inclinação. Isso porque quando o conjunto de restrições ativas muda, a natureza do problema de otimização muda também;
- Quando se tem  $N$  restrições, poderá haver até  $2^N$  diferentes conjuntos de restrições ativas, já que teoricamente cada restrição pode estar ativa ou inativa;
- Se as curvas de restrição não se interceptarem em mais de um ponto, haverá no máximo  $2^N$  regiões de restrições ativas. Porém, se as curvas se interceptarem mais de uma vez, poderá haver mais do que  $2^N$  regiões de restrições ativas;
- Usualmente, o número de regiões é menor que  $2^N$ , já que algumas combinações de restrições não podem ocorrer, por exemplo, devido aos limites físicos do processo.



O método criado por Jacobsen e Skogestad (2011) visa identificar as regiões de restrições ativas levando em consideração as características do processo e do problema de otimização para reduzir o número de pontos a serem otimizados. A fim de descrever tal método, um exemplo ilustrativo com duas restrições ( $c_1$  e  $c_2$ ) será utilizado.

Conforme mostra a Figura 3.1,  $d_1$  e  $d_2$  ilustram o espaço de distúrbios que se divide em quatro regiões:

- I. Somente  $c_1$  está ativa;
- II. Ambas as restrições estão inativas;
- III. Ambas as restrições estão ativas;
- IV. Somente  $c_2$  está ativa.



**Figura 3.1:** Exemplo ilustrativo das quatro regiões obtidas pela análise com duas restrições ( $c_1$  e  $c_1$ ) (Extraído de: Jacobsen e Skogestad, 2011).

Levando em consideração o exemplo da Figura 3.1, o método que foi desenvolvido por Jacobsen e Skogestad (2011) possui as seguintes considerações:

- Em um espaço bidimensional de distúrbios, duas regiões vizinhas diferem-se apenas por uma restrição ativa, exceto no ponto de cruzamento entre as curvas de restrição;
- O mesmo conjunto de restrições ativas não aparece em duas regiões de restrições distintas;
- Sempre haverá um gargalo físico no processo, ou seja, um limite físico acima do qual não se consegue satisfazer todas as restrições.

Tendo em vista as definições e as considerações anteriores, um procedimento para mapear as regiões de restrições ativas é sugerido por Jacobsen e Skogestad (2011). Esse procedimento pode ser resumido nos passos subsequentes:

1. Utilizando conhecimentos sobre o modelo do processo e sobre o problema de otimização, determinar qual restrição estará sempre ativa ou inativa, ou seja, qual restrição independe do valor dos distúrbios;
2. Usando a mesma premissa anterior, determinar qual restrição é dependente apenas de um dos distúrbios (são as linhas retas verticais e horizontais dos mapas);
3. Determinar a localização das linhas horizontais e verticais, ou seja, para qual valor do distúrbio, a restrição muda de inativa para ativa e vice-versa;
4. Pelo menos mais um ponto da curva de restrição ( $d_1, d_2$ ) deve ser encontrado. Para isso, fixa-se um dos distúrbios em um valor maior que o encontrado para a curva reta e resolve-se o problema de otimização para encontrar o valor do outro distúrbio.

### 3.2 Simulação do Processo

A simulação da planta de separação de gás natural foi realizada na interface Aspen Plus *User Interface* do simulador estático Aspen Plus® (versão 7.2). O tipo de coluna escolhido foi RADFRAC por ser um modelo rigoroso de simulação de todos os tipos de operações de fracionamento líquido-vapor multiestágio (ASPEN TECHNOLOGY, 2000).

### 3.3 Otimização

Após simular a planta de maneira adequada, foi feita a otimização do sistema utilizando a ferramenta *default* disponível no Aspen Plus®: método da Programação Quadrática Sequencial (SQP - *Sequential Quadratic Programming*). Para isso, foi necessário obter uma função objetivo (FO) que descrevesse os gastos e as receitas da unidade estudada. Os gastos considerados foram com relação à compra da matéria-prima e das utilidades, já as receitas, resumem-se à venda dos produtos. A FO é uma função custo dada por:

$$J = PREÇO_{MP} * CARGA + CUSTO_{UTIL} - PREÇO_P * PRODUÇÃO \quad (3.1)$$

onde  $J$  é a função objetivo em \$/h,  $PREÇO_{MP}$  é o preço da matéria-prima em \$/kmol,  $CARGA$  é a alimentação do processo em kmol/h,  $CUSTO_{UTIL}$  é o custo das utilidades em \$/h,  $PREÇO_P$  é o preço que dos produtos em \$/kmol e  $PRODUÇÃO$  significa a quantidade de produto em kmol/h.

Para otimizar a unidade estudada, foi necessário minimizar  $J$  utilizando como variáveis manipuladas a razão de refluxo (RR) e a fração de destilado de cada coluna (DF). Além disso, as especificações das correntes dos produtos entraram como as restrições do sistema e o *flooding factor* ( $JF \leq 0,8$ ) foi utilizado como parâmetro de viabilidade física da solução encontrada na otimização.

### 3.4 Análises de Sensibilidade

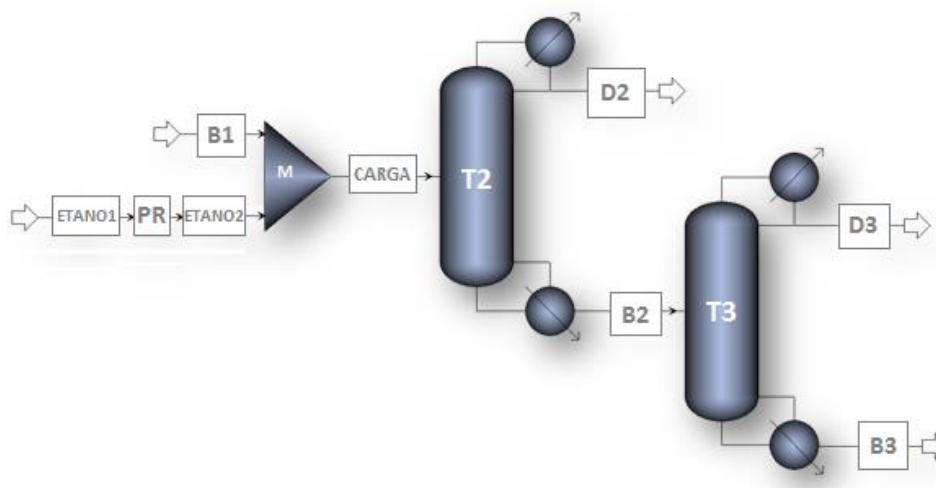
Após a otimização do sistema, procederam-se algumas análises de sensibilidade a fim de verificar o efeito dos distúrbios nas restrições e nas variáveis manipuladas da unidade. O próprio Aspen Plus® foi utilizado para essa varredura. Analisou-se o efeito de dois distúrbios por vez a fim de utilizar os dados obtidos na montagem do mapa de regiões de restrições ativas da unidade. Foram feitas sete análises de sensibilidade conforme os pares de distúrbios elencados na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1:** Lista dos pares de distúrbios das análises de sensibilidade.

Nº da Análise	Distúrbios
1	Taxa de alimentação e composição da alimentação
2	Preço do produto 1 e taxa de alimentação
3	Preço do produto 2 e taxa de alimentação
4	Preço do produto 3 e taxa de alimentação
5	Preço do produto 1 e composição da alimentação
6	Preço do produto 2 e composição da alimentação
7	Preço do produto 3 e composição da alimentação

### 3.5 Estudo de Caso

Com o objetivo de aplicar o método desenvolvido por Jacobsen e Skogestad (2011) e, assim, encontrar os mapas das regiões de restrições ativas, escolheu-se como exemplo uma planta de separação de gás natural. Grande parte das características físicas do estudo de caso utilizado nesse trabalho vieram da descrição de Luyben (2013). Porém, algumas adaptações foram necessárias a fim de ajustar o modelo para que ele pudesse ser utilizado na aplicação da metodologia proposta. Isso foi necessário devido aos limitados dados disponíveis no mercado e na literatura. Tais modificações estão detalhadas nos parágrafos subsequentes e o diagrama esquemático da planta simulada encontra-se na Figura 3.2.



**Figura 3.2:** Diagrama esquemático da planta de separação de gás natural desenvolvido com o *software* Aspen Plus®, versão 7.2.

O modelo termodinâmico adequado para a descrição do sistema de hidrocarbonetos foi o de Peng-Robinson (LUYBEN, 2013). Conforme mostra a Figura 3.2, reduziu-se o número de colunas de destilação de cinco para duas, porque os produtos que se tem dados de preço de venda são: o gás natural ( $\text{CH}_4$  e  $\text{C}_2\text{H}_6$ ), o gás liquefeito de petróleo ( $\text{C}_3\text{H}_8$  e  $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ) e a gasolina ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$  e mais pesados). Então, para separar a alimentação (CARGA) nesses três produtos, foram necessárias apenas duas colunas (T2 e T3) cujas características foram adaptadas da planta descrita por Luyben (2013).

A planta simulada é composta por um misturador e duas colunas de destilação. O misturador tem como objetivo unir duas correntes: B1 e ETANO2. A corrente B1, que é a carga desprovida do etano, cuja vazão molar é de 569,9 kmol/h, possui temperatura de 308,2 K, pressão de 25,1 atm e sua composição molar encontra-se na Tabela 3.2. Esse esquema foi montado para que seja possível variar a composição molar de etano na alimentação do sistema. O procedimento se dá da seguinte forma: a corrente ETANO1 é uma cópia da corrente B1, porém composta somente por etano. A corrente ETANO1 passa por um operador de multiplicação (PR), que determina a quantidade de etano que será misturado com a corrente B1, e resulta na corrente ETANO2. Como retirou-se o etano da corrente B1, a soma das composições imputadas não resulta em 1, porém o próprio Aspen Plus® normaliza essa corrente antes de executar a simulação.

