

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO
DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS**

**LABORATÓRIO DE DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS DE SEPARAÇÃO
(LDPS)**

**DESENVOLVIMENTO DE MODELOS PARA TORRE DE VÁCUO DE
REFINARIA DE PETRÓLEO: DA ABORDAGEM ROBUSTA AO TREINAMENTO
DE OPERADORES**

Autor: Rodolfo Balthazar Vadinal
Orientador: Prof. Dra. Maria Regina Wolf Maciel

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Campinas - São Paulo
Julho/2011

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE -
UNICAMP

Balthazar Vadinal, Rodolfo

B217d Desenvolvimento de modelos para torre de vácuo de refinaria de petróleo : da abordagem robusta ao treinamento de operadores / Rodolfo Balthazar Vadinal. --Campinas, SP: [s.n.], 2011.

Orientador: Maria Regina Wolf Maciel.

Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Petróleo. 2. Simulação computador. 3. Vácuo - Tecnologia. I. Wolf Maciel, Maria Regina. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Título em Inglês: Development of models for crude distillation plants with vacuum units: since the robust approach to operator training

Palavras-chave em Inglês: Petroleum, Computer simulation, Vacuum - Technology

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Antonio Carlos Luz Lisboa, Rosangela Barros Zanoni
Lopes Moreno

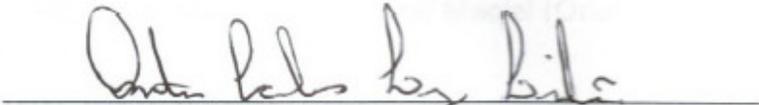
Data da defesa: 01/07/2011

Programa de Pós Graduação: Engenharia Química

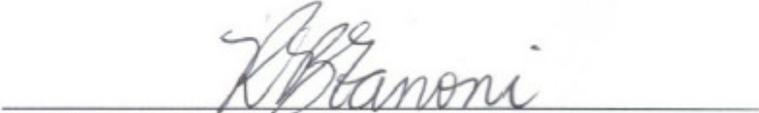
Dissertação de Mestrado defendida por Rodolfo Balthazar Vadinal e aprovada em 01 de julho de 2011 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dra. Maria Regina Wolf Maciel - Orientadora



Prof. Dr. Antonio Carlos Luz Lisboa



Prof. Dra. Rosangela Barros Zanoni Lopes Moreno

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em
Engenharia Química.



Prof. Dra. Maria Regina Wolf Maciel (Orientadora)

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Pedro e Regina, pelo apoio, carinho e incentivo em todos os momentos e por sempre acreditarem em mim.

Ao meu irmão, Rafael, pela amizade e incentivo.

À minha namorada, Alessandra, pelo amor, carinho e incentivo.

À minha orientadora, Prof. Dra. Maria Regina Wolf Maciel, pela amizade e oportunidade de realizar este trabalho, pela orientação, ajuda e todos os comentários que auxiliaram na realização desta dissertação.

Aos meus amigos do LOPCA e LDPS, principalmente ao Júlio Maia, à Ingrid Rocha, à Natália Parada e ao Cristiano, pela amizade e contribuições.

À FAPESP, pelo apoio financeiro necessário para a conclusão deste trabalho.

“Não há nada mais insano do que fazer as coisas sempre da mesma maneira e esperar que os resultados sejam diferentes.”

Albert Einstein

“O sucesso nasce do querer, da determinação e persistência em se chegar a um objetivo. Mesmo não atingindo o alvo, quem busca e vence obstáculos, no mínimo fará coisas admiráveis.”

José de Alencar

RESUMO

Nos últimos dois anos, o Brasil vem estampando as manchetes dos principais veículos de comunicação mundiais com os anúncios das novas descobertas de reservatórios de petróleo na camada do Pré-Sal. Enormes investimentos estão sendo direcionados para viabilizar a exploração e a produção de petróleo em profundidades ultra-profundas. Enquanto isso, as refinarias brasileiras (e mundiais) se ajustam às características dos óleos processados atualmente: cada vez mais pesado e com maiores teores de contaminantes.

Para atender às crescentes demandas das indústrias e mercados consumidores, os processos de refino de fundo de barril, dentre os quais se destaca a unidade de craqueamento catalítico (FCC), ganham importância. O craqueamento catalítico converte frações pesadas em frações mais leves e de maior interesse industrial. A principal unidade de uma refinaria que fornece as matérias-primas necessárias para o funcionamento do FCC é a unidade de destilação a vácuo (UDV), usadas para recuperar frações de óleo pesadas, especialmente o gasóleo de vácuo leve (GOL) e o gasóleo de vácuo pesado (GOP). A torre de vácuo é utilizada para o processamento de óleos pesados e ultra-pesados, fazendo uso de pressões sub-atmosféricas para evitar a decomposição térmica dos constituintes do petróleo. Apesar do desenvolvimento e avanço tecnológico das refinarias, modelos computacionais que permitam uma análise mais detalhada para melhorar a compreensão do funcionamento da torre de vácuo são necessários. Sendo assim, o objetivo deste trabalho é apresentar novos esquemas computacionais para a representação da torre de vácuo, realizando um procedimento de análise de sensibilidade das variáveis de processo e identificando um novo ponto operacional que maximize a produção de gasóleos de vácuo (GVAC).

A metodologia proposta neste projeto consiste na utilização de três resíduos atmosféricos (RAT) de diferentes características e na implementação da UDV no simulador de processos *Aspen Plus*, versão 22.0. Para representar a torre de vácuo, fez-se uso de quatro colunas de destilação a vácuo distintas, cada uma representando, do topo para a base: seção de retirada de GOL; seção de retirada de GOP; zona de lavagem; e seção de esgotamento. Após a implementação da torre e a criação de especificações para os produtos GOP e GOL, foi realizada uma análise de sensibilidade para avaliar a influência das variáveis operacionais no processo de recuperação do RAT. Os parâmetros estudados foram: injeção de vapor de retificação; vazão e temperatura do refluxo circulante da seção de retirada de GOL e de GOP; vazão de óleo de lavagem; vazão de *hot reflux*; vazão de sobrevaporizado; porcentagem de *entrainment* e temperatura do forno. Para um RAT particular foi possível aumentar a produção de GVAC em até 14%. O desenvolvimento dos modelos computacionais e os resultados das simulações são importantes por dois motivos: primeiro, por não serem facilmente encontrados na literatura aberta e, segundo, pela possível utilização no treinamento de operadores.

ABSTRACT

In the last two years, Brazil has been stamping the headlines of major media world with announcements of new discoveries of oil reservoirs in the Pre-Salt layer. Huge amounts of investments are being directed to facilitate the exploration and production of oil in ultra-deep depths. Meanwhile, refineries in Brazil (and worldwide refineries) now process oils that getting heavier and with higher levels of contaminants.

To meet the growing demands of industries and consumer markets, conversion processes, among which stands out the fluid catalytic cracking unit (FCC), are highlighted. The catalytic cracking converts heavy fractions into lighter fractions and larger industrial interest. The main unit of a refinery that supplies the raw materials necessary for the operation of the FCC is the vacuum distillation unit (VDU), used to recover heavy oil fractions, especially the light vacuum gasoil (LVGO) and heavy vacuum gasoil (HVGO). The vacuum tower is used for processing heavy and ultra-heavy oils, making use of sub-atmospheric pressures to avoid thermal decomposition of petroleum constituents. Despite the technological advancement and development of refineries, computational models that allow a more detailed analysis to better understand the operation of the vacuum tower are necessary. Therefore, the objective of this work is to present new computational schemes for representation of the vacuum tower, performing a procedure for sensitivity analysis of process variables and to identifying a new operational point that maximizes the production of vacuum gasoil (VGO).

The methodology proposed in this project is the use of three atmospheric residue (ATR) of different characteristics and the implementation of the VDU in the process simulator Aspen Plus, version 22.0. To represent the vacuum tower, four vacuum distillation columns are used, each one represents, from top to bottom: withdrawal section of LVGO; withdrawal section of HVGO; washing zone; and stripping section. After the implementation of the vacuum tower and the creation of specifications for LVGO and HVGO products, a sensitivity analysis was performed to evaluate the effect of operating parameters on the recovery process of ATR. The parameters studied were: injection of stripping steam; flow and temperature of the LVGO pumparound circuit; flow and temperature of the HVGO pumparound circuit; flow of washing oil; flow of hot reflux; overflash percentage; percentage of entrainment and furnace temperature. For a particular ATR, it was possible to increase the VGO production by up to 14%. The development of computational models and simulation results are important for two reasons: firstly, because they are not easily found in the open literature and, secondly, for the possible use in operator training.

Índice

1. Introdução e objetivos	1
1.1. Estrutura da dissertação	7
2. Petróleo – Composição e caracterização	9
2.1. O petróleo	9
2.2. Caracterização do petróleo e de suas frações – Curvas de destilação	17
2.2.1. Curva do ponto de ebulição verdadeiro (PEV)	19
2.2.2. Curvas ASTM D86 e ASTM D1160	21
2.3. Pseudocomponentes – Caracterização de petróleo e suas frações no simulador	21
2.4. Petróleos considerados neste trabalho	23
2.5. Conclusões	25
3. Unidade de destilação atmosférica	26
3.1. Descrição do processo de destilação atmosférica	26
3.2. Revisão da literatura	31
3.3. Conclusões	34
4. Unidade de destilação a vácuo	35
4.1. Descrição do processo de destilação a vácuo	36
4.2. Revisão da literatura	39

4.3. Conclusões	46
5. Modelos computacionais desenvolvidos para a torre de destilação a vácuo	47
5.1. Introdução	47
5.2. Descrição dos modelos computacionais desenvolvidos	52
5.2.1. Modelo 1	52
5.2.2. Modelo 2	53
5.2.3. Modelo 3	53
5.2.4. Modelo 4	53
5.3. Implementação dos modelos computacionais no simulador e definição da situação inicial de estudo	55
5.4. Análise de sensibilidade paramétrica	60
5.5. Conclusões	62
6. Resultados e análise de resultados	63
6.1. Caracterização dos resíduos atmosféricos	63
6.2. Definição de caso base	67
6.2.1. Modelo 1	67
6.2.2. Modelo 2	68
6.2.3. Modelo 3	70
6.2.4. Modelo 4	70

6.2.5. Comentários gerais	71
6.3. Análise de sensibilidade paramétrica	83
6.3.1. Vazão e temperatura do refluxo circulante de gasóleo de vácuo leve	87
6.3.2. Vazão e temperatura do refluxo circulante de gasóleo de vácuo pesado	89
6.3.3. Óleo de lavagem	94
6.3.4. <i>Hot reflux</i>	96
6.3.5. Sobrevaporizado	97
6.3.6. Temperatura do forno	99
6.3.7. <i>Entrainment</i>	101
6.3.8. Adequação dos produtos às especificações	102
6.4. Identificação de novos pontos de operação	105
6.5. Conclusões	115
7. Conclusões e sugestões para trabalhos futuros	118
Referências bibliográficas	123

Nomenclatura e siglas utilizadas

API – *American Petroleum Institute*

ASTM – *American Society for Testing Materials*

CAP – Cimento asfáltico de petróleo

FCC – Unidade de craqueamento catalítico fluido

GVAC – Gasóleos de vácuo (leve + pesado)

GLP – Gás liquefeito de petróleo

GOL – Gasóleo de vácuo leve

GOP – Gasóleo de vácuo pesado

GOR – Gasóleo de vácuo residual

GORT – Gasóleo de vácuo residual de topo

HTSD – *High-Temperature Simulated Distillations*

IP – *Institute of Petroleum*

n – estágio

P – Pressão

PEV – Ponto de ebulição verdadeiro

PFE – Ponto final de ebulição

PIE – Ponto inicial de ebulição

q – fluxo volumétrico

RAT – Resíduo atmosférico

RC – Refluxo circulante

RV – Resíduo de vácuo

SG – densidade do petróleo (em relação à água)

SPT – válvula *splitter*

TBP – *True Boiling Point*

TC RV – Trocador de calor para resfriamento de resíduo de vácuo

TC GOR – Trocador de calor para resfriamento de gasóleo de vácuo residual

TC GOP – Trocador de calor para resfriamento de gasóleo de vácuo pesado

TC GOL – Trocador de calor para resfriamento de gasóleo de vácuo leve

UDV – Unidade de destilação a vácuo

Lista de Tabelas

Tabela 1. Composição típica do petróleo	9
Tabela 2. Propriedades dos resíduos atmosféricos utilizados neste trabalho	23
Tabela 3. Especificações dos modelos computacionais para a definição das situações iniciais de estudo	60
Tabela 4. Critérios de qualidade para o produto gasóleo de vácuo pesado para os resíduos atmosféricos estudados	66
Tabela 5. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 1, situação inicial	68
Tabela 6. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 2, situação inicial	69
Tabela 7. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 3, situação inicial	70
Tabela 8. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 4, situação inicial	71
Tabela 9. Comparação dos resultados para a situação inicial e o caso base para RAT13	78
Tabela 10. Comparação dos resultados para a situação inicial e o caso base para RAT16	79
Tabela 11. Comparação dos resultados para a situação inicial e o caso base para RAT19	80
Tabela 12. Análise de sensibilidade realizada por Maia (2007)	84

Tabela 13. Limites de variação para os parâmetros dos modelos computacionais para RAT13	85
Tabela 14. Limites de variação para os parâmetros dos modelos computacionais para RAT16	85
Tabela 15. Limites de variação para os parâmetros dos modelos computacionais para RAT19	86
Tabela 16. Faixas de trabalho para as variáveis de cada modelo para RAT13	103
Tabela 17. Faixas de trabalho para as variáveis de cada modelo para RAT16	103
Tabela 18. Faixas de trabalho para as variáveis de cada modelo para RAT19	104
Tabela 19. Comparação entre caso base e situação de máxima produção de gasóleos de vácuo	106
Tabela 20. Comparação entre caso base e situação de mínima geração de resíduo de vácuo	107
Tabela 21. Dados de troca térmica para os trocadores de calor da unidade de destilação a vácuo para os resíduos atmosféricos estudados	110
Tabela 22. Dados de temperatura e de fluxos de líquido e de vapor estágio a estágio para RAT13	110
Tabela 23. Dados de temperatura e de fluxos de líquido e de vapor estágio a estágio para RAT16	111
Tabela 24. Dados de temperatura e de fluxos de líquido e de vapor estágio a estágio para RAT19	113

Lista de Figuras

Figura 1. Diagrama simplificado de uma refinaria de petróleo, destacando a localização da coluna de destilação a vácuo	3
Figura 2. Comparação entre qualidade do óleo e rendimentos de frações destiláveis obtidas	5
Figura 3. Reservas provadas (em bilhões de barris) de petróleo, segundo regiões geográficas em dezembro/2009	10
Figura 4. Evolução dos valores de densidade API para petróleos processados em refinarias americanas	14
Figura 5. Evolução dos valores de densidade API para petróleos processados em refinarias brasileiras	15
Figura 6. Relação entre teor de enxofre e densidade API	16
Figura 7. Curvas PEV para petróleo leve e para petróleo extra-pesado	20
Figura 8. Esquema de torre de destilação atmosférica encontrada em refinarias de petróleo	28
Figura 9. Esquema de unidade de destilação a vácuo	37
Figura 10. Modelo de representação da coluna de destilação a vácuo desenvolvido por Maia (2007)	46
Figura 11. Configuração tradicional simplificada da unidade de destilação a vácuo no simulador <i>Aspen Plus</i>	48
Figura 12. Desenho esquemático da zona de <i>flash</i> de uma torre de destilação a vácuo	49
Figura 13. Unidade de destilação a vácuo representada por quatro torres	51

distintas no ambiente de simulação *Aspen Plus*

- Figura 14.** Fluxograma para Modelo 1 da torre de destilação a vácuo – 52
zona de *flash* representada por tambor *flash* adiabático
- Figura 15.** Fluxograma para Modelo 2 da torre de destilação a vácuo – 54
representação do fenômeno de arraste de líquido para a zona de lavagem
- Figura 16.** Fluxograma para Modelo 3 da torre de destilação a vácuo – 55
representação da separação de fases na linha de transferência
- Figura 17.** Fluxograma para Modelo 4 da torre de destilação a vácuo – 56
representação da zona de *flash* como um estágio real da seção de esgotamento
- Figura 18.** Curvas de destilação ASTM D86 representando os dados dos 64
resíduos atmosféricos apresentados na Tabela 2
- Figura 19.** Curvas de destilação PEV e ASTM D86 para RAT13, indicando 66
especificações para GOP e GOL
- Figura 20.** Curvas de destilação PEV e ASTM D86 para RAT16, indicando 66
especificações para GOP e GOL
- Figura 21.** Curvas de destilação PEV e ASTM D86 para RAT19, indicando 67
especificações para GOP e GOL
- Figura 22.** Gráfico de barras para RAT13 comparando as vazões obtidas 72
para as correntes de processo usando os diferentes modelos criados
(situação inicial)
- Figura 23.** Gráfico de barras para RAT16 comparando as vazões obtidas 72
para as correntes de processo usando os diferentes modelos criados
(situação inicial)

Figura 24. Gráfico de barras para RAT19 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando os diferentes modelos criados (situação inicial)	73
Figura 25. Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT13, usando Modelo 4 (situação inicial)	73
Figura 26. Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT16, usando Modelo 4 (situação inicial)	74
Figura 27. Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT19, usando Modelo 4 (situação inicial)	74
Figura 28. Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT13, usando Modelo 4 (comparação do caso base com a situação inicial)	76
Figura 29. Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT16, usando Modelo 4 (comparação do caso base com a situação inicial)	77
Figura 30. Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT19, usando Modelo 4 (comparação do caso base com a situação inicial)	77
Figura 31. Gráfico de barras para RAT13 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando o Modelo 4 (situação inicial <i>versus</i> caso base)	81
Figura 32. Gráfico de barras para RAT16 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando o Modelo 4 (situação inicial <i>versus</i> caso base)	82
Figura 33. Gráfico de barras para RAT19 comparando as vazões obtidas	82

para as correntes de processo usando o Modelo 4 (situação inicial *versus* caso base)

Figura 34. Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 87
95% (à direita) do produto GOL com variação da temperatura do refluxo
circulante de GOL, para RAT13

Figura 35. Comportamento da vazão do produto GOL com variação da 88
posição da válvula SPT_{gol} , para RAT13

Figura 36 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 89
95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{gop} , para
RAT13

Figura 37 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 90
95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{gop} , para
RAT13

Figura 38 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e de GOR (à 90
direita) com variação da válvula SPT_{gop} , para RAT13

Figura 39 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 92
95% (à direita) do produto GOL com variação da temperatura do refluxo
circulante de GOP, para RAT13

Figura 40 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 93
95% (à direita) do produto GOP com variação da temperatura do refluxo
circulante de GOP, para RAT13

Figura 41 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e GOR (à 93
direita) com variação da temperatura do refluxo circulante de GOP, para
RAT13

Figura 42 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 94

95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{oil} , para RAT13

Figura 43 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 94
95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{oil} , para RAT13

Figura 44 – Comportamento da vazão de GOR com variação da válvula 95
 SPT_{oil} , para RAT13

Figura 45 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 96
95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{hr} , para RAT13

Figura 46 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 96
95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{hr} , para RAT13

Figura 47 – Comportamento da vazão de GOR com variação da válvula 97
 SPT_{hr} , para RAT13

Figura 48 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e GOR (à 98
direita) com variação da válvula SPT_{sv} , para RAT13

Figura 49 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 98
95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{sv} , para RAT13

Figura 50 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 99
95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{sv} , para RAT13

Figura 51 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 99
5% (à direita) do RV com variação da temperatura do forno, para RAT13

- Figura 52** – Comportamento da vazão do GOR com variação da temperatura do forno, para RAT13 100
- Figura 53** – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da temperatura do forno, para RAT13 100
- Figura 54** – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da temperatura do forno, para RAT13 101
- Figura 55** – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e GOR (à direita) com variação da válvula SPT_{ent} , para RAT13 101
- Figura 56** – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{ent} , para RAT13 102
- Figura 57** – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{ent} , para RAT13 102
- Figura 58** – Curvas de destilação ASTM D86 para RAT13, comparando caso base com a situação de maximização da produção de gasóleos de vácuo 114
- Figura 59** – Curvas de destilação ASTM D86 para RAT16, comparando caso base com a situação de maximização da produção de gasóleos de vácuo 114
- Figura 60** – Curvas de destilação ASTM D86 para RAT19, comparando caso base com a situação de maximização da produção de gasóleos de vácuo 116

Capítulo 1. Introdução e objetivos

Durante a Conferência Internacional sobre Biocombustíveis, realizada em novembro de 2008, na cidade de São Paulo, foi divulgado que 48% da energia gerada no Brasil são provenientes de fontes renováveis (Romero, 2008). Porém, ainda hoje, os combustíveis fósseis (não-renováveis) são responsáveis por mais da metade da matriz energética brasileira (BP Statistical Review of World Energy, 2010). No que se refere ao cenário global, petróleo e gás natural respondem por quase 60% da matriz energética mundial.

As questões climáticas e ambientais, cada vez mais, são temas de reuniões de líderes mundiais para a discussão de políticas globais a serem adotadas a favor do desenvolvimento sustentável. No que diz respeito à indústria, tais questões são responsáveis por melhorias nos processos produtivos, desenvolvimento de tecnologias mais limpas e substituição de matérias-primas.

O petróleo, um recurso natural não-renovável, é o principal vetor energético mundial, além de ser uma das principais matérias-primas para a indústria. Apesar de todos os avanços conquistados nos últimos anos nos campos de engenharia de materiais, a total substituição do petróleo por outra matéria-prima está longe de ocorrer.

Devido às pressões ambientais e à diminuição de reservas de óleo de boa qualidade, as refinarias de petróleo investem cada vez mais em melhorias de processo, visando à maximização da utilização do óleo explorado. Quanto maior for a quantidade de frações destiláveis recuperadas, menor é a quantidade de resíduo gerado e, conseqüentemente, menos óleo tem que ser processado para atender às necessidades dos mercados consumidores.

Os processos aos quais o petróleo é submetido numa refinaria podem ser divididos em três tipos diferentes, a saber:

a) processos de separação, responsáveis pela divisão, através de processos físicos, de uma matéria-prima em diferentes correntes de produto. As unidades de fracionamento (destilação) fazem uso desses processos;

b) processos de conversão, que, por meio de reações químicas, alteram a composição e a estrutura química dos componentes de uma matéria-prima, tornando-a de maior valor para o processo. As principais unidades que utilizam tais processos numa refinaria são as unidades de craqueamento catalítico e as de coqueamento; e

c) processos de tratamento, que envolvem a remoção de impurezas dos produtos obtidos em outras unidades da refinaria. Como exemplo de unidades que realizam esses processos, pode-se citar as unidades de hidrotratamento, de hidrodessulfurização e de desasfaltação.

As refinarias de petróleo, independentemente da qualidade do óleo cru (petróleo não-refinado) processado, devem suprir as necessidades dos mercados consumidores, produzindo produtos sob determinadas especificações. Nesse cenário, as unidades de fracionamento ocupam posição de extrema importância, justamente por abastecer as demais unidades presentes numa refinaria. A Figura 1 apresenta um diagrama simplificado de uma refinaria de petróleo.

A demanda por produtos leves e intermediários provenientes do petróleo é cada vez maior, enquanto que a disponibilidade do chamado “petróleo leve”¹ nos reservatórios diminui. Assim, a crescente disponibilidade de óleos com maiores porcentagens de componentes pesados provoca uma busca incessante pelo melhor aproveitamento dessas frações pesadas. Os cortes² do petróleo são obtidos em unidades de fracionamento constituídas, basicamente, por colunas de destilação atmosférica e a vácuo. A unidade de destilação atmosférica separa as frações mais leves, enquanto que a fração pesada obtida como produto de fundo

¹ Petróleo leve refere-se ao óleo com elevada porcentagem de frações leves, ou seja, de hidrocarbonetos com pequena cadeia carbônica que são facilmente recuperados por destilação, sem o risco de sofrer craqueamento térmico.

² Os cortes do petróleo equivalem às frações do petróleo obtidas por destilação.

(resíduo atmosférico) segue para a unidade de destilação a vácuo, que visa recuperar/separar as frações pesadas do petróleo. Para a utilização dos produtos na unidade de destilação a vácuo é necessária uma melhor compreensão de todo o processo, tendo como objetivo o aumento da produtividade dos produtos leves e a redução dos gastos energéticos.

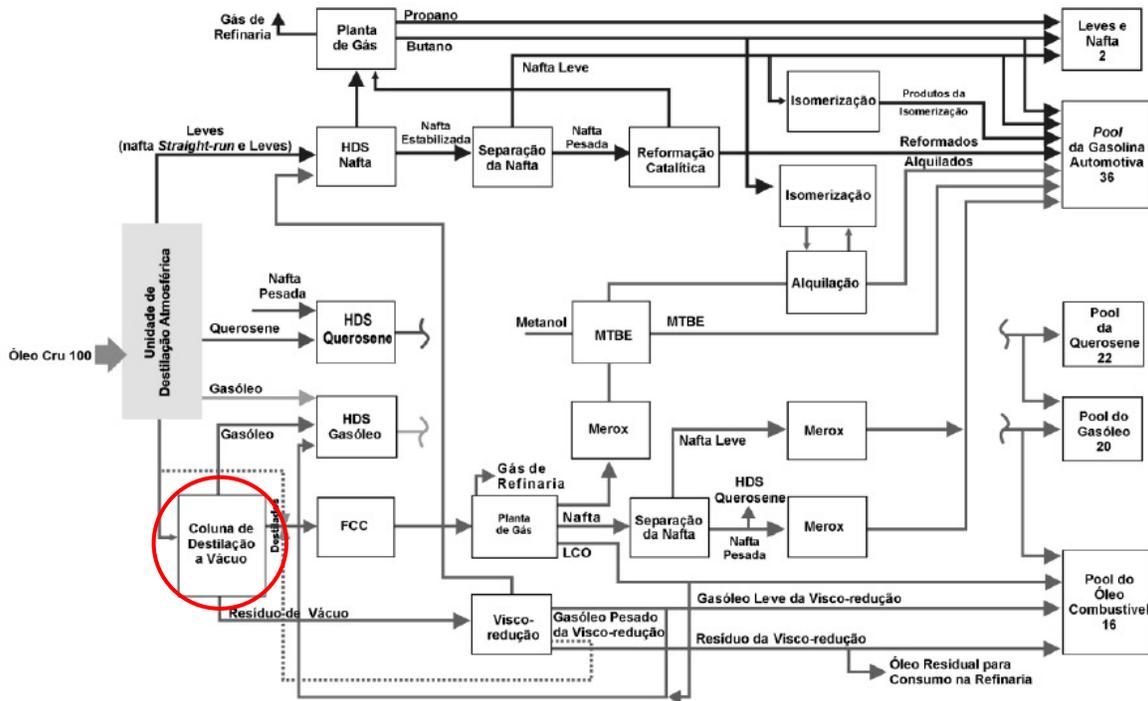


Figura 1 – Diagrama simplificado de uma refinaria de petróleo, destacando a localização da coluna de destilação a vácuo (Uller, 2007).

As diferentes frações de petróleo são obtidas através de processos de destilação, cuja finalidade é permitir o fracionamento inicial dos constituintes do óleo baseando-se na diferença de seus pontos de ebulição. Essas frações podem ser produtos finais ou podem ser enviadas a outras unidades da refinaria para receber algum tipo de tratamento químico, como craqueamento catalítico, hidrotreamento, reforma catalítica, etc. Na maioria dos casos, a qualidade dos produtos finais e as condições operacionais das demais unidades de refino, bem como a estabilidade operacional, dependem das frações obtidas na unidade de

destilação. Portanto, qualquer tipo de perturbação nas operações realizadas nas torres de destilação afeta as etapas posteriores de refino.

Além das variáveis operacionais (temperatura, pressão e razão de refluxo), a qualidade do cru (petróleo extra-leve, leve, médio, pesado e ultra-pesado) também influencia nas demais etapas do processo de refino. Petróleos pesados dificultam a operação das unidades de destilação e causam: a alteração da carga de cru a ser refinada (*blends*³ de diferentes composições para atender às necessidades dos mercados consumidores); a modificação da qualidade e da variedade de produtos obtidos; e a diminuição da rentabilidade da unidade (White e Barletta, 2002). Portanto, a unidade de destilação deve ter flexibilidade suficiente para garantir e atender às necessidades da refinaria e do mercado como um todo. A Figura 2 exemplifica os rendimentos de produtos para óleos de diferentes qualidades, ressaltando que óleos pesados fornecem menores quantidades de destilados leves – um óleo pesado pode gerar até 60% de resíduos não destiláveis, enquanto que um petróleo leve produz apenas 38% de resíduos não destiláveis.

Geralmente, a unidade de destilação em uma refinaria é constituída por duas torres principais: torre de destilação atmosférica e torre de destilação a vácuo. Entretanto, outros equipamentos podem estar presentes, como: a torre de pré-fracionamento, usada para retirar do petróleo os cortes mais leves – por exemplo, gás liquefeito de petróleo (GLP⁴) e nafta leve; a torre debutanizadora de nafta, cujo objetivo é retirar da nafta o máximo de GLP possível; a torre de fracionamento de nafta, com a finalidade de produzir uma nafta com menor faixa de destilação (produto com maior valor agregado); e as torres de retificação, cuja finalidade é remover dos cortes laterais, oriundos da torre atmosférica, os

³ *Blend* é o nome dado a uma mistura de óleos de diferentes características. Normalmente misturam-se um óleo mais pesado e outro mais leve para facilitar a processabilidade da carga na refinaria.

⁴ GLP – gás liquefeito de petróleo. É uma mistura formada basicamente por hidrocarbonetos de 3 a 4 átomos de carbono, que, embora gasosos à pressão ambiente, são comercializados no estado líquido, por estarem sob pressões da ordem de 1 MPa.

componentes mais leves que foram arrastados da torre e devolvê-los à torre principal.

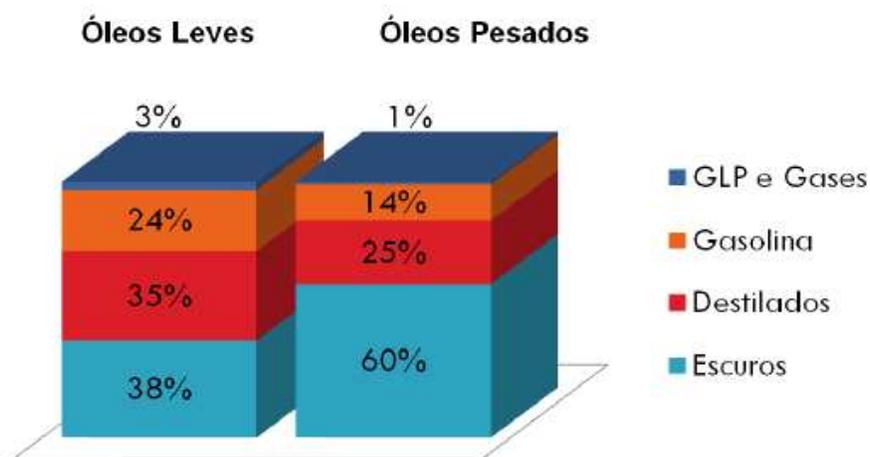


Figura 2 – Comparação entre qualidade do óleo e rendimentos de frações destiláveis obtidas (Uller, 2007).

A coluna de destilação atmosférica é a principal torre da unidade e, como o próprio nome indica, opera com pressão próxima à atmosférica. Quando a unidade não possui a torre de pré-fracionamento, os produtos obtidos são: nafta leve não-estabilizada, nafta pesada, querosene, gasóleos atmosféricos (leve e pesado) e resíduo atmosférico (RAT), que será a carga da torre de destilação a vácuo. Em contrapartida, quando se tem presente a torre de pré-fracionamento, o produto de topo é a nafta pesada e os cortes laterais são o querosene e os gasóleos atmosféricos (leve e pesado).

A torre de destilação a vácuo é usada para separar as frações pesadas, sem que haja craqueamento térmico (que pode ocorrer para temperaturas superiores a 370 °C), utilizando, para isso, pressões absolutas inferiores a 100 mmHg.

A unidade de destilação a vácuo apresenta dois modelos de configuração. A primeira configuração destina-se à produção de óleos lubrificantes e ceras, para a qual é necessário maior número de retiradas laterais de produtos e exige-se

maior rigor na qualidade da separação. A outra configuração destina-se à produção de combustíveis, onde se tem menor número de retiradas laterais e menor rigor na qualidade da separação. Como produto de fundo de ambas as configurações obtém-se o resíduo de vácuo (RV) que pode ser encaminhado para o tanque de óleo combustível ou para o tanque de cimento asfáltico de petróleo (CAP).

Os produtos recuperados na unidade de destilação a vácuo são de grande importância no que se refere ao planejamento e controle de produção. Por exemplo, caso o mercado necessite de mais gasolina, cerca de 40% a 50% dos produtos da torre de vácuo podem ser convertidos em gasolina nas unidades de craqueamento catalítico.

O desenvolvimento e avanço tecnológico das refinarias e da indústria do petróleo são notórios. Entretanto, uma análise mais detalhada para melhorar a compreensão da unidade de destilação a vácuo faz-se necessária. Os modelos computacionais disponíveis nos principais simuladores de processos não consideram todas as particularidades de operação da torre de vácuo. Sendo assim, a ideia central desta dissertação de mestrado é propor modelos computacionais de diferentes graus de complexidade, visando fornecer uma interpretação do impacto das variáveis operacionais no rendimento da recuperação dos gasóleos de vácuo (matérias-primas destinadas à unidade de craqueamento catalítico).

Baseado no que foi exposto até o momento, os objetivos específicos deste trabalho são:

- 1- Implementação da torre de destilação a vácuo sob a configuração de produção de combustíveis no simulador de processos *Aspen Plus*.
- 2- Simulação, em estado estacionário, da unidade de destilação a vácuo para diferentes tipos de resíduo atmosférico, usando os modelos computacionais criados.