**Tabela 3.2:** Composição molar das correntes de entrada do sistema B1 e ETANO1.

Componente	Corrente B1	Corrente ETANO1
Nitrogênio ( $\text{N}_2$ )	0,0154	-
Metano ( $\text{CH}_4$ )	0,8640	-
Etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ )	-	1
Propano ( $\text{C}_3\text{H}_8$ )	0,0287	-
Isobutano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ )	0,0072	-
n-butano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ )	0,0082	-
Isopentano ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ )	0,0041	-
n-pentano ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ )	0,0031	-
n-hexano ( $\text{C}_6\text{H}_{14}$ )	0,0031	-
n-heptano ( $\text{C}_7\text{H}_{16}$ )	0,0015	-
<b>Total</b>	<b>0,9353</b>	<b>1</b>

Sendo assim, a alimentação da coluna T2 é a corrente CARGA que resulta da mistura das correntes B1 e ETANO2. Devido a essa mistura, a composição molar de etano nominal passa de 0,0647 para 0,057. As características físicas e operacionais das duas colunas encontram-se na Tabela 3.3. Para ambas as colunas, utilizou-se condensador total, pratos com borbulhadores, espaçamento entre pratos de 0,6 m, 30 pratos com alimentação no prato 15.

O primeiro produto é a corrente de topo da coluna T2, corrente D2, composta por metano e etano, ou seja, gás natural (GN). O segundo produto é a corrente de topo da coluna T3, corrente D3, composta por propano, isobutano e n-butano, ou seja, gás

liquefeito de petróleo (GLP). Por fim, o terceiro produto é a corrente de fundo da coluna T3, corrente B3, composta pelos componentes mais pesados da mistura de alimentação, ou seja, gasolina leve. As especificações do processo são: 0,001 mol % de etano na corrente D3 (XC2) e 0,002 mol % de n-butano na corrente B3 (XNC4) (LUYBEN, 2013).

**Tabela 3.3:** Características físicas e de operação das colunas T2 e T3.

Característica	Primeira Coluna (T2)	Segunda Coluna (T3)
<b>Diâmetro da coluna (m)</b>	0,885	0,800
<b>Razão de Refluxo (RR)</b>	1,30	2,20
<b>Fração de Destilado (DF)</b>	0,95	0,80
<b>Pressão de Topo (atm)</b>	25,00	7,10
<b>Queda de pressão na coluna (atm)</b>	0,10	0,40

Para realizar o mapeamento das restrições ativas, considerou-se o comportamento das especificações da coluna T3 (composições XC2 e XNC4) e das variáveis manipuladas (RR2, DF2, RR3 e DF3) em relação aos possíveis distúrbios do sistema (Tabela 3.1) com uma tolerância de 0,001. Para as variáveis manipuladas, utilizaram-se os intervalos de análise apresentados na Tabela 3.4.

**Tabela 3.4:** Intervalos de análise das variáveis manipuladas.

Variável Manipulada	Valor Mínimo	Valor Máximo
<b>RR2</b>	1,00	2,00
<b>DF2</b>	0,94	0,98
<b>RR3</b>	1,50	3,00
<b>DF3</b>	0,70	0,90

Os preços dos produtos foram consultados no site da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) e encontram-se na Tabela 3.5 (GOVERNO FEDERAL, 2015). A cotação do dólar utilizada na conversão de unidades foi de 3,78 R\$/\\$ (UOL, 2015). Devido à falta de informações de fontes confiáveis sobre os preços da matéria-prima e das utilidades, considerou-se uma heurística onde o preço da matéria-prima é igual ao do produto principal, que é o gás natural (GN), e os custos com as utilidades foram considerados como aproximadamente 10% dos custos com a matéria-prima.

**Tabela 3.5:** Preço dos produtos (Adaptado de: Governo Federal, 2015).

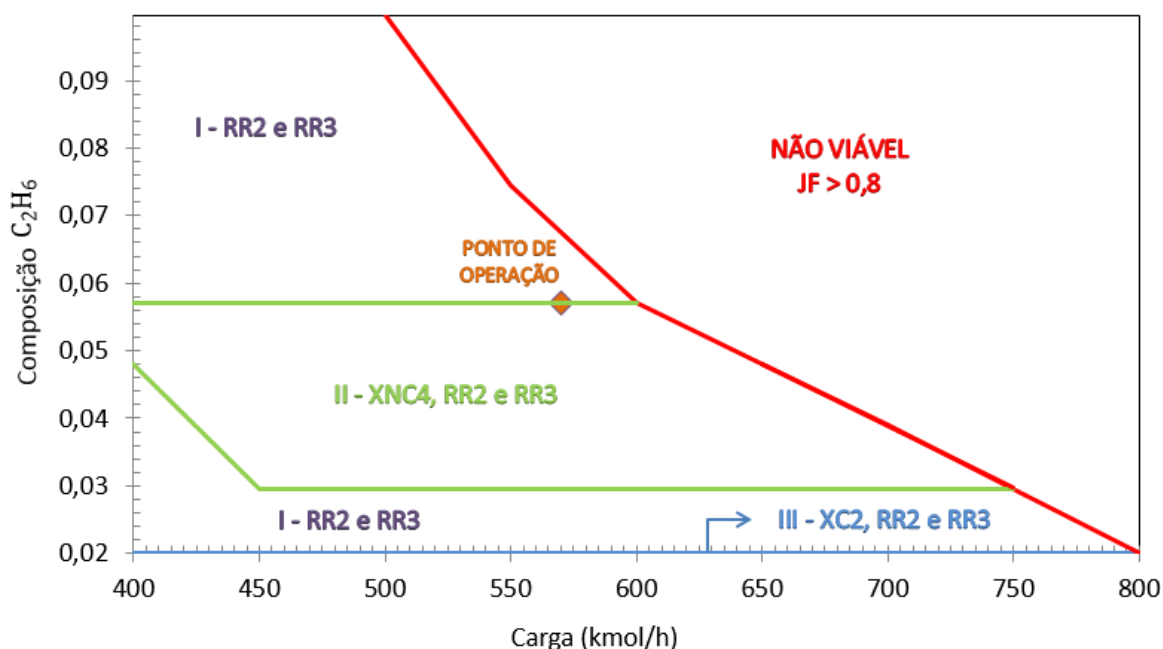
Produto	Preço (\\$/kmol)
<b>Gás Natural (GN)</b>	10,45
<b>Gás Liquefeito de Petróleo (GLP)</b>	27,63
<b>Gasolina Leve (GASOLINA)</b>	65,86

## 4 Resultados

Nesse capítulo, os mapas das regiões de restrições ativas obtidos para cada caso estudado são apresentados e analisados. Determinou-se também qual o efeito desses pares de distúrbios na FO por meio de gráficos tridimensionais com projeção da FO no plano dos distúrbios. As tabelas com os dados obtidos nas análises de sensibilidades encontram-se no Apêndice A.

### 4.1 Mapeamento da Carga versus Composição Molar de Etano

Primeiramente, devido à importância de conhecer as variações nas condições de alimentação de um processo, analisou-se como as restrições do sistema variam com os distúrbios: taxa de alimentação (carga em kmol/h) e fração molar de etano na alimentação (composição molar de  $C_2H_6$  na carga). O mapeamento consta na Figura 4.1, que mostra as regiões de restrições ativas do sistema para o caso 1 da análise de sensibilidade (Tabela 3.1).



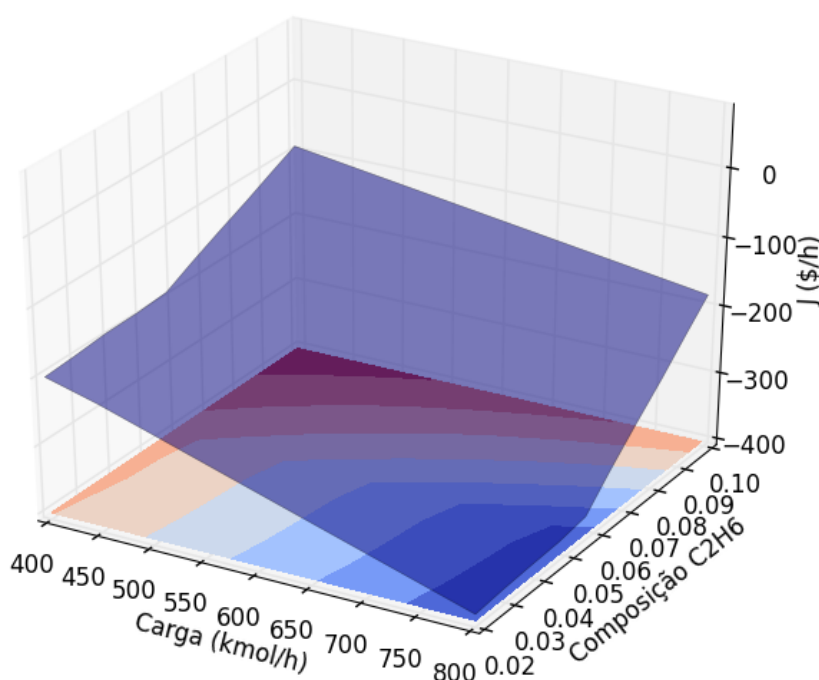
**Figura 4.1:** Mapa das regiões de restrições ativas para o par de distúrbios: composição molar de etano na alimentação (Composição  $C_2H_6$ ) versus taxa de alimentação em kmol/h (Carga).

Verificam-se quatro regiões distintas na Figura 4.1: na primeira (I) tem-se as razões de refluxo de ambas as colunas (RR2 e RR3) como restrições ativas, na segunda (II), além das razões de refluxo, tem-se a especificação do n-butano ativa (XNC4); na terceira (III) região, que de fato é uma linha, tem-se, além das razões de refluxo, a especificação do etano (XC2) como restrição ativa. A quarta região não é viável devido aos limites físicos das colunas, ou seja, quando a coluna T2 possui um fator de inundação maior que 0,8, a operação torna-se inviável.

Observa-se ainda que o ponto de operação do sistema, indicado com um losango laranja, pertence à região II do mapa. Portanto pode-se dizer que, partindo do ponto de operação, à medida que a composição molar de  $C_2H_6$  diminui, a região de restrição se modifica: abaixo de 0,029, XNC4 torna-se inativa e, no limite (0,020), XC2 torna-se ativa.

Também é possível verificar que no intervalo de distúrbios avaliado, as manipuladas DF2 e DF3 permanecem inativas.

Analisou-se também a influência dos distúrbios na FO, para isso gerou-se a Figura 4.2, que mostra um gráfico tridimensional com projeção da curva no plano dos distúrbios. Como a FO é uma função custo, o ótimo encontra-se no menor valor possível, ou seja, na região mais azulada do gráfico. Portanto, a melhor situação, para esse caso, ocorre nas quantidades maiores de carga (acima de 650 kmol/h) e nas menores composições molares de  $C_2H_6$  (abaixo de 0,057). Isso porque a coluna T2 está dimensionada para separar satisfatoriamente a composição molar de etano na carga de 0,057, então ao aumentar essa composição molar, parte do etano que seria retirado no topo da coluna acaba sendo arrastado para o fundo, ou seja, perde-se produto, o que é penalizado pela função custo.



**Figura 4.2:** Influência dos distúrbios (carga em kmol/h e composição molar de etano na carga) na função objetivo (J em \$/h).

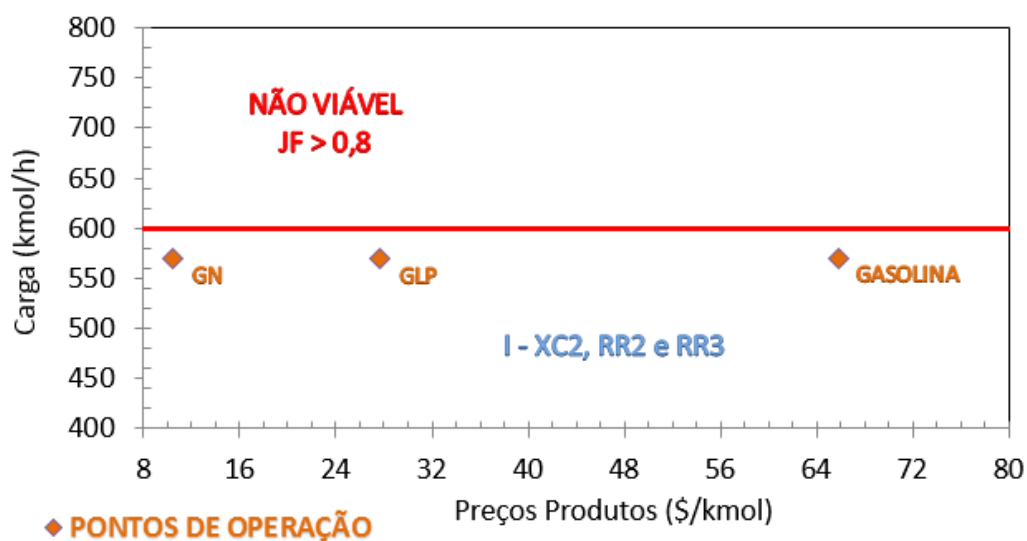
Ao se mesclar as informações dos gráficos das Figuras 4.1 e 4.2, nota-se que o ponto de operação se encontra numa região otimizada, ou seja, composição molar de  $C_2H_6$  de 0,057 e carga de 569,9 kmol/h. É possível melhorar a operação ao aumentar a carga, levando-a mais próxima ao seu limite de viabilidade (600 kmol/h), caso o modelo seja acurado o suficiente para se reduzir a tolerância e, assim, otimizar o sistema. Verifica-se também que à medida que a composição molar de  $C_2H_6$  diminui, ganha-se liberdade com relação ao aumento de carga, ou seja, a região de inviabilidade se afasta para as composições de  $C_2H_6$  menores, levando a possibilidade de aumento de carga e, também, de troca de região de restrições ativas.

#### 4.2 Mapeamento dos Preços dos Produtos versus Carga

Outra análise interessante é estudar a influência das flutuações dos preços de mercado dos produtos do sistema: gás natural (GN), gás liquefeito de petróleo (GLP) e gasolina leve (GASOLINA). Para isso, considerou-se um distúrbio de aproximadamente

25% para mais e para menos no preço dos produtos. Portanto, realizaram-se três análises de sensibilidade conforme os casos 2, 3 e 4 da Tabela 3.1.

Ao analisar os dados, os três casos mostraram-se com o comportamento idêntico em relação ao seu mapa de regiões de restrições ativas. Por isso, resumiram-se os três casos estudados em um único gráfico (Figura 4.3). Verifica-se que, para cargas acima de 600 kmol/h, a operação torna-se inviável, o que está coerente com resultado observado na Figura 4.1, onde a inviabilidade começa nesse mesmo valor para a composição molar de operação de  $C_2H_6$  na carga (0,057). Para as cargas abaixo de 600 kmol/h, tem-se apenas uma região (I), na qual XC2, RR2 e RR3 estão sempre ativas. Portanto, as restrições ativas do sistema não variam com o espaço de distúrbios: carga e preços dos produtos. Verifica-se também que as variações nos preços dos produtos não afetam a viabilidade da operação.



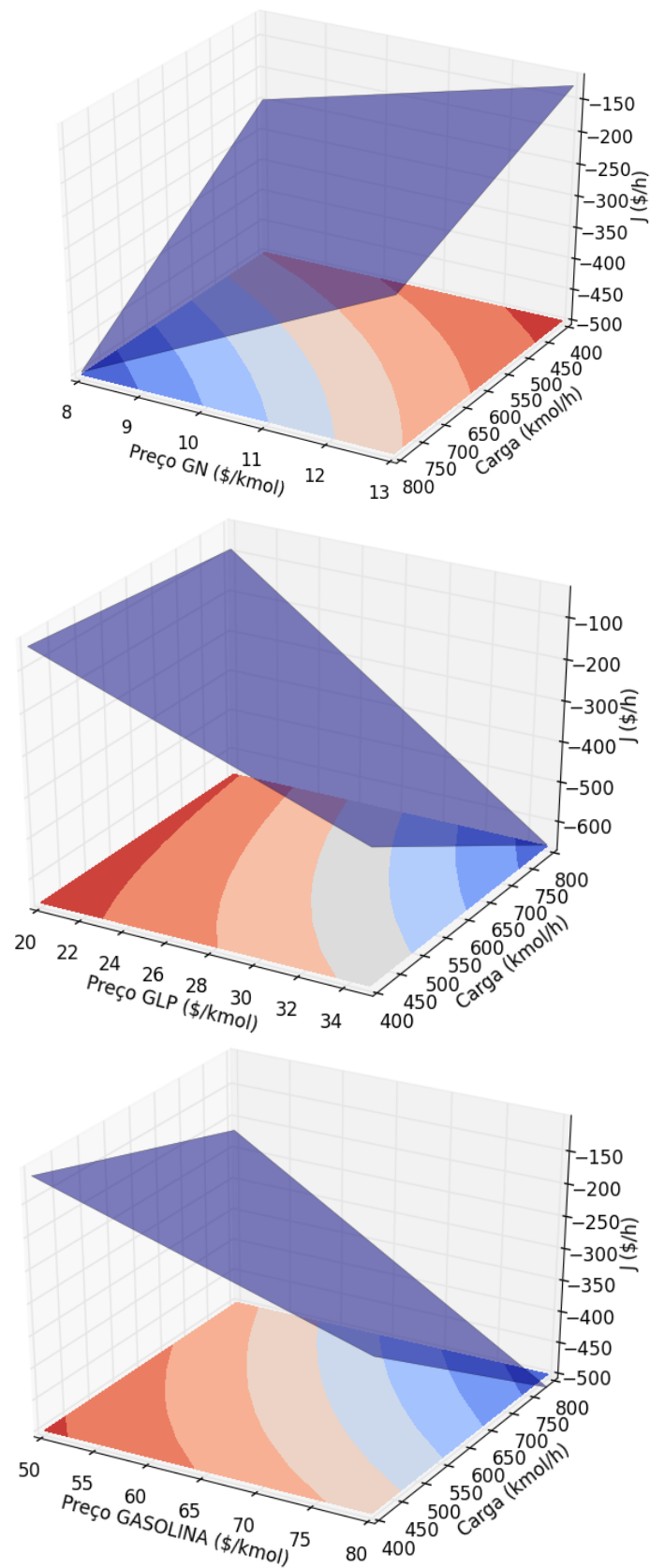
**Figura 4.3:** Mapa das regiões de restrições ativas para os pares de distúrbios: taxa de alimentação em kmol/h (Carga) e preços dos produtos em \$/kmol (GN, GLP e GASOLINA).

Ao analisar a influência dos preços dos produtos e da carga na FO, verifica-se pela Figura 4.4 que quanto maior a carga, menor é a FO, ou seja, têm-se custos menores à medida que se aumenta a produção. Essa conclusão é coerente com o que se espera de um processo. Porém, devido às características da FO, o seu comportamento, em relação às variações nos preços dos três produtos, difere.

Para o produto 1 (GN), observa-se que quanto menor o preço, menor a FO. Isso ocorre porque considerou-se, na FO, o preço da matéria-prima idêntico ao do produto GN. Como o GN é o produto de maior quantidade (mais de 90% da produção), os preços dos outros dois produtos acabam não compensando o aumento no valor da matéria-prima. Portanto, quanto mais barata a matéria-prima for, menor a função custo. Tal resultado é coerente com o esperado na análise de custos da planta. Já para os outros dois produtos (GLP e GASOLINA) o resultado foi bem intuitivo: quanto maior o preço dos produtos, menor a função custo. Isso é coerente com as características do sistema, já que os produtos de topo e de fundo da coluna T3 têm maior valor agregado e, por isso, justificam a separação da matéria-prima.