3- Avaliação das variáveis operacionais nos rendimentos dos produtos.

4- Determinação da situação operacional que permite a maximização da produção de gasóleos de vácuo.

1.1. Estrutura da dissertação

A presente dissertação de mestrado está organizada em 6 Capítulos

No Capítulo 1, tem-se a apresentação da ideia geral do trabalho, da relevância do tema e dos objetivos a serem alcançados, bem como uma breve abordagem das questões atuais envolvendo o petróleo.

No Capítulo 2, realiza-se uma apresentação das características e propriedades do petróleo e dos métodos de caracterização de petróleo e seus derivados. Este capítulo também se dedica a apresentar o método de representação de petróleo e derivados para a realização de estudos que utilizam simulação computacional. Ao final do capítulo são apresentados os óleos usados neste trabalho.

O Capítulo 3 apresenta a descrição do processo de destilação atmosférica de petróleo, mostrando as suas particularidades e atuais configurações do processo. Uma breve revisão da literatura é apresentada ao final do capítulo.

O Capítulo 4 se dedica à unidade de destilação a vácuo. A descrição do processo e as principais configurações de produção são apresentadas. Neste capítulo, realiza-se a revisão de literatura, mostrando os principais estudos realizados para o desenvolvimento das unidades de destilação a vácuo.

No Capítulo 5 detalham-se os modelos computacionais desenvolvidos para a torre de vácuo destinada ao refino de petróleo. Partindo-se de um esquema simplificado, os modelos computacionais vão se tornando cada vez mais complexos, objetivando uma representação mais fiel da realidade operacional. O procedimento para a implementação dos modelos criados é discutido, em

detalhes, para um modelo específico, visando exemplificar a metodologia para a utilização do simulador de processos para os usuários do programa.

Os resultados obtidos e as respectivas análises são apresentados no Capítulo 6. O Capítulo 7 traz as conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

As Referências Bibliográficas são apresentadas ao final do trabalho.

Capítulo 2. Petróleo – Composição e caracterização

2.1. O petróleo

O petróleo é uma mistura complexa de hidrocarbonetos gasosos, líquidos e sólidos (ou semi-sólidos) encontrado em depósitos sedimentares. Além de hidrocarbonetos, que respondem por cerca de 50% a 97% da composição do petróleo bruto, os óleos explorados podem conter pequenas quantidades de compostos orgânicos de nitrogênio, oxigênio e enxofre, bem como traços de metais, tais como vanádio e níquel. Assim, pode-se dizer que o petróleo e seus derivados são uma mistura de compostos que podem ser classificados como: (i) hidrocarbonetos; (ii) compostos nitrogenados; (iii) compostos oxigenados; (iv) compostos de enxofre e (v) constituintes metálicos. A proporção desses componentes varia com a procedência do óleo, com a qualidade da matéria orgânica que deu origem à acumulação de petróleo, com a idade do reservatório e com a profundidade da qual o petróleo é explorado. A faixa de composição típica do petróleo é apresentada na Tabela 1.

Tabela 1. Composição típica do petróleo (Speight, 2007).

Elemento químico	Faixa de composição
Carbono	83,0 – 87,0%
Hidrogênio	10,0 – 14,0%
Nitrogênio	0,1 – 2,0%
Oxigênio	0,05 – 1,5%
Enxofre	0,05 – 6,0%
Metais (níquel e vanádio)	< 1000 ppm

A distribuição das reservas de óleo entre as regiões do globo é bastante desigual. Os principais campos de petróleo já descobertos estão concentrados em territórios de poucos países. A Figura 3 apresenta um cartograma das reservas provadas de petróleo, segundo regiões geográficas no final do ano de 2009 (BP

Statistical Review of World Energy, 2010). A região do Oriente Médio responde por pouco mais que 56% das reservas provadas. O petróleo, como se sabe, é o principal vetor energético mundial e uma das principais matérias-primas para as indústrias de transformação. Assim, somado às questões econômicas, a exploração de petróleo tem um forte caráter político e geoestratégico associado à prática dessa atividade.

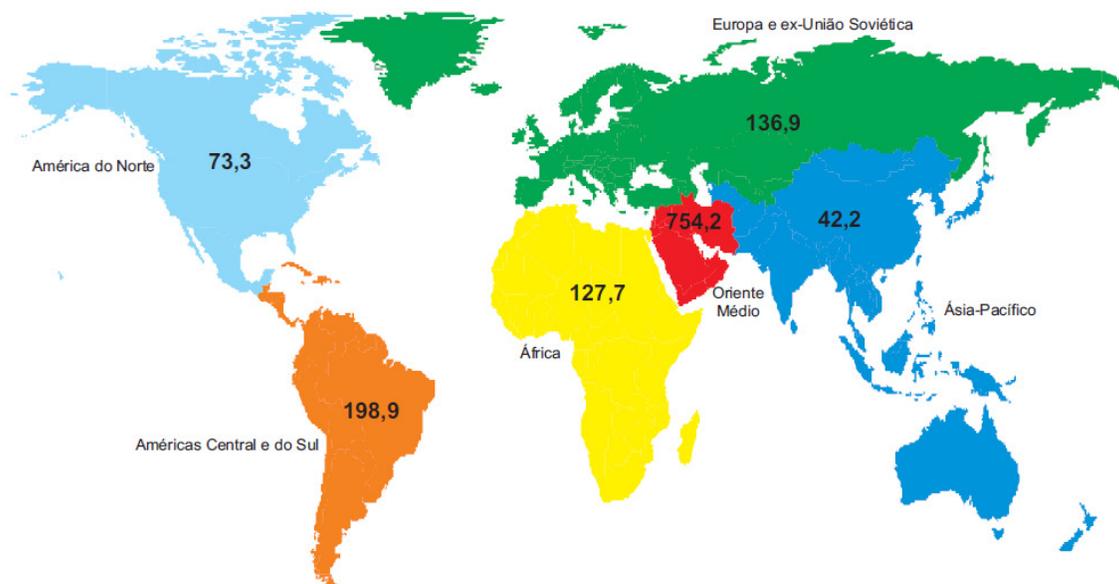


Figura 3 – Reservas provadas (em bilhões de barris) de petróleo, segundo regiões geográficas em dezembro/2009 (ANP, 2010).

Assim como o carvão mineral, o petróleo é um recurso natural não-renovável e esgotável. Portanto, as organizações mundiais se deparam com o desafio de reduzir o seu consumo e substituí-lo por outras fontes energéticas. Nas últimas décadas, ações de melhoria de processos (otimização e reaproveitamento de frações pesadas) e desenvolvimento de novos materiais foram realizados numa tentativa de reduzir as consequências de uma possível escassez de petróleo, cada vez mais limitado, apesar das recentes descobertas dos campos gigantes do Pré-Sal pela Petrobras.

Após diversos estudos e discussões a respeito da origem do petróleo, sabe-se, hoje, que sua origem é orgânica. O processo de formação do petróleo deu-se através da ação da decomposição de organismos vivos por bactérias, somando-se

a isso as influências da pressão e da temperatura. A matéria orgânica em decomposição misturou-se com areia e terra, formando várias camadas no decorrer dos anos. Através dos movimentos da crosta terrestre, exercendo alterações de pressão e temperatura, a matéria orgânica decomposta foi, pouco a pouco, transformada em petróleo. Numa outra etapa, o petróleo formado deslocou-se através de rochas porosas e permeáveis, tais como o calcário e o arenito, até atingir regiões onde fosse possível sua concentração e acúmulo, dando origem aos reservatórios de óleo. Os reservatórios, na grande maioria das vezes, são encontrados em regiões de bacias sedimentares. Além de petróleo, os reservatórios podem conter, na parte superior, um bolsão de gás natural; menos comum, na parte inferior, abaixo da reserva de petróleo, pode-se encontrar lâminas d'água.

A classificação de um reservatório de petróleo é feita de acordo com o comportamento da mistura de hidrocarbonetos nele contida (Thomas, 2001). De acordo com as diferentes composições das misturas de hidrocarbonetos e condições de temperatura e pressão, as acumulações de petróleo podem ser classificadas em três tipos: (i) reservatórios de óleo; (ii) reservatórios de gás, que subdivide-se em reservatório de gás seco, reservatório de gás úmido e reservatório de gás retrógrado; e (iii) reservatórios de óleo com capa de gás. Um reservatório é classificado como reservatório de óleo se sua temperatura for menor que a temperatura crítica do fluido nele contido. Caso a temperatura inicial do reservatório seja menor que a temperatura crítica e sua pressão inicial for menor que a pressão no ponto de bolha do fluido do reservatório, tem-se a ocorrência de duas fases (uma zona contém óleo e a outra, sobre a zona de óleo, contém gás), originando um reservatório de óleo com capa de gás. Se, nas condições de reservatório, a jazida de petróleo contém uma mistura de hidrocarbonetos no estado gasoso, tem-se a ocorrência de um reservatório de gás.

A exploração do petróleo se dá através da perfuração da camada terrestre até se atingir a reserva de óleo. Essa reserva de óleo pode estar localizada tanto

em territórios terrestres como sob mares e oceanos. Uma vez que uma reserva é encontrada, a produção de petróleo se dá devido à ocorrência de fenômenos de descompressão, que causa a expansão dos fluidos contidos na rocha-reservatório e contração do volume poroso, e de deslocamento de um fluido por outro fluido – por exemplo, a invasão da zona de óleo por um aquífero (Thomas, 2001). Os três principais mecanismos de produção de reservatórios são: (i) mecanismo de gás em solução; (ii) mecanismo de capa de gás; e (iii) mecanismo de influxo de água. Como esse tema foge do foco deste trabalho, maiores informações podem ser encontradas em Thomas (2001). O petróleo pode ser trazido à superfície natural ou artificialmente. Quando a pressão no reservatório é suficiente para vencer a pressão resultante da coluna hidrostática de fluido e as perdas de carga em tubulações e equipamentos, o óleo flui naturalmente e atinge a superfície – diz-se que a produção é surgente (Faller, 2009). Por outro lado, quando o reservatório não tem pressão suficiente ou já produz há certo tempo, faz-se necessária a utilização de métodos de elevação artificial, para fornecer energia ao sistema e auxiliar na remoção do petróleo desde o reservatório até a superfície. A perda de energia do reservatório (queda de pressão) faz com que as vazões de produção decresçam com o passar do tempo. Assim sendo, métodos de recuperação e manutenção das pressões no reservatório são aplicados para manter ou aumentar a produção de petróleo (Moreno, 2007). Basicamente, esses métodos procuram introduzir um fluido (injeção de água ou gás) ou reduzir as forças viscosas/capilares (injeção de agentes desmulsificantes e/ou aquecimento do reservatório visando à redução da viscosidade do óleo explorado) para aumentar a quantidade de petróleo recuperado e reduzir os fenômenos de dissipação de energia do reservatório. Maiores informações sobre os métodos de recuperação de petróleo podem ser encontradas em Thomas (2001).

A análise da composição do petróleo bruto e de suas frações destiláveis, além de auxiliar as atividades de refino, é uma ferramenta indispensável (i) para o aumento da produção de produtos com propriedades desejadas, (ii) para a eliminação e/ou redução daqueles produtos que não são desejáveis e (iii) para a

otimização de processos. Se fosse possível o conhecimento da composição completa de um óleo bruto explorado e dos produtos obtidos numa refinaria, certamente seria possível fazer um melhor uso dos petróleos explorados e, conseqüentemente, obter maiores rendimentos de processamento nas unidades de refino. Além disso, modelos de processo e simulações computacionais poderiam ser aperfeiçoados, tornando-se mais robustos e representativos.

Entretanto, a caracterização química e estrutural do petróleo e de seus derivados é extremamente complexa, devido, principalmente, ao grande número de compostos orgânicos e inorgânicos presentes tanto na matéria-prima bruta como nos produtos de uma refinaria. O isolamento de um componente puro, independentemente da técnica de análise utilizada, é extremamente difícil, uma vez que outros componentes presentes podem ter propriedades físicas e/ou químicas semelhantes (ou bastante próximas) àquela que é utilizada como princípio de separação, como, por exemplo, a diferença de temperaturas de ebulição. Dada à complexidade dessas caracterizações, as curvas de destilação, que relacionam a temperatura com a porcentagem de volume destilado, são as principais fontes de informação sobre um determinado petróleo e/ou fração de petróleo. As técnicas utilizadas para a obtenção de tais curvas serão tratadas mais adiante.

Propriedades como densidade API (*American Petroleum Institute*), relação carbono-hidrogênio e teor de enxofre, apesar de não serem capazes de caracterizar completamente um petróleo e suas frações, são bastante úteis para a realização de uma análise preliminar. A densidade é uma das propriedades mais importantes (Altgelt e Boduzynski, 1994), pois: (i) seu valor é um bom indicativo da qualidade do óleo bruto; (ii) pode ser fácil e precisamente medida; e (iii) está relacionada com a aromaticidade, naftenacidade e parafinidade do petróleo.

A densidade API ($^{\circ}API$) é definida pela equação [2.1].

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{SG(60^{\circ}F)} - 131,5 \quad [2.1]$$

onde $SG(60^{\circ}F)$ é a densidade do petróleo em relação à água a 60 °F (15,6 °C).

Quanto menor for o valor da densidade API, mais pesado é o petróleo analisado. Os petróleos pesados têm maior viscosidade e menor densidade API do que os petróleos convencionais. As Figuras 4 e 5 mostram, respectivamente, que os petróleos processados em refinarias americanas e brasileiras estão cada vez mais pesados, resultado de anos de exploração e elevada demanda do mercado consumidor por produtos “leves”. Com o início da exploração comercial dos reservatórios de petróleo na área do Pré-Sal (que não deve ocorrer antes de 2014), a curva de tendência da densidade API dos óleos processados nas refinarias sofrerá uma alteração: deixará de cair para valores cada vez mais baixos (óleos mais pesados) e atingirá valores ligeiramente maiores, uma vez que as novas descobertas declaradas são de óleos médios, predominantemente, e leves. Entretanto, mesmo nesse cenário futuro animador, óleos pesados e resíduos das torres de destilação sempre farão parte da realidade das refinarias de petróleo, justificando os investimentos e o desenvolvimento de estudos em processos de fundo de barril (destilação a vácuo, craqueamento catalítico e coqueamento retardado).

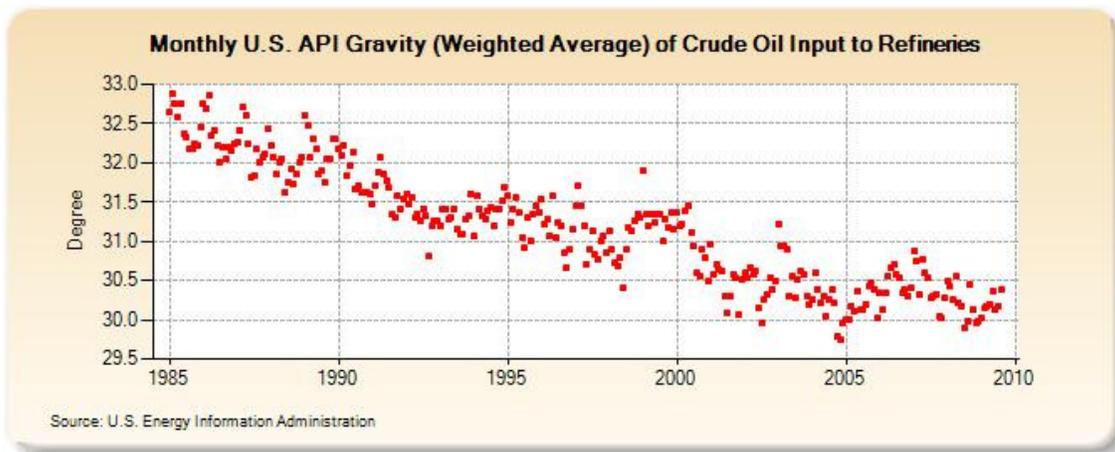


Figura 4 – Evolução dos valores de densidade API para petróleos processados em refinarias americanas (*Fonte: Energy Information Administration*).

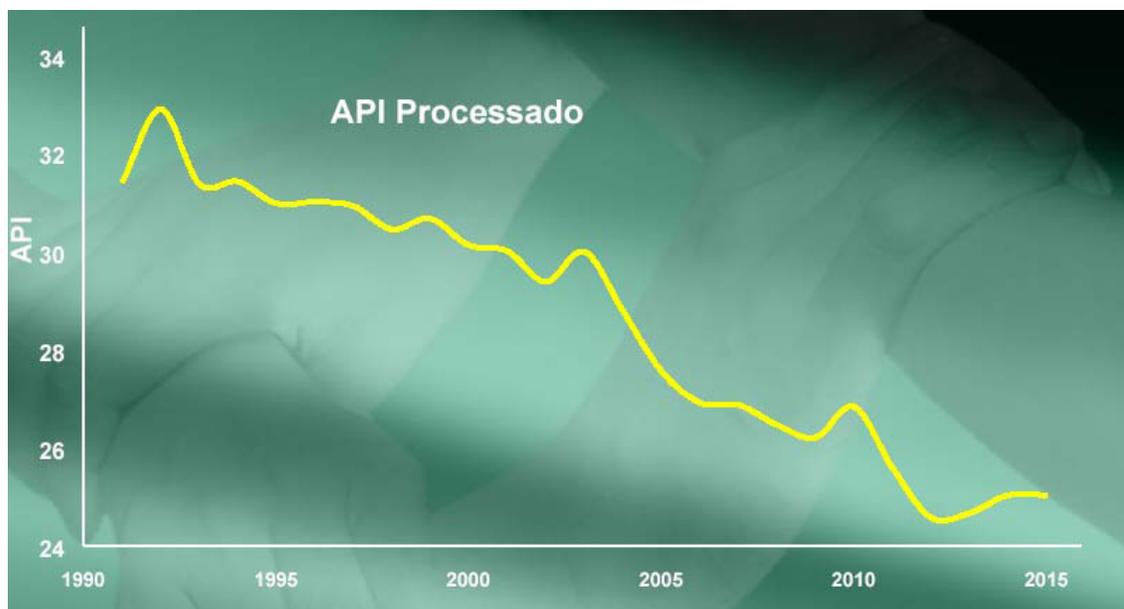


Figura 5 – Evolução dos valores de densidade API para petróleos processados em refinarias brasileiras (*Fonte: Petrobras, 2004*).

A presença de pequenas quantidades de componentes que não sejam carbono e hidrogênio, ou seja, compostos contendo oxigênio, nitrogênio, enxofre e metais, impactam negativamente na operação das unidades de refino e, por conseguinte, na qualidade dos produtos obtidos. Tais compostos estão presentes em todos os tipos de petróleo e suas frações; entretanto, tendem a estar presentes em maior porcentagem em frações e óleos mais pesados. Como as refinarias estão processando cada vez mais petróleos pesados, processos de tratamento visando à remoção desses constituintes têm sido desenvolvidos e aprimorados, como é o caso do processo de hidrodessulfurização, responsável pela remoção de compostos de enxofre do diesel.

Os compostos de enxofre estão presentes no petróleo numa faixa de composição de 0,04% a 5,00% em massa. A Figura 6 indica que quanto menor for a densidade API do óleo, ou seja, quanto mais pesado for o petróleo, maior também será o teor de enxofre presente. A presença de compostos de enxofre no petróleo pode causar a corrosão de equipamentos e o envenenamento de catalisadores. Quando presentes nos produtos finais, os componentes de enxofre

são indesejáveis tanto do ponto de vista da qualidade do produto quanto dos aspectos ambientais.

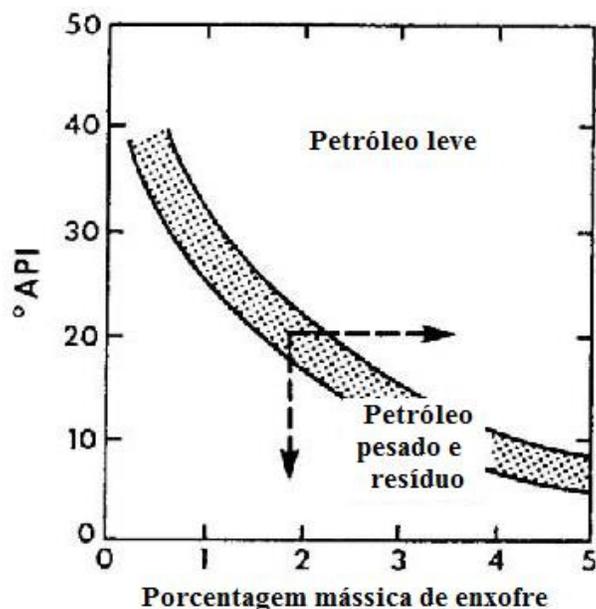


Figura 6 – Relação entre teor de enxofre e densidade API (Speight, 2007).

Os componentes nitrogenados (0,1 a 0,9% em massa) e os constituintes metálicos (presentes em traços) também são indesejados do ponto de vista operacional. Os compostos de nitrogênio são responsáveis pelo envenenamento e desativação de catalisadores utilizados na unidade de craqueamento catalítico fluido (FCC). Por sua vez, os constituintes metálicos podem causar o envenenamento dos catalisadores utilizados para a remoção de compostos de enxofre e de nitrogênio.

De acordo com Speight (2007), os hidrocarbonetos encontrados no petróleo podem ser classificados em três grupos, citados a seguir:

1- Parafinas: hidrocarbonetos saturados com cadeias lineares ou ramificadas, mas sem qualquer presença de cadeia cíclica (estrutura fechada) em sua composição;

2- Naftenos (ou cicloparafinas): hidrocarbonetos saturados contendo uma ou mais estrutura em forma de anel (cadeia cíclica), cada qual podendo conter uma ou mais cadeias laterais parafínicas;

3- Aromáticos: hidrocarbonetos contendo um ou mais núcleos aromáticos, tais como o benzeno, o naftaleno e o fenantreno. Essas estruturas aromáticas podem fazer parte de cadeias laterais de naftenos e/ou parafinas.

Como os hidrocarbonetos são os principais constituintes do petróleo, é comum classificar os óleos crus como base parafínica, base naftênica ou base mista. Dessa forma, um petróleo classificado como base parafínica é composto, basicamente, por parafinas; um petróleo de base naftênica contém maiores porcentagens de grupos naftênicos; e um petróleo de base mista caracteriza-se por grandes quantidades de parafinas e naftenos. A quantidade de hidrocarbonetos parafínicos, naftênicos e aromáticos influenciam diretamente na qualidade do petróleo e em sua processabilidade. Petróleos de base parafínica mais leves podem ser constituídos por até 97% (em massa) de hidrocarbonetos. Por outro lado, petróleos mais pesados podem ter em sua composição porcentagens de hidrocarbonetos menores que 50% (em massa) – os outros 50% restantes são de compostos oxigenados, nitrogenados e com enxofre. De forma geral, à medida que a aromaticidade do petróleo aumenta, a densidade API diminui, ou seja, o óleo torna-se mais pesado.

2.2. Caracterização do petróleo e de suas frações – Curvas de destilação

A caracterização de petróleos e suas frações obtidas nas unidades de fracionamento é realizada por meio de ensaios laboratoriais e simulações computacionais que permitem a separação da amostra em frações de acordo com suas respectivas temperaturas de ebulição, obtendo as chamadas curvas de destilação. Além das curvas de destilação, propriedades como densidade API, teor de enxofre e teor de metais são utilizadas para caracterizar a qualidade do óleo ou produto.

A determinação da composição química e estrutural do petróleo e de suas frações é extremamente complicada. Devido a essa dificuldade, uma das principais fontes de informação sobre o petróleo são as curvas de destilação, as quais relacionam a porcentagem de volume destilado com a temperatura. A construção da curva de destilação para um determinado petróleo permite estimar, inicialmente, os rendimentos dos produtos a serem obtidos durante a atividade de refino. Portanto, as curvas de destilação fornecem informações importantes a respeito do fracionamento do petróleo, auxiliando no desenvolvimento de uma estratégia operacional.

Altgelt e Boduzynski (1994) estudaram diferentes técnicas de análise para caracterização de petróleo e suas frações e chegaram à conclusão de que métodos de separação envolvendo técnicas de destilação são mais vantajosos. Algumas razões para preferir métodos de destilação a outros métodos de separação são:

- (i) a separação de um petróleo pela destilação em diversas frações (comumente chamadas de cortes) gera um conjunto importante de informações;
- (ii) a complexidade da composição do petróleo é reduzida – as frações obtidas por destilação são compostas por menor número de moléculas e mais semelhantes entre si, estreitando a faixa de quantidade de carbono por molécula. O petróleo cru pode conter moléculas de hidrocarbonetos contendo desde um átomo de carbono até 70 átomos de carbono. A nafta, uma das frações do petróleo, por outro lado, contém hidrocarbonetos com 4 a 10 átomos de carbono por molécula;
- (iii) a comparação entre a qualidade e os prováveis rendimentos de produção entre dois ou mais petróleos é facilitada pela análise das curvas de destilação.

Os ensaios de destilação são realizados de acordo com procedimentos padronizados por organizações internacionais, tais como a *American Society for Testing Materials* (ASTM) e o *Institute of Petroleum* (IP). A destilação separa os constituintes de uma mistura através da diferença entre suas volatilidades

relativas, que pode ser expressa em termos da diferença entre pressões de vapor ou, mais claramente, através da diferença entre as temperaturas de ebulição. Quanto maior for a pressão de vapor de uma substância, menor é a sua temperatura de ebulição. No caso do petróleo e suas frações, o aumento do peso molecular, da aromaticidade e da polaridade contribuem para a elevação da temperatura de ebulição.

A caracterização de óleos crus e suas frações através de ensaios de destilação é realizada pela vaporização da amostra em reservatórios apropriados, à pressão atmosférica ou a pressões reduzidas, segundo as condições estabelecidas pelos métodos padronizados. Neste ponto da presente dissertação de mestrado, trataremos de apresentar os três principais métodos padronizados para a obtenção de curvas de destilação para o petróleo e suas frações. São eles: (i) método de obtenção da curva do ponto de ebulição verdadeiro (PEV); (ii) teste ASTM D86 e (iii) teste ASTM D1160.

2.2.1. Curva do ponto de ebulição verdadeiro (PEV)

A obtenção da curva do ponto de ebulição verdadeiro (PEV, em inglês *True Boiling Point – TBP*) inicia-se pela debutanização do petróleo. Para isso, a temperatura do condensador é mantida a -20 °C. Para a determinação dessa curva, a destilação da amostra de petróleo é realizada numa coluna de destilação com 15 ou mais estágios teóricos, operando a alta razão de refluxo. Dessa forma, a operação da coluna se dá em condições próximas ao equilíbrio e os estágios apresentam elevada eficiência.

A amostra alimentada ao balão, que está conectado à torre, é aquecida através de uma manta de aquecimento. A retirada do produto pelo topo, ou seja, a recuperação do destilado se dá em tempos e a quantidades fixadas pelos métodos padronizados. Para cada volume retirado, o volume recuperado, o tempo, a temperatura do vapor, a temperatura do líquido em ebulição, a perda de carga na coluna e a pressão de operação devem ser registrados. Os pares volume recuperado *versus* temperatura observada no topo da torre de destilação são

apresentados em tabelas e gráficos, originando a curva PEV. A Figura 7 apresenta as curvas PEV para um petróleo leve (Petróleo A – 33,4 °API) e para um petróleo extra-pesado (Petróleo B – 16,8 °API).

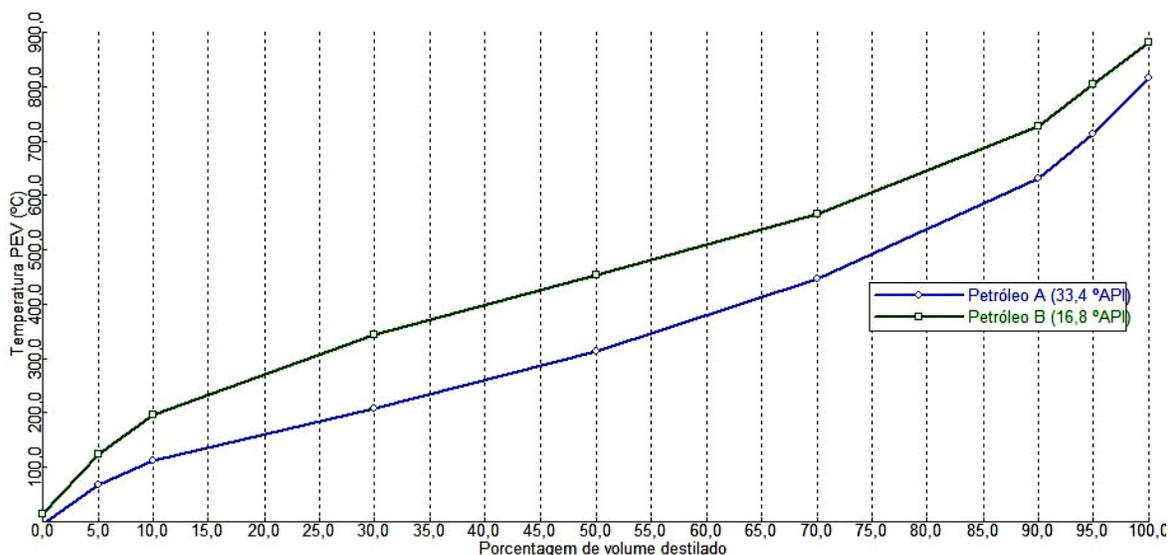


Figura 7 – Curvas PEV para petróleo leve e para petróleo extra-pesado (*Aspen Plus*, versão 22.0).

As informações disponibilizadas pela curva PEV são essenciais para auxiliar na classificação de petróleo e seus produtos, além de permitir o desenvolvimento de correlações matemáticas para o cálculo de muitas propriedades. Entretanto, esse tipo de ensaio requer grandes volumes de amostra, tempos de análise longos e é bastante cara. Além disso, uma dificuldade adicional desse método refere-se à temperatura máxima a qual o petróleo pode ser aquecido. Para evitar decomposição térmica (craqueamento térmico), a amostra de petróleo não deve ser aquecida além de 350 °C. Utilizando alto vácuo, a fração que pode ser destilada acima de 350 °C deve possuir ponto de ebulição ao redor de 550 °C.

Para frações destiláveis que alcançam temperaturas de ebulição da ordem de 565 °C, a determinação da curva PEV encontra-se bem estabelecida e é realizada por dois métodos ASTM. O primeiro método, denominado teste ASTM

D2892, é adequado para ensaios de destilação conduzidos até 400 °C. Por outro lado, o método ASTM D5236 faz uso de pressões reduzidas (0,1 a 50 mmHg), permitindo a destilação de componentes que entram em ebulição a temperaturas maiores que 400 °C (a 1 atm), sem que haja craqueamento térmico.

2.2.2. Curvas ASTM D86 e ASTM D1160

Os métodos ASTM D86 e ASTM D1160 são utilizados, geralmente, para frações de petróleo. Ambos os métodos utilizam ensaios de destilação em batelada rápida sem refluxo e com apenas um estágio. Correlações empíricas para converter os dados obtidos pelos métodos ASTM D86 e ASTM D1160 estão disponíveis em *API Technical Data Book* (1983) e no trabalho publicado por Edmister e Lee (1984).

O método ASTM D86 é indicado para a análise de frações leves e médias à pressão atmosférica. Já o método ASTM D1160 faz uso de pressões inferiores a 1 mmHg, sendo utilizado para a destilação de resíduos de vácuo (frações pesadas e ultra-pesadas) até o ponto de corte de 400 °C. Em ambos os métodos, os resultados são apresentados num gráfico de temperatura *versus* percentual de volume destilado.

2.3. Pseudocomponentes – Caracterização de petróleo e suas frações no simulador

O petróleo é uma mistura que contém um número extremamente elevado de componentes. Uma vez que a identificação de cada componente que constitui o petróleo é praticamente impossível e impraticável com as atuais técnicas analíticas disponíveis, uma abordagem através da geração de pseudocomponentes é utilizada nos simuladores de processos.

O conceito de pseudocomponente foi desenvolvido por Katz e Brown (1933) e utilizado pela primeira vez em cálculos do tipo *flash* (Hariu e Sage, 1969). Os pseudocomponentes representam o petróleo e suas frações por meio de

componentes fictícios. A abordagem baseada na geração de pseudocomponentes é, ainda, amplamente aceita como um método conveniente para a simulação computacional de equipamentos de separação. Entretanto, para a modelagem de reações químicas envolvendo frações de petróleo, uma nova abordagem baseada na representação do petróleo por componentes reais vem sendo desenvolvida (Eckert e Vanek, 2005). As principais desvantagens da abordagem por pseudocomponentes são: (i) as propriedades físicas dos pseudocomponentes são estimadas por métodos empíricos não confiáveis; (ii) não é possível a definição de qualquer característica química; (iii) métodos de contribuição de grupos (UNIFAC, por exemplo) que requeiram informações sobre a estrutura molecular dos componentes para estimar os parâmetros de interação binária não podem ser utilizados; etc.

Os pseudocomponentes são definidos a partir dos dados da curva de destilação. A curva de destilação mais utilizada para esse procedimento é a curva PEV; entretanto, devido à existência de correlações que convertem os resultados da curva ASTM D86 para a curva PEV, a curva ASTM D86 também pode ser utilizada. A faixa total de temperatura de ebulição obtida nos testes padronizados é dividida em intervalos menores. Um pseudocomponente é definido para representar cada intervalo de temperatura (Cuellar, 2009), através de uma mistura complexa de hidrocarbonetos. A temperatura normal de ebulição de cada pseudocomponente é dada pela temperatura média do intervalo considerado e a densidade específica é dada pela média das densidades consideradas no intervalo. Para outras propriedades físicas, correlações empíricas são utilizadas.