É interessante perceber que, devido à heurística utilizada para estimar o preço das utilidades (10% do preço da matéria-prima), a influência do custo com utilidades torna-se pouco significativa quando comparada ao efeito do custo da matéria-prima na FO.

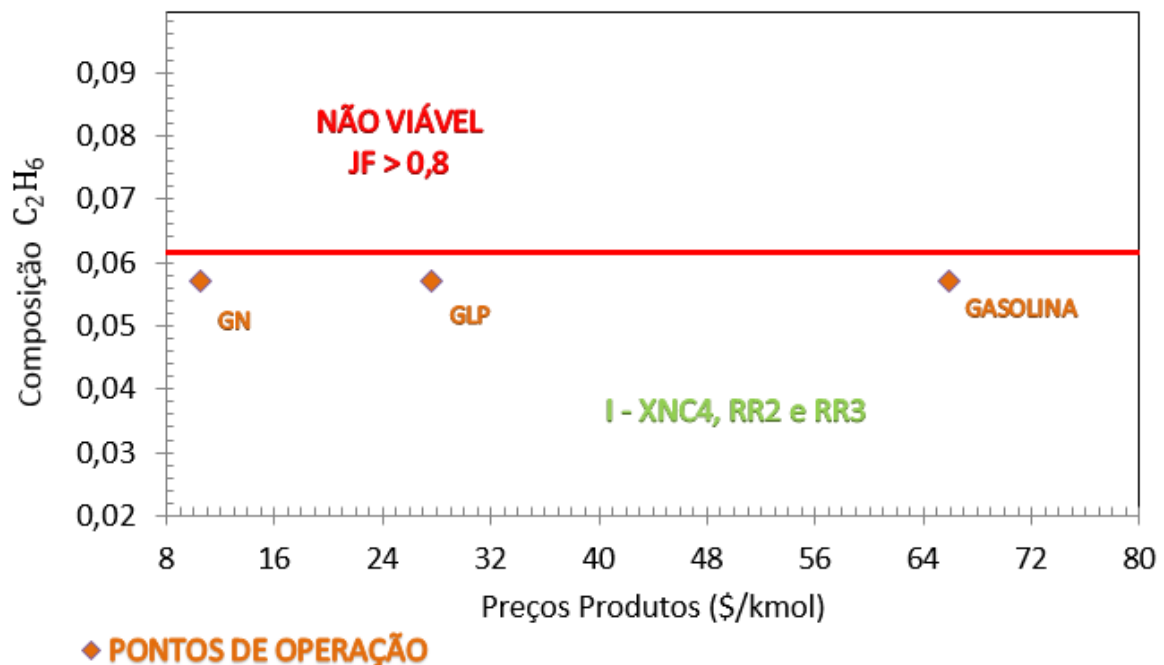


**Figura 4.4:** Influência dos distúrbios (preços dos produtos em  $\$/kmol$  e carga em  $kmol/h$ ) na função objetivo ( $J$  em  $\$/h$ ).

### 4.3 Mapeamento dos Preços dos Produtos versus Composição Molar de Etano

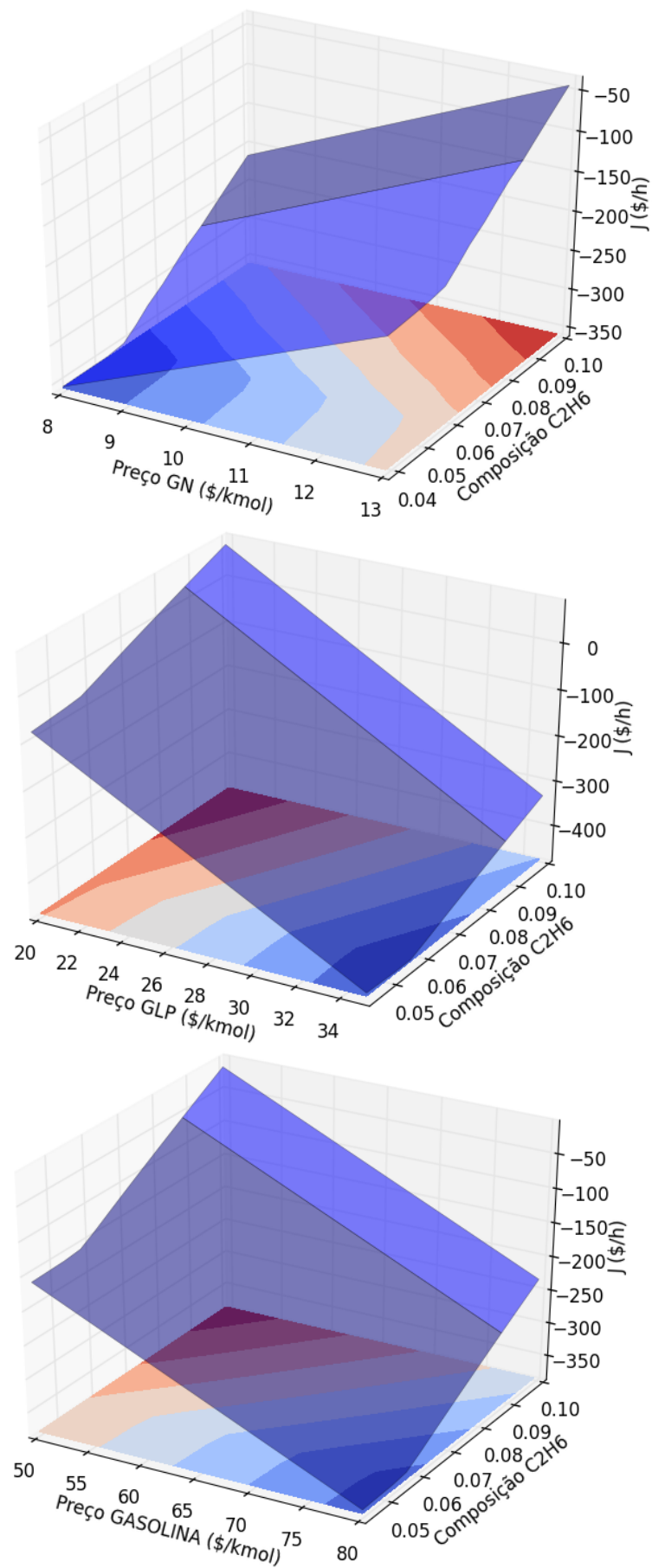
A mesma análise da seção 4.2 foi feita para identificar a influência do par de distúrbios: preços dos produtos e composição molar de etano na carga. Portanto realizaram-se três análises de sensibilidade, conforme os casos 5, 6 e 7 da Tabela 3.1.

Assim como no caso da carga versus preço dos produtos, os três casos mostraram-se com o comportamento idêntico em relação ao seu mapa de regiões de restrições ativas. Por isso, resumiram-se os três casos estudados em um único gráfico (Figura 4.5). Constata-se que, para composições de etano acima de 0,062, a operação torna-se inviável para qualquer preço dos produtos. Para as composições abaixo de 0,062, tem-se apenas uma região (I), na qual XNC4, RR2 e RR3 estão sempre ativas. Portanto, as restrições ativas do sistema não variam com o espaço de distúrbios: composição molar de etano na carga e preços dos produtos. Verifica-se também que as variações nos preços dos produtos não afetam a viabilidade da operação.



**Figura 4.5:** Mapa das regiões de restrições ativas para os pares de distúrbios: composição molar de etano na alimentação (Composição  $C_2H_6$ ) e preços dos produtos (GN, GLP e GASOLINA) em  $\$/kmol$ .

Assim como na seção 4.1, ao analisar a influência dos preços dos produtos e da carga na FO, percebe-se pela Figura 4.6 que para composições menores que a nominal (0,057), a FO se mantém no seu menor valor. Isto é, têm-se custos menores para as composições igual ou menores que a nominal, já que, nesse caso, não há desperdício de produto devido às características das colunas do sistema. Essa conclusão é coerente com o que se espera de um processo. Porém, devido às características da FO, o seu comportamento em relação à variação nos preços dos três produtos difere pelo mesmo motivo apresentado na seção 4.2.



**Figura 4.6:** Influência dos distúrbios (preços dos produtos em  $\$/kmol$  e composição molar de  $C_2H_6$ ) na função objetivo ( $J$  em  $\$/h$ ).

#### 4.4 Efeito de Cada Distúrbio na Função Objetivo

Para o uso das curvas de operação na otimização de um processo, além de verificar como as restrições ativas variam em um espaço bidimensional de distúrbios, é interessante determinar também como a FO varia com cada distúrbio individualmente. Utilizando essas análises, é possível averiguar se a planta está operando com o melhor desempenho possível para determinadas condições de operação e de distúrbios.

Ao gerar os gráficos tridimensionais das Figuras 4.2, 4.4 e 4.6, constata-se que a influência de cada um dos distúrbios estudados tem uma tendência linear com relação à FO. Essa relação linear foi verificada para cada um dos sete pares de distúrbios estudados. Os coeficientes angulares ( $m$ ) das retas obtidas para cada par distúrbio versus FO de cada um dos casos das sete análises de sensibilidades realizadas encontra-se nas Tabelas 4.1, 4.2 e 4.3.

A fim de investigar a influência de um dos distúrbios ( $d_{VARIÁVEL}$ ) na FO, foi necessário fixar o outro distúrbio ( $d_{FIXO}$ ), ou seja, para cada um dos sete casos estudados, deve-se fixar o valor de um distúrbio e variar o outro distúrbio para visualizar o efeito da variação deste na FO. Os valores fixados foram os mais próximos possíveis das condições do ponto de operação da planta, ou seja, carga de 550 kmol/h, composição molar de etano na carga ( $ZC_2$ ) de 0,057, preço do GN de 10 \$/kmol, preço do GLP de 29 \$/kmol e preço da GASOLINA de 65 \$/kmol.

Os coeficientes angulares das retas obtidas representam a derivada da FO em relação ao distúrbio estudado. Essa é uma forma quantitativa de determinar qual dos distúrbios possui maior influência na FO para cada um dos sete cenários estudados. Com o intuito de comparar os coeficientes angulares de cada distúrbio em cada um dos casos, foi necessário utilizar um fator de normalização (FN) para que os intervalos de análise fossem os mesmos permitindo uma comparação direta entre as grandezas obtidas.

Para o caso 1 (Tabela 4.1), verifica-se que a carga possui uma influência maior na FO do que a  $ZC_2$ . Isso porque o módulo de  $m$  para a carga (0,47) é maior que os módulos para a  $ZC_2$  (0,02 e 0,32). Os dois valores de  $m$  que aparecem para a  $ZC_2$  ocorrem devido à diferença de comportamento para valores de  $ZC_2$  abaixo e acima de 0,057. O primeiro valor representa uma reta praticamente horizontal ( $m = 0,02$ ), ou seja, para valores de  $ZC_2$  abaixo de 0,057, a influência da  $ZC_2$  na FO é praticamente nula. Já para valores de  $ZC_2$  acima de 0,057, a influência passa a ser significativa ( $m = 0,32$ ). Além disso, ao analisar o sinal das derivadas, constata-se que a influência da carga na FO é inversa (sinal negativo) e a influência da  $ZC_2$  é direta (sinal positivo).

**Tabela 4.1:** Coeficiente angular da reta formada pela FO e os distúrbios: carga em kmol/h e composição de etano na carga ( $ZC_2$ ).

Caso 1: Carga e $ZC_2$			FN
$d_{FIXO}$	$ZC_2 = 0,057$	Carga = 550 kmol/h	10000
$d_{VARIÁVEL}$	Carga (Kmol/h)	$ZC_2$	
$m$	-0,47	0,02 0,32	

Para os casos 2, 3 e 4 (Tabela 4.2), percebe-se que a carga possui uma influência maior na FO do que o preço do GN. Isso porque o módulo de  $m$  para a carga (0,5) é maior que o módulo para o preço do GN (0,33). Já para os outros dois casos, os preços do GLP e da GASOLINA possuem maior influência na FO do que a carga. Isso porque os módulos de  $m$  para os preços do GLP e da GASOLINA (respectivamente 1,3 e 0,7) são maiores que os módulos para as cargas (respectivamente 0,54 e 0,46). Além disso, ao analisar o sinal das derivadas, constata-se que a influência da carga na FO é inversa (sinal negativo) e a influência dos preços, no caso do GN, é direta (sinal positivo) e, nos casos do GLP e da GASOLINA, é inversa.

Também se verifica que, para os três casos, a influência da carga é semelhante ( $m$  em torno de -0,5), comparação essa que pode ser feita devido à igualdade de escala da carga. Porém, para os preços dos produtos, não é possível essa comparação devido à diferença entre as escalas de preços.

**Tabela 4.2:** Coeficiente angular da reta formada pela FO e os distúrbios: carga em kmol/h e preços dos produtos em \$/kmol.

Caso 2: Carga e Preço GN			FN
$d_{FIXO}$	Preço GN = 10 \$/kmol	Carga = 550 kmol/h	100
$d_{VARIÁVEL}$	Carga (Kmol/h)	Preço GN (\$/kmol)	
$m$	-0,50	0,33	
Caso 3: Carga e Preço GLP			FN
$d_{FIXO}$	Preço GLP = 29 \$/kmol	Carga = 550 kmol/h	20
$d_{VARIÁVEL}$	Carga (Kmol/h)	Preço GLP (\$/kmol)	
$m$	-0,54	-1,30	
Caso 4: Carga e Preço GASOLINA			FN
$d_{FIXO}$	Preço GASOLINA = 65 \$/kmol	Carga = 550 kmol/h	10
$d_{VARIÁVEL}$	Carga (Kmol/h)	Preço GASOLINA (\$/kmol)	
$m$	-0,46	-0,70	

Para os casos 5, 6 e 7 (Tabela 4.3), verifica-se que os preços dos produtos possuem uma influência maior na FO do que a  $ZC_2$ . Isso porque os módulos de  $m$  para os preços dos produtos GN, GLP e CASOLINA (respectivamente 33,85; 26,86; 7,20) são maiores que os módulos para a  $ZC_2$  (respectivamente 1,10 e 22,06; 0,19 e 8,32; 0,19 e 3,32). Os dois valores de  $m$  que aparecem para a  $ZC_2$  ocorrem devido à diferença de comportamento para valores de  $ZC_2$  abaixo e acima de 0,057. O primeiro valor representa uma reta praticamente horizontal, ou seja, para valores de  $ZC_2$  abaixo de 0,057, a influência da  $ZC_2$  na FO é praticamente nula (valores de  $m$  respectivamente 1,10; 0,19; 0,19). Já para valores de  $ZC_2$  acima de 0,057, a influência passa a ser significativa (valores de  $m$  respectivamente 22,06; 8,32; 3,32). Além disso, ao analisar o sinal das derivadas, constata-se que a influência da  $ZC_2$  e do preço do GN na FO é direta (sinal positivo) e a influência dos preços do GLP e da GASOLINA é inversa (sinal negativo).

Também se verifica que, para os três casos, a influência da  $ZC_2$  na FO difere significativamente, sendo que a maior influência ocorre para o preço do GN (maior módulo de  $m$ : 22,06). Essa comparação pode ser feita devido à igualdade de escala da  $ZC_2$ . Porém, para os preços dos produtos, não é possível realizar essa comparação devido à diferença entre as escalas de preços.

**Tabela 4.3:** Coeficiente angular da reta formada pela FO e os distúrbios: composição molar de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preços dos produtos em \$/kmol.

<b>Caso 5: <math>ZC_2</math> e Preço GN</b>			<b>FN</b>
$d_{FIXO}$	Preço GN = 10 \$/kmol	$ZC_2 = 0,057$	150
$d_{VARIÁVEL}$	$ZC_2$	Preço GN (\$/kmol)	
$m$	1,10	33,85	
	22,06		
<b>Caso 6: <math>ZC_2</math> e Preço GLP</b>			<b>FN</b>
$d_{FIXO}$	Preço GLP = 29 \$/kmol	$ZC_2 = 0,057$	400
$d_{VARIÁVEL}$	$ZC_2$	Preço GLP (\$/kmol)	
$m$	0,19	-26,86	
	8,32		
<b>Caso 7: <math>ZC_2</math> e Preço GASOLINA</b>			<b>FN</b>
$d_{FIXO}$	Preço GASOLINA = 65 \$/kmol	$ZC_2 = 0,057$	1000
$d_{VARIÁVEL}$	$ZC_2$	Preço GASOLINA (\$/kmol)	
$m$	0,19	-7,20	
	3,32		

## 5 Conclusões e Trabalhos Futuros

O presente trabalho expôs diferentes métodos para otimizar e analisar o comportamento de processos químicos. Para isso, foram descritos brevemente os principais métodos presentes na literatura: RTO, SOC, *NCO-tracking*, curvas de performance e mapas das regiões de restrições ativas. O foco do trabalho foi obter os mapas das regiões de restrição ativas para o estudo de caso proposto: planta de separação de gás natural simulada com o *software Aspen Plus*<sup>®</sup> (versão 7.2).

Foram avaliadas sete situações que combinaram os seguintes pares de distúrbios: carga (kmol/h), composição molar de etano na carga, preço do GN (\$/kmol), preço do GLP (\$/kmol) e preço da GASOLINA (\$/kmol). Essas combinações requereram sete análises de sensibilidade, cujos dados foram trabalhados para mapear as regiões de restrições ativas. Além disso, foram gerados gráficos tridimensionais para avaliar a influência dos distúrbios na função objetivo e tabelas mensurando o efeito de cada distúrbio na função objetivo.

Com relação ao mapa das regiões de restrições ativas para o par de distúrbios: carga e composição molar de etano na carga, foram encontradas três regiões viáveis distintas. A primeira é composta pelas razões de refluxo das duas colunas (RR2 e RR3). Na segunda região, além das razões de refluxo RR2 e RR3, a especificação de n-butano no fundo da T3 (XNC4) também está ativa. Já na terceira, além das razões de refluxo RR2 e RR3, tem-se a especificação de etano no topo da T3 (XC2) ativa. Entretanto, os mapas das regiões de restrições ativas para os pares de distúrbios: carga e preços dos produtos; composição de etano na carga e preços dos produtos possuem somente uma região viável. No caso da carga e preços dos produtos, as restrições que estão ativas são XC2, RR2 e RR3, já, no caso da composição molar de etano na carga, as restrições ativas são XNC4, RR2 e RR3.

Os gráficos tridimensionais, que mostram a influência dos distúrbios na FO, possuem comportamento semelhante para as sete análises. Observa-se um padrão linear no efeito de cada distúrbio na FO, o que possibilitou sua quantificação por meio da derivada da reta obtida em cada caso.

Conforme esperado, verificou-se que quanto maior a carga, menor a função custo, ou seja, quanto maior a produção mais lucrativo é o processo. Para a composição molar de etano na carga, percebeu-se um comportamento distinto para as composições menores e maiores que a nominal (0,057). Nas composições menores, a influência é quase nula, porque a separação do etano ocorre da maneira para a qual o sistema de colunas foi projetado. Já nas composições maiores, há perda do produto principal nas outras correntes, o que aumenta a função custo.

No estudo dos preços dos produtos, o resultado foi distinto para o GN em relação ao GLP e à GASOLINA. O preço do GN tem uma relação direta com a FO, enquanto que os outros dois têm uma relação inversa. Isso se deve ao fato das características da FO, já que o preço da matéria-prima é o mesmo de venda do principal produto (GN) e o custo da energia foi considerado 10% do custo com a matéria-prima. Isto é, como os outros dois produtos representam uma pequena parcela de produção (menos de 10%), o aumento de preço do GN e conseqüentemente da matéria-prima, faz os custos totais aumentarem.