O simulador de processos *Aspen Plus*, quando da caracterização do petróleo, permite ao usuário escolher entre as opções de geração de pseudocomponentes automática (autocorte) e geração de pseudocomponentes manual (corte definido pelo usuário – o usuário define o número de cortes e o intervalo de temperatura a ser considerado). Maia (2007) mostrou que ambas as opções apresentam respostas semelhantes para a representação de petróleo no

simulador. Ao longo deste trabalho, será utilizada a opção de autocorte disponibilizada pelo simulador.

2.4. Petróleos considerados neste trabalho

Os resíduos atmosféricos (RATs) selecionados para o desenvolvimento deste trabalho são alguns daqueles estudados no trabalho de Gonçalves *et al.* (2006). Trata-se de três resíduos atmosféricos disponibilizados pela Petrobras. Na Tabela 2, apresentam-se os valores de densidade API, de ponto inicial de ebulição (PIE), de ponto final de ebulição (PFE) e de distribuição de pontos de ebulição (em frações de volume destilado). O método utilizado para obtenção da curva de destilação foi o DS-HT750 (*Standard distillation methodology of heavy oil fractions*), considerado uma extensão do método ASTM D2887. O método ASTM D2887 é um método de destilação simulada (usando a técnica de cromatografia gasosa) aplicável para temperaturas no intervalo 55–538 °C, enquanto que o método HT750, que também é um método de destilação simulada, é aplicado para a faixa de 36–750 °C (Villalanti *et al.*, 2000).

Tabela 2. Propriedades dos resíduos atmosféricos utilizados neste trabalho (Gonçalves *et al.*, 2006).

	RAT 13	RAT 16	RAT 19
<i>densidade API</i>	13,0	15,7	18,6
<i>PIE (°C)</i>	302	233	297
<i>5% (v/v)</i>	384	361	380
<i>10% (v/v)</i>	416	398	412
<i>30% (v/v)</i>	497	457	488
<i>50% (v/v)</i>	573	512	567
<i>90% (v/v)</i>	-	659	-
<i>95% (v/v)</i>	-	689	-
<i>PFE (°C)</i>	731	719	731

Para a implementação das curvas de caracterização no ambiente de simulação do *Aspen Plus* (versão 22.0), fez-se uso de uma pré-configuração (*Templates*) do simulador, que conta com a seleção de unidades para a

apresentação dos resultados e de componentes e métodos numéricos para a realização dos cálculos. As simulações realizadas ao longo do desenvolvimento desta dissertação são conduzidas sob um *template* específico para processos petroquímicos com unidades baseadas no sistema métrico (*petroleum with metric units*).

Para inserir os dados relacionados às propriedades dos resíduos atmosféricos e suas respectivas curvas de destilação, o modo de simulação (*Run type*) selecionado em *Global settings* é o *Assay Data Analysis*. Após introduzir os dados do RAT que será estudado e executar a simulação, tem-se o resíduo caracterizado, com a geração de pseudocomponentes e a definição das propriedades para uso em estudos de processo.

As informações adicionais necessárias para a execução da simulação e cálculo de propriedades dos pseudocomponentes são ajustadas da seguinte forma:

1- Caracterização de Petróleos e *Blends* (*Assay/Blend characterization*):

- Tipo de curva de destilação: PEV, com base em volume líquido
- Análise de Gases Leves: Fração de volume padrão
- Método de predição de propriedades de pseudocomponentes: API-Twu

2- Opções de procedimento para processamento de curvas (*Assay procedures/Curve Processing options*):

- Ponto inicial de ebulição (*Initial boiling point*): 0,5 %
- Ponto final de ebulição (*Final boiling point*): 99 %
- Método de extrapolação (*Extrapolation method*): Probability

3- Método de conversão de curva de destilação (*Distillation curve conversion method*):

- ASTM D86 para PEV: Edmister
- ASTM D2887 para PEV: Método API87
- ASTM D1160 para PEV: Método API94

2.5. Conclusões

Os óleos considerados neste trabalho foram representados em ambiente de simulação de maneira satisfatória, utilizando-se a abordagem por geração de pseudocomponentes, que ainda é muito utilizada e aceita para as simulações computacionais de processos de separação. Os dados referentes às curvas de destilação, apresentados na Tabela 2, foram inseridos no simulador como dados obtidos pelo método ASTM D2887, uma vez que o método HT750 é visto como uma extensão do método D2887. Assim sendo, para a construção das curvas de destilação D86 e PEV foram utilizadas as correlações de Edmister e aquelas contidas no método API87, respectivamente, disponíveis no simulador *Aspen Plus*.

Capítulo 3. Unidade de destilação atmosférica

Nesta seção, apresenta-se a descrição do processo de destilação atmosférica de petróleo, seguido por uma breve revisão da literatura, destacando os principais trabalhos realizados para o entendimento e a otimização de unidades de destilação atmosférica em uma refinaria de petróleo.

Em uma refinaria de petróleo, as unidades de destilação têm papel de elevado destaque, uma vez que são responsáveis pelo fracionamento inicial do óleo cru. Devido à complexidade da composição do petróleo, o escoamento de petróleo e os rendimentos dos produtos obtidos podem variar de refinaria para refinaria, em função do esquema de refino previsto, da particularidade de cada projeto e da qualidade do óleo processado. As necessidades do mercado consumidor também influenciam no modo de operação de uma unidade de refino, impactando nos rendimentos das frações de petróleo a serem produzidas. Portanto, uma refinaria deve ter flexibilidade operacional para atender à demanda dos mercados consumidores.

3.1. Descrição do processo de destilação atmosférica

O petróleo, estocado em diversos tanques de armazenamento, é enviado, sob controle de vazão e por meio de bombas, para uma rede de pré-aquecimento e, em seguida, passa pelo processo de dessalgação. Na rede de pré-aquecimento, a carga de petróleo é então pré-aquecida, sucessivamente, por correntes de outras partes da refinaria, tais como fluxos de produtos e refluxos circulantes⁵ arranjados em série e em paralelo. Nesta primeira bateria de pré-aquecimento, o óleo é aquecido até a temperatura necessária à dessalgação, que se situa na faixa de 120 °C a 160 °C. O principal objetivo do processo de dessalgação é remover água, sais e sedimentos presentes no petróleo, através da coalescência das gotículas de água dispersas no óleo pela aplicação de um

⁵ Os refluxos circulantes consistem na remoção e no resfriamento de correntes líquidas retiradas em determinados estágios da coluna de destilação (Yamanishi, 2007).

campo elétrico. A remoção desses contaminantes é necessária para evitar (ou diminuir ao mínimo possível) os fenômenos de corrosão e de formação de incrustações, que são prejudiciais ao processo de refino. Substâncias com propriedades desemulsificantes podem ser adicionadas ao petróleo a fim de auxiliar na remoção de sais e sedimentos.

O óleo dessalgado é pré-aquecido em uma segunda rede de trocadores de calor, onde, novamente, trocará calor com correntes de produtos e refluxos circulantes de outras partes da planta que apresentam um nível maior de temperatura e alta vazão, ou seja, uma maior carga térmica disponível.

Quando a unidade possui uma torre de pré-fracionamento, o petróleo pré-aquecido e parcialmente vaporizado é encaminhado a essa torre para sofrer um fracionamento inicial. O produto de topo é constituído por gases leves, gás liquefeito de petróleo (GLP) e nafta leve, enquanto que os cortes mais pesados constituem o produto de fundo, chamado de petróleo pré-fracionado, que será enviado à coluna de destilação atmosférica.

Por outro lado, quando a refinaria não possui a unidade de pré-fracionamento, o petróleo, após ser pré-aquecido na rede de trocadores de calor, é encaminhado aos fornos de carga da torre atmosférica, onde é aquecido a temperaturas em torno de 340 °C a 370 °C. A temperatura máxima do petróleo na saída do forno não deve ultrapassar 380 °C, pois, acima desse valor, a taxa de craqueamento térmico aumenta, levando à formação de coque e causando danos ao equipamento e à unidade (Hanson e Martin, 2002).

A Figura 8 apresenta um processo típico de destilação atmosférica. Segundo Ji e Bagajewicz (2002a), a destilação do petróleo, quando comparada a uma destilação convencional, apresenta características específicas como: (i) grande volume de processamento; (ii) grande variação de temperatura ao longo da coluna e (iii) ausência de refeedores.

A carga de óleo entra na torre atmosférica parcialmente vaporizada (cerca de 40% a 50%), na região conhecida como zona de *flash* ou zona de expansão (área sem pratos), onde ocorre a separação entre as fases líquida e vapor, implicando em arraste de gotículas de resíduo atmosférico (RAT) pelos vapores. A parte líquida, contendo os cortes mais pesados, irá para o fundo da torre (seção de esgotamento), enquanto que a parte vaporizada subirá na torre (seção de fracionamento ou de enriquecimento).

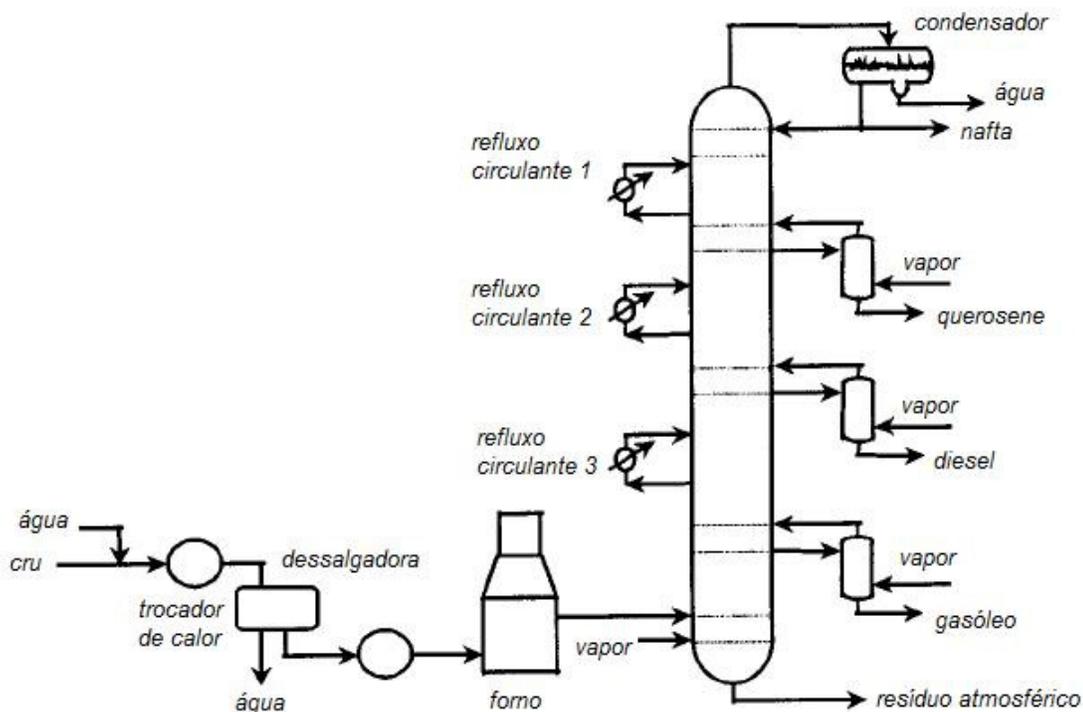


Figura 8 – Esquema de torre de destilação atmosférica encontrada em refinarias de petróleo (Ji e Bagajewicz, 2002a).

A quantidade possível de ser vaporizada é função da carga térmica dos fornos, da pressão da zona de *flash* e da temperatura de craqueamento do óleo. Para se garantir um refluxo (interno) de líquido adequado nos pratos situados entre a retirada do gasóleo atmosférico pesado e a zona de *flash*, procura-se vaporizar um pouco mais que o necessário (cerca de 2% a 5%) para a obtenção dos produtos laterais e de topo. Esse excesso é chamado de sobrevaporizado (ou *overflash*). O termo sobrevaporizado é usado para denominar a razão entre a

vazão volumétrica do líquido que desce do prato localizado imediatamente acima do ponto de alimentação da coluna e a vazão volumétrica da alimentação da coluna. O valor dessa razão geralmente é de 2% a 3% (Bagajewicz, 1998). A principal função do sobrevaporizado, de acordo com Watkins (1973), é garantir que os pratos localizados entre a zona de *flash* e a retirada do primeiro produto lateral (que é o gasóleo atmosférico pesado, na maior parte das vezes) não sequem, além de diminuir o arraste de frações pesadas para as seções superiores da coluna atmosférica.

A seção de esgotamento possui normalmente 4 ou 5 bandejas, ou recheios estruturados (menos comum), que tem como objetivo remover os componentes leves do RAT através de retificação com vapor de água superaquecido injetado no fundo da coluna. A coluna pode ser operada com refeedores, mas o uso de refeedores na coluna principal e nas demais colunas auxiliares, ao invés da injeção de vapor, é menos econômico do ponto de vista energético (Bagajewicz, 1998). A injeção de vapor de água provoca a redução da pressão parcial dos vapores dos hidrocarbonetos e, conseqüentemente, ocasiona uma maior vaporização de frações de óleo à mesma temperatura.

A seção de fracionamento, que é a maior parte da torre, apresenta, geralmente, de 30 a 46 pratos, com a retirada de nafta como produto de topo.

Operando de modo conjunto com a coluna de destilação atmosférica, têm-se as torres de retificação dos produtos laterais, contando, na maioria dos casos, com 4 a 6 estágios cada uma. O número de retiradas laterais varia de acordo com a presença (ou ausência) da torre de pré-fracionamento, podendo ser três, no caso da presença de pré-fracionamento (querosene, gasóleo atmosférico leve – denominado por diesel – e gasóleo atmosférico pesado) ou quatro, no caso da ausência da torre (nafta pesada, querosene, gasóleo atmosférico leve e gasóleo atmosférico pesado). O principal objetivo das torres de retificação é melhorar o

grau de separação entre as frações através do aumento do Gap 5-95⁶ (Watkins, 1973). Quanto maior for o valor do Gap 5-95 entre duas frações adjacentes, maior também é a separação entre elas.

Os produtos laterais são retirados da torre atmosférica em determinados pratos e são encaminhados para as respectivas colunas retificadoras. Vapor de água superaquecido é injetado no fundo dessas torres para realizar a remoção dos hidrocarbonetos mais leves, que são devolvidos à torre atmosférica, um ou dois pratos acima do prato de retirada.

De acordo como os objetivos da refinaria, as propriedades dos óleos e misturas de óleos (*blends*) e as necessidades do mercado, a gama de produtos retirados da coluna principal é definida. Esses produtos podem ser vendidos como produtos finais ou ser utilizados em outras unidades de processamento da mesma refinaria para receber novos tratamentos. Assim, a unidade de destilação atmosférica deve ter uma ampla flexibilidade operacional.

Além dos produtos, outras duas (ou três) correntes laterais são retiradas da torre atmosférica. São os chamados refluxos circulantes, que podem ser retirados tanto do mesmo prato destinado à retirada de produto de lateral como numa posição intermediária entre dois produtos laterais. Essas correntes de refluxos circulantes fornecem calor ao petróleo nas redes de trocadores de calor de pré-aquecimento e reduzem a carga térmica do condensador da corrente de topo da torre atmosférica. Depois de resfriadas, essas correntes retornam, na mesma quantidade, um ou dois pratos acima daquele do qual foram retiradas. Bagajewicz (1998) concluiu que os refluxos circulantes apresentam as seguintes vantagens:

(i) reduzem o refluxo de topo e, conseqüentemente, a vazão de vapores que sobem pela torre. Com isso, têm-se uma torre de menor diâmetro e um menor condensador de topo; e

⁶ Gap 5-95 é a diferença entre a temperatura ASTM na qual 5% do volume da fração mais pesada são vaporizados e a temperatura ASTM na qual 95% do volume da fração mais leve são vaporizados. Esta variável mostra o grau de separação entre essas duas frações (Watkins, 1973).

(ii) podem ser usados como pontos de integração energética.

Por outro lado, os refluxos circulantes apresentam como desvantagens (i) a diminuição do grau de fracionamento (redução do Gap 5-95) e (ii) o aumento do número de pratos na torre, consequência direta da redução da vazão de refluxo de topo.

3.2. Revisão da literatura

A torre de destilação atmosférica é a principal torre da unidade de refino de petróleo, sendo responsável pela recuperação da maior parte das frações de óleo. No início da exploração de petróleo, era a única torre de destilação existente. Portanto, muitos trabalhos foram dedicados a estudar o funcionamento dessa unidade.

Nelson (1969) e Watkins (1973) deram enormes contribuições aos estudos de refino de petróleo na época em que publicaram seus respectivos trabalhos. Em ambos os trabalhos, é possível encontrar recomendações de projeto para todas as unidades de uma refinaria. No que se refere à destilação atmosférica, apresentam alternativas de configuração para as torres e fazem recomendações a respeito do número de estágios entre a retirada de um produto lateral e a retirada seguinte. Grande parte das recomendações disponibilizadas nos dois trabalhos é proveniente da experiência dos autores.

Os trabalhos de Liebmann *et al.* (1995) e Liebmann *et al.* (1998) contribuíram para o desenvolvimento da área de projetos de destilação de petróleo. No primeiro estudo, uma abordagem menos detalhada é utilizada para a minimização dos custos de utilidades, considerando-se a coluna de destilação atmosférica, a rede de trocadores de calor e as interações entre ambos os sistemas. A torre atmosférica é modelada como uma sequência de colunas atmosféricas propriamente ditas. No segundo trabalho, o método de análise *pinch* é utilizado para realizar a integração energética da unidade de destilação atmosférica.

Bagajewicz (1998) estudou a influência dos parâmetros de operação de uma unidade de destilação atmosférica destinada ao refino de petróleo. Os parâmetros estudados foram: a carga térmica dos circuitos de refluxo circulante (RC), a vazão da injeção de vapor de água, a porcentagem de sobrevaporizado e o uso de refeedores. As conclusões desse importante trabalho foram: (i) os refluxos circulantes têm papel importante na integração energética da unidade, mas exercem efeitos desprezíveis nos objetivos de separação; (ii) a injeção de vapor de água no fundo da coluna tem efeitos importantes na qualidade do gasóleo atmosférico obtido; (iii) a redução da taxa de sobrevaporizado pode ser compensada pelo aumento da vazão de vapor de água; e (iv) o uso de refeedores é desaconselhável.

A partir do ano 2000, uma série de trabalhos dedicados à otimização de processos e ações de reengenharia foi publicado. Seo *et al.* (2000) propuseram a otimização de uma unidade de destilação real. As variáveis estudadas foram: a localização da alimentação, as cargas térmicas dos circuitos de refluxo circulante e as condições operacionais da rede de trocadores de calor utilizada no pré-aquecimento do petróleo. Utilizando a solução de modelos rigorosos e métodos de programação mista e não-linear, os autores minimizaram as funções-objetivo de consumo de energia, custo de operação e custo total anual. A determinação da posição ótima do prato de alimentação possibilitou uma redução de 14% no custo total anual da unidade.

Bagajewicz e Ji publicaram um trabalho composto por duas partes. No primeiro trabalho (Ji e Bagajewicz, 2001a), os autores propõem um procedimento rigoroso para o projeto de colunas de destilação atmosférica. Diferentemente de Liebmann *et al.* (1995) e Liebmann *et al.* (1998) que fizeram uso de curvas *grand composite* para estabelecer um procedimento de busca por configurações ótimas de processo, Ji e Bagajewicz (2001,a) utilizam diagramas de energia demanda-consumo. De acordo com os autores, o procedimento criado é mais vantajoso (i) por conseguir encontrar o melhor esquema operacional para uma unidade de destilação que processa vários tipos de óleo (o estudo foi conduzido para um

petróleo leve, um pesado e um *blend* intermediário); (ii) como os diagramas demanda-consumo mostram mais claramente o total de energia consumido por cada corrente de processo e por cada trocador de calor, a procura pela melhor configuração operacional é mais simples e (iii) por realizar uma abordagem rigorosa, sem assumir hipóteses simplificativas. Em Ji e Bagajewicz (2001,b), é apresentado um procedimento para o projeto da rede de trocadores de calor.

Ji e Bagajewicz (2002,a) compararam três diferentes configurações de unidades de destilação atmosférica do ponto de vista energético. Os autores concluem que unidades de destilação de petróleo com a presença de colunas de pré-fracionamento ou tambor de *flash* não são tão eficientes, do ponto de vista energético, quanto uma unidade que conta apenas com a coluna atmosférica principal, considerando-se as mesmas condições para a retirada de produtos. Em outro trabalho, Ji e Bagajewicz (2002,b) estudaram uma coluna atmosférica sob configuração *stripping-type*. De acordo com os resultados obtidos nesse trabalho, a configuração *stripping-type* não apresenta vantagens em relação à configuração tradicional, obtendo-se os mesmos rendimentos de produtos apenas se o petróleo alimentado à coluna for aquecido a temperaturas superiores àquelas que previnem a formação de coque.

Os simuladores de processos são importantes ferramentas que auxiliam no projeto e na otimização de unidades industriais. Seguindo essa linha, Stojic *et al.* (2004) simularam computacionalmente a coluna de destilação atmosférica do projeto Badger para uma refinaria em Novi Sad. O simulador de processos utilizado foi o *Aspen Plus*. Os resultados obtidos no ambiente de simulação concordaram com as informações obtidas na planta. Utilizando outro tipo de óleo e a mesma simulação, os critérios de convergência da simulação foram atendidos, mostrando que a unidade de destilação construída pode ser utilizada para processar outro tipo de óleo.

Pannocchia *et al.* (2006) mostram o projeto e o estudo de um modelo rigoroso de simulação de uma torre atmosférica controlada por um controlador

preditivo multivariável. A principal contribuição deste trabalho é apresentar um ambiente de simulação útil para refinar o ajuste de controladores e comparar diferentes algoritmos de controle preditivo. Dessa forma, o procedimento apresentado nesse trabalho pode reduzir drasticamente os custos para aplicação de controle preditivo numa unidade de destilação atmosférica.

Errico *et al.* (2009) estudaram duas configurações para economizar energia numa unidade de destilação de petróleo. Tanto a implementação de um tanque de pré-*flash* quanto a de uma coluna de pré-fracionamento reduzem o consumo de energia no forno; entretanto a primeira configuração oferece maior economia de energia. A colocação de um tanque de pré-*flash* aumenta a produção de destilados médios de petróleo, enquanto que a implementação da coluna de pré-fracionamento aumenta a produção dos destilados leves. Os autores concluem ainda que, para optar entre uma configuração ou outra, a demanda dos mercados consumidores e os preços dos produtos devem ser analisados juntamente com os preços de energia.

3.3. Conclusões

A lista de referências bibliográficas envolvendo o estudo de parâmetros operacionais da torre de destilação atmosférica para o refino de petróleo é bastante grande, mostrando que o funcionamento desta unidade é compreendido e difundido no meio acadêmico. As informações citadas neste capítulo servem para situar o leitor e mostrar uma visão geral de como o processo de refino de petróleo acontece nas refinarias, mostrando as etapas que antecedem a unidade de destilação a vácuo.

Capítulo 4. Unidade de destilação a vácuo

Esta seção destina-se à apresentação dos aspectos gerais da unidade de destilação a vácuo utilizada no refino de petróleo. Para isso, serão apresentadas a descrição do processo, as frações obtidas e, por último, uma breve revisão da literatura, destacando os principais trabalhos no estudo do processo de destilação a vácuo de petróleo.

As unidades de destilação a vácuo podem operar sob duas configurações possíveis. A primeira, denominada configuração para base de lubrificantes, destina-se à produção de lubrificantes. As especificações dos produtos lubrificantes são rigorosas, sendo necessária a utilização de colunas auxiliares, como aquelas usadas na unidade de destilação atmosférica, para atender às especificações dos produtos a serem obtidos na unidade. Dada essa necessidade de fracionamento entre os óleos, esse tipo de configuração conta, geralmente, com duas torres de vácuo.

A configuração da unidade de destilação a vácuo para base de combustíveis é a segunda configuração possível para essa unidade de refino. Tal esquema de produção visa a obtenção de gasóleos de vácuo, que, devido às demandas dos mercados consumidores, são enviados para as unidades de conversão (craqueamento catalítico, coqueamento retardado, entre outras) a fim de se obter maiores rendimentos de gasolina e óleo diesel. Esta configuração será a única estudada no presente trabalho.

O vácuo criado no interior da torre de destilação pode ser classificado em vácuo seco e vácuo úmido. Na operação a vácuo seco não há injeção de vapor de água na base da torre e as pressões no interior da torre são consideravelmente mais baixas do que aquelas encontradas na operação a vácuo úmido, para a qual há injeção de vapor de água superaquecido no fundo da seção de esgotamento. A pressão de trabalho da zona de *flash* com operação a vácuo seco situa-se entre 2,7 kPa e 5,4 kPa, enquanto que para a operação a vácuo úmido situa-se entre

13,0 kPa e 18,0 kPa. Para o topo da unidade, a operação a vácuo seco trabalha com pressões entre 0,4 kPa e 3,3 kPa, enquanto que a operação a vácuo úmido requer pressões na faixa de 8,1 kPa a 10,8 kPa.

4.1. Descrição do processo de destilação a vácuo

O resíduo atmosférico (RAT) proveniente do fundo da coluna atmosférica é bombeado para um forno, onde é pré-aquecido até a temperatura limite de craqueamento térmico (380 °C a 400 °C). Para evitar a possibilidade de coqueamento (formação de coque), vapor de água pode ser injetado nos passes do forno. O resíduo atmosférico aquecido é, então, alimentado à torre de destilação a vácuo em uma região denominada zona de expansão ou zona de *flash*.

As torres de destilação a vácuo sob configuração de produção de combustíveis são normalmente projetadas sem a preocupação de fracionamento entre os cortes retirados nesta torre. A torre, na realidade, é dividida em seções de transferência de calor entre os vapores ascendentes e os refluxos frios destes cortes, podendo ser melhor compreendida como uma sucessão de seções de esgotamento e de retificação. Estas seções são projetadas de tal forma que o líquido (refluxo interno) não escoe diretamente da seção de gasóleo de vácuo leve (GOL) para a de gasóleo de vácuo pesado (GOP) e nem da seção de GOP para a inferior, conhecida como zona de lavagem. Apesar de GOL e GOP normalmente serem misturados em outras áreas da planta (unidade de craqueamento catalítico, por exemplo), eles são removidos separadamente por uma questão de economia de energia e, também, por flexibilidade operacional – a fração mais leve (GOL, neste caso) pode ser incorporada diretamente à corrente de óleo diesel, enquanto que a fração mais pesada, GOP, é destinada às unidades de conversão.

Assim como na torre atmosférica, no fundo da torre de destilação a vácuo é injetado vapor de água superaquecido (na operação a vácuo úmido). A destilação a pressões reduzidas diminui o grau de interação entre as moléculas e, conseqüentemente, reduz a temperatura de ebulição dos componentes presentes

no resíduo atmosférico. Dessa forma, é possível a recuperação de algumas frações mais pesadas do petróleo, minimizando-se o risco de craqueamento térmico. A pressão da zona de *flash* é, tipicamente, de 18 kPa, enquanto que a pressão no topo da coluna é igual a 10 kPa. A torre pode conter de 07 a 15 estágios, sendo que as seções podem ser constituídas por pratos ou recheios estruturados, que é o caso mais comum. A Figura 9 apresenta o esquema de uma torre de destilação a vácuo.

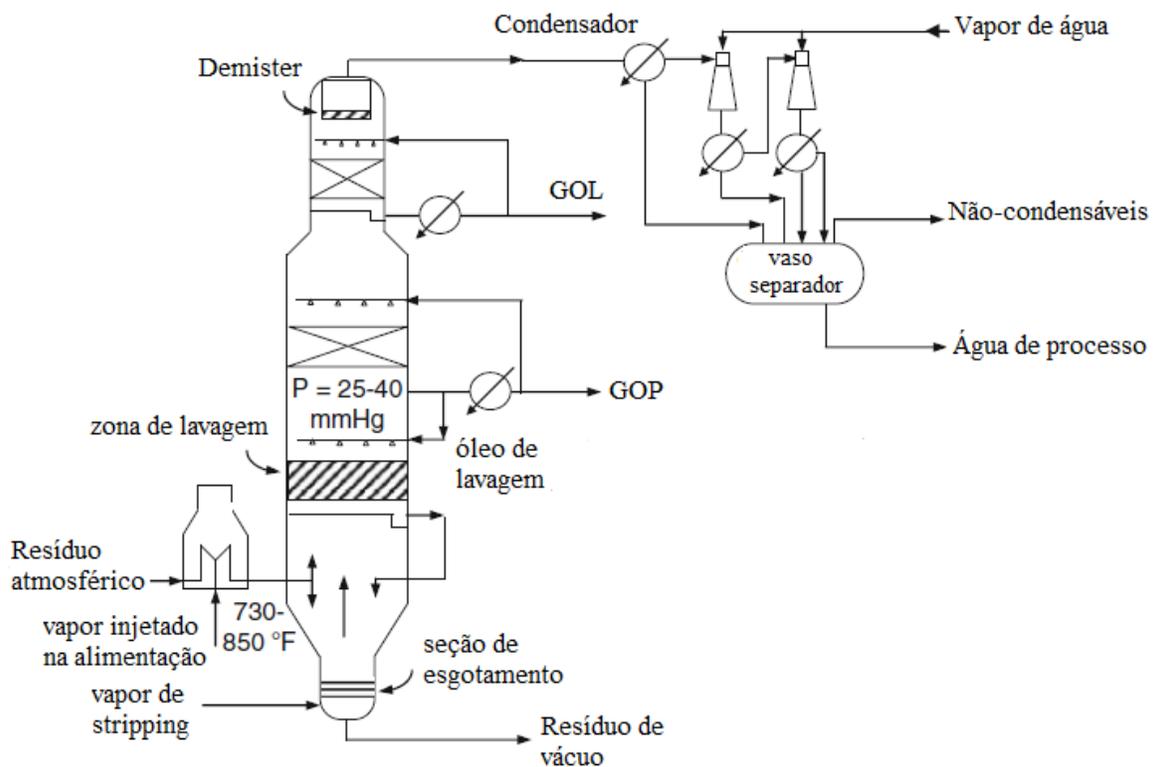


Figura 9 – Esquema de unidade de destilação a vácuo (Fahim *et al.*, 2010).

A temperatura do fundo da coluna deve ser controlada de tal forma que seja inferior à temperatura da zona de *flash* em 30 °C a 40 °C, aproximadamente. Muitas unidades de destilação a vácuo operam com temperaturas da zona de *flash* inferiores a 382 °C. Entretanto, campanhas que utilizam óleos mais pesados ou com maiores teores de metais requerem temperaturas de operação da zona de *flash* de 399 °C a 418 °C (Golden, 1998).

Uma pequena quantidade do resíduo de vácuo (RV) que é obtido como produto de fundo da torre, antes de receber resfriamento final para ser estocado ou destinado a outras unidades de processamento (desasfaltação ou unidade de cimento asfáltico, por exemplo), retorna para a base da coluna de vácuo sob controle de vazão. Essa operação é feita com a finalidade de resfriar, por contato direto, o produto de fundo da coluna. Esse processo é conhecido por *quench* e tem como principais objetivos: (i) evitar o craqueamento térmico do RV; (ii) evitar a formação de coque e (iii) reduzir a formação de vapores na linha de sucção da bomba de RV, fato que pode levar à cavitação do equipamento.

Após a vaporização da carga na torre de vácuo, os vapores que sobem pela coluna são condensados e retirados da torre como cera (*slop wax*, ou gasóleo de vácuo residual – GOR), GOP e GOL. Os vapores que sobem para a seção de GOP são lavados com GOP quente a fim de eliminar quantidades de RV arrastadas pelos vapores. A temperatura da panela⁷ da zona de lavagem é um bom indicativo da porcentagem de arraste de RV: uma menor diferença entre as temperaturas da zona de *flash* e da panela de GOR indica uma baixa vazão de sobrevaporizado ou um arraste excessivo de RV, aumentando a probabilidade de formação de coque nesta região da torre.

Golden (1998) define sobrevaporizado como sendo a quantidade de óleo vaporizado na zona de *flash* que retorna a esta zona como líquido. O sobrevaporizado diminui os riscos de formação de coque e, quanto menor é a sua porcentagem, maior é a produção de GOP. Entretanto, operar a unidade de vácuo a baixas porcentagens de sobrevaporizado é muito difícil na prática e pode levar à parada da unidade devido à formação de coque.

As seções de GOL e GOP nas unidades de destilação a vácuo para a produção de combustíveis são dois equipamentos justapostos de troca de calor por contato direto. A condensação dos vapores dos gasóleos é feita pelos ciclos

⁷ Painelas são pratos que permitem que apenas o fluxo de vapor passe, de maneira ascendente, por eles.

circulantes frios do próprio corte após fornecerem calor ao petróleo nas redes de trocadores de calor ou serem resfriados por água.

Com o objetivo de remover compostos pesados contendo metais e alto teor de resíduo de carbono que sobem com os vapores de gasóleos, uma corrente de GOP, na temperatura que sai da panela, é injetada na zona de lavagem. Essa fração da corrente de GOP que retorna para a zona de lavagem é conhecida como óleo de lavagem. A circulação de GOP para a torre (refluxo circulante) deve ser mantida numa vazão tal que permita a condensação dos vapores quentes que passam pela panela de GOP.

Por outro lado, o refluxo circulante de GOL deve ser mantido na menor temperatura prática e com vazão suficiente para permitir a condensação de vapores de GOL que chegam a essa seção. Na maioria dos casos, as correntes de GOL e GOP são misturadas e enviadas para a unidade de craqueamento catalítico, podendo ser convertidas em gasolina ou óleo diesel.

Acima da seção de GOL há uma última região que está conectada com o sistema de ejetores responsável pela geração de vácuo. Nessa região ocorre a condensação de frações de óleo residuais, denominadas por gasóleo residual de topo (GORT), cujo fluxo é desprezível em relação aos fluxos de GOL e GOP, e do vapor de água utilizado na retificação. Em geral, a temperatura de topo não deve ultrapassar 80 °C.