A análise realizada nesse trabalho tem como principal mérito avaliar o comportamento do processo quanto aos seus possíveis distúrbios. Essa informação é fundamental no momento da escolha de uma estrutura de controle e de otimização para

o processo. A obtenção dos mapas de regiões de restrições ativas é uma forma simples, barata e prática de visualizar as possibilidades e limitações de um processo. Outra vantagem é que conhecimentos prévios sobre o comportamento da planta em relação aos distúrbios podem auxiliar na redução do custo computacional para gerar os mapas, reduzindo o número de pontos de análise necessários para um resultado satisfatório.

A obtenção de um modelo acurado do processo é de fundamental importância para a confiabilidade desse mapeamento. Essa é uma limitação desse método devido à existência de processos complexos que não são representados adequadamente por modelos, ou que requerem um grande investimento para conseguir resultados aceitáveis. Por isso, o foco da abordagem nesse trabalho foram os processos mais simples (lineares), pois sabe-se que o seu ótimo tende a estar no encontro de duas ou mais restrições.

O método descrito nesse trabalho permite uma série de futuras abordagens, como sua própria aplicação em processos que contenham outras operações unitárias e reações químicas. Outra possibilidade seria aplicar a metodologia em um processo real e averiguar quais as melhorias são possíveis na estrutura de controle e de otimização da unidade, sem a necessidade de altos investimentos.

Como o mapeamento proposto permite a livre escolha dos distúrbios que serão avaliados, existem outras opções de estudos, por exemplo, o efeito da variação no preço das utilidades do processo. Outra alternativa seria avaliar o efeito conjunto de mais de dois distúrbios nas restrições ativas, o que dificultaria a visualização gráfica, mas geraria resultados matemáticos interessantes sobre o comportamento do processo.



## 6 Referências

- ALSTAD, V.; SKOGESTAD, S. Null space method for selecting optimal measurement combinations as controlled variables. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 3, p. 846–853, 2007.
- ASPEN TECHNOLOGY, I. **Aspen Plus® User Guide** Aspen Technology, Inc., 2000.
- CHACHUAT, B.; SRINIVASAN, B.; BONVIN, D. Adaptation strategies for real-time optimization. **Computers and Chemical Engineering**, v. 33, n. 10, p. 1557–1567, 2009.
- 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.
- ENGELL, S. Feedback control for optimal process operation. **Journal of Process Control**, v. 17, n. 3, p. 203–219, 2007.
- FRANCOIS, G.; BONVIN, D. Measurement-Based Real-Time Optimization of Chemical Processes. **Advances in Chemical Engineering. Control and Optimization of Process Systems.**, v. 43, p. 1–50, 2013.
- 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, 2005.
- GOVERNO FEDERAL. **Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis - ANP**. Disponível em: <[http://www.anp.gov.br/preco/prc/Resumo\\_Semanal\\_Estado.asp](http://www.anp.gov.br/preco/prc/Resumo_Semanal_Estado.asp)>. Acesso em: 5 out. 2015.
- 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 & Engineering Chemistry Research**, v. 42, n. 14, p. 3273–3284, 2003.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S. Use of Feedback for Indirect Optimizing Control: Application to Petlyuk Distillation. **DYCOPS5 5th IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems Corfu Greece June 810 1998**, p. 399–404, 1998.
- JACOBSEN, M. G.; SKOGESTAD, S. Active Constraint Regions for Optimal Operation of Chemical Processes. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 50, n. 19, p. 11226–11236, 5 out. 2011.
- JACOBSEN, M. G.; SKOGESTAD, S. Active constraint regions for optimal operation of distillation columns. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 51, p. 2963–2973, 2012.
- JACOBSEN, M. G.; SKOGESTAD, S. Active constraint regions for a natural gas liquefaction process. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 10, p. 8–13, 2013.

- JAGTAP, R.; KAISTHA, N.; SKOGESTAD, S. Plantwide control for economic optimum operation of a recycle process with side reaction. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 50, n. 14, p. 8571–8584, 2011.
- KARIWALA, V. Optimal measurement combination for local self-optimizing control. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 11, p. 3629–3634, 2007.
- 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.
- LUYBEN, W. L. Control of a Train of Distillation Columns for the Separation of Natural Gas Liquid. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 31, p. 10741–10753, 2013.
- MAARLEVELD, A.; RIJNSDORP, J. E. Constraint control on distillation columns. **Automatica**, v. 6, n. 1, p. 51–58, 1970.
- MARCHETTI, A. G.; ZUMOFFEN, D. Self-optimizing control structures with minimum number of process-dependent controlled variables. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 24, p. 10177–10193, 2014.
- MORARI, M.; ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the Synthesis of Control Structures for Chemical Processes. Part I: Formulation of the Problem. Process Decomposition and the Classification of the Control Tasks. Analysis of the Optimization Control Structures. **AIChE Journal**, v. 26, n. 2, 1980.
- OLIVEIRA, L. F. DE. **Desenvolvimento de Curvas Operacionais para uma Coluna Despentanizadora**. Porto Alegre: Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2011.
- ROH, K.; LEE, J. H. Control Structure Selection for the Elevated-Pressure Air Separation Unit in an IGCC Power Plant: Self-Optimizing Control Structure for Economical Operation. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 53, p. 7479–7488, 2014.
- SKOGESTAD, S. Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure. **Journal of Process Control**, v. 10, n. 5, p. 487–507, 2000.
- SRINIVASAN, B.; BIEGLER, L. T.; BONVIN, D. Tracking the necessary conditions of optimality with changing set of active constraints using a barrier-penalty function. **Computers and Chemical Engineering**, v. 32, n. 3, p. 572–579, 2008.
- TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Fourth Edition**. 4. ed. Malloy in Ann Arbor: Prentice Hall, 2012.
- UOL. **Cotação Dólar Médio**. Disponível em: <<http://economia.uol.com.br/cotacoes/cambio/dolar-comercial-estados-unidos/?historic>>. Acesso em: 4 set. 2015.
- 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

Tabelas com os dados das análises de sensibilidade dos sete pares de distúrbios estudados.

**Tabela A1:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e composição de etano na carga ( $ZC_2$ ).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	$ZC_2$	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	ERRO	400	0,020	0,0010	0,0001	0,94	1,06	0,78	1,50	0,43	0,14	-199,29
2	ERRO	400	0,029	0,0010	0,0022	0,94	1,02	0,78	1,50	0,44	0,14	-196,15
3	OK	400	0,038	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,78	1,50	0,46	0,14	-191,93
4	OK	400	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,49	0,14	-190,76
5	OK	400	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,53	0,14	-187,45
6	OK	400	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,57	0,14	-167,42
7	OK	400	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,59	0,14	-146,65
8	OK	400	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,61	0,14	-126,86
9	OK	400	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,63	0,14	-107,85
10	OK	400	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,65	0,14	-89,51
11	OK	450	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,46	0,15	-220,07
12	OK	450	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,49	0,15	-217,62
13	OK	450	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,52	0,16	-216,01
14	OK	450	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,56	0,16	-214,61
15	OK	450	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,60	0,16	-210,88
16	OK	450	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,64	0,16	-188,35
17	OK	450	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,66	0,16	-164,99
18	OK	450	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,69	0,16	-142,72
19	OK	450	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,71	0,16	-121,33
20	OK	450	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,73	0,16	-100,70
21	OK	500	0,020	0,0010	0,0017	0,95	1,00	0,77	1,50	0,52	0,16	-244,46
22	OK	500	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,54	0,17	-241,79
23	OK	500	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,58	0,17	-240,01
24	OK	500	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,62	0,18	-238,45
25	OK	500	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,67	0,18	-234,31
26	OK	500	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,71	0,18	-209,27
27	OK	500	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,18	-183,32
28	OK	500	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,77	0,18	-158,57
29	OK	500	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,79	0,18	-134,82
30	OK	500	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,82	0,18	-111,89

Tabela A1: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	$ZC_2$	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	550	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,57	0,18	-268,97
32	OK	550	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,60	0,18	-265,97
33	OK	550	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,64	0,19	-264,01
34	OK	550	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,19	-262,30
35	OK	550	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-257,74
36	OK	550	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,79	0,20	-230,20
37	OK	550	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,20	-201,65
38	OK	550	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,85	0,20	-174,43
39	OK	550	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,20	-148,30
40	OK	550	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,20	-123,08
41	OK	600	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,62	0,20	-293,42
42	OK	600	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,65	0,20	-290,15
43	OK	600	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,70	0,21	-288,01
44	OK	600	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,75	0,21	-286,14
45	OK	600	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,81	0,22	-281,17
46	OK	600	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,22	-251,13
47	OK	600	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,22	-219,98
48	OK	600	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,22	-190,29
49	OK	600	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,96	0,22	-161,78
50	OK	600	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	0,99	0,22	-134,27
51	OK	650	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,68	0,21	-317,87
52	OK	650	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,71	0,22	-314,33
53	OK	650	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,76	0,22	-312,01
54	OK	650	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,82	0,23	-309,99
55	OK	650	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,88	0,23	-304,60
56	OK	650	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,94	0,23	-272,06
57	OK	650	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	0,98	0,23	-238,31
58	OK	650	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,01	0,23	-206,14
59	OK	650	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,05	0,23	-175,26
60	OK	650	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,08	0,23	-145,46

Tabela A1: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	$ZC_2$	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
61	OK	700	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,73	0,23	-342,32
62	OK	700	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,77	0,24	-338,51
63	OK	700	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,82	0,24	-336,01
64	OK	700	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,88	0,25	-333,83
65	OK	700	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,95	0,25	-328,03
66	OK	700	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	1,01	0,25	-292,98
67	OK	700	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	1,05	0,25	-256,64
68	OK	700	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,09	0,25	-222,00
69	OK	700	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,13	0,25	-188,74
70	OK	700	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,17	0,25	-156,65
71	OK	750	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,79	0,25	-366,78
72	OK	750	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,82	0,25	-362,69
73	OK	750	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,88	0,26	-360,01
74	OK	750	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,95	0,26	-357,68
75	OK	750	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,03	0,27	-351,46
76	OK	750	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	1,09	0,27	-313,91
77	OK	750	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	1,13	0,27	-274,98
78	OK	750	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,18	0,27	-237,86
79	OK	750	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,22	0,27	-202,22
80	OK	750	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,26	0,27	-167,84
81	OK	800	0,020	0,0010	0,0019	0,95	1,00	0,77	1,50	0,84	0,26	-391,23
82	OK	800	0,029	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,78	1,50	0,88	0,27	-386,87
83	OK	800	0,038	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,94	0,28	-384,01
84	OK	800	0,048	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	1,01	0,28	-381,52
85	OK	800	0,057	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,10	0,29	-374,89
86	OK	800	0,065	0,0009	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	1,17	0,29	-334,84
87	OK	800	0,074	0,0008	0,0019	0,94	1,00	0,79	1,50	1,22	0,29	-293,31
88	OK	800	0,083	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,26	0,29	-253,72
89	OK	800	0,091	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,31	0,29	-215,71
90	OK	800	0,099	0,0009	0,0019	0,95	1,00	0,79	1,50	1,35	0,29	-179,03

**Tabela A2:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e preço do GN (\$/kmol).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	Preço GN (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	OK	400	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-248,01
2	OK	400	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-224,08
3	OK	400	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-200,15
4	OK	400	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-176,22
5	OK	400	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-152,29
6	OK	400	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-128,36
7	OK	450	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-279,02
8	OK	450	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-252,09
9	OK	450	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-225,17
10	OK	450	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-198,25
11	OK	450	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-171,33
12	OK	450	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-144,41
13	OK	500	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-310,02
14	OK	500	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-280,10
15	OK	500	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-250,19
16	OK	500	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-220,28
17	OK	500	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-190,37
18	OK	500	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-160,45
19	OK	550	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-341,02
20	OK	550	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-308,11
21	OK	550	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-275,21
22	OK	550	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-242,31
23	OK	550	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-209,40
24	OK	550	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-176,50
25	OK	600	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-372,02
26	OK	600	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-336,12
27	OK	600	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-300,23
28	OK	600	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-264,33
29	OK	600	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-228,44
30	OK	600	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-192,54

**Tabela A2:** Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	Preço GN (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	650	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-403,02
32	OK	650	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-364,14
33	OK	650	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-325,25
34	OK	650	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-286,36
35	OK	650	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-247,47
36	OK	650	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-208,59
37	OK	700	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-434,02
38	OK	700	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-392,15
39	OK	700	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-350,27
40	OK	700	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-308,39
41	OK	700	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-266,51
42	OK	700	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-224,63
43	OK	750	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-465,03
44	OK	750	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-420,16
45	OK	750	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-375,29
46	OK	750	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-330,42
47	OK	750	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-285,55
48	OK	750	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-240,68
49	OK	800	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-496,03
50	OK	800	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-448,17
51	OK	800	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-400,31
52	OK	800	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-352,44
53	OK	800	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-304,58
54	OK	800	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-256,72

**Tabela A3:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e preço do GLP (\$/kmol).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	Preço GLP (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	OK	400	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-45,37
2	OK	400	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-101,99
3	OK	400	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-158,61
4	OK	400	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-215,24
5	OK	400	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-271,86
6	OK	400	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-328,48
7	OK	450	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-51,04
8	OK	450	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-114,74
9	OK	450	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-178,44
10	OK	450	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-242,14
11	OK	450	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-305,84
12	OK	450	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-369,54
13	OK	500	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-56,71
14	OK	500	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-127,49
15	OK	500	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-198,27
16	OK	500	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-269,05
17	OK	500	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-339,83
18	OK	500	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-410,60
19	OK	550	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-62,38
20	OK	550	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-140,24
21	OK	550	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-218,10
22	OK	550	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-295,95
23	OK	550	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-373,81
24	OK	550	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-451,66
25	OK	600	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-68,05
26	OK	600	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-152,99
27	OK	600	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-237,92
28	OK	600	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-322,86
29	OK	600	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-407,79
30	OK	600	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-492,72



**Tabela A3:** Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	Preço GLP (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	650	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-73,73
32	OK	650	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-165,74
33	OK	650	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-257,75
34	OK	650	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-349,76
35	OK	650	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-441,77
36	OK	650	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-533,78
37	OK	700	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-79,40
38	OK	700	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-178,49
39	OK	700	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-277,58
40	OK	700	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-376,67
41	OK	700	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-475,76
42	OK	700	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-574,85
43	OK	750	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-85,07
44	OK	750	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-191,24
45	OK	750	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-297,40
46	OK	750	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-403,57
47	OK	750	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-509,74
48	OK	750	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-615,91
49	OK	800	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-90,74
50	OK	800	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-203,98
51	OK	800	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-317,23
52	OK	800	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-430,47
53	OK	800	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-543,72
54	OK	800	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-656,97

**Tabela A4:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: carga (kmol/h) e preço da GASOLINA (\$/kmol).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	Preço GASOLINA (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	OK	400	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-109,19
2	OK	400	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-134,48
3	OK	400	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-159,76
4	OK	400	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-185,04
5	OK	400	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-210,32
6	OK	400	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-235,60
7	OK	400	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,54	0,14	-260,89
8	OK	450	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-122,84
9	OK	450	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-151,29
10	OK	450	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-179,73
11	OK	450	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-208,17
12	OK	450	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-236,61
13	OK	450	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-265,05
14	OK	450	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,61	0,16	-293,50
15	OK	500	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-136,49
16	OK	500	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-168,10
17	OK	500	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-199,70
18	OK	500	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-231,30
19	OK	500	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-262,90
20	OK	500	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-294,50
21	OK	500	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,68	0,18	-326,11
22	OK	550	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-150,14
23	OK	550	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-184,91
24	OK	550	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-219,67
25	OK	550	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-254,43
26	OK	550	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-289,19
27	OK	550	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-323,96
28	OK	550	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,75	0,20	-358,72
29	OK	600	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-163,79
30	OK	600	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-201,71

Tabela A4: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		Carga (kmol/h)	Preço GASOLINA (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	600	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-239,64
32	OK	600	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-277,56
33	OK	600	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-315,48
34	OK	600	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-353,41
35	OK	600	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,22	-391,33
36	OK	650	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-177,44
37	OK	650	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-218,52
38	OK	650	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-259,61
39	OK	650	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-300,69
40	OK	650	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-341,77
41	OK	650	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-382,86
42	OK	650	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,90	0,23	-423,94
43	OK	700	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-191,09
44	OK	700	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-235,33
45	OK	700	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-279,58
46	OK	700	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-323,82
47	OK	700	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-368,06
48	OK	700	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-412,31
49	OK	700	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,97	0,25	-456,55
50	OK	750	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-204,74
51	OK	750	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-252,14
52	OK	750	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-299,55
53	OK	750	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-346,95
54	OK	750	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-394,35
55	OK	750	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-441,76
56	OK	750	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,04	0,27	-489,16
57	OK	800	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-218,39
58	OK	800	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-268,95
59	OK	800	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-319,52
60	OK	800	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-370,08
61	OK	800	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-420,64
62	OK	800	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-471,21
63	OK	800	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	1,11	0,29	-521,77

**Tabela A5:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: composição de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preço do GN (\$/kmol).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		$ZC_2$	Preço GN (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	OK	0,038	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,66	0,20	-353,65
2	OK	0,038	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,66	0,20	-320,95
3	OK	0,038	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,66	0,20	-288,25
4	OK	0,038	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,66	0,20	-255,56
5	OK	0,038	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,66	0,20	-222,86
6	OK	0,038	13	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,66	0,20	-190,16
7	OK	0,043	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-353,46
8	OK	0,043	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-320,42
9	OK	0,043	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-287,38
10	OK	0,043	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-254,34
11	OK	0,043	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-221,30
12	OK	0,043	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-188,49
13	OK	0,048	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-353,41
14	OK	0,048	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-320,02
15	OK	0,048	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-286,63
16	OK	0,048	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-253,24
17	OK	0,048	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-219,86
18	OK	0,048	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-186,70
19	OK	0,052	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-353,48
20	OK	0,052	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-319,74
21	OK	0,052	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-286,00
22	OK	0,052	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-252,25
23	OK	0,052	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-218,51
24	OK	0,052	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-184,98
25	OK	0,057	8	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-350,36
26	OK	0,057	9	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-316,33
27	OK	0,057	10	0,0007	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-282,31
28	OK	0,057	11	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-248,77
29	OK	0,057	12	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-214,73
30	OK	0,057	13	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-181,08

Tabela A5: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		ZC <sub>2</sub>	Preço GN (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	0,061	8	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-337,51
32	OK	0,061	9	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-303,41
33	OK	0,061	10	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-269,32
34	OK	0,061	11	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-235,23
35	OK	0,061	12	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-201,13
36	OK	0,061	13	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-167,04
37	OK	0,065	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-322,11
38	OK	0,065	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-288,02
39	OK	0,065	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-253,93
40	OK	0,065	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-219,83
41	OK	0,065	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-185,74
42	OK	0,065	13	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-151,65
43	OK	0,070	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-307,15
44	OK	0,070	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-273,05
45	OK	0,070	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-238,96
46	OK	0,070	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-204,87
47	OK	0,070	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-170,77
48	OK	0,070	13	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-136,68
49	OK	0,074	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-292,55
50	OK	0,074	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-258,46
51	OK	0,074	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-224,37
52	OK	0,074	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-190,27
53	OK	0,074	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-156,18
54	OK	0,074	13	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-122,09
55	OK	0,078	8	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-278,30
56	OK	0,078	9	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-244,20
57	OK	0,078	10	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-210,11
58	OK	0,078	11	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-176,02
59	OK	0,078	12	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-141,92
60	OK	0,078	13	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-107,83