4.2. Revisão da literatura

Na época em que os produtos de fundo de barril, ou seja, produtos mais pesados tiveram suas demandas elevadas, graças à expansão na comercialização de lubrificantes, um dos primeiros trabalhos destinados à unidade de destilação a vácuo no refino de petróleo foi desenvolvido por Kraft (1948), citado por Maia (2007). Nesse trabalho, o autor apresenta: (i) os aspectos principais da técnica de destilação a vácuo, (ii) conceitos para o projeto de equipamentos da unidade, (iii) detalhamento dos principais equipamentos, (iv) configurações internas da torre e

(v) projeto de pratos coletores. O ponto principal de análise desse trabalho foi estudar as diferentes técnicas de injeção de vapor na seção de esgotamento da torre, visando atender às especificações dos óleos lubrificantes. Nesse sentido, o autor conclui que o limite da pressão de operação da torre de vácuo é dado pela temperatura da água disponível para efetuar o resfriamento das correntes quentes e pela maneira como o vapor de água é condensado. Acrescenta-se ainda à sua análise a conclusão de que a temperatura de operação da zona de *flash* é função das propriedades do óleo a ser processado e das especificações necessárias dos produtos.

Nelson (1969) e Watkins (1973) em seus respectivos trabalhos apresentam, com maiores detalhes do que Kraft (1948), os equipamentos que constituem uma unidade de destilação a vácuo. Sugestões para o projeto de torres de vácuo e comparações entre diferentes tipos de configuração estão presentes no trabalho de Watkins (1973). Por outro lado, Nelson (1969) afirma que os produtos da torre de vácuo não requerem um fracionamento rigoroso entre si, sendo possível a utilização de pratos de campânula ou recheios como internos de torre.

Nos últimos 20 anos, trabalhos envolvendo estudos de maximização de rendimentos de produtos, técnicas de otimização de processos e integração energética, controle de processos e ações de reengenharia foram publicados. Lieberman e Lieberman (1992) destacam que uma das principais etapas de um projeto de *revamp* é a etapa da inspeção realizada antes do re-início de operação da unidade. Nessa etapa, deve-se garantir que todos os novos equipamentos estão corretamente instalados e que os equipamentos que já existiam têm bom funcionamento nas novas condições de processo. Se a etapa de inspeção não é realizada corretamente, os benefícios que seriam obtidos pelas ações de reengenharia não são alcançados e o *revamp* falha, sendo necessário maior tempo de planta parada e gastos adicionais de capital. Na situação real exposta no trabalho de Lieberman e Lieberman (1992), as ações de *revamp* para a torre de vácuo falharam devido: (i) a problemas no prato de retirada de GOL (novo prato teve que ser projetado, assumindo um novo desenho, para comportar as novas

vazões de operação); (ii) a danos nos pratos da seção de esgotamento da torre atmosférica e (iii) a incrustações no sistema de condensação da torre de vácuo.

Golden e Sloley (1992) apresentam métodos simples de análise para solucionar problemas em torres de vácuo de petróleo usando os dados da planta. Os métodos apresentados baseiam-se na medição da queda de pressão ao longo da coluna de destilação e em balanços materiais e de energia. Os casos estudados referem-se ao pobre grau de fracionamento entre GOL e GOP, com baixo rendimento de GOL (caso 1); pobre fracionamento numa coluna sob a configuração de produção de lubrificantes (caso 2); e baixa recuperação de GOP (caso 3). Os autores afirmam ainda que as simulações computacionais devem ser usadas apenas como uma ferramenta para analisar os dados e não como ponto de partida para a solução de problemas.

Golden *et al.* (1994) destacam a importância que a caracterização dos óleos a serem processados tem sobre a definição dos aspectos operacionais das torres de vácuo. Através de estudos de caso, os autores analisam o impacto dos métodos de caracterização, principalmente o método de destilação simulada a alta temperatura (em inglês, HTSD – *High-Temperature Simulated Distillations* –, visto como uma extensão do método ASTM D2887), sobre o rendimento dos gasóleos de vácuo. Golden *et al.* (1994) concluem que a caracterização adequada da alimentação, realizada pelos métodos ASTM D2887 em conjunto com o HTSD, aliada a métodos modificados de simulação, permitem que os rendimentos de gasóleos de vácuo, a taxa de sobrevaporizado e o fluxo de óleo de lavagem sejam corretamente calculados.

Em outro trabalho, Golden (1998) apresenta aspectos importantes para o projeto de equipamentos da unidade de destilação a vácuo, dedicando atenção especial ao forno, à linha de transferência (tubulação que conecta o forno à entrada da torre de vácuo) e aos internos da torre. Num cenário em que cada vez mais os rendimentos de gasóleos de vácuo devem ser maiores, o autor apresenta os aspectos que afetam a recuperação de gasóleos, assim como os fatores que impactam no desempenho dos equipamentos, apresentando recomendações para

a redução da formação de coque nos tubos do forno, na linha de transferência e nos internos da torre. Uma vez que o fenômeno de coqueamento é reduzido, as unidades de vácuo podem operar por 4 ou 5 anos antes de efetuar uma parada da unidade para ações de manutenção.

Sloley e Fraser (2000) iniciam o trabalho afirmando que ações de *revamp* em unidades são mais complexas do que a construção de novas unidades. O foco do trabalho é o estudo de caso de um procedimento de remoção de gargalos de processo (*debottlenecking*) numa unidade de destilação a vácuo combinando diferentes modelos de simulação com os dados testados na planta real. As principais limitações da unidade original são a temperatura de saída do forno e a quantidade máxima de calor que pode ser removida nos circuitos de refluxo circulante de GOL e GOP. Após diversas modificações, as ações que possibilitaram efeitos mais significativos foram: (i) a adição de um novo circuito de refluxo circulante, entre as retiradas de GOL e GOP; (ii) redução da pressão de operação da torre; (iii) otimização da taxa de vapor de *stripping* e (iv) substituição dos pratos da seção de esgotamento. Outro ponto interessante a se destacar é o uso de um vaso *flash*, operando a vácuo, imediatamente antes do forno. A corrente de vapor obtida é alimentada diretamente na zona de lavagem.

Martin (2002) destaca a importância de se conhecer a modelagem do processo e o desenho de equipamentos para a realização de *revamp* de unidades de vácuo. Além desses fatores, destaca também a importância de se conhecer o desempenho dos equipamentos presentes na unidade, pois esse fator é crucial para permitir a elevação dos rendimentos e das qualidades dos gasóleos de vácuo obtidos, com o mínimo possível de paradas não-programadas da unidade. Para auxiliar nas ações de reengenharia, o autor apresenta um relato das variáveis críticas do processo e aspectos de integração de projetos de equipamentos.

Ji e Bagajewicz (2002,c) analisam os gastos energéticos para as unidades de destilação no refino de petróleo. Para isso, utilizam dois óleos, um leve e outro pesado, e três configurações diferentes para a torre de destilação atmosférica (convencional, com pré-*flash* e tipo *stripping*). Para a torre de vácuo, uma única

configuração é estudada: 7 pratos, com dois refluxos circulantes (um na seção de retirada de GOL e outro na de GOP) e temperatura na zona de *flash* igual a 382 °C. Os autores concluem que, para o petróleo leve, o *design* com pré-*flash* tem o menor consumo de energia, mas a diferença para a configuração convencional é pequena. Por outro lado, para o petróleo pesado, não há vantagem alguma das outras configurações sobre a configuração convencional.

Estudos envolvendo o desempenho de diferentes tipos de internos de torre são encontrados nos trabalhos de Ratovskii *et al.* (2004), Lebedev *et al.* (2004) e Bilyk *et al.* (2005). Ratovskii *et al.* (2004) apresentam os resultados alcançados após o *revamp* de uma torre de vácuo. No *revamp* em questão, um tipo de recheio estruturado é substituído pelos recheios estruturados VAKUPAK, instalados na seção de refluxo circulante superior, e KEDR, instalado na seção de retificação. Os autores concluem que, baseado na comparação de rendimentos dos produtos obtidos antes e após a ação de *revamp*, os recheios estruturados VAKUPAK e KEDR oferecem eficiência semelhante àquela alcançada com o uso de outros recheios. Lebedev *et al.* (2004) realizam um estudo comparativo entre torres de destilação a vácuo para a produção de combustíveis e para a produção de óleos lubrificantes, comparando o recheio estruturado VAKUPAK com demais tipos de recheios. Os autores concluem que o recheio estruturado VAKUPAK, para ambas as configurações de produção, é mais eficiente e confiável que os demais tipos de recheios estruturados estudados. Bilyk *et al.* (2005) mostram os resultados de *revamp* em uma unidade de destilação a vácuo para a produção de destilados parafínicos de alta qualidade e resíduo de vácuo. Na nova coluna, seções de recheios estruturados VAKUPAK e KEDR estão presentes. Os resultados obtidos permitem os autores concluir que os recheios estruturados possibilitam uma operação estável e eficiente da unidade, com pequena queda de pressão ao longo da torre de vácuo.

Zeidan (2005) explora a aplicação de técnicas de simulação para propor ações de *revamp* numa torre de vácuo real, visando aumentar a recuperação de óleos lubrificantes. O autor apresenta as especificações típicas para os produtos

produzidos na torre de vácuo e as principais questões a serem resolvidas pela simulação, chamando a atenção para os diferentes métodos de conversão disponíveis de dados obtidos pelo método ASTM D2887 para PEV. Zeidan (2005) utiliza o método API 1994 para realizar as conversões e introduz um reciclo de parte da corrente de GOL para a seção de GOP, a fim de se atingir as especificações de qualidade requeridas.

Zeidan (2006) apresenta os aspectos práticos a serem considerados no *revamp* de unidades de destilação a vácuo destinadas ao refino de petróleo. Os pratos das seções de lavagem, de retirada de GOP e de GOL são substituídos por recheios estruturados. O autor conclui que a temperatura e a pressão de operação da zona de *flash* são os fatores principais para se obter a máxima recuperação de gasóleos de vácuo. Além disso, é apresentado um procedimento para a realização de integração energética da unidade.

Os trabalhos de Yahyaabadi (2007) e Yahyaabadi (2009) mostram diferentes tipos possíveis de configuração para a operação de torres de vácuo. Em Yahyaabadi (2007), o rendimento de gasóleos de vácuo é comparado para diferentes configurações da torre de vácuo. Por outro lado, Yahyaabadi (2009) informa que o *entrainment* da zona de *flash* para a região central da zona de lavagem corresponde às atuais experiências nas unidades de destilação a vácuo em muitas refinarias. De acordo com o seu estudo, o *entrainment* na zona de *flash* não é totalmente indesejável, visto que se tem uma situação de não-equilíbrio na linha de transferência (as fases vapor e líquida não trocam calor e massa suficientes). Assim sendo, a ação de *de-entrainment* da zona de lavagem proporciona uma nova oportunidade para uma maior troca de calor e massa entre as fases provenientes da linha de transferência, aproximando-se da condição de equilíbrio. Entretanto, o *entrainment* pode entupir os dispositivos da zona de lavagem devido às partículas de coque geradas por craqueamento térmico. Portanto, é interessante investir no desenvolvimento de geometrias e condições operacionais que permitam que o equilíbrio seja atingido na linha de transferência, eliminando a ocorrência de *entrainment*, ou inserir mecanismos na zona de *flash*

que minimizem esse arraste tanto quanto possível. O autor conclui o trabalho afirmando que, quando se executa simulações computacionais de unidades de vácuo para refino de petróleo, algumas não-idealidades devem ser consideradas, fazendo com que os modelos desenvolvidos sejam mais consistentes com a realidade operacional da torre.

Maia (2007) em seu trabalho realizou simulações computacionais para as unidades de destilação atmosférica e a vácuo, acopladas num mesmo ambiente de simulação. Para isso, usou um óleo leve, um óleo pesado e *blends* intermediários compostos dos dois óleos a diferentes porcentagens. Usando o simulador de processos *Aspen Plus*, o autor mostrou que os métodos para corte do petróleo (opções de corte automático e corte definido pelo usuário) para a geração de pseudocomponentes, quando da caracterização do petróleo, fornecem resultados semelhantes. Na simulação da unidade de destilação atmosférica, Maia verificou que a configuração com ciclos circulantes não ocasiona melhoras significativas no rendimento dos produtos; entretanto, altera os perfis de temperatura ao longo da unidade, reduzindo a temperatura, principalmente, nas seções de retirada de produtos leves e intermediários. Para a implementação da unidade de destilação a vácuo, o autor optou por dividir a torre em 3 colunas de destilação, para representar o comportamento da unidade de modo mais real. A Figura 10 apresenta o modelo de representação desenvolvido pelo autor. Na torre CDV-1, que conta com 9 estágios, encontram-se representadas as seções de esgotamento, de *flash* e de lavagem; na torre CDV-2, com 4 estágios, tem-se a representação da seção de retirada de gasóleo de vácuo pesado (HVGO, na Figura 10); na torre CDV-3, também com 4 estágios, a seção de retirada de gasóleo de vácuo leve (LVGO, na Figura 10) é representada. Em seu trabalho, Maia usou um total de 17 estágios. Através de análises de sensibilidade, o autor constatou que o fluxo de vapor de *stripping* exerce uma influência mais significativa sobre o fluxo dos produtos obtidos do que outras variáveis do processo. Além disso, foi possível avaliar também que o tipo de petróleo empregado tem grande importância na resposta do sistema.

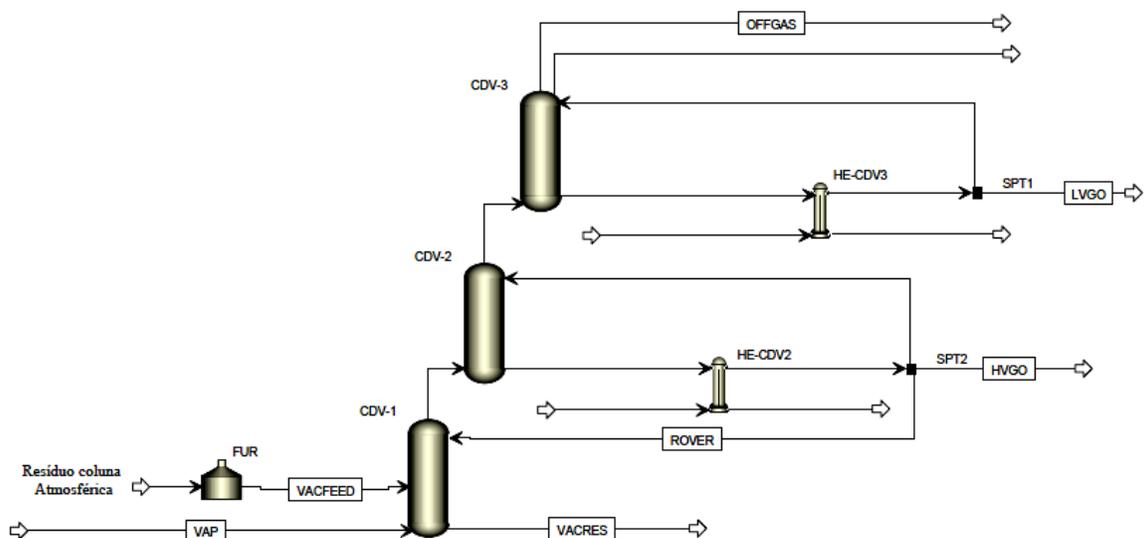


Figura 10 – Modelo de representação da coluna de destilação a vácuo desenvolvido por Maia (2007).

4.3. Conclusões

Pela revisão de literatura realizada, pode-se concluir que há poucos trabalhos disponíveis na literatura aberta que se propuseram a analisar os parâmetros de operação da torre de vácuo para o refino de petróleo. Além disso, a maioria desses poucos trabalhos, com exceção do trabalho de Maia (2007), apresenta resultados obtidos usando os modelos convencionais disponíveis nos simuladores de processos, não levando em consideração a descontinuidade do refluxo de líquido interno de uma seção para outra da torre de vácuo. Dessa forma, este trabalho contribui com a análise de todas as seções da torre de vácuo, avaliando todas as variáveis operacionais do processo e introduzindo nos modelos computacionais aspectos reais da operação.

Capítulo 5. Modelos computacionais desenvolvidos para a torre de destilação a vácuo

Esta seção destina-se à descrição dos modelos computacionais criados, utilizando o simulador de processos *Aspen Plus* versão 22.0, para a representação da torre de destilação a vácuo – configuração para produção de combustíveis – no refino de petróleo. Foram desenvolvidos quatro modelos distintos, com diferentes graus de complexidade (do mais simples e ideal ao mais complexo e real), denominados genericamente de Modelo 1 (mais simples), Modelo 2, Modelo 3 e Modelo 4 (mais robusto).

Na primeira parte da presente seção são expostos comentários e considerações referentes à unidade de destilação a vácuo. Em seguida, são apresentadas as particularidades de cada modelo computacional considerado neste trabalho. Ao final da seção, apresenta-se o procedimento geral (independentemente do modelo utilizado) para a implementação da unidade de destilação a vácuo no ambiente de simulação e as configurações dos modelos para a situação de convergência inicial e definição do caso base de estudo.

5.1. Introdução

Os modelos de coluna de destilação a vácuo de petróleo disponíveis nos atuais simuladores de processos consideram que há um fluxo de líquido descendente contínuo ao longo de toda a torre, o que, de fato, não corresponde à realidade operacional. A Figura 11 apresenta a configuração tradicional simplificada. As torres de vácuo são equipadas com pratos coletores que permitem a retirada total da corrente líquida: uma parte desta corrente é desviada para compor o circuito de refluxo circulante; outra parte constitui-se da corrente de produto propriamente dita e uma última parte pode ser destinada para compor o refluxo líquido de outra seção da coluna (como acontece com uma parte da corrente de GOP que é desviada para a zona de lavagem).

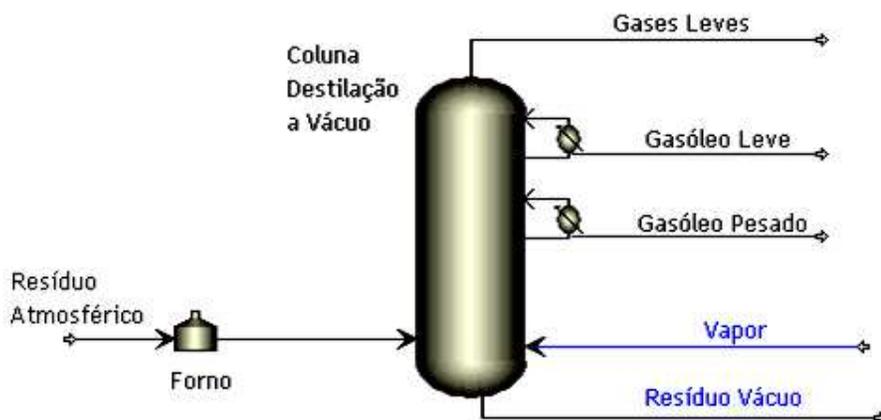


Figura 11 – Configuração tradicional simplificada da unidade de destilação de vácuo no simulador *Aspen Plus*.

Analisando-se a Figura 11, é possível dizer que a coluna de destilação a vácuo equivale a seções de esgotamento e de retificação sobrepostas. No ponto onde a carga de RAT pré-aquecida no forno e, portanto, parcialmente vaporizada, é introduzida na torre – região esta conhecida como zona de *flash* –, ocorre uma divisão entre as fases líquida e vapor, como mostra a Figura 12.

De acordo com a Figura 12, abaixo da zona de *flash* tem-se uma seção de esgotamento na qual a fase líquida, ou seja, a fração não vaporizada do RAT (frações mais pesadas) é colocada em contato direto com vapor de água superaquecido (vapor de *stripping*), injetado no fundo da torre. Dessa forma, o vapor de água retira as frações mais leves do líquido descendente. A fase líquida esgotada é retirada pelo fundo da coluna para constituir a corrente de resíduo de vácuo (RV).

Seguindo com a análise da Figura 12, a fração vaporizada de RAT e o vapor de água de retificação ascendem na zona de *flash* até atingir a zona de lavagem. Na zona de *flash*, os vapores entram em contato com uma corrente líquida, o sobrevaporizado, cuja principal função é diminuir o arraste (*entrainment*) de gotículas de frações pesadas para a zona de lavagem. Os vapores continuam a subir na torre através da zona de lavagem, enquanto trocam calor e massa com as

correntes líquidas de óleo de lavagem, proveniente da seção de retirada de GOP, e de refluxo quente, conhecida como *hot reflux*.

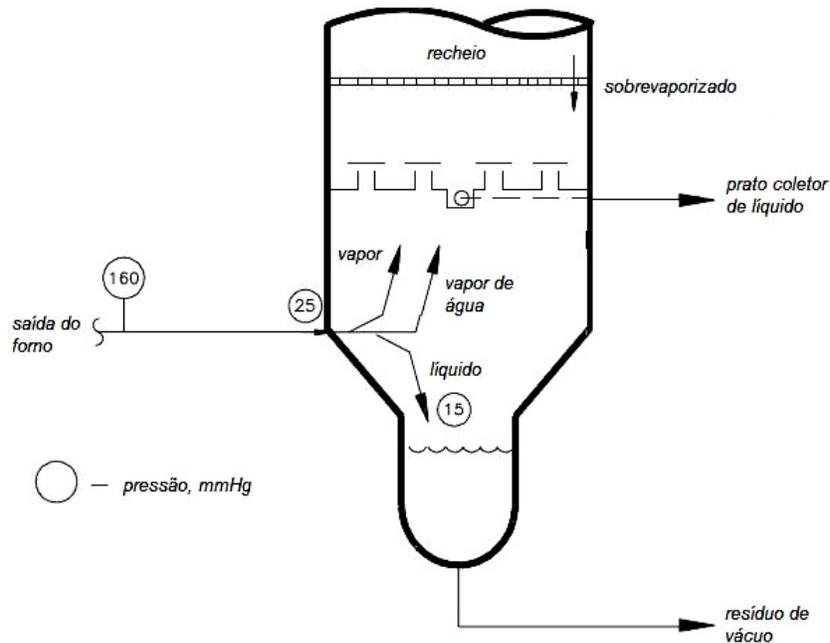


Figura 12 – Desenho esquemático da zona de *flash* de uma torre de destilação a vácuo (Golden *et al.*, 1994).

O líquido que “lava” os vapores presentes na zona de lavagem é totalmente retirado da torre através de um prato coletor de líquido. Essa corrente lateral é constituída pelo sobrevaporizado e pelo *hot reflux*. Uma fração dessa corrente pode ser retirada para constituir um produto lateral, o gasóleo de vácuo residual (GOR) ou *slop wax*.

Acima da zona de lavagem está localizada a seção de retirada de GOP. Os vapores que sobem nesta seção, provenientes da zona de lavagem, entram em contato com uma corrente líquida descendente, oriunda do circuito de refluxo circulante de GOP. A seção de GOP, assim como a zona de lavagem, é limitada por um prato coletor de líquido que é responsável pela retirada total da corrente líquida.

Uma última região está localizada acima da seção de GOP. É a seção destinada à retirada de GOL. Esta região se comunica com o sistema de ejetores responsável por gerar vácuo em toda a unidade de destilação. Os vapores provenientes da seção de GOP são colocados em contato com a corrente líquida do circuito de refluxo circulante de GOL. Analogamente ao que ocorre na seção de GOP, a seção de GOL é separada da região de GOP por um prato coletor de líquido, originando a corrente de produto lateral GOL. No topo desta seção, tem-se o sistema de geração de vácuo e um tanque trifásico, responsável pela separação de vapor de água condensado, dos gases não-condensáveis e do GORT, que tem fluxo desprezível quando comparado com os fluxos de GOL e GOP. No presente estudo, as correntes de vapor de água condensado, de gases não-condensáveis e de GORT são consideradas como uma só corrente, denominada por *offgas* e constituída, predominantemente, pelo vapor de água de retificação injetado no fundo da torre.

De acordo com o exposto até o momento, optou-se por desmembrar a unidade de destilação a vácuo em 04 torres distintas, denominadas por seções ou zonas. Apesar de cada modelo computacional desenvolvido apresentar uma particularidade, de maneira geral, as seções foram implementadas no ambiente de simulação de forma sequencial e organizadas da seguinte forma:

- (a) 1ª seção: seção de esgotamento da corrente de líquido proveniente da zona de *flash* através da injeção de vapor de *stripping* no fundo da torre. Esta seção é composta por 5 pratos e, do fundo da torre, é retirada a corrente de RV.
- (b) 2ª seção: zona de lavagem, constituída por dois estágios, circuito de *hot reflux* e retirada lateral de GOR.
- (c) 3ª seção: seção de retirada de GOP, constituída por três pratos, circuito de refluxo circulante e geração da corrente de óleo de lavagem.

(d) 4ª seção: seção de retirada de GOL, constituída por três pratos, circuito de refluxo circulante, além da retirada, pelo topo da torre, da corrente de *offgas*.

A Figura 13 apresenta a configuração básica da unidade de destilação a vácuo implementada no ambiente de simulação *Aspen Plus*. Diferentemente do esquema de representação desenvolvido por Maia (2007), nos modelos desenvolvidos neste trabalho, o número total de estágios da torre de vácuo é igual a 14, respeitando o intervalo usual de números de pratos encontrados nas torres reais (de 9 a 15 estágios).

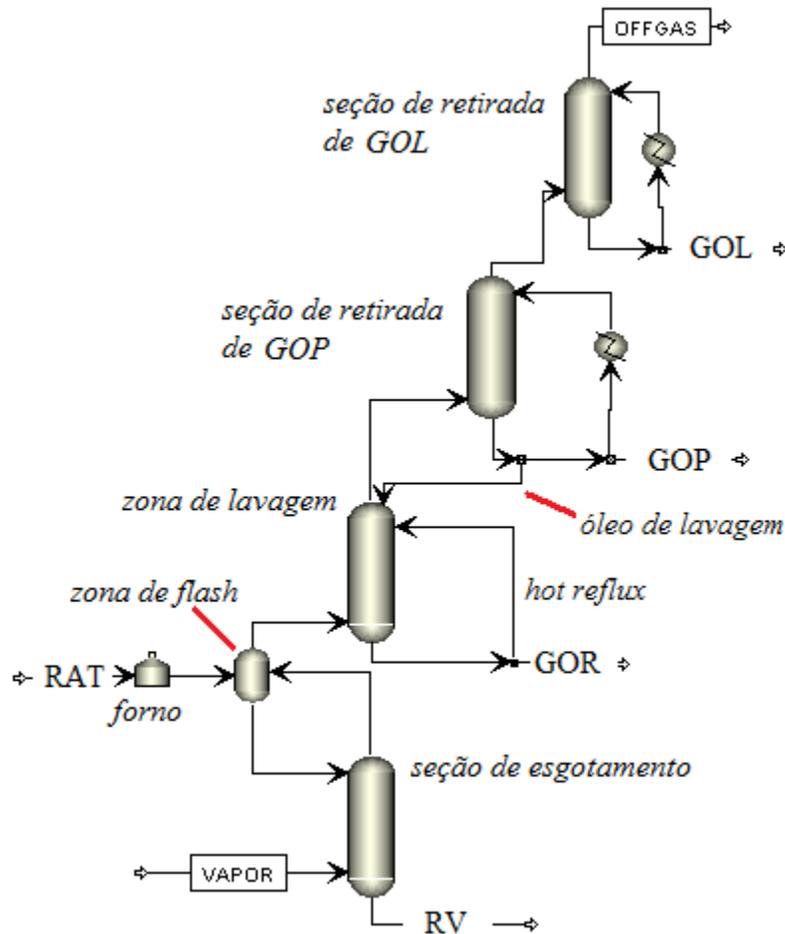


Figura 13 – Unidade de destilação a vácuo representada por quatro torres distintas no ambiente de simulação *Aspen Plus*.

5.2. Descrição dos modelos computacionais desenvolvidos

5.2.1. Modelo 1

No Modelo 1, a zona de *flash* foi simulada como um tanque *flash* adiabático, cuja pressão de operação é igual a 18 kPa. Para este primeiro modelo computacional, não foram considerados a queda de pressão na linha de transferência e, tampouco, o arraste de gotas de frações pesadas (fenômeno conhecido como *entrainment*) para a zona de lavagem. As porcentagens de sobrevaporizado e de óleo de lavagem são definidas pelos valores das válvulas *splitter* (SPT) que definem a vazão de recirculação da zona de lavagem para a zona de *flash* (SPT_{sv}) e da zona de retirada de GOP para a zona de lavagem (SPT_{oil}), respectivamente. O fluxograma do Modelo 1 é apresentado na Figura 14.

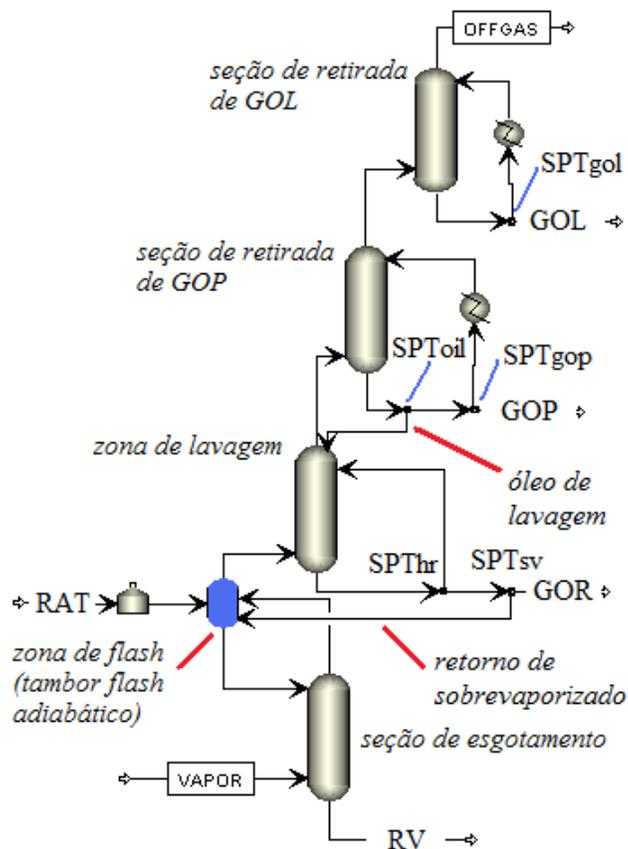


Figura 14 – Fluxograma para Modelo 1 da torre de destilação a vácuo – zona de *flash* representada por tambor *flash* adiabático.

5.2.2. Modelo 2

O Modelo 2 acrescenta ao Modelo 1 a ocorrência do fenômeno de *entrainment*. Como na zona de *flash* a separação entre as correntes de líquido e de vapor não tem eficiência igual a 100%, frações líquidas são arrastadas para a zona de lavagem. Essa corrente líquida arrastada contém hidrocarbonetos mais pesados, aumentando o fluxo de GOR, um produto, geralmente, indesejável (Mosca *et al.*, 2011). Yahyaabadi (2009) apresenta em seu trabalho que a redução de pressão na zona de *flash* e a conseqüente separação de fases líquida e vapor arrasta pequenas gotas de frações pesadas para a região central da zona de lavagem. Esse fenômeno é considerado no Modelo 2 através da inserção de uma válvula *splitter* (SPT_{ent}), que direciona uma pequena fração da corrente líquida proveniente da zona de *flash* para a região central da zona de lavagem. A Figura 15 apresenta o fluxograma para o Modelo 2.

5.2.3. Modelo 3

O Modelo 3 considera a queda de pressão existente na linha de transferência. Essa queda de pressão é responsável pela separação das fases líquida e vapor da carga de RAT. Assim sendo, opta-se por simular a linha de transferência como um tanque *flash* adiabático, assumindo uma queda de pressão de 3 psi (Golden *et al.*, 1994). A fase vapor é direcionada para a zona de *flash*. A fase líquida, por outro lado, tem uma fração desviada para constituir o *entrainment* e o restante segue diretamente para a seção de esgotamento (seção de *stripping*). O fluxograma para o Modelo 3 proposto é mostrado na Figura 16.

5.2.4. Modelo 4

A diferença do Modelo 4 para os modelos anteriores é a simulação da zona de *flash* como um estágio real numa torre de destilação ao invés de considerá-la como um tanque *flash* adiabático. Sendo assim, a torre de destilação utilizada para simular a seção de esgotamento passa a contar com 6 estágios, sendo que o primeiro estágio, localizado no topo da coluna, representa a zona de *flash*. Outra

alteração do modelo diz respeito à fase vapor proveniente da linha de transferência. Diferentemente dos modelos anteriores, a fase vapor é alimentada, diretamente, no fundo da zona de lavagem. A fase líquida, por sua vez, tem uma pequena fração desviada para compor a corrente de *entrainment* e o restante é encaminhado para a zona de *flash*. O fluxograma obtido para o Modelo 4 é apresentado na Figura 17.

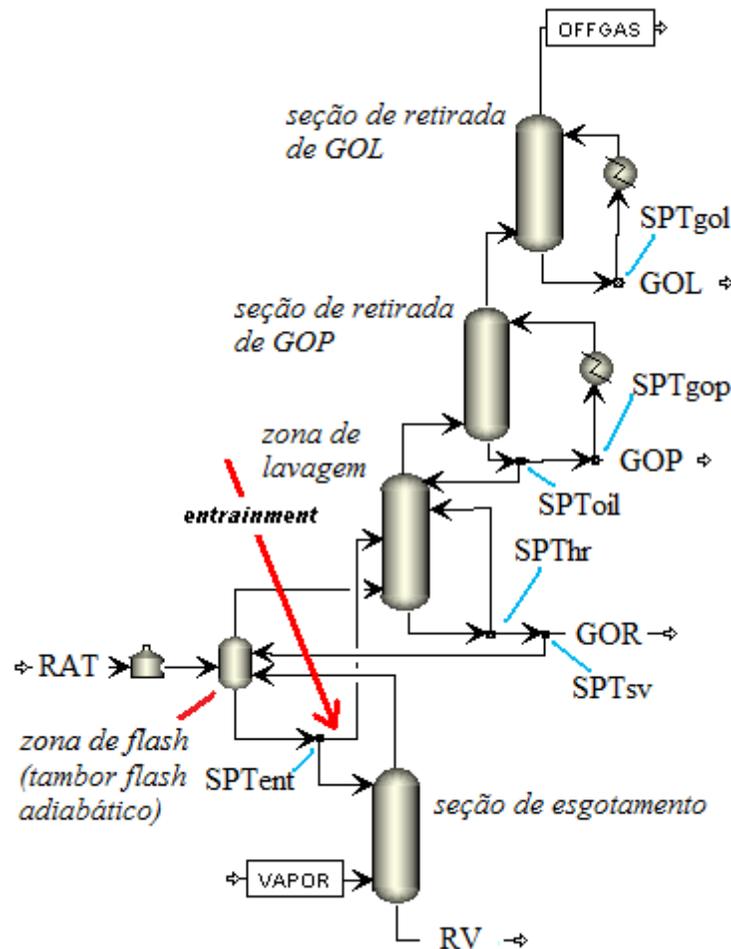


Figura 15 – Fluxograma para Modelo 2 da torre de destilação a vácuo – representação do fenômeno de arraste de líquido para a zona de lavagem.

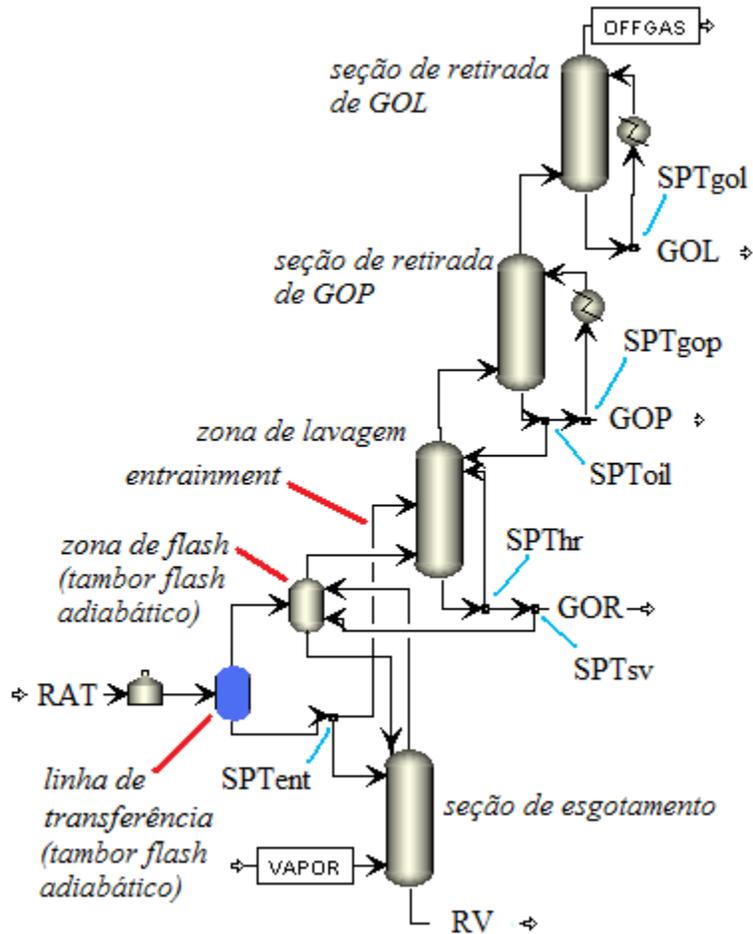


Figura 16 – Fluxograma para Modelo 3 da torre de destilação a vácuo – representação da separação de fases na linha de transferência.

5.3. Implementação dos modelos computacionais no simulador e definição da situação inicial de estudo

O objetivo desta seção é apresentar o procedimento utilizado para a implementação dos modelos criados para a unidade de destilação a vácuo no simulador de processos *Aspen Plus*. Para cumprir tal objetivo, o Modelo 3 será utilizado como exemplo. O modelo termodinâmico utilizado para a representação das propriedades do sistema é o BK-10 (*Braun K-10 K-value model*), por ser adequado tanto para a destilação a vácuo como para a unidade de destilação atmosférica (Errico *et al.*, 2009). De acordo com o manual *Aspen Physical*

Property System (Aspen Technology, 2001) o método BK-10 é geralmente usado para sistemas que trabalhem sob vácuo e com pressões baixas (até 10 atm).

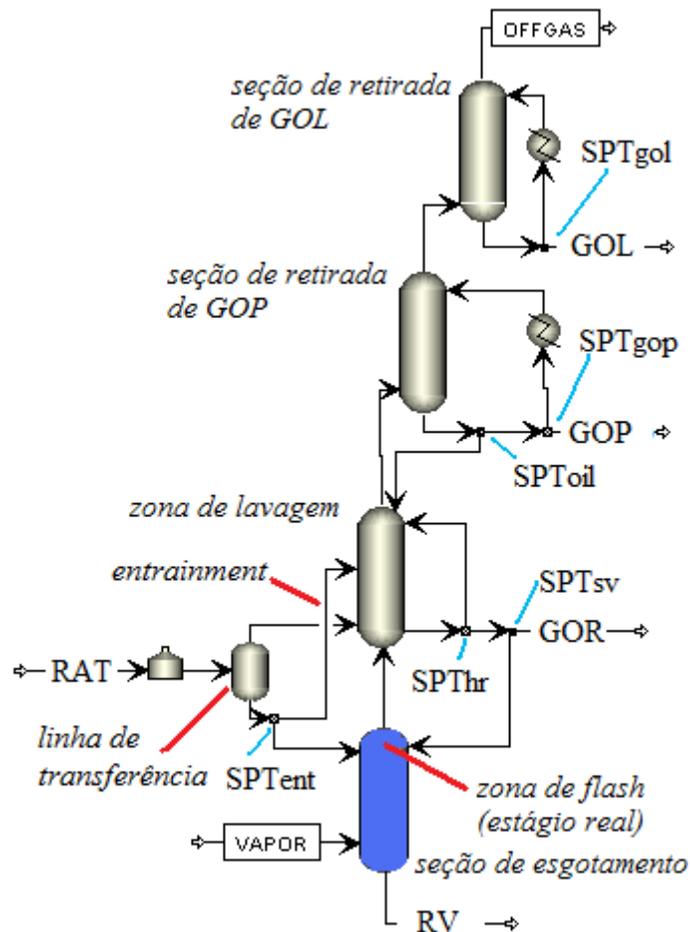


Figura 17 – Fluxograma para Modelo 4 da torre de destilação a vácuo – representação da zona de *flash* como um estágio real da seção de esgotamento.

Outros modelos termodinâmicos disponíveis no simulador *Aspen Plus* para a representação de processos envolvendo petróleo são CHAO-SEA (*Chao-Seader liquid fugacity, Scatchard-Hildebrand activity coefficient*) e GRAYSON (*Grayson-Streed liquid fugacity, Scatchard-Hildebrand activity coefficient*), ambos apropriados para operações a pressões mais elevadas. O método de propriedades BK-10 usa as correlações desenvolvidas por Braun para calcular os valores dos coeficientes de partição K-10 para a fase líquida. As correlações foram desenvolvidas a partir de tabelas com valores de K-10 para componentes reais e

frações de óleo. Os componentes reais incluem 70 hidrocarbonetos e gases leves, enquanto que as frações de óleo representam a faixa de temperaturas de ebulição de 177 °C a 427 °C. Para expandir a faixa de temperaturas e tornar possível a representação de frações pesadas de petróleo, outros métodos de cálculo de propriedades foram desenvolvidos e incorporados ao método BK-10.

A implementação das seções constituintes da torre de vácuo no ambiente de simulação é feita de modo sequencial, iniciando-se pela zona de *flash* e pelos pratos da seção de esgotamento até a seção de retirada de GOL, situada no topo da unidade. Buscou-se, inicialmente, atingir a convergência do sistema, partindo de modelos mais simplificados e com um maior número de graus de liberdade (num primeiro momento, as colunas de destilação eram simuladas com a presença de um condensador parcial no topo de cada seção, possibilitando fazer uma estimativa da quantidade de produto a ser retirada em cada seção; a retirada do condensador parcial não permite nenhuma especificação de variáveis operacionais). Tendo atingido o critério de convergência de uma dada seção, o condensador parcial é retirado e uma nova simulação é executada até a convergência do sistema ser alcançada novamente.

A corrente de alimentação de RAT, proveniente do fundo da coluna de destilação atmosférica, possui vazão de 500 m³/h, pressão igual a 235 kPa e temperatura de 350 °C. Essa corrente líquida é aquecida em um forno, operando a 235 kPa e 400 °C, objetivando a vaporização parcial da carga de RAT. A corrente de saída do forno é transmitida para a zona de *flash* da torre de vácuo através da linha de transferência. Para o Modelo 3 em questão, a linha de transferência é considerada como um tanque *flash* adiabático, promovendo uma queda de pressão de 3 psi (20,7 kPa). Como resultado dessa queda de pressão, ocorre a separação de fases: a fase vapor segue para a zona de *flash*, enquanto que a fase líquida, na sua grande maioria, segue diretamente para a seção de *stripping* (zona de esgotamento). A zona de *flash* é modelada como um tanque *flash* adiabático operando a 18 kPa. A corrente de vapor proveniente da zona de *flash* seguirá para

a zona de lavagem, enquanto que a corrente de líquido retorna para a seção de *stripping*.

A zona de esgotamento, modelada como uma coluna composta por 5 pratos, com queda de pressão de 1 kPa por prato, recebe, no topo, as correntes líquidas provenientes da zona de *flash* e da linha de transferência. Como a coluna de destilação considerada para essa seção recebe alimentação no topo, desde o primeiro momento, a simulação pode ser executada sem a presença de um condensador de topo. No fundo desta seção é admitido vapor de retificação (vapor de água superaquecido a 400 °C e 205 kPa) a 3600 kg/h e retira-se a corrente líquida de RV que, posteriormente, será resfriada a 177 °C (Ji e Bagajewicz, 2002c). A corrente de vapor proveniente do topo desta seção é conduzida à zona de *flash*.

Uma pequena fração da corrente líquida proveniente da linha de transferência é arrastada pelos vapores diretamente para a zona de lavagem (ocorrência de *entrainment*). No ambiente de simulação essa situação é representada por uma válvula *splitter* (SPT_{ent}), desviando 5% da corrente líquida para a zona de lavagem.

A zona de lavagem, representada por uma coluna com dois estágios (queda de pressão de 2 kPa por estágio), recebe, na base, os vapores provenientes da zona de *flash* e, na região central, o *entrainment* de líquido. Inicialmente, o refluxo interno de líquido é obtido através de um condensador parcial presente no topo da torre. Após a simulação convergir, uma fração (80%) da corrente de fundo da zona de lavagem é desviada, por meio de uma válvula *splitter* (SPT_{hr}), para constituir a corrente de *hot reflux* (refluxo externo de líquido quente). Dos 20% restantes, 10% são desviados, através de outra válvula *splitter* (SPT_{sv}), para compor a corrente de sobrevaporizado, que retorna para a zona de *flash*. O restante é o produto obtido da zona de lavagem, uma espécie de cera (GOR), que será resfriada a 150 °C.

Os vapores que deixam a zona de lavagem atingem a seção de retirada de GOP, considerada como uma torre de vácuo composta por três pratos com uma

queda de pressão de 1,5 kPa por estágio. Inicialmente, essa torre de vácuo conta com um condensador parcial de topo para gerar o refluxo interno de líquido na seção. Do fundo da seção retira-se a corrente de GOP. Através de uma válvula (SPT_{oil}), 20% dessa corrente retorna para o topo da zona de lavagem. Essa corrente recebe o nome de óleo de lavagem.

Da corrente restante de GOP, outra parte (80%) é desviada para constituir o circuito de refluxo circulante da seção de retirada de GOP. Essa corrente é resfriada a 180 °C e retorna ao topo da seção. Os outros 20% restantes são resfriados a 82 °C (Ji e Bagajewicz, 2002c) para dar origem ao produto GOP.

Quando a corrente de *hot reflux* e de óleo de lavagem são conectadas no topo da zona de lavagem, o condensador parcial daquela seção pode ser retirado e uma nova simulação é executada. Após uma nova situação de convergência ser atingida, a corrente de refluxo circulante de GOP é conectada ao topo da seção de GOP e, portanto, o condensador parcial é retirado.

A seção de retirada de GOL recebe a corrente de vapor proveniente do topo da seção de retirada de GOP. A última seção da torre de vácuo é representada por uma torre composta de três estágios, com uma queda de pressão de 1,5 kPa por estágio (pressão no topo de 10 kPa). Como realizado na seção de GOP, inicialmente, a coluna é simulada com a presença de um condensador parcial no topo. A corrente de saída no fundo da seção tem 80% da sua vazão mássica desviada para compor o circuito de refluxo circulante de GOL. Essa corrente é resfriada a 75 °C antes de retornar ao topo da unidade. A outra fração da corrente (os 20% restantes) é resfriada a 60 °C, resultando na corrente de produto GOL (Ji e Bagajewicz, 2002c). Após a conexão da corrente de refluxo circulante no topo da seção, o condensador parcial é retirado e uma nova simulação é executada. O fluxograma completo da unidade de destilação a vácuo para o Modelo 3 é apresentado na Figura 16.

Ao se atingir a convergência para o modelo completo da unidade de vácuo, tem-se definido, para cada um dos RATs estudados, a situação inicial de estudo a

ser utilizado nas análises de sensibilidade e nos procedimentos de identificação do ponto operacional para a obtenção da máxima recuperação de gasóleos de vácuo. Na Tabela 3 apresentam-se as especificações necessárias para a definição da situação inicial de estudo para cada um dos modelos computacionais criados.

Tabela 3. Especificações dos modelos computacionais para a definição das situações iniciais de estudo.

	Modelos computacionais para torre de vácuo	
	Modelo 1	Modelos 2, 3 e 4
Vazão de RAT (m ³ /h)	500	500
Vazão de vapor de água (kg/h)	3600	3600
Temperatura do forno (°C)	400	400
P zona de <i>flash</i> (kPa)	18	18
P topo seção de GOL (kPa)	10	10
Nº de pratos na seção de esgotamento	4	4
Nº de pratos na zona de lavagem	2	2
Nº de pratos na seção de GOP	3	3
Nº de pratos na seção de GOL	3	3
Temperatura RC de GOP (°C)	180	180
Temperatura RC de GOL (°C)	75	75
Posição relativa SPT _{ent}	Ausente	0,05
Posição relativa SPT _{hr}	0,80	0,80
Posição relativa SPT _{sv}	0,10	0,10
Posição relativa SPT _{oil}	0,20	0,20
Posição relativa SPT _{gop}	0,80	0,80
Posição relativa SPT _{gol}	0,80	0,80
Temperatura RV (°C)	177	177
Temperatura GOR (°C)	150	150
Temperatura GOP (°C)	82	82
Temperatura GOL (°C)	60	60

5.4. Análise de sensibilidade paramétrica

A análise de sensibilidade tem como objetivo identificar quais variáveis exercem maior influência nos rendimentos de produção de gasóleos de vácuo. A

partir da definição da situação inicial de estudo para cada resíduo atmosférico estudado e para cada um dos modelos computacionais criados, realiza-se a análise de sensibilidade das variáveis operacionais. Além de avaliar a influência nos rendimentos de produção, a análise de sensibilidade permite identificar as situações operacionais que permitem atingir o critério de qualidade estabelecido para a corrente de GOL e para a boa operação da unidade de vácuo como um todo. Neste trabalho, como especificação da corrente de GOL, utilizou-se a temperatura ASTM D86 95%⁸ (limite mínimo = 377 °C; limite máximo = 410 °C) e a temperatura de topo da seção de GOL (não deve ultrapassar 80 °C).

Os parâmetros estudados foram: (i) injeção de vapor de retificação (0,5% a 5,0% em relação à vazão mássica da carga de RAT); (ii) temperatura de operação do refluxo circulante (RC) da seção de retirada de GOL (60 °C a 120 °C); (iii) posição da válvula SPT_{gol} (0,75 a 0,99); (iv) temperatura de operação do refluxo circulante da seção de retirada de GOP (100 °C a 210 °C); (v) posição da válvula SPT_{gop} (0,77 a 0,95); (vi) posição da válvula SPT_{oil} (0,05 a 0,25); (vii) posição da válvula SPT_{hr} (0,75 a 0,98); (viii) posição da válvula SPT_{sv} (0,005 a 0,600); (ix) porcentagem de *entrainment* através da alteração do valor da válvula SPT_{ent} (0,005 a 0,170) e (x) temperatura do forno de pré-carga (380 °C a 410 °C).

A lista de parâmetros a ser estudada pode ser muito maior do que a sugerida anteriormente. Entretanto, a proposta é provar que as variáveis listadas são as mais importantes e podem ser usadas, se combinadas de diferentes formas, para produzir o grau de separação desejado, recuperando a maior quantidade possível de gasóleos de vácuo. Dessa forma, é possível minimizar a quantidade de RV obtido e, conseqüentemente, maximizar as produções de GOP e GOL, aumentando a carga das unidades de craqueamento catalítico.

⁸ A temperatura ASTM D86 95% corresponde à temperatura (utilizando-se o método ASTM D86) na qual 95%, em fração volume/volume, da amostra encontra-se vaporizado.

5.5. Conclusões

A estratégia de implementação da torre de vácuo por meio da divisão nas diferentes seções que compõem a unidade mostrou-se vantajosa por possibilitar o estudo do impacto das variáveis de cada seção no rendimento de separação da torre como um todo. Cada modelo de representação criado introduz um aspecto real da operação no ambiente de simulação, partindo-se do caso mais ideal (zona de *flash* representada por um tambor de *flash* em equilíbrio, sem arraste de líquido da zona de *flash* para a zona de lavagem e sem a separação de fases na linha de transferência) para o caso mais complexo (zona de *flash* representada por um estágio da seção de esgotamento, fenômeno de arraste de líquido da zona de *flash* para a região central da zona de lavagem e ocorrência de separação de fases na linha de transferência).

Comparando com o modelo desenvolvido no trabalho de Maia (2007), os esquemas desenvolvidos neste trabalho apresentam a vantagem de reproduzir a zona de lavagem separada da seção de esgotamento, possibilitando o estudo das variáveis que definem a corrente de óleo de lavagem, o *hot reflux* e o arraste de líquido para a região central da zona de lavagem.

Da forma como a torre de vácuo foi representada, será possível realizar uma análise de sensibilidade capaz de analisar praticamente todas as variáveis do processo, gerando resultados que serão de grande utilidade para a compreensão do processo por parte dos operadores de torre de vácuo e para o estudo do comportamento de cada variável no rendimento e qualidade dos produtos da unidade de destilação a vácuo.

Capítulo 6. Resultados e análise de resultados

Este capítulo é dedicado à apresentação dos resultados obtidos neste trabalho. Para melhor compreensão por parte do leitor, o presente capítulo foi dividido nas seguintes seções:

6.1. Caracterização dos resíduos atmosféricos (RATs): nesta seção, as curvas de caracterização para os resíduos atmosféricos estudados são apresentadas, realizando-se as análises pertinentes a cada curva.

6.2. Definição de caso base: aqui são apresentados os resultados obtidos para cada modelo computacional e a realização de uma primeira análise de sensibilidade para a definição de um novo caso base de estudo, partindo-se de uma nova condição de alimentação de vapor de *stripping*.

6.3. Análise de sensibilidade paramétrica: nesta seção, partindo-se do caso base com a alimentação de 5% (base mássica com relação à vazão de alimentação de RAT) de vapor de *stripping*, são apresentados os resultados obtidos pela análise de sensibilidade realizada.

6.4. Identificação de novos pontos de operação: nesta última seção, novas situações operacionais visando a maximização de produção de gasóleos de vácuo (GVAC) e a minimização da geração de resíduo de vácuo (RV) serão identificadas.

6.1. Caracterização dos resíduos atmosféricos

A representação dos dados apresentados na Tabela 2 (Capítulo 2, página 23) pelo simulador *Aspen Plus* está disponível na Figura 18. Trata-se das curvas de destilação ASTM D86 de cada óleo, obtidas computacionalmente a partir dos dados da Tabela 2 e da geração de pseudocomponentes através da opção de corte automático.

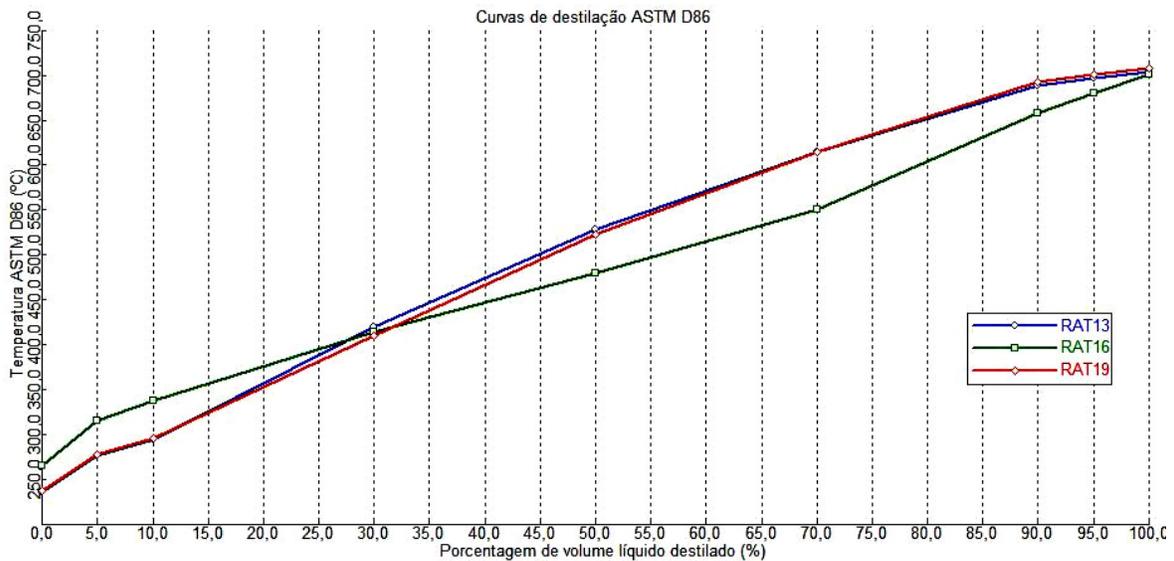


Figura 18 – Curvas de destilação ASTM D86 representando os dados dos resíduos atmosféricos apresentados na Tabela 2.

A Figura 18 apresenta os dados fornecidos ao simulador de processos e as curvas geradas a partir desses dados. Analisando-se as curvas obtidas, é possível verificar que, para uma temperatura máxima de 250 °C, uma quantidade menor que 5% do volume da carga processada seria recuperada (as temperaturas ASTM D86 95% recuperado para a nafta e o querosene, por exemplo, são 182 °C e 271 °C, respectivamente). Entretanto, apesar dos RATs possuírem poucas frações leves, identifica-se uma grande quantidade de frações médias (cerca de 50% da carga alimentada). Tais frações devem ser recuperadas na unidade de destilação a vácuo para posterior envio à unidade de craqueamento catalítico. A Figura 18 mostra também que o comportamento das curvas de destilação para o RAT13 e RAT19 é basicamente o mesmo, havendo, praticamente, uma sobreposição das curvas, apesar da diferença de densidade API entre os dois resíduos. Já o RAT16, para porcentagens maiores que 30% do volume destilado, apresenta maiores quantidades de frações recuperadas a temperaturas mais baixas quando comparadas àquelas necessárias para a recuperação das frações dos RAT13 e RAT19. O comportamento descrito demonstra que a informação do valor da densidade API, apenas, não é suficiente para afirmar se um petróleo é mais (ou

menos) rico em frações destiláveis. Com a análise da Figura 18, pode-se constatar que dois óleos de densidades diferentes (RAT13 e RAT19, no caso) podem apresentar a mesma curva de destilação – indicando que terão rendimentos e qualidades de produtos semelhantes numa unidade de destilação –, enquanto que um óleo mais pesado (RAT16 comparado ao RAT19) pode ser significativamente mais rico em frações mais leves. É evidente, portanto, que outras características (tais como: aromaticidade, teor de asfaltenos e presença de contaminantes e impurezas), além da curva de destilação, influenciam no valor da densidade API do óleo.

Com o intuito de auxiliar a avaliação dos rendimentos obtidos para os gasóleos de vácuo para as simulações computacionais desenvolvidas, cada RAT foi representado em curvas de destilação próprias. As Figuras 19 a 21 apresentam as curvas de destilação ASTM D86 e curva PEV para o RAT13, RAT16 e RAT19, respectivamente. Dessa forma, as especificações de qualidade para o gasóleo de vácuo leve (GOL) são mais facilmente identificadas. Nas Figuras 19 a 21, os pontos identificados pelo campo *GOL espec inf* correspondem à especificação inferior para o produto GOL (temperatura ASTM D86 95% recuperado = 377 °C); os pontos destacados pelo campo *GOL espec sup* mostram a especificação superior para a fração GOL (temperatura ASTM D86 95% recuperado = 410 °C).

As Figuras 19 a 21 também destacam os pontos para uma possível especificação para o gasóleo de vácuo pesado (GOP). Um critério de qualidade comumente utilizado nas refinarias para o produto GOP é assumir que esta corrente constitui-se em 65% do fluxo de destilado. O fluxo de destilado é composto, majoritariamente, por GOL e GOP, uma vez que o fluxo de gasóleo de vácuo residual de topo (GORT) é bastante reduzido, podendo ser desprezado. A Tabela 4 resume as especificações para a fração GOP para cada RAT estudado.

Tabela 4. Critérios de qualidade para o produto GOP para os RATs estudados.

	Temperatura ASTM D86 95% recuperado	
	Inferior	Superior
RAT13	493 °C	540 °C
RAT16	440 °C	495 °C
RAT19	497 °C	549 °C

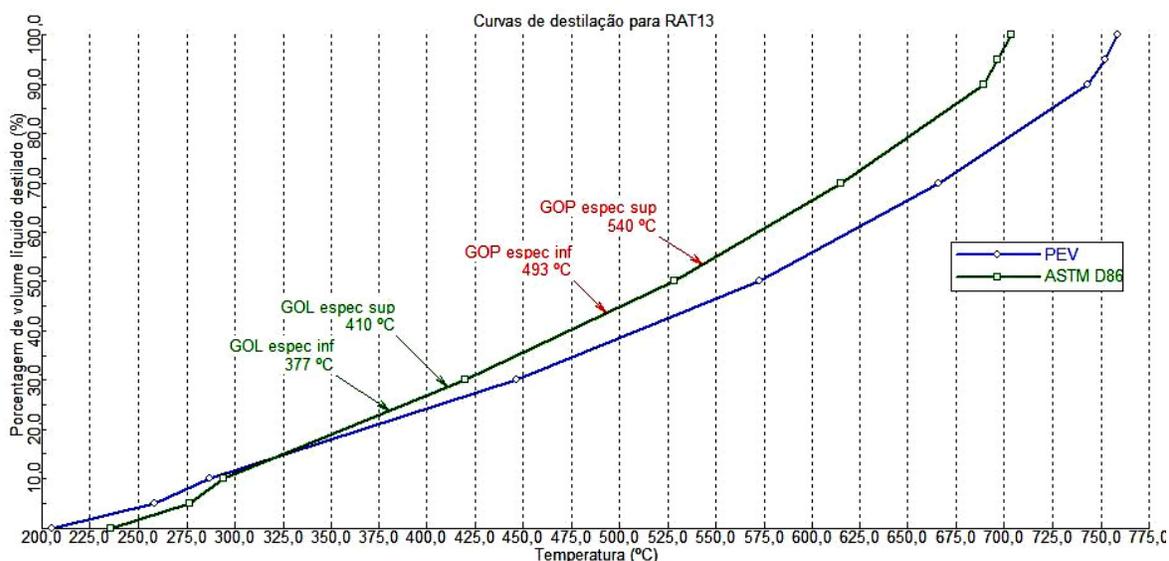


Figura 19 – Curvas de destilação PEV e ASTM D86 para RAT13, indicando especificações para GOP e GOL.

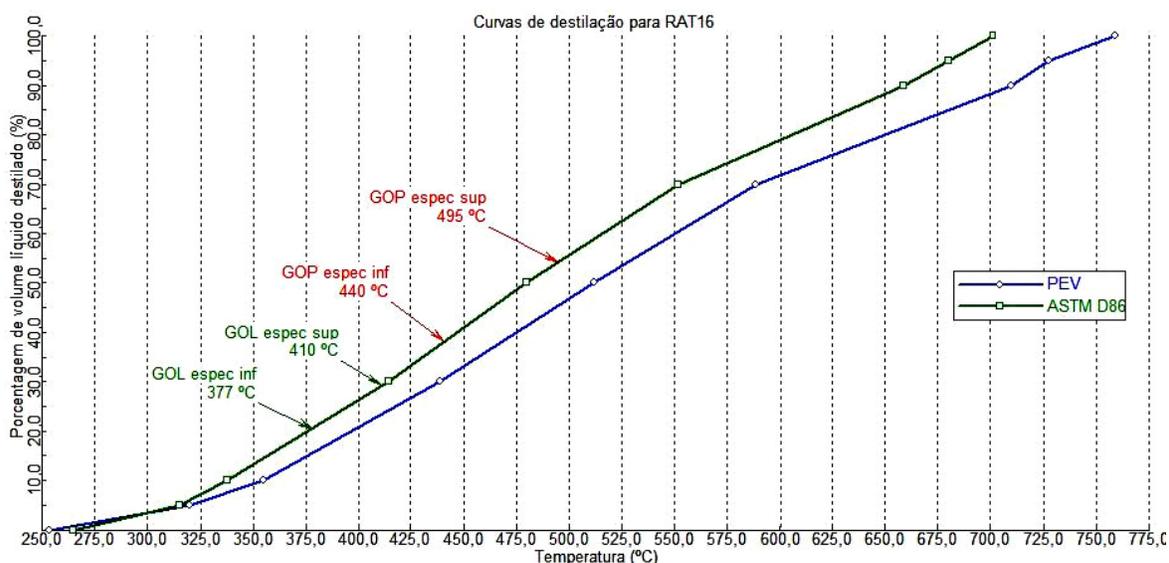


Figura 20 – Curvas de destilação PEV e ASTM D86 para RAT16, indicando especificações para GOP e GOL.

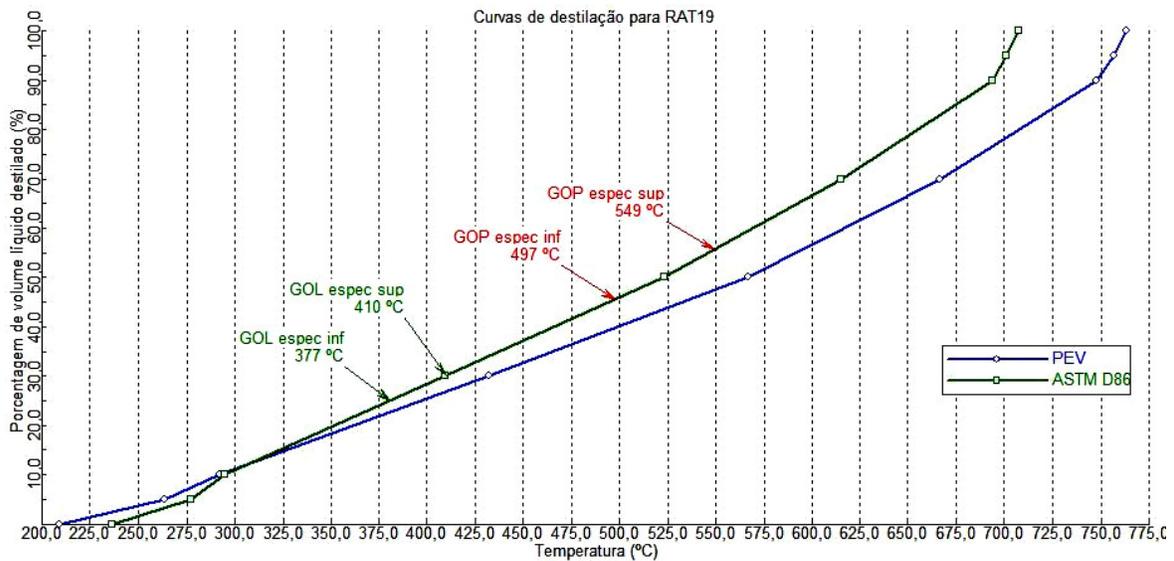


Figura 21 – Curvas de destilação PEV e ASTM D86 para RAT19, indicando especificações para GOP e GOL.

6.2. Definição de caso base

Para facilitar a apresentação e a análise dos resultados, será realizada a exposição dos resultados para cada um dos modelos computacionais desenvolvidos no estudo e, ao final desta seção, os resultados para cada RAT serão resumidos em tabelas.

6.2.1. Modelo 1

A Tabela 5 apresenta os resultados obtidos com a simulação da unidade de destilação a vácuo utilizando o Modelo 1, que assume condições ideais para a operação da unidade, ou seja, sem separação de fases na linha de transferência e sem a ocorrência do fenômeno de *entrainment* da zona de *flash* para a zona de lavagem.

Os resultados apresentados na Tabela 5 mostram que o produto GOL obtido não atende ao critério de especificação (mínima temperatura ASTM D86 95% = 377 °C; máxima temperatura ASTM D86 95% = 410 °C) para todos os três resíduos estudados, fazendo-se necessário, portanto, um estudo das variáveis

operacionais para investigar a variável de processo que mais influencia no rendimento dos gasóleos de vácuo e em suas especificações. O critério de qualidade para o produto GOP tampouco é atingido para os RAT13 e RAT19. A Tabela 5 permite também constatar que, descontando-se a vazão de vapor de *stripping* da corrente *offgas*, o valor obtido para a vazão do produto GORT é desprezível quando comparado com as demais correntes de processo (a vazão mássica de GORT representa menos do que 0,1% da vazão de RAT admitido na unidade de vácuo). As vazões mássicas obtidas para o resíduo de vácuo (RV) ainda respondem por cerca de 60-65% da vazão de RAT alimentado à torre de vácuo, para os três RATs estudados.

Tabela 5. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 1, situação inicial.

	RAT13	RAT16	RAT19
vazão vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	3600	3600
vazão RAT (kg/h)	480198	476385	479259
vazão RV (kg/h)	313382	281962	304374
vazão GOR (kg/h)	21423	76817	24016
vazão GOP (kg/h)	65249	104564	73240
vazão GOL (kg/h)	79673	12883	77225
vazão <i>offgas</i> (kg/h)	4068	3759	4005
vazão RV (bbl/d)	46957	42953	45601
vazão GOR (bbl/d)	3419	12532	3847
vazão GOP (bbl/d)	10873	17682	12258
vazão GOL (bbl/d)	14144	2282	13697
Temperatura D86 95% GOL (°C)	363	355	361
Temperatura D86 95% GOP (°C)	472	443	467

6.2.2. Modelo 2

O Modelo 2 introduz a ocorrência do fenômeno de *entrainment* na unidade de destilação a vácuo aos modelos computacionais desenvolvidos neste trabalho. Os resultados obtidos para a situação inicial de convergência do sistema são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 2, situação inicial.

	RAT13	RAT16	RAT19
vazão vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	3600	3600
vazão RAT (kg/h)	480198	476385	479259
vazão RV (kg/h)	298637	268247	290057
vazão GOR (kg/h)	36503	90764	38532
vazão GOP (kg/h)	59508	103721	67724
vazão GOL (kg/h)	85104	13498	82560
vazão <i>offgas</i> (kg/h)	4045	3755	3984
vazão RV (bbl/d)	44741	40855	43450
vazão GOR (bbl/d)	5695	14674	6037
vazão GOP (bbl/d)	9887	17531	11306
vazão GOL (bbl/d)	15073	2390	14614
Temperatura D86 95% GOL (°C)	371	355	366
Temperatura D86 95% GOP (°C)	478	444	470

A ocorrência do fenômeno de *entrainment* da zona de *flash* para a seção de lavagem reduz a vazão de RV obtido, pois os vapores provenientes da zona de *flash* arrastam consigo frações pesadas da corrente de RAT. Dessa forma, os gasóleos de vácuo obtidos são relativamente mais pesados do que aqueles obtidos na situação sem *entrainment* (Modelo 1). Como o *entrainment* ocorre na região central da zona de lavagem, tem-se um aumento na eficiência da trocas de massa e térmica. Conseqüentemente, a vazão de GOR obtido sofre um aumento significativo e os vapores que ascendem à seção de retirada de GOP estão mais aquecidos e enriquecidos em frações mais leves.

Uma vez que a temperatura do refluxo circulante de GOP é mantida constante, apenas as frações mais pesadas dos vapores ascendentes são condensadas, reduzindo, portanto, a vazão de GOP (aumentando, conseqüentemente, a vazão de GOL) e elevando a sua temperatura D86 95% (maior quantidade de frações pesadas na corrente). Por fim, o GOL obtido também se apresenta mais pesado, pois aquelas frações que deveriam ter sido retiradas na seção de retirada de GOP não o foram. Entretanto, apesar de uma melhora na qualidade do GOL recuperado (aumento da temperatura D86 95%), o critério mínimo de especificação não foi atingido. O mesmo pode ser dito para o produto GOP para os RAT13 e RAT19.

6.2.3. Modelo 3

A utilização do Modelo 3 fornece os resultados apresentados na Tabela 7. Este modelo é responsável pela introdução do fenômeno de separação de fases que ocorre na linha de transferência devido à queda de pressão.

Tabela 7. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 3, situação inicial.

	RAT13	RAT16	RAT19
vazão vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	3600	3600
vazão RAT (kg/h)	480198	476385	479259
vazão RV (kg/h)	298743	262714	289528
vazão GOR (kg/h)	35033	94310	37639
vazão GOP (kg/h)	58605	102513	67091
vazão GOL (kg/h)	85802	13735	83016
vazão <i>offgas</i> (kg/h)	4043	3753	3983
vazão RV (bbl/d)	45004	40399	43616
vazão GOR (bbl/d)	5461	15276	5895
vazão GOP (bbl/d)	9739	17346	11205
vazão GOL (bbl/d)	15192	2429	14690
Temperatura D86 95% GOL (°C)	372	355	367
Temperatura D86 95% GOP (°C)	479	445	470

Comparando os resultados mostrados na Tabela 7 com aqueles da Tabela 6, é possível dizer que os valores obtidos são bastante próximos. Dessa forma, aparentemente, a ocorrência de separação de fases na linha de transferência não interfere no rendimento de recuperação dos gasóleos de vácuo. Essa não-idealidade não impacta nos resultados obtidos para a simulação em estado estacionário, entretanto deve ter algum impacto quando uma simulação dinâmica é utilizada, pois altera os perfis hidrodinâmicos e térmicos das zonas de lavagem e de *flash*.

6.2.4. Modelo 4

O Modelo 4 substitui a representação da zona de *flash* como sendo um tambor *flash* por um estágio na coluna de destilação que representa a seção de esgotamento da torre de vácuo. Os resultados obtidos com a utilização desse modelo são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8. Resultados obtidos com a utilização do Modelo 4, situação inicial.

	RAT13	RAT16	RAT19
vazão vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	3600	3600
vazão RAT (kg/h)	480198	476385	479259
vazão RV (kg/h)	301832	269206	292728
vazão GOR (kg/h)	33275	89345	35742
vazão GOP (kg/h)	59082	104226	67715
vazão GOL (kg/h)	85563	13452	82689
vazão <i>offgas</i> (kg/h)	4043	3755	3984
vazão RV (bbl/d)	45249	41011	43875
vazão GOR (bbl/d)	5180	14441	5590
vazão GOP (bbl/d)	9815	17616	11305
vazão GOL (bbl/d)	15152	2381	14636
Temperatura D86 95% GOL (°C)	372	355	366
Temperatura D86 95% GOP (°C)	478	444	470

Os resultados disponíveis na Tabela 8 mostram um pequeno acréscimo na geração de RV, uma vez que a eficiência de separação de um estágio da coluna de destilação é menor do que aquela alcançada no tambor de *flash* ideal.

6.2.5. Comentários gerais

As Figuras 22 a 24 apresentam gráficos de barras que comparam as vazões obtidas para cada RAT utilizado como carga da torre de vácuo, resumindo os resultados obtidos com a utilização de cada modelo desenvolvido. Comparando o comportamento apresentado nessas três figuras é possível dizer que os resultados obtidos utilizando os modelos 2, 3 e 4 são bastante próximos entre si, independentemente do tipo de RAT alimentado à torre de vácuo. As diferenças mais significativas ocorrem para os valores das vazões das correntes de RV e GOR, provenientes do fundo da seção de esgotamento e da zona de lavagem, respectivamente. Essa observação deve-se ao fato de que as particularidades de cada modelo impactam justamente na zona de lavagem e na seção de esgotamento, com a ocorrência de arraste de líquido (frações de RV) da zona de *flash* para a zona de lavagem e devido à diferença de representação da zona de *flash* (ora como tambor *flash* adiabático, ora como estágio real de uma torre de destilação a vácuo).

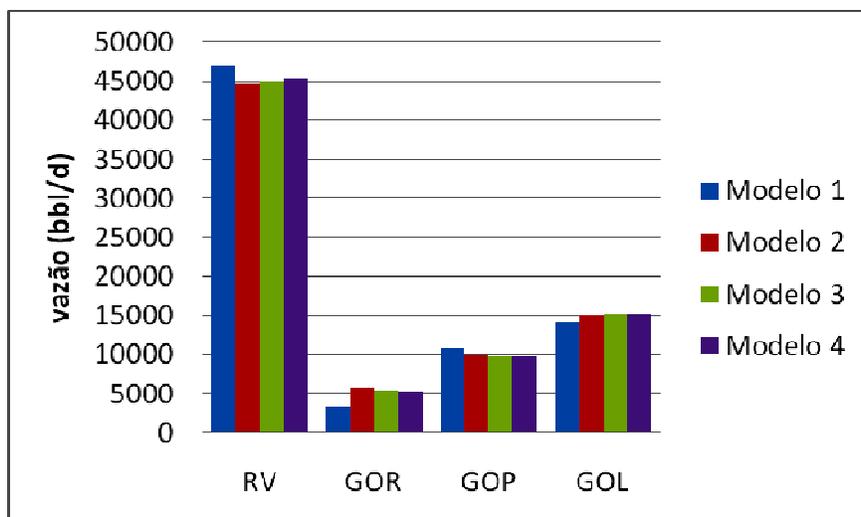


Figura 22 – Gráfico de barras para RAT13 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando os diferentes modelos criados (situação inicial).

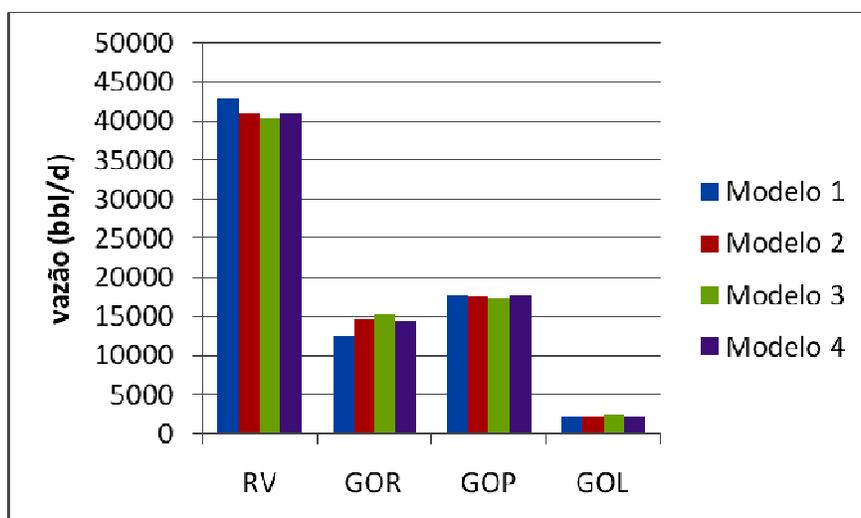


Figura 23 – Gráfico de barras para RAT16 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando os diferentes modelos criados (situação inicial).

Após a exposição dos resultados obtidos para as situações iniciais de convergência para todos os esquemas de simulação desenvolvidos, nota-se que em todos eles o critério de especificação para o produto GOL não foi atendido. No que se refere ao produto GOP, para os RAT13 e RAT19, o critério mínimo de especificação tampouco foi atingido. Além disso, os produtos mais pesados (GOP

e GOR) contêm, ainda, frações na faixa do corte GOL e quantidades significativas de GOP também são retiradas nas correntes de GOR e RV. Para exemplificar o que foi dito até o momento, apresentam-se as Figuras 25 a 27, que mostram as curvas de destilação ASTM D86 para as correntes de produtos obtidos após a destilação a vácuo de cada um dos RATs estudados, utilizando o Modelo 4.

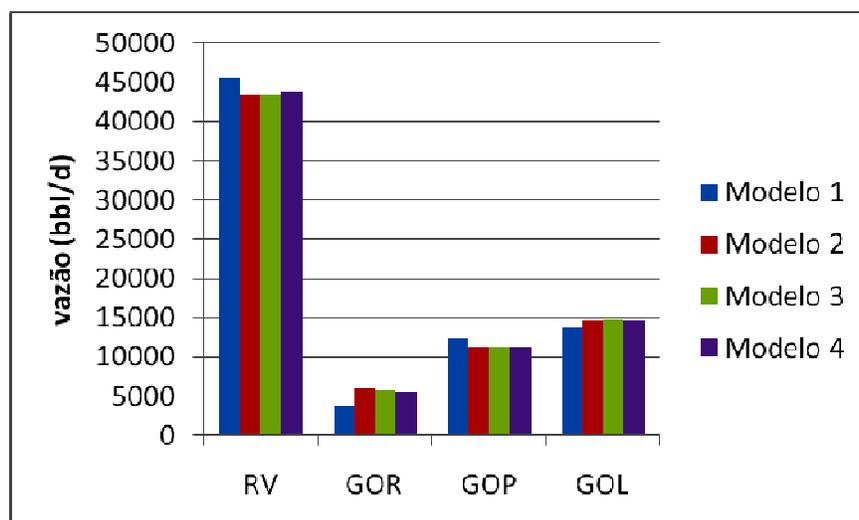


Figura 24 – Gráfico de barras para RAT19 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando os diferentes modelos criados (situação inicial).

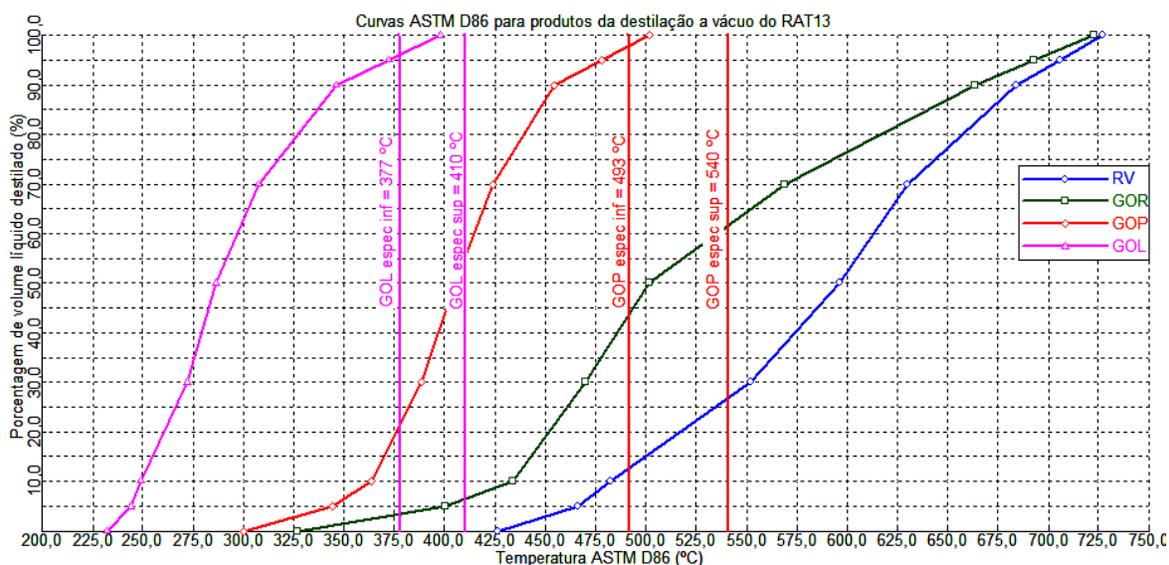


Figura 25 – Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT13, usando Modelo 4 (situação inicial).

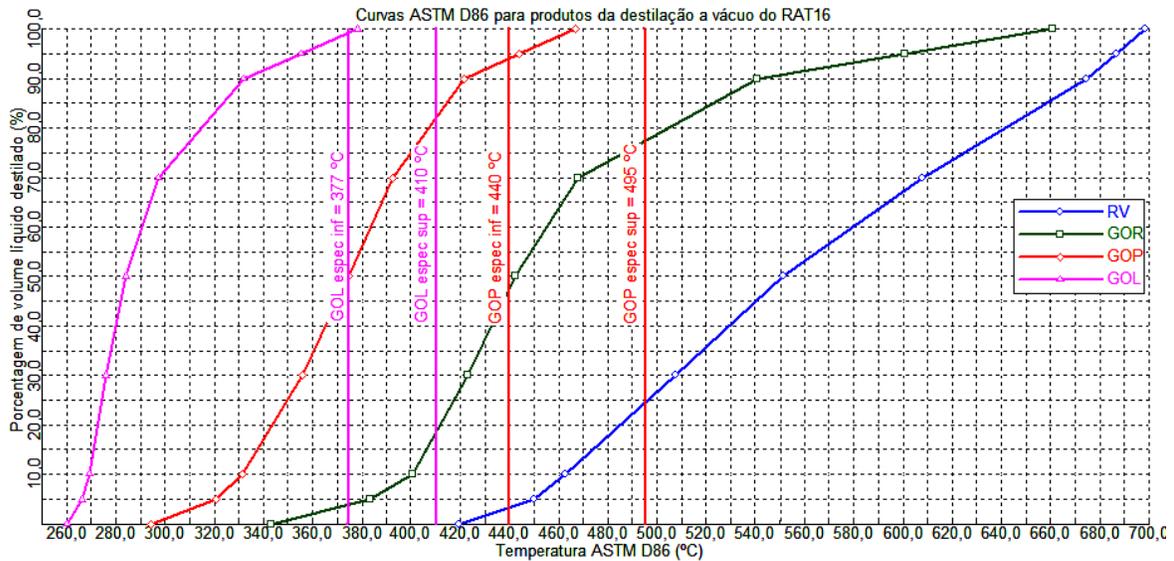


Figura 26 – Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT16, usando Modelo 4 (situação inicial).

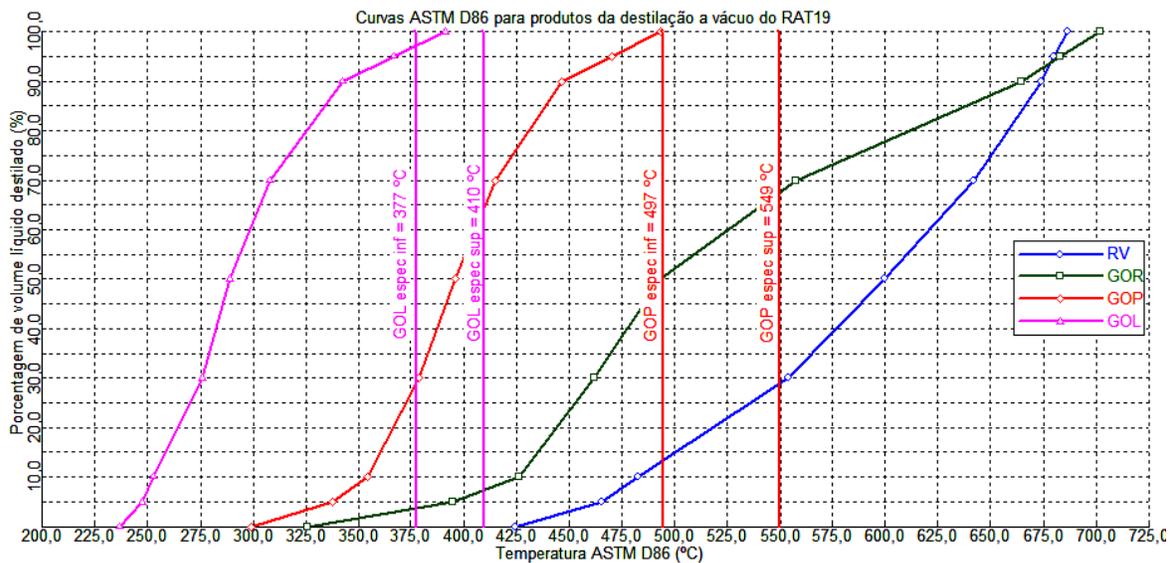


Figura 27 – Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT19, usando Modelo 4 (situação inicial).

As Figuras 25 a 27 permitem visualizar que o produto GOL está fora de especificação para os três RATs em estudo. A corrente de produto GOL está sendo obtida com uma temperatura D86 95% menor que o limite inferior de especificação, ou seja, o produto está saindo da torre de vácuo mais leve que o

necessário, pois um elevado percentual da fração de seu volume está sendo retirado como GOP. Com exceção do RAT16, o produto GOP também está sendo retirado da torre de vácuo abaixo de seu limite mínimo de especificação, uma vez que a corrente de GOR está sendo obtida com elevados teores de frações que deveriam ser retiradas como produto GOP. Assim, devem-se deslocar os constituintes mais leves da corrente de retirada de GOP para serem recuperados na seção de GOL; o mesmo procedimento deve ser realizado para deslocar as frações leves de GOR para a corrente de GOP. Dessa forma, os produtos GOL e GOP serão enriquecidos com frações relativamente mais pesadas e suas especificações de qualidade serão atendidas. Outro ponto que pode ser destacado é que, para os três resíduos estudados, cerca de 25% a 30% da corrente de RV poderiam ser recuperados como produto GOP.

Realizando-se uma análise de sensibilidade preliminar das variáveis da unidade de destilação a vácuo (listadas no Capítulo 5, página 61), foi possível identificar que a porcentagem de vapor de *stripping* (ou vapor de retificação) admitida na seção de esgotamento da torre de vácuo é o parâmetro que possibilita o enriquecimento, com frações relativamente mais pesadas, dos produtos GOP e GOL de maneira mais significativa, exercendo maior influência no processo. Esta constatação era um resultado esperado, pois uma das maneiras de elevar a quantidade de frações de RAT vaporizadas é através da manipulação da vazão de vapor de retificação (a outra maneira seria fazer um vácuo mais severo na unidade). Entretanto, devido a limitações operacionais – o aumento indiscriminado na quantidade de vapor admitido aumentaria o diâmetro da torre de destilação –, optou-se por restringir a admissão de vapor de retificação até um percentual de 5,0% em relação à vazão mássica de RAT alimentado à unidade.

As simulações computacionais realizadas com a injeção de 5,0% de vapor de retificação são definidas como os casos-base para o estudo de análise de sensibilidade das demais variáveis de processo, uma vez que, como pode ser visto nas Tabelas 9 a 11 e nas Figuras 28 a 30 mostradas a seguir, ainda podem ser feitos ajustes operacionais para aumentar o rendimento na recuperação dos

gasóleos de vácuo e minimizar a geração de resíduo. As Figuras 28, 29 e 30 mostram as curvas ASTM D86 para as correntes de produtos obtidas para a situação do caso-base para RAT13, RAT16 e RAT19, respectivamente, comparando com as curvas obtidas para a situação inicial de convergência do sistema. As Tabelas 9 a 11 apresentam uma comparação entre os resultados obtidos para a situação inicial (injeção de 0,75% de vapor de *stripping*) com aqueles do caso-base (injeção de 5,0% de vapor de *stripping*) para cada RAT e para cada modelo desenvolvido.

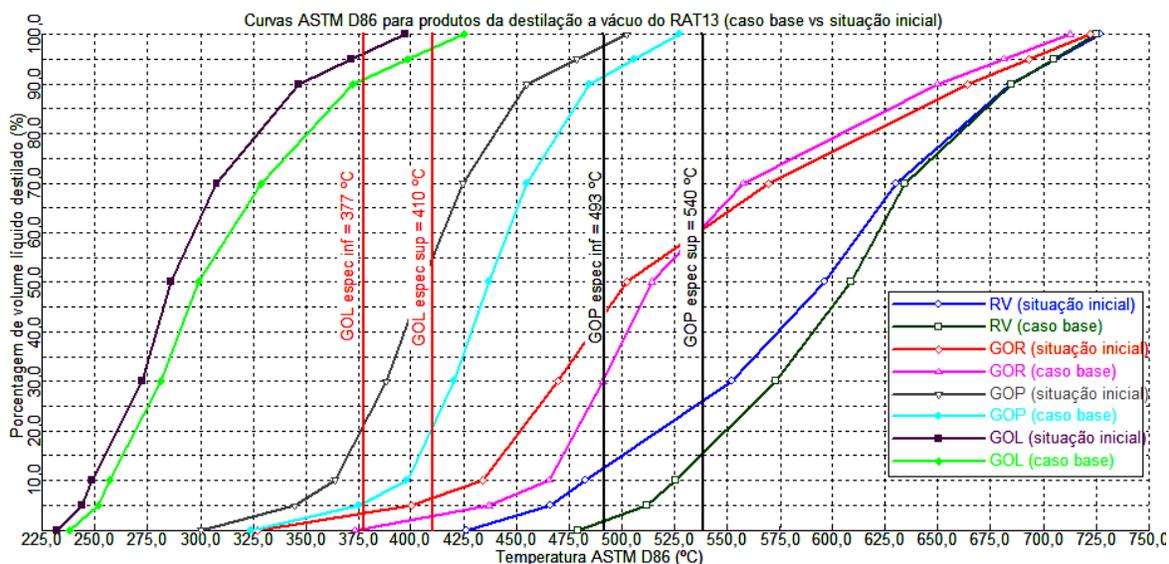


Figura 28 – Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT13, usando Modelo 4 (comparação do caso base com a situação inicial).

As Figuras 28 a 30 mostram que o produto GOL é retirado da unidade de destilação a vácuo atendendo às especificações de temperatura D86 95%. Essas figuras permitem também verificar que as correntes de GOR e RV ficaram mais pesadas, ou seja, suas frações mais leves foram deslocadas para os produtos GOP e GOL. Tratando-se do resíduo de vácuo, é possível dizer que ainda pode-se vaporizar uma parte desta corrente para minimizar a geração de resíduo (cerca de 5%, para RAT16, a 19%, para RAT19, do RV obtido para cada RAT corresponde à faixa de destilação de produto GOP). A corrente de GOR contém ainda um

elevado percentual de frações que poderiam ser recuperadas na seção de retirada de GOP.

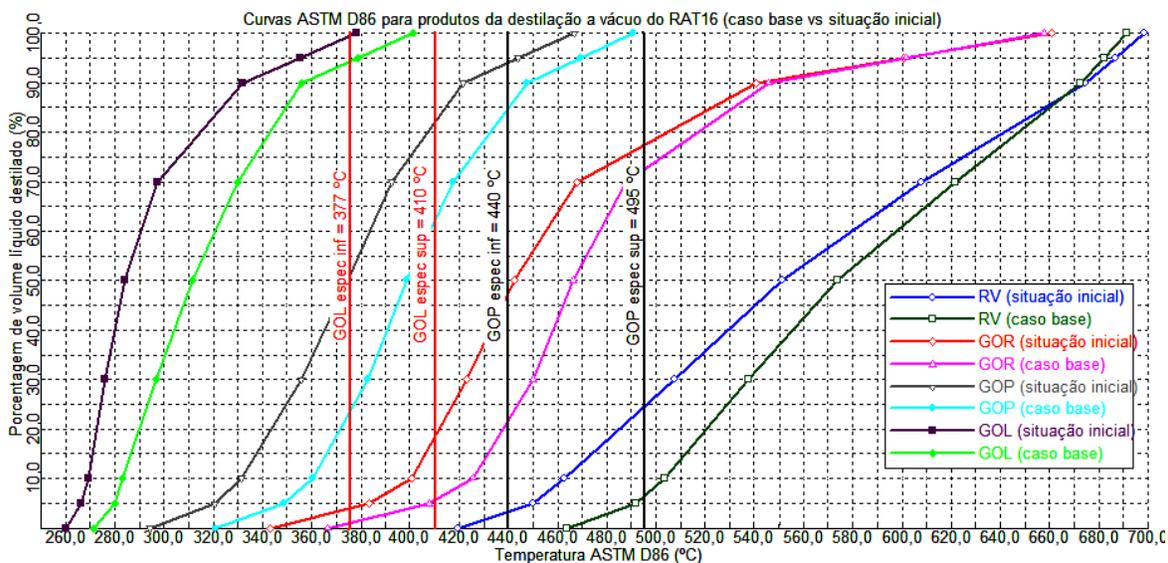


Figura 29 – Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT16, usando Modelo 4 (comparação do caso base com a situação inicial).

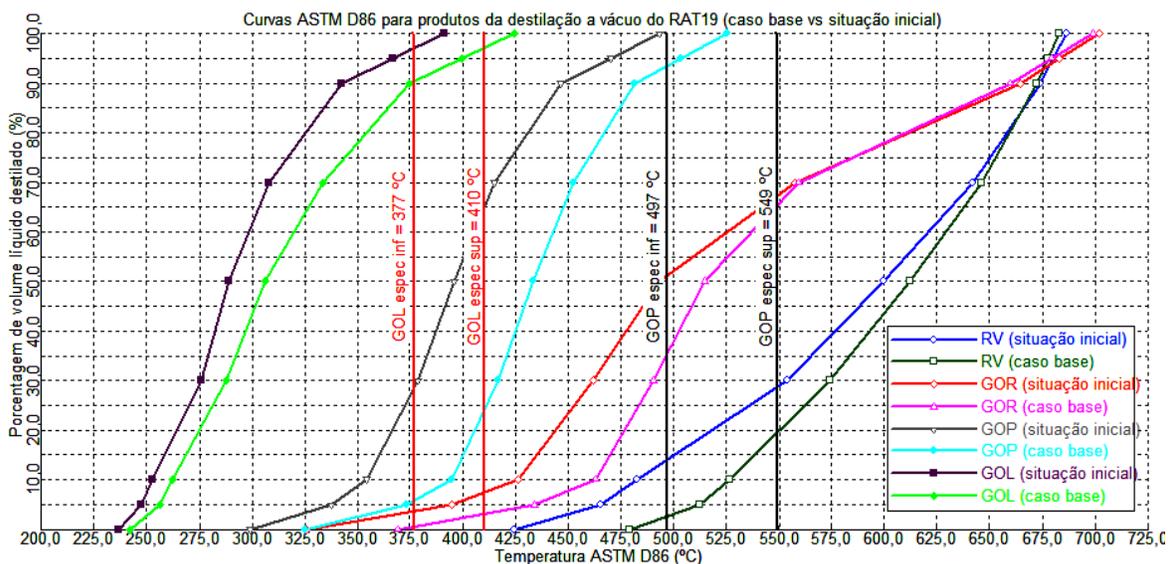


Figura 30 – Curvas ASTM D86 para produtos obtidos a partir da destilação a vácuo de RAT19, usando Modelo 4 (comparação do caso base com a situação inicial).

Tabela 9. Comparação dos resultados para a situação inicial e o caso base para RAT13.

	Modelo 1		Modelo 2		Modelo 3		Modelo 4	
	Inicial	Base	Inicial	Base	Inicial	Base	Inicial	Base
vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	24010	3600	24010	3600	24010	3600	24010
RV (kg/h)	313382	277692	298637	264091	298743	265030	301832	266622
GOR (kg/h)	21423	28674	36503	42937	35033	41879	33275	39964
GOP (kg/h)	65249	74492	59508	69486	58605	69321	59082	70260
GOL (kg/h)	79673	96184	85104	100664	85802	100957	85563	100321
RV (bbl/d)	46957	41289	44741	39258	45004	39409	45249	39653
GOR (bbl/d)	3419	4507	5695	6650	5461	6480	5180	6182
GOP (bbl/d)	10873	12186	9887	11343	9739	11316	9815	11472
GOL (bbl/d)	14144	16918	15073	17673	15192	17722	15152	17615
D86 5% RV (°C)	468	513	469	514	466	513	466	512
D86 5% GOP (°C)	338	371	344	376	345	376	345	376
D86 95% GOP (°C)	472*	500	478*	506	479*	507	478*	506
D86 95% GOL (°C)	363*	393	371*	399	372*	400	372*	399

Tabela 10. Comparação dos resultados para a situação inicial e o caso base para RAT16.

	Modelo 1		Modelo 2		Modelo 3		Modelo 4	
	Inicial	Base	Inicial	Base	Inicial	Base	Inicial	Base
vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	23819	3600	23819	3600	23819	3600	23819
RV (kg/h)	281962	226385	268247	214736	262714	213701	269206	217990
GOR (kg/h)	76817	89552	90764	101754	94310	103172	89345	97627
GOP (kg/h)	104564	124929	103721	123535	102513	122941	104226	124750
GOL (kg/h)	12883	34691	13498	35564	13735	35784	13452	35206
RV (bbl/d)	42953	34050	40855	32287	40399	32125	41011	32081
GOR (bbl/d)	12532	14401	14674	16259	15276	16483	14441	15599
GOP (bbl/d)	17682	20816	17531	20577	17346	20478	17616	20782
GOL (bbl/d)	2282	6062	2390	6212	2429	6250	2381	6151
D86 5% RV (°C)	452	493	451	494	452	494	450	492
D86 5% GOP (°C)	319	348	320	349	321	349	320	349
D86 95% GOP (°C)	443	470	444	470	445	470	444	469
D86 95% GOL (°C)	355*	378	355*	379	355*	379	355*	379

Tabela 11. Comparação dos resultados para a situação inicial e o caso base para RAT19.

	Modelo 1		Modelo 2		Modelo 3		Modelo 4	
	Inicial	Base	Inicial	Base	Inicial	Base	Inicial	Base
vapor de <i>stripping</i> (kg/h)	3600	23963	3600	23963	3600	23963	3600	23963
RV (kg/h)	304374	270805	290057	257571	289528	258357	292728	259850
GOR (kg/h)	24016	27450	38532	40981	37639	40005	35742	38262
GOP (kg/h)	73240	76858	67724	70897	67091	70732	67715	71762
GOL (kg/h)	77225	101744	82560	107524	83016	107885	82689	107093
RV (bbl/d)	45601	40268	43450	38293	43616	38419	43875	38648
GOR (bbl/d)	3847	4317	6037	6347	5895	6190	5590	5919
GOP (bbl/d)	12258	12600	11306	11594	11205	11566	11305	11738
GOL (bbl/d)	13697	17851	14614	18825	14690	18885	14636	18753
D86 5% RV (°C)	468	514	469	515	467	513	466	512
D86 5% GOP (°C)	333	369	338	374	338	374	338	374
D86 95% GOP (°C)	467*	498	470*	504	470*	505	470*	503
D86 95% GOL (°C)	361*	393	366*	400	367*	400	366*	399

Nas Tabelas 9 a 11, os números prosseguidos por um asterisco (*) indicam que aquela variável encontra-se fora da especificação para o produto em questão. Os resultados apresentados nas Tabelas 9 a 11 indicam que o aumento da vazão de vapor de retificação provocou uma redução na geração de resíduo de vácuo, tornando-o mais rico em frações pesadas (fato que pode ser comprovado pela temperatura D86 5% e pelas curvas ASTM D86 exibidas nas Figuras 28 a 30). Conseqüentemente, observa-se um aumento na recuperação dos gasóleos de vácuo, tornando-os significativamente mais pesados. As Figuras 31 a 33 apresentam gráficos de barras das vazões obtidas para as correntes de produtos, utilizando o Modelo 4 (mais completo), comparando a situação inicial com o caso base para os três RATs estudados.

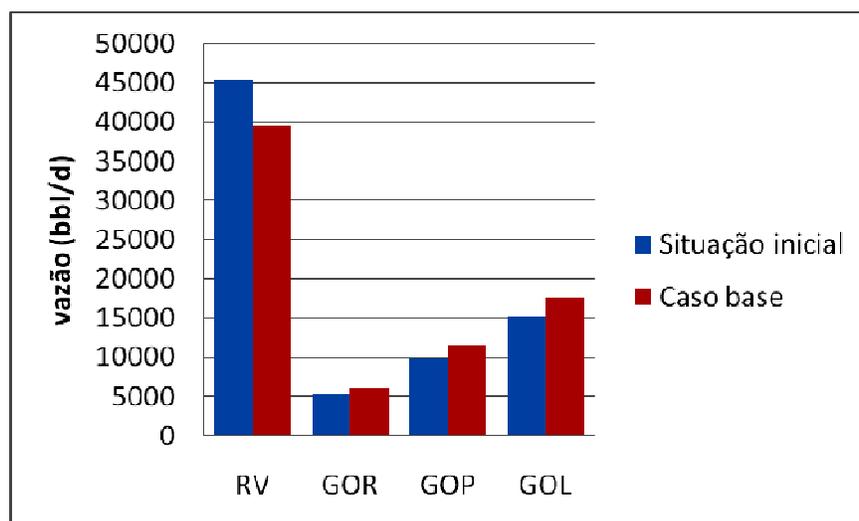


Figura 31 – Gráfico de barras para RAT13 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando o Modelo 4 (situação inicial *versus* caso base).

Para o RAT13, considerando-se as vazões volumétricas das correntes, para o Modelo 1 houve uma redução de 12,1% na geração de RV, um aumento de 12,1% na produção de GOP e um acréscimo de 19,6% na produção de GOL; para o Modelo 2 teve-se uma redução de 12,3% na geração de RV, uma elevação de 14,7% na produção de GOP e um aumento de 17,2% na produção de GOL; para o Modelo 3 teve-se uma diminuição de 12,4% na geração de RV, um acréscimo de 16,2% na produção de GOP e uma elevação de 16,7% na produção de GOL; para

o Modelo 4 (vide Figura 31) teve-se um decréscimo de 12,4% na geração de RV, um incremento de 16,9% na produção de GOP e um aumento de 16,3% na produção de GOL.

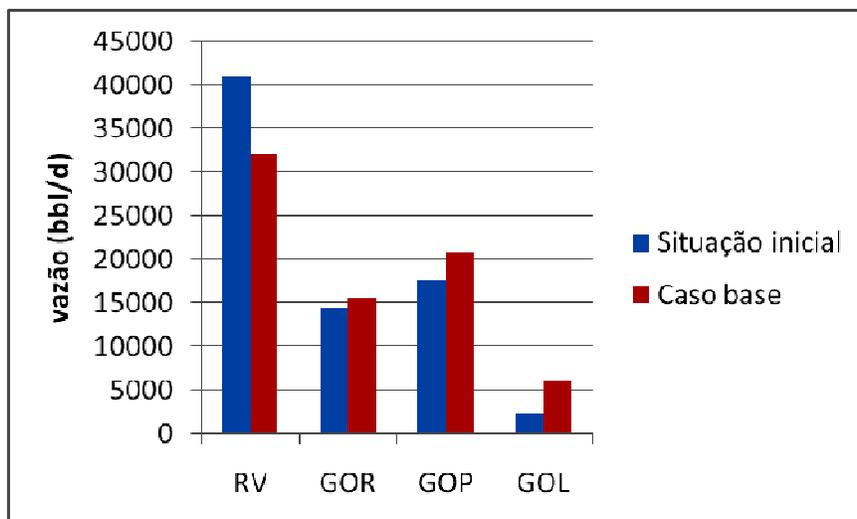


Figura 32 – Gráfico de barras para RAT16 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando o Modelo 4 (situação inicial *versus* caso base).

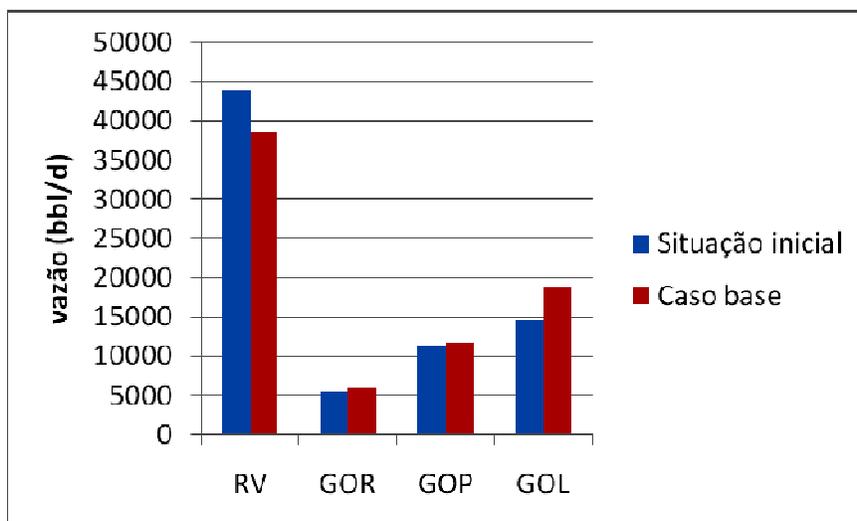


Figura 33 – Gráfico de barras para RAT19 comparando as vazões obtidas para as correntes de processo usando o Modelo 4 (situação inicial *versus* caso base).

Para o RAT16, considerando-se as vazões volumétricas das correntes, para o Modelo 1 houve uma redução de 20,7% na geração de RV, um aumento de

17,7% na produção de GOP e um acréscimo de 166% na produção de GOL; para o Modelo 2 teve-se uma redução de 21,0% na geração de RV, uma elevação de 17,4% na produção de GOP e um aumento de 160% na produção de GOL; para o Modelo 3 teve-se uma diminuição de 20,5% na geração de RV, um acréscimo de 18,1% na produção de GOP e uma elevação de 157% na produção de GOL; para o Modelo 4 (vide Figura 32) teve-se um decréscimo de 21,8% na geração de RV, uma elevação de 18,0% na produção de GOP e um incremento de 158% na produção de GOL.

Para o RAT19, considerando-se as vazões volumétricas das correntes, para o Modelo 1 houve uma redução de 11,7% na geração de RV, um aumento de 2,8% na produção de GOP e um acréscimo de 30,3% na produção de GOL; para o Modelo 2 teve-se uma redução de 11,9% na geração de RV, uma elevação de 2,5% na produção de GOP e um aumento de 28,8% na produção de GOL; para o Modelo 3 teve-se uma diminuição de 11,9% na geração de RV, um acréscimo de 3,2% na produção de GOP e uma elevação de 28,6% na produção de GOL; para o Modelo 4 (vide Figura 33) teve-se um decréscimo de 11,9% na geração de RV, uma elevação de 3,8% na produção de GOP e um aumento de 28,1% na produção de GOL.

Os valores apresentados nas Tabelas 9 a 11 mostram uma significativa melhora no reaproveitamento do RAT como gasóleos de vácuo (principalmente quando se refere ao RAT16), recuperando grande parte das frações destiláveis. Entretanto, ainda faz-se necessária a investigação do impacto das variáveis operacionais no rendimento dos produtos e em suas especificações de qualidade.

6.3. Análise de sensibilidade paramétrica

A Tabela 12 apresenta a análise de sensibilidade realizada por Maia (2007). Analisando-se os valores mostrados nesta tabela, nota-se que o número de variáveis analisadas é pequeno e que o intervalo de variação para o parâmetro “fração de GOP que compõe o refluxo circulante (RC)” é bastante estreito. No que se refere às temperaturas dos refluxos circulantes de GOP e GOL, os valores

utilizados estão abaixo do limite operacional, uma vez que, de acordo com Ji e Bagajewicz (2002c), temperaturas abaixo de 82 °C, para o produto GOP, e abaixo de 60 °C, para o produto GOL, fornecem gasóleos de vácuo com viscosidade muito elevada, aumentando a perda de carga e dificultando a operação da torre de vácuo. Portanto, o objetivo da análise de sensibilidade a ser realizada neste trabalho é: (i) aumentar o número de variáveis investigadas; (ii) expandir o intervalo de variação dos parâmetros; e (iii) usar valores mais próximos da realidade operacional.

Tabela 12. Análise de sensibilidade realizada por Maia (2007).

Parâmetro	Óleo leve (36°API)	Óleo pesado (20°API)
Temperatura do RC de GOP (°C)	26–100	76–98
Temperatura do RC de GOL (°C)	82–86	26–79
Fração de GOP que compõe RC	0,5170–0,5665	0,4575–0,4764

As Tabelas 13 a 15 apresentam os limites inferior e superior para a variação dos parâmetros operacionais dos modelos para a realização das análises de sensibilidade para cada RAT considerado neste estudo. Os limites de operação para essas variáveis foram definidos através de simulações computacionais realizadas previamente para verificar a convergência do sistema: quando a convergência não era alcançada (devido a problemas tais como fluxo zero e fenômeno de “prato seco”) assumia-se que o limite de variação foi atingido.

Para as variáveis que manipulam a abertura das válvulas *splitter*, os valores indicados nas Tabelas 13 a 15 dizem que uma maior (ou menor) quantidade de uma determinada corrente de entrada está sendo desviada para compor uma corrente de saída. Por exemplo, ao se fazer variar o valor da variável SPT_{gol} , significa que a vazão da corrente do refluxo circulante de GOL está sendo manipulada.

É importante lembrar que as análises de sensibilidade foram conduzidas de forma a se avaliar uma única variável por vez, estudando seu efeito isoladamente na unidade de destilação a vácuo.

Tabela 13. Limites de variação para os parâmetros dos modelos computacionais para RAT13.

	Modelo 1		Modelo 2		Modelo 3		Modelo 4	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior
Temperatura RC de GOL (°C)	60	120	60	120	60	120	60	120
Temperatura RC de GOP (°C)	100	200	100	200	100	195	100	195
Posição SPT _{gol}	0,750	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990
Posição SPT _{gop}	0,750	0,990	0,775	0,990	0,770	0,990	0,770	0,990
Posição SPT _{oil}	0,050	0,285	0,050	0,255	0,050	0,255	0,050	0,255
Posição SPT _{hr}	0,750	0,980	0,750	0,980	0,750	0,975	0,750	0,980
Posição SPT _{sv}	0,005	0,600	0,005	0,600	0,005	0,600	0,005	0,600
Posição SPT _{ent}	-	-	0,005	0,200	0,005	0,200	0,005	0,200
Temperatura do forno (°C)	370	410	380	410	380	410	380	410

Tabela 14. Limites de variação para os parâmetros dos modelos computacionais para RAT16.

	Modelo 1		Modelo 2		Modelo 3		Modelo 4	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior
Temperatura RC de GOL (°C)	60	120	60	120	60	120	60	120
Temperatura RC de GOP (°C)	160	200	160	200	155	210	160	210
Posição SPT _{gol}	0,750	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990
Posição SPT _{gop}	0,750	0,990	0,775	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990
Posição SPT _{oil}	0,095	0,300	0,090	0,280	0,090	0,280	0,095	0,280
Posição SPT _{hr}	0,750	0,980	0,750	0,980	0,750	0,980	0,750	0,980
Posição SPT _{sv}	0,005	0,600	0,005	0,600	0,005	0,600	0,005	0,600
Posição SPT _{ent}	-	-	0,005	0,200	0,005	0,200	0,005	0,200
Temperatura do forno (°C)	370	410	370	410	370	410	370	410

Tabela 15. Limites de variação para os parâmetros dos modelos computacionais para RAT19.

	Modelo 1		Modelo 2		Modelo 3		Modelo 4	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior
Temperatura RC de GOL (°C)	60	120	60	120	60	120	60	120
Temperatura RC de GOP (°C)	110	200	110	190	110	190	110	190
Posição SPT _{gol}	0,750	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990	0,750	0,990
Posição SPT _{gop}	0,775	0,990	0,780	0,990	0,780	0,990	0,780	0,990
Posição SPT _{oil}	0,050	0,270	0,050	0,240	0,050	0,240	0,050	0,240
Posição SPT _{hr}	0,750	0,980	0,750	0,980	0,750	0,975	0,750	0,980
Posição SPT _{sv}	0,005	0,600	0,005	0,600	0,005	0,600	0,005	0,600
Posição SPT _{ent}	-	-	0,005	0,170	0,005	0,165	0,005	0,170
Temperatura do forno (°C)	370	410	380	410	385	410	380	410

Apesar dos limites de variação para os parâmetros serem diferentes para cada modelo desenvolvido e para cada RAT estudado, o comportamento das respostas às variações é semelhante. Dessa forma, optou-se pela apresentação dos resultados obtidos com a utilização do Modelo 4 (o mais completo) e para RAT13, para exemplificar os padrões de resposta esperados.

6.3.1. Vazão e temperatura do refluxo circulante de gasóleo de vácuo leve

A seção de retirada de gasóleo de vácuo leve (GOL) não se comunica com as seções anteriores da torre de vácuo, ou seja, não há um refluxo interno de líquido do prato de retirada de GOL para a seção de retirada de GOP. Quaisquer alterações nas variáveis operacionais da seção de retirada de GOL não exercem influências nas demais seções da torre de vácuo (as vazões das correntes e suas curvas de destilação permanecem as mesmas). Dessa forma, a variação da posição da válvula SPT_{gol} (que controla a vazão de GOL desviada para o circuito de refluxo circulante) e da temperatura do refluxo circulante de GOL impactam, apenas, na vazão de GOL e offgas e em suas curvas de destilação. A Figura 34 apresenta o comportamento da vazão do produto GOL e da sua temperatura D86 95% com a variação da temperatura do refluxo circulante (RC) da seção de GOL. A Figura 35 mostra o comportamento das mesmas variáveis para a variação na posição da válvula SPT_{gol} .

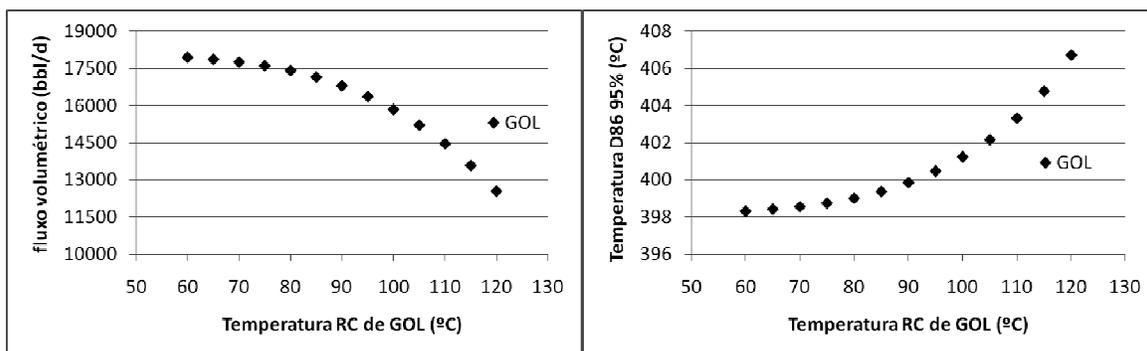


Figura 34 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da temperatura do refluxo circulante de GOL, para RAT13.

A Figura 34 mostra que à medida que a temperatura do refluxo circulante da seção de GOL aumenta tem-se uma redução na vazão de retirada do produto GOL e, conseqüentemente, um aumento na vazão do produto GORT. Uma vez que a corrente do circuito de refluxo circulante que retorna à torre está mais quente, apenas as frações mais pesadas dos vapores que ascendem pelo interior da seção de GOL serão condensadas para comporem o refluxo circulante e a corrente de produto de GOL. Dessa forma, tem-se uma diminuição na vazão de produção de GOL e essa corrente é enriquecida com frações relativamente mais pesadas, como indica o aumento de temperatura D86 95% visualizado na Figura 34.

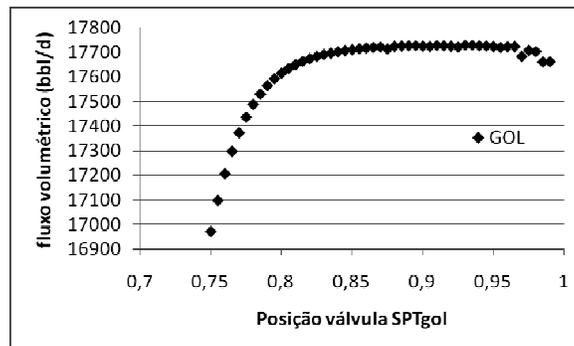


Figura 35 – Comportamento da vazão do produto GOL com a variação da posição da válvula SPT_{gol}, para RAT13.

A Figura 35 mostra que à medida que a válvula SPT_{gol} tem a sua posição variada de 0,75 a 0,82, (ou seja, uma maior quantidade de GOL é desviada para o circuito de refluxo circulante da seção de retirada de GOL) a vazão de produto GOL sofre pequenos acréscimos, num total de aproximadamente 800 bbl/d, justificado pela melhora da eficiência de troca térmica na coluna. Como a troca térmica é mais eficiente, uma maior quantidade dos vapores ascendentes na torre são condensados, elevando o rendimento de recuperação de GOL. Entretanto, os aumentos realizados na variável SPT_{gol} de 0,82 a 0,99 não exercem impacto algum à unidade, permanecendo a vazão de GOL praticamente constante. Isso acontece provavelmente porque (i) não há mais gradiente de temperatura entre os vapores ascendentes e o refluxo interno de líquido ou (ii) a carga térmica

disponível não é capaz de realizar condensação adicional das frações mais leves presentes na fase vapor. A temperatura D86 95% para o produto GOL permanece praticamente constante em 399-400 °C para todo o intervalo considerado para a variação da SPT_{gol} .

Como as variáveis operacionais da seção de GOL não exercem influências nas demais seções da torre de vácuo, estas variáveis não podem ser escolhidas para ajustar a qualidade do produto GOP ou minimizar a geração de resíduo de vácuo (RV).

6.3.2. Vazão e temperatura do refluxo circulante de gasóleo de vácuo pesado

As alterações nas variáveis da seção de retirada de GOP causam impactos nas demais seções da torre de vácuo, pois seus vapores sobem para a seção de retirada de GOL e a corrente de óleo de lavagem retorna para a zona de lavagem, influenciando os resultados para a corrente de GOR e RV. A Figura 36 mostra como que a variação da posição da válvula SPT_{gop} , que controla a vazão da corrente que compõe o refluxo circulante de GOP, influencia na vazão e na temperatura D86 95% do produto GOL. A Figura 37, por sua vez, apresenta o comportamento da vazão e da temperatura D86 95% do produto GOP com a variação do valor da variável SPT_{gop} . O comportamento das vazões de RV e GOR é mostrado na Figura 38.

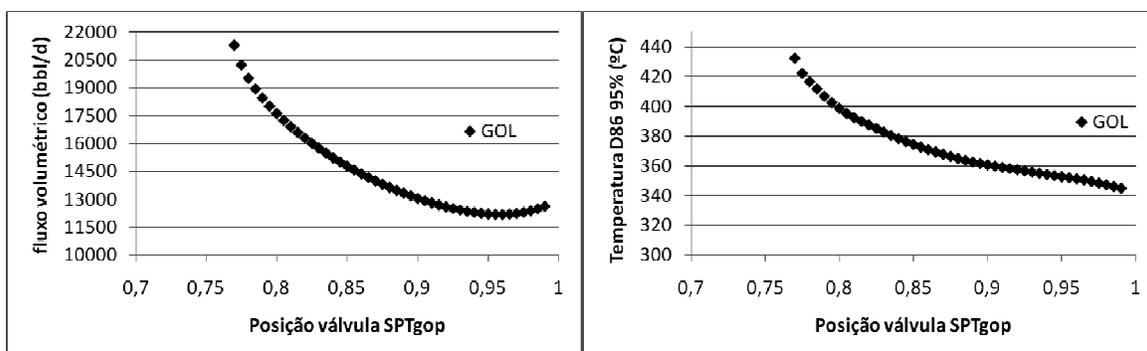


Figura 36 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{gop} , para RAT13.

Pela Figura 36, é possível dizer que o fluxo de GOL é constantemente reduzido (redução total de 9000 bbl/d), sofrendo um pequeno aumento para valores de SPT_{gop} maiores que 0,95. Além disso, a temperatura D86 95% para o produto GOL também sofre uma diminuição constante com a variação dos valores de SPT_{gop} entre 0,77 e 0,99, indicando uma redução na quantidade de frações relativamente mais pesadas na corrente de GOL (a temperatura D86 95% varia aproximadamente 100 °C ao longo do intervalo de considerado).

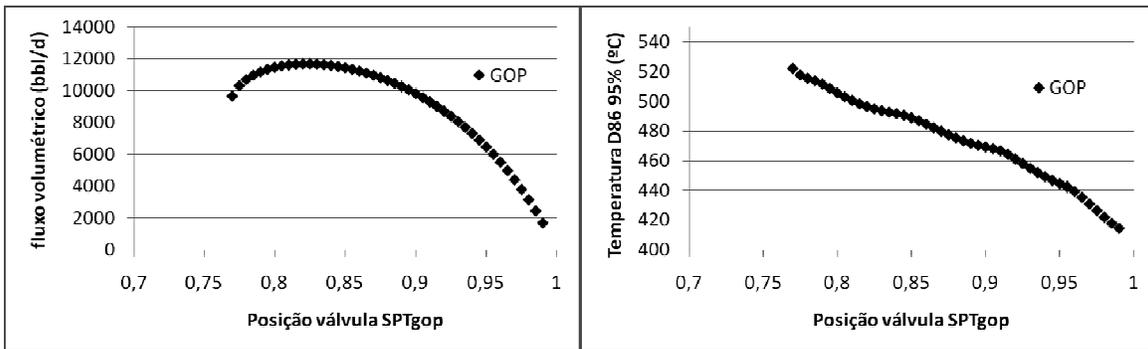


Figura 37 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{gop} , para RAT13.

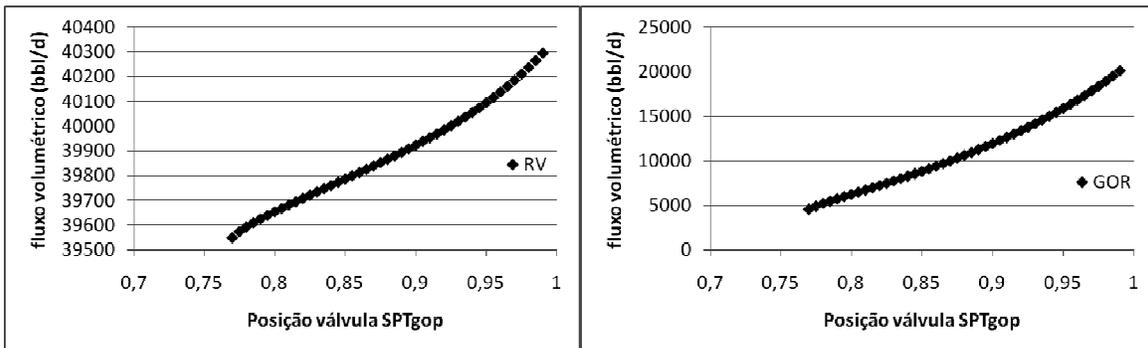


Figura 38 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e de GOR (à direita) com variação da válvula SPT_{gop} , para RAT13.

Com relação à produção de GOP, a Figura 37 indica duas regiões com comportamentos diferentes. Na região I (valores de SPT_{gop} entre 0,77 e 0,83), o fluxo de líquido no interior da seção de GOP aumenta, elevando a condensação dos vapores que sobem nesta seção. Portanto, verifica-se um acréscimo no fluxo

de óleo de lavagem e na produção de GOP, o qual torna-se significativamente mais leve – o que pode ser comprovado pela redução da temperatura D86 95%. O aumento da vazão do óleo de lavagem, conseqüentemente, causa um incremento no refluxo interno de líquido na zona de lavagem, produzindo maiores vazões de GOR (Figura 38), que fica relativamente mais pesado devido à condensação adicional de frações mais pesadas provenientes do *entrainment* de frações de RV.

Então, à medida que a abertura da válvula SPT_{gop} aumenta, os vapores que saem da zona de lavagem e atingem as seções de retirada de GOP e GOL tornam-se mais ricos em frações significativamente mais leves (e apresentam menores fluxos). Como a temperatura do refluxo circulante de GOP é mantida constante, para valores de SPT_{gop} maiores que 0,82, o refluxo interno de líquido pode condensar apenas uma parte dos vapores que sobem na seção de GOP, reduzindo, portanto, a produção de GOP (região II: valores de SPT_{gop} de 0,82 a 0,99).

Em outras palavras, o aumento do valor da variável SPT_{gop} causa um aumento do fluxo de líquido na zona de lavagem. Esse fenômeno permite um acréscimo inicial na produção do produto GOP e este incorpora cada vez mais frações leves em sua corrente. Após um valor crítico para SPT_{gop} , para o qual atinge-se a máxima produção de GOP, o fluxo de GOP é reduzido, pois os vapores que chegam à seção de GOP provenientes da zona de lavagem diminuem, constantemente, seu fluxo e estão cada vez mais enriquecidos em frações mais leves. Como o fluxo de GOR aumenta e a posição da válvula que representa a taxa de sobrevaporizado (SPT_{sv}) é mantida em posição fixa, há um acréscimo de fluxo de sobrevaporizado para a zona de *flash*. Conseqüentemente, essa alteração ocasiona um impacto na seção de esgotamento da torre de vácuo, responsável pela elevação da geração de RV, como pode ser observado na Figura 38.

As Figuras 39 a 41 mostram a influência da temperatura de operação do refluxo circulante de GOP nas correntes de processo. A Figura 39 apresenta o comportamento da vazão e da temperatura D86 95% do produto GOL. A Figura

40, por sua vez, apresenta o comportamento da vazão e da temperatura D86 95% do produto GOP com a variação da temperatura do refluxo circulante (RC) de GOP. O comportamento das vazões de RV e GOR é mostrado na Figura 41.

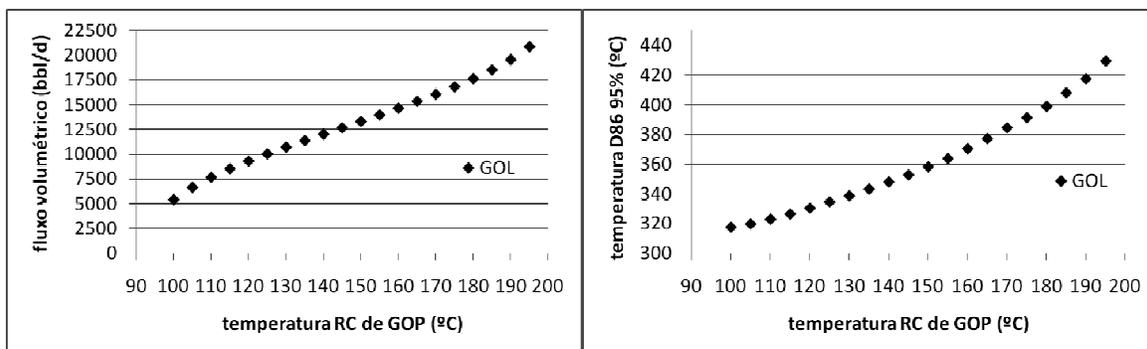


Figura 39 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da temperatura do refluxo circulante de GOP, para RAT13.

O aumento de temperatura no circuito de refluxo circulante de GOP faz com que uma menor quantidade de vapores seja condensada na seção de retirada de GOP; apenas as frações mais pesadas são condensadas. Esse comportamento é confirmado pela Figura 40, que mostra que a temperatura D86 95% do produto GOP sofre um acréscimo com o aumento da temperatura de operação do refluxo circulante de GOP. Como todos os outros parâmetros do modelo são mantidos fixos, a produção de GOP sofre um decréscimo e o fluxo de óleo de lavagem que é direcionado para a zona de lavagem encontra-se numa temperatura mais elevada.

Como a corrente de óleo de lavagem tem uma temperatura mais elevada, somente as frações relativamente mais pesadas do corte GOR serão condensadas, reduzindo sua taxa de produção. O sobrevaporizado que retorna à zona de *flash* está, também, a uma temperatura mais alta, fazendo com que a temperatura para atingir o equilíbrio líquido-vapor na zona de *flash* seja maior. Portanto, o fluxo de líquido que é direcionado para a seção de esgotamento tem maior quantidade de energia, permitindo que frações mais pesadas da

alimentação RAT sejam vaporizadas. Conseqüentemente, a geração de RV sofre uma pequena redução (cerca de 400 bbl/d), como é possível ver na Figura 41.

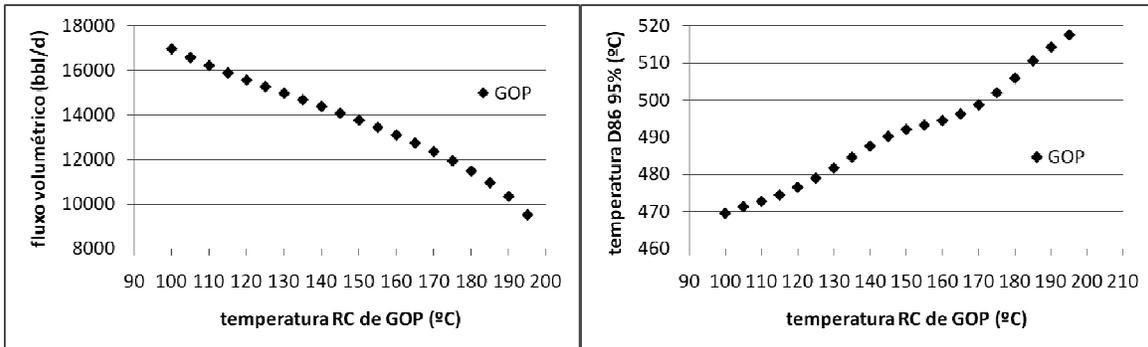


Figura 40 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da temperatura do refluxo circulante de GOP, para RAT13.

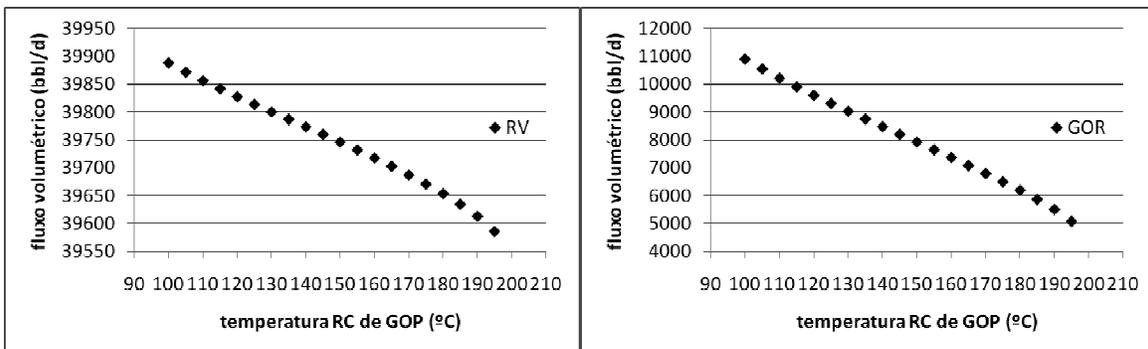


Figura 41 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e GOR (à direita) com variação da temperatura do refluxo circulante de GOP, para RAT13.

Na seção de retirada de GOL ocorre um aumento na produção de GOL, com conseqüente aumento em sua temperatura D86 95%, conforme apresentado na Figura 39. O comportamento descrito ocorre porque frações relativamente mais pesadas que deveriam ter sido condensadas na seção de GOP não o foram, atingindo, portanto, a seção de retirada de GOL, aonde são recuperadas na corrente de GOL.

6.3.3. Óleo de lavagem

O aumento no valor da variável SPT_{oil} permite que uma maior fração da corrente de fundo da seção de retirada de GOP seja direcionada para a zona de lavagem, constituindo o fluxo de óleo de lavagem. As Figuras 42 e 43 mostram que o aumento no fluxo de óleo de lavagem geralmente ocasiona um acréscimo na produção de GOL e uma redução na produção de GOP.

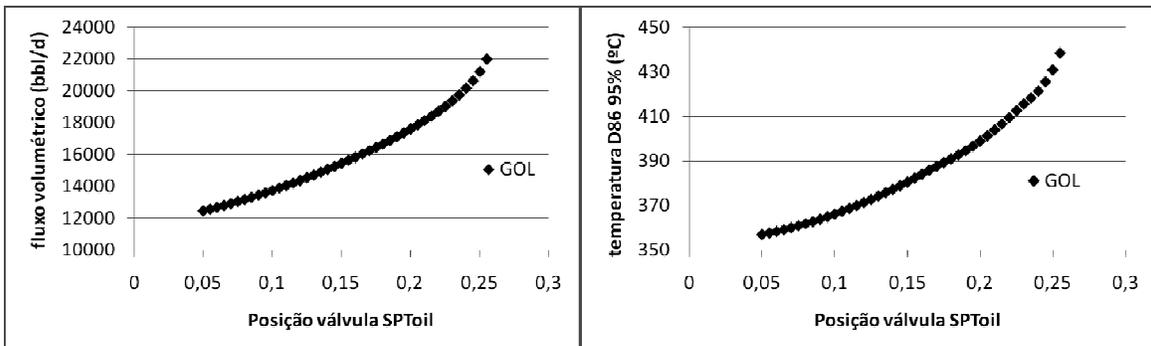


Figura 42 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{oil} , para RAT13.

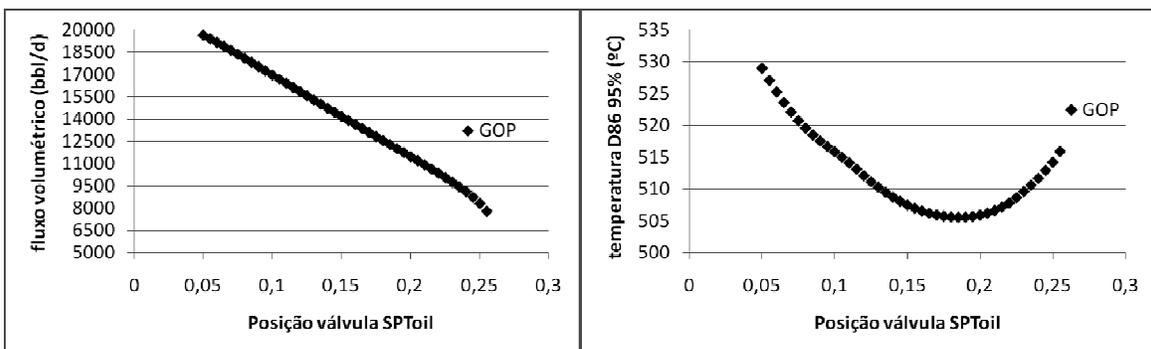


Figura 43 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{oil} , para RAT13.

Como o fluxo de óleo de lavagem aumenta, há uma elevação do fluxo de líquido na zona de lavagem, permitindo que as transferências de calor e massa ocorram de maneira mais eficiente nesta região. Conseqüentemente, o fluxo de GOP aumenta, como indicado na Figura 44.

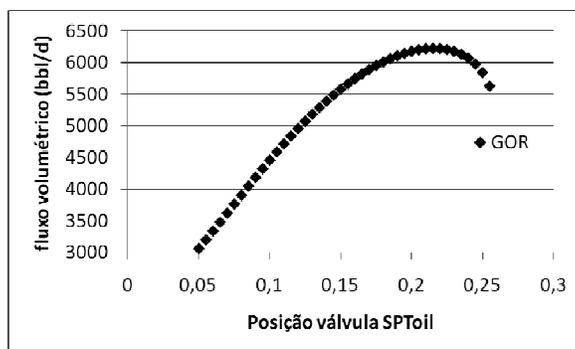


Figura 44 – Comportamento da vazão de GOR com variação da válvula SPT_{oil}, para RAT13.

O fluxo dos vapores que deixam a zona de lavagem em direção à seção de retirada de GOP sofre uma redução e, como o valor da válvula SPT_{oil} aumenta, esses vapores são constituídos por frações relativamente mais leves, uma vez que as frações mais pesadas são retiradas na zona de lavagem. Como os parâmetros do circuito de refluxo circulante de GOP são mantidos constantes, o fluxo do produto GOP sofre um decréscimo. Portanto, parte dos vapores que deveriam ter sido condensados na seção de GOP para formar a corrente do produto GOP chega à seção de retirada de GOL. Isso permite que o fluxo de GOL sofra um significativo aumento e faz com que a temperatura D86 95% do produto GOL também cresça.

Analizando-se as Figuras 42 a 44, é possível notar que para valores de SPT_{oil} maiores que 0,200, o fluxo de GOR começa a decrescer, enquanto que a temperatura D86 95% para o produto GOP sofre um aumento. Esse fenômeno ocorre porque a corrente de óleo de lavagem está ficando rica em frações mais leves (fato evidenciado pela redução da temperatura D86 95% para GOP para valores de SPT_{oil} menores que 0,200), diminuindo a eficiência da troca de massa na zona de lavagem. Assim, o fluxo de GOR sofre uma redução e o fluxo dos vapores que ascendem para a seção de retirada de GOP tem um pequeno aumento. Entretanto, como a vazão do refluxo circulante de GOP continua diminuindo, somente as frações relativamente mais pesadas são condensadas,

aumentando a temperatura D86 95% do produto GOP. A geração de RV mantém-se praticamente inalterada.

6.3.4. Hot reflux

As Figuras 45 e 46 mostram, respectivamente, o comportamento das vazões e temperaturas D86 95% para os produtos GOL e GOP com o aumento da porcentagem da corrente de fundo da zona de lavagem que é desviada para produzir a corrente de *hot reflux*. Na Figura 47, apresenta-se a variação do fluxo de GOR.

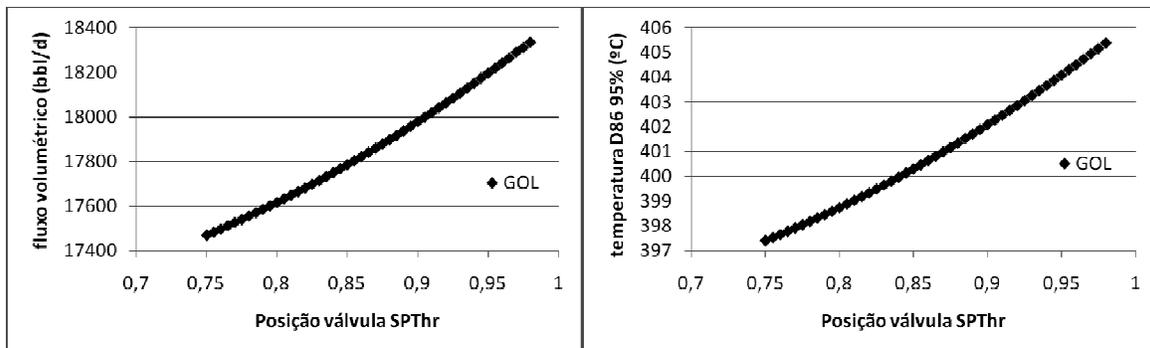


Figura 45 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{hr}, para RAT13.

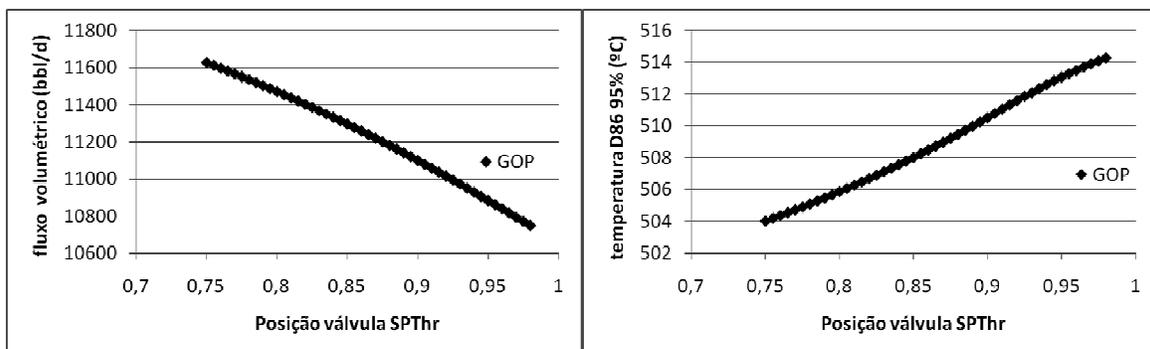


Figura 46 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{hr}, para RAT13.

O aumento do fluxo de *hot reflux* permite um crescimento do refluxo de líquido interno na zona de lavagem, mas a maioria deste fluxo de líquido é usado

para compor a própria corrente de *hot reflux*. Assim, a taxa de produção de GOR permanece praticamente constante – na Figura 47 observa-se, apenas, a variação de 40 bbl/d para todo o intervalo considerado.

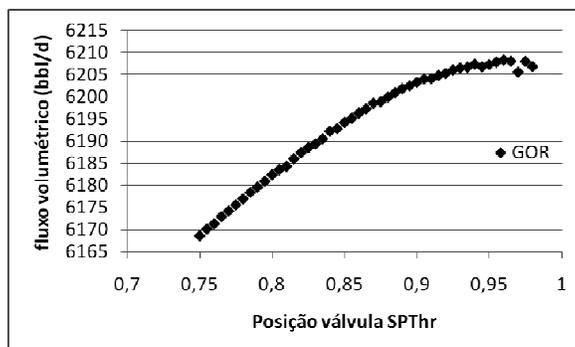


Figura 47 – Comportamento da vazão de GOR com variação da válvula SPT_{hr}, para RAT13.

A transferência de massa na zona de lavagem é melhorada, fazendo com que os vapores que chegam à seção de retirada de GOP sejam relativamente mais leves à medida que o valor da variável SPT_{hr} aumenta. Uma vez que os parâmetros operacionais do circuito de refluxo circulante de GOP são fixos, apenas as frações mais pesadas são condensadas, resultando na redução da vazão do produto GOP e no aumento em sua temperatura D86 95% (vide Figura 46). Além disso, à medida que o valor de SPT_{hr} cresce, os vapores que chegam à seção de retirada de GOL são cada vez mais ricos em frações relativamente mais pesadas. Devido à baixa temperatura do circuito de refluxo circulante de GOL, esses vapores são condensados e o fluxo do produto GOL aumenta, bem como a sua temperatura D86 95%, conforme apresentado na Figura 45. A geração de RV permanece praticamente inalterada.

6.3.5. Sobrevaporizado

A principal função do sobrevaporizado é reduzir os efeitos do *entrainment* de líquido (frações mais pesadas) para a zona de lavagem e seção de retirada de GOP. A Figura 48 mostra que o fluxo de produto GOR diminui com o aumento do fluxo de sobrevaporizado (controlado pela abertura da válvula SPT_{sv}), pois uma

maior quantidade de GOR é desviada para constituir a corrente de sobrevaporizado. O crescimento do fluxo de sobrevaporizado aumenta o fluxo de líquido na zona de *flash*, fazendo com que os vapores que ascendem dessa região para a zona de lavagem fiquem relativamente mais leves. Por outro lado, a vazão de RV tem um pequeno aumento.

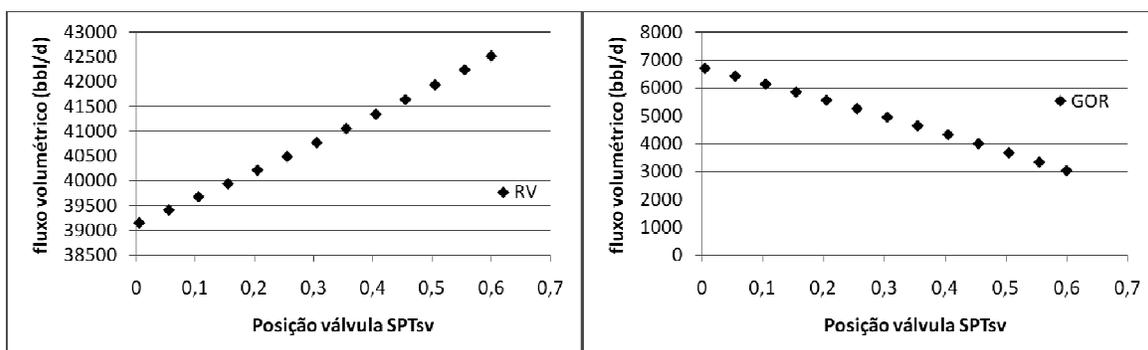


Figura 48 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e GOR (à direita) com variação da válvula SPT_{sv}, para RAT13.

Como a zona de lavagem não conta com um sistema de refluxo circulante, o fluxo de vapor que segue para a seção de recuperação de GOP sofre um aumento significativo. Portanto, o fluxo de produto GOP aumenta, enriquecendo-se em frações mais leves. Esse comportamento é observado na Figura 49, onde verifica-se uma diminuição na temperatura D86 95% do GOP.

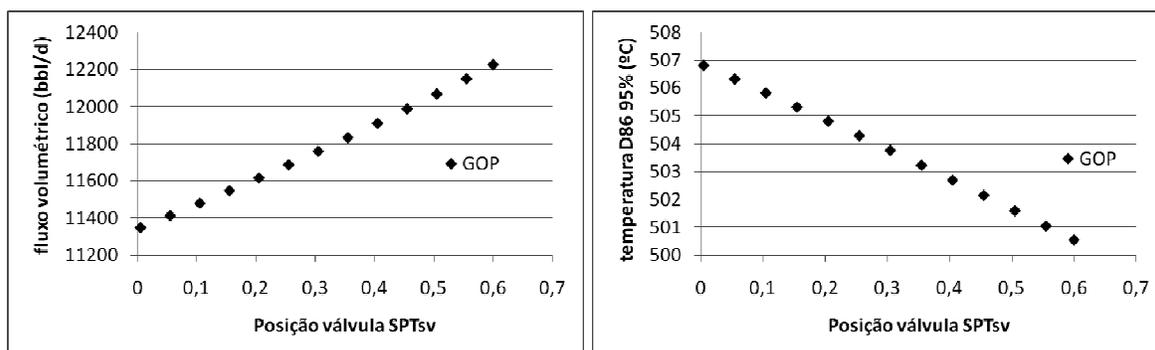


Figura 49 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{sv}, para RAT13.

O resultado de uma condensação adicional na seção de retirada de GOP é uma redução na vazão do produto GOL, como mostra a Figura 50. O produto GOL fica relativamente mais leve pelo fato do aumento da taxa de sobre vaporizado retirar as frações de RV arrastadas na zona de *flash*.

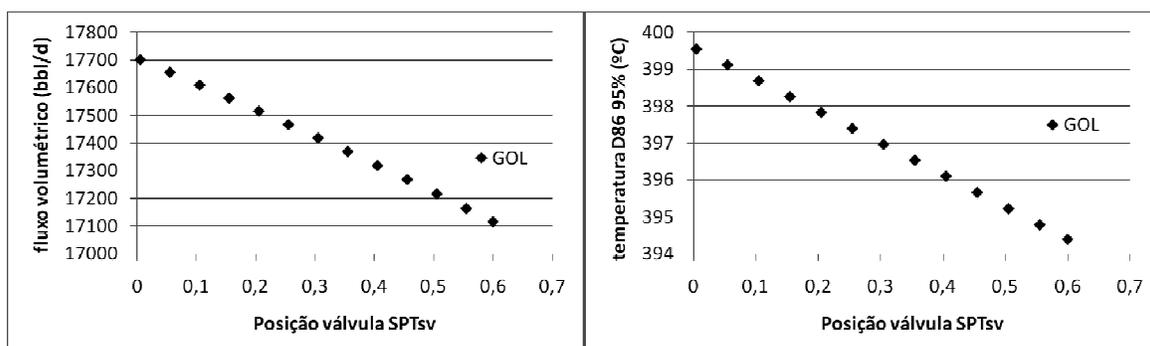


Figura 50 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{sv}, para RAT13.

6.3.6. Temperatura do forno

O aumento da temperatura do forno da unidade de destilação a vácuo permite que uma maior quantidade de RAT seja vaporizada. A Figura 51 mostra que a corrente de RV tem seu fluxo reduzido com o aumento da temperatura de operação do forno. Esta figura mostra também que o resíduo de vácuo (RV) torna-se mais pesado – sua temperatura D86 5% sofre um aumento – à medida que a temperatura do forno é elevada.

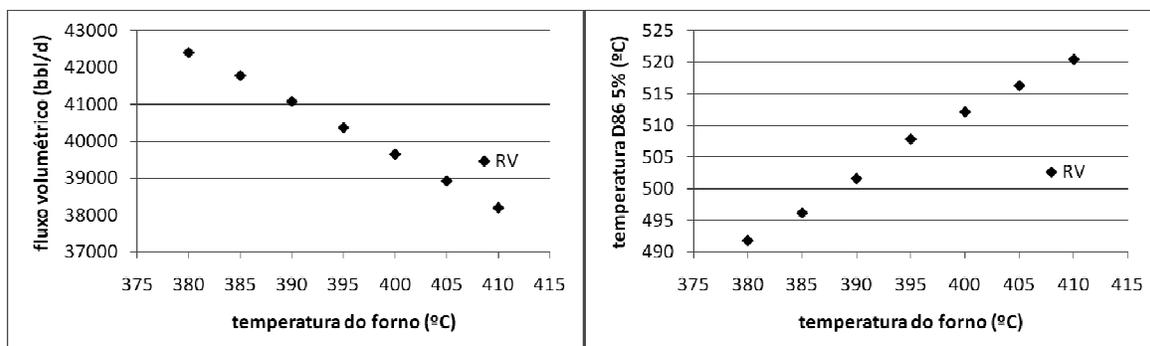


Figura 51 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 5% (à direita) do RV com variação da temperatura do forno, para RAT13.

A vaporização de maiores quantidades de RAT faz com que o fluxo de vapores na zona de lavagem e na seção de retirada de GOP aumente. Conseqüentemente, as vazões de GOR e do produto GOP aumentam e essas correntes ficam relativamente mais pesadas (elevação da temperatura D86 95% para o GOP) conforme a temperatura do forno aumenta. Os padrões de resposta para o GOR e GOP podem ser visualizados nas Figuras 52 e 53, respectivamente.

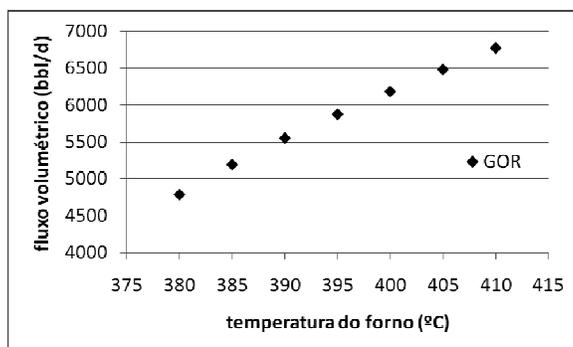


Figura 52 – Comportamento da vazão do GOR com variação da temperatura do forno, para RAT13.

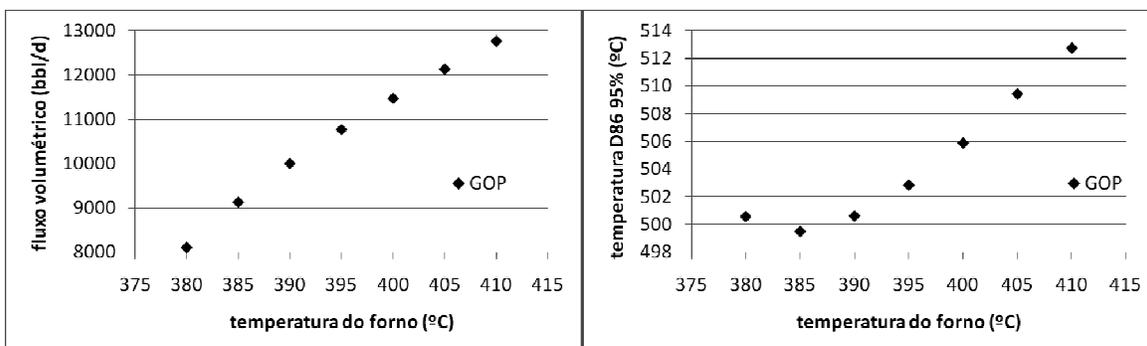


Figura 53 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da temperatura do forno, para RAT13.

Como uma maior quantidade de vapores é condensada na seção de retirada de GOP, o fluxo do produto GOL sofre uma redução e o produto torna-se relativamente mais leve. A Figura 54 mostra como a vazão de GOL e a sua temperatura D86 95% respondem à variação da temperatura do forno da unidade.

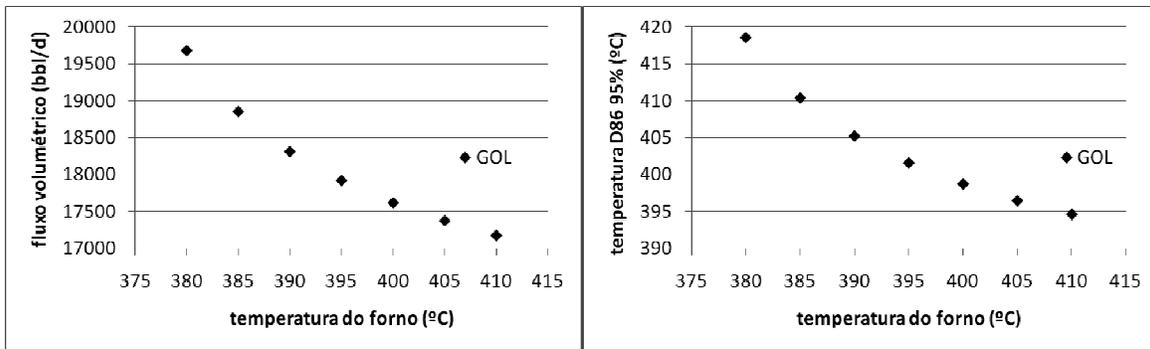


Figura 54 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da temperatura do forno, para RAT13.

6.3.7. Entrainment

Uma elevada porcentagem de *entrainment* corresponde a uma situação indesejável, pois pode trazer uma série de problemas operacionais. A porcentagem de *entrainment*, nos modelos desenvolvidos, é representada pela válvula SPT_{ent} . O aumento no *entrainment* de líquido da zona de *flash* para a zona de lavagem decresce o fluxo de RV (Figura 55); por outro lado, enriquece todos os produtos com frações mais pesadas, como pode ser visto pela interpretação das Figuras 56 e 57, as quais mostram um aumento nas temperaturas D86 95% dos produtos GOP e GOL, respectivamente.

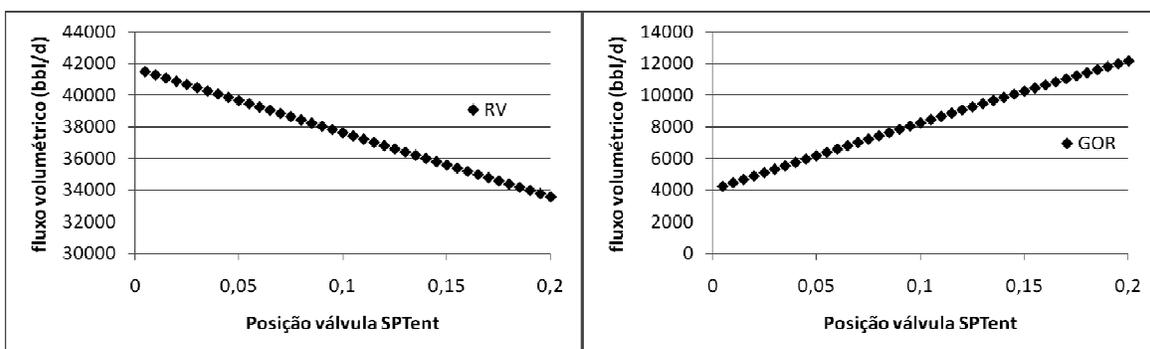


Figura 55 – Comportamento das vazões de RV (à esquerda) e GOR (à direita) com variação da válvula SPT_{ent} , para RAT13.

Quando uma maior quantidade de líquido é arrastada para a zona de lavagem, o fluxo de líquido nesta seção aumenta. Conseqüentemente, o fluxo de

GOR aumenta (Figura 55), confirmando os resultados de Mosca *et al.* (2011). Com isso, o fluxo de vapores provenientes da zona de lavagem para a seção de retirada de GOP decresce, causando uma diminuição de aproximadamente 3300 bbl/d, ao longo do intervalo considerado, na vazão do produto GOP. Como o fluxo de produto GOP diminui, o fluxo de GOL aumenta também em cerca de 3300 bbl/d ao longo do intervalo considerado.

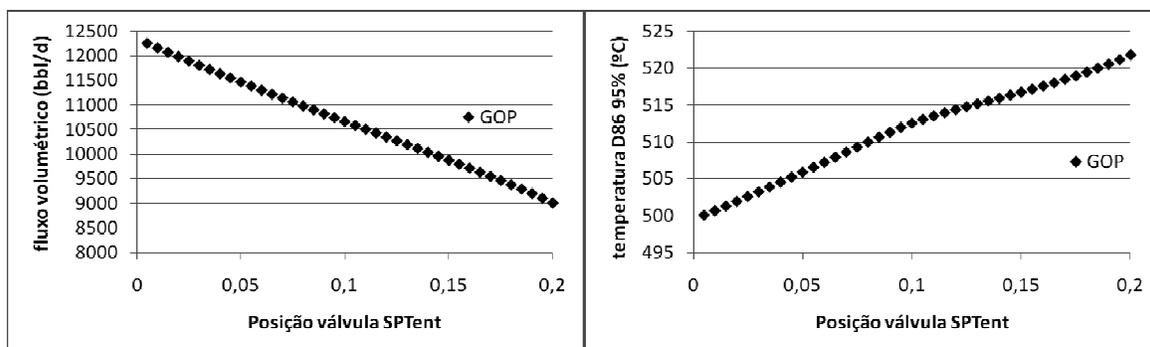


Figura 56 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOP com variação da válvula SPT_{ent}, para RAT13.

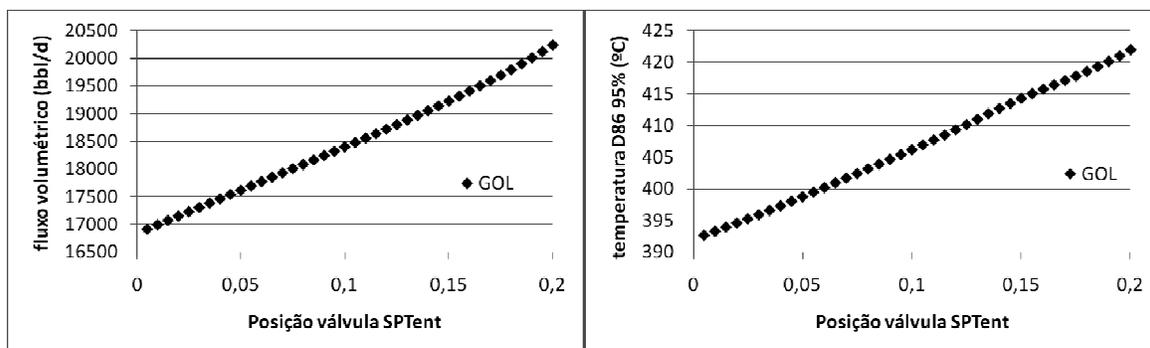


Figura 57 – Comportamento da vazão (à esquerda) e da temperatura D86 95% (à direita) do produto GOL com variação da válvula SPT_{ent}, para RAT13.

6.3.8. Adequação dos produtos às especificações

A partir das análises de sensibilidade (monovariadas) realizadas para os modelos computacionais criados para representar a unidade de destilação a vácuo, pode-se identificar o intervalo de valores para cada parâmetro operacional que possibilita que os produtos GOP e GOL sejam obtidos dentro dos critérios de

especificação. As Tabelas 16, 17 e 18 apresentam as faixas operacionais para cada parâmetro para RAT13, RAT16 e RAT19, respectivamente.

Analisando-se as Tabelas 16 a 18, nota-se que as variáveis que controlam os fluxos de GOL no circuito de refluxo circulante (SPT_{gol}), de *hot reflux* (SPT_{hr}) e de sobrevaporizado (SPT_{sv}) e a temperatura do refluxo circulante de GOL (T_{RCGOL}) mantêm o mesmo intervalo de variação independentemente do tipo de RAT admitido na torre de vácuo. As demais variáveis, destacando-se aquelas que estão relacionadas com a seção de retirada de GOP (temperatura do refluxo circulante de GOP, vazão de óleo de lavagem e vazão de GOP no circuito de refluxo circulante), adquirem diferentes valores dependendo da qualidade do RAT alimentado à zona de *flash* da unidade de destilação a vácuo.

Tabela 16. Faixas de trabalho para as variáveis de cada modelo para RAT13.

Parâmetro	Modelo 1	Modelo 2	Modelo 3	Modelo 4
T_{RCGOL} (°C)	60-120	60-120	60-120	60-120
T_{RCGOP} (°C)	170-190	165-185	165-185	165-185
Posição SPT_{gol}	0,750-0,990	0,750-0,990	0,750-0,990	0,750-0,990
Posição SPT_{gop}	0,775-0,830	0,790-0,835	0,790-0,835	0,790-0,830
Posição SPT_{oil}	0,155-0,235	0,140-0,215	0,140-0,215	0,140-0,220
Posição SPT_{hr}	0,750-0,980	0,750-0,980	0,750-0,975	0,750-0,980
Posição SPT_{sv}	0,005-0,600	0,005-0,600	0,005-0,600	0,005-0,600
Posição SPT_{ent}	ausente	0,005-0,120	0,005-0,115	0,005-0,120
T_{forno} (°C)	385-410	390-410	390-410	390-410

Tabela 17. Faixas de trabalho para as variáveis de cada modelo para RAT16.

Parâmetro	Modelo 1	Modelo 2	Modelo 3	Modelo 4
T_{RCGOL} (°C)	60-120	60-120	60-120	60-120
T_{RCGOP} (°C)	180-200	180-200	180-205	180-205
Posição SPT_{gol}	0,750-0,990	0,750-0,990	0,750-0,990	0,750-0,990
Posição SPT_{gop}	0,750-0,805	0,775-0,805	0,750-0,805	0,750-0,805
Posição SPT_{oil}	0,195-0,300	0,190-0,280	0,190-0,280	0,190-0,280
Posição SPT_{hr}	0,750-0,980	0,750-0,980	0,750-0,980	0,750-0,980
Posição SPT_{sv}	0,005-0,600	0,005-0,600	0,005-0,600	0,005-0,600
Posição SPT_{ent}	ausente	0,005-0,200	0,005-0,200	0,005-0,200
T_{forno} (°C)	370-410	370-410	370-410	370-410

Tabela 18. Faixas de trabalho as variáveis de cada modelo para RAT19.

Parâmetro	Modelo 1	Modelo 2	Modelo 3	Modelo 4
T_{RCGOL} (°C)	60-120	60-120	60-120	60-120
T_{RCGOP} (°C)	180-190	175-185	175-185	175-185
Posição SPT_{gol}	0,750-0,990	0,750-0,990	0,750-0,990	0,750-0,990
Posição SPT_{gop}	0,780-0,800	0,790-0,810	0,790-0,810	0,790-0,810
Posição SPT_{oil}	0,155-0,235	0,140-0,215	0,140-0,215	0,140-0,215
Posição SPT_{hr}	0,750-0,980	0,750-0,980	0,750-0,980	0,750-0,980
Posição SPT_{sv}	0,005-0,600	0,005-0,600	0,005-0,600	0,005-0,600
Posição SPT_{ent}	ausente	0,005-0,105	0,005-0,100	0,005-0,105
T_{forno} (°C)	400-410	390-410	390-410	390-410

Tomando-se um RAT qualquer como exemplo, excluindo-se o modelo de representação mais idealizado (Modelo 1), os resultados das Tabelas 16 a 18 indicam que, independentemente da complexidade assumida para o modelo, as faixas de trabalho para as variáveis de processo são praticamente as mesmas. Essa constatação demonstra que os Modelos 2, 3 e 4 podem ser usados para representar a unidade de destilação a vácuo. Os resultados obtidos a partir das análises de sensibilidade realizadas mostram também que os modelos criados podem ser utilizados para o treinamento de novos operadores, pois possibilita ao usuário enxergar quais parâmetros operacionais exercem maiores impactos no processo e como é que cada um desses parâmetros influenciam no rendimento e na qualidade dos produtos obtidos.

Portanto, os resultados disponíveis nas Tabelas 16 a 18 mostram que, partindo-se da situação de caso-base com a injeção de 5,0% de vapor de retificação, manipulando-se qualquer uma das variáveis listadas dentro dos intervalos considerados e mantendo-se constante os valores das demais variáveis, é possível atender às especificações de qualidade para ambos os gasóleos de vácuo. Na seção seguinte, serão apresentadas as situações operacionais que conduzem à maximização da produção de gasóleos de vácuo (GVAC) e à minimização da geração de resíduo de vácuo (RV).

6.4. Identificação de novos pontos de operação

Como comentado na seção anterior, os modelos desenvolvidos para representar a unidade de destilação a vácuo assumem os mesmos valores para os diferentes parâmetros operacionais. Sendo assim, para exemplificar a seleção de pontos de operação que maximizam a produção de gasóleos de vácuo e que minimizam a obtenção de resíduo de vácuo (RV), o Modelo 4 será utilizado.

As Tabelas 19 e 20 apresentam, para os três resíduos atmosféricos (RATs), os resultados obtidos para os pontos de operação que permitem a maximização da produção de gasóleos de vácuo (Max GVAC) e a minimização da geração de resíduo de vácuo (Min RV), respectivamente.

Quando RAT13 ou RAT19 é alimentado na unidade de destilação a vácuo, a variável que permite maximizar a produção de gasóleos de vácuo (GVAC) é a temperatura de operação do forno. O forno deve passar a operar a 410 °C para possibilitar um aumento na produção de GVAC de 3,1%, para RAT13, e de 2,9%, para RAT19. Por outro lado, quando a carga da torre de vácuo é RAT16, o parâmetro que permite a maximização da produção de GVAC é a válvula SPT_{gop} , que deve ter o seu valor ajustado para 0,750. Com essa alteração, a produção de GVAC cresce 14,4%.

Para a minimização da geração de resíduo de vácuo (RV), independentemente do RAT utilizado como carga da torre de vácuo, o parâmetro que mais influencia a geração de RV é a porcentagem de *entrainment*. Apesar da ocorrência de arraste de frações líquidas ricas em componentes pesados ser indesejável, pois pode causar paradas não programadas