Tabela A5: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		ZC <sub>2</sub>	Preço GN (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
61	OK	0,083	8	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-264,35
62	OK	0,083	9	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-230,25
63	OK	0,083	10	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-196,16
64	OK	0,083	11	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-162,07
65	OK	0,083	12	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-127,97
66	OK	0,083	13	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-93,88
67	OK	0,087	8	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-250,68
68	OK	0,087	9	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-216,59
69	OK	0,087	10	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-182,49
70	OK	0,087	11	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-148,40
71	OK	0,087	12	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-114,31
72	OK	0,087	13	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-80,21
73	OK	0,091	8	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-237,27
74	OK	0,091	9	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-203,17
75	OK	0,091	10	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-169,08
76	OK	0,091	11	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-134,99
77	OK	0,091	12	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-100,89
78	OK	0,091	13	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-66,80
79	OK	0,095	8	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-224,09
80	OK	0,095	9	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-190,00
81	OK	0,095	10	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-155,91
82	OK	0,095	11	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-121,81
83	OK	0,095	12	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-87,72
84	OK	0,095	13	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-53,63
85	OK	0,099	8	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-211,14
86	OK	0,099	9	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-177,04
87	OK	0,099	10	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-142,95
88	OK	0,099	11	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-108,86
89	OK	0,099	12	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-74,76
90	OK	0,099	13	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-40,67

**Tabela A6:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: composição de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preço do GLP (\$/kmol).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		$ZC_2$	Preço GLP (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	OK	0,043	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-75,62
2	OK	0,043	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-153,15
3	OK	0,043	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-230,68
4	OK	0,043	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-308,21
5	OK	0,043	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-385,74
6	OK	0,043	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-463,26
7	OK	0,048	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-72,13
8	OK	0,048	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-150,71
9	OK	0,048	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-229,29
10	OK	0,048	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-307,87
11	OK	0,048	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-386,45
12	OK	0,048	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-465,02
13	OK	0,052	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-68,60
14	OK	0,052	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-148,24
15	OK	0,052	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-227,88
16	OK	0,052	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-307,51
17	OK	0,052	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-387,15
18	OK	0,052	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-466,78
19	OK	0,057	20	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-63,81
20	OK	0,057	23	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-144,40
21	OK	0,057	26	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-224,98
22	OK	0,057	29	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-305,57
23	OK	0,057	32	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-386,15
24	OK	0,057	35	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-466,75
25	OK	0,061	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-48,80
26	OK	0,061	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-129,47
27	OK	0,061	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-210,14
28	OK	0,061	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-290,81
29	OK	0,061	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-371,48
30	OK	0,061	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-452,15

Tabela A6: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		ZC <sub>2</sub>	Preço GLP (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	0,065	20	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-33,42
32	OK	0,065	23	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-114,09
33	OK	0,065	26	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-194,76
34	OK	0,065	29	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-275,42
35	OK	0,065	32	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-356,09
36	OK	0,065	35	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-436,76
37	OK	0,070	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-18,48
38	OK	0,070	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-99,15
39	OK	0,070	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-179,83
40	OK	0,070	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-260,50
41	OK	0,070	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-341,17
42	OK	0,070	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-421,85
43	OK	0,074	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-3,89
44	OK	0,074	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-84,56
45	OK	0,074	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-165,23
46	OK	0,074	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-245,91
47	OK	0,074	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-326,58
48	OK	0,074	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-407,25
49	OK	0,078	20	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	10,37
50	OK	0,078	23	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-70,30
51	OK	0,078	26	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-150,98
52	OK	0,078	29	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-231,65
53	OK	0,078	32	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-312,32
54	OK	0,078	35	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-393,00
55	OK	0,083	20	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	24,32
56	OK	0,083	23	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-56,35
57	OK	0,083	26	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-137,03
58	OK	0,083	29	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-217,70
59	OK	0,083	32	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-298,37
60	OK	0,083	35	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-379,05



Tabela A6: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		ZC <sub>2</sub>	Preço GLP (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
61	OK	0,087	20	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	38,02
62	OK	0,087	23	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-42,65
63	OK	0,087	26	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-123,32
64	OK	0,087	29	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-203,99
65	OK	0,087	32	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-284,66
66	OK	0,087	35	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-365,33
67	OK	0,091	20	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	51,43
68	OK	0,091	23	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-29,27
69	OK	0,091	26	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-109,95
70	OK	0,091	29	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-190,62
71	OK	0,091	32	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-271,29
72	OK	0,091	35	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-351,97
73	OK	0,095	20	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	64,60
74	OK	0,095	23	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-16,10
75	OK	0,095	26	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-96,77
76	OK	0,095	29	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-177,44
77	OK	0,095	32	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-258,12
78	OK	0,095	35	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-338,79
79	OK	0,099	20	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	77,56
80	OK	0,099	23	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-3,14
81	OK	0,099	26	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-83,81
82	OK	0,099	29	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-164,49
83	OK	0,099	32	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-245,16
84	OK	0,099	35	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-325,83

**Tabela A7:** Dados da análise de sensibilidade do par de distúrbios: composição de etano na carga ( $ZC_2$ ) e preço da GASOLINA (\$/kmol).

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		$ZC_2$	Preço GASOLINA (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
1	OK	0,043	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-158,55
2	OK	0,043	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-194,57
3	OK	0,043	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-230,59
4	OK	0,043	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-266,61
5	OK	0,043	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-302,63
6	OK	0,043	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-338,65
7	OK	0,043	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,69	0,20	-374,67
8	OK	0,048	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-157,59
9	OK	0,048	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-193,62
10	OK	0,048	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-229,64
11	OK	0,048	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-265,66
12	OK	0,048	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-301,68
13	OK	0,048	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-337,70
14	OK	0,048	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,78	1,50	0,71	0,20	-373,72
15	OK	0,052	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-156,78
16	OK	0,052	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-192,80
17	OK	0,052	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-228,82
18	OK	0,052	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-264,84
19	OK	0,052	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-300,86
20	OK	0,052	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-336,88
21	OK	0,052	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,74	0,20	-372,90
22	OK	0,057	50	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-153,98
23	OK	0,057	55	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-190,00
24	OK	0,057	60	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-226,02
25	OK	0,057	65	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-262,04
26	OK	0,057	70	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-298,06
27	OK	0,057	75	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-334,08
28	OK	0,057	80	0,0008	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,77	0,21	-370,10
29	OK	0,061	50	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-139,72
30	OK	0,061	55	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-175,74

Tabela A7: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		ZC <sub>2</sub>	Preço GASOLINA (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
31	OK	0,061	60	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-211,76
32	OK	0,061	65	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-247,78
33	OK	0,061	70	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-283,80
34	OK	0,061	75	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-319,82
35	OK	0,061	80	0,0010	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,80	0,21	-355,84
36	OK	0,065	50	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-124,33
37	OK	0,065	55	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-160,35
38	OK	0,065	60	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-196,37
39	OK	0,065	65	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-232,39
40	OK	0,065	70	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-268,41
41	OK	0,065	75	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-304,43
42	OK	0,065	80	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,82	0,21	-340,45
43	OK	0,070	50	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-109,36
44	OK	0,070	55	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-145,38
45	OK	0,070	60	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-181,40
46	OK	0,070	65	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-217,42
47	OK	0,070	70	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-253,44
48	OK	0,070	75	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-289,46
49	OK	0,070	80	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,83	0,21	-325,48
50	OK	0,074	50	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-94,77
51	OK	0,074	55	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-130,79
52	OK	0,074	60	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-166,81
53	OK	0,074	65	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-202,83
54	OK	0,074	70	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-238,85
55	OK	0,074	75	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-274,87
56	OK	0,074	80	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,85	0,21	-310,89
57	OK	0,078	50	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-80,51
58	OK	0,078	55	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-116,53
59	OK	0,078	60	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-152,55
60	OK	0,078	65	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-188,57

Tabela A7: Continuação.

Vetor	Status da Simulação	Distúrbios		Restrições		Variáveis Manipuladas				JF		FO (\$/h)
		ZC <sub>2</sub>	Preço GASOLINA (\$/kmol)	XC2	XNC4	DF2	RR2	DF3	RR3	JFT2	JFT3	
61	OK	0,061	70	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-224,59
62	OK	0,061	75	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-260,61
63	OK	0,061	80	0,0009	0,0020	0,94	1,00	0,79	1,50	0,86	0,21	-296,63
64	OK	0,061	50	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-66,57
65	OK	0,061	55	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-102,58
66	OK	0,065	60	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-138,60
67	OK	0,065	65	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-174,62
68	OK	0,065	70	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-210,64
69	OK	0,065	75	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-246,66
70	OK	0,065	80	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,88	0,21	-282,68
71	OK	0,065	50	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-52,90
72	OK	0,065	55	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-88,92
73	OK	0,070	60	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-124,94
74	OK	0,070	65	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-160,95
75	OK	0,070	70	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-196,97
76	OK	0,070	75	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-232,99
77	OK	0,070	80	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,90	0,21	-269,01
78	OK	0,070	50	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-39,49
79	OK	0,070	55	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-75,50
80	OK	0,074	60	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-111,52
81	OK	0,074	65	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-147,54
82	OK	0,074	70	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-183,56
83	OK	0,074	75	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-219,58
84	OK	0,074	80	0,0009	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,91	0,21	-255,60
85	OK	0,074	50	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-26,34
86	OK	0,074	55	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-62,37
87	OK	0,078	60	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-98,39
88	OK	0,078	65	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-134,41
89	OK	0,078	70	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-170,43
90	OK	0,078	75	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-206,45
91	OK	0,095	80	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,93	0,21	-242,47
92	OK	0,099	50	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-13,39
93	OK	0,099	55	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-49,41
94	OK	0,099	60	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-85,43
95	OK	0,099	65	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-121,45
96	OK	0,099	70	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-157,47
97	OK	0,099	75	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-193,49
98	OK	0,099	80	0,0010	0,0020	0,95	1,00	0,79	1,50	0,94	0,21	-229,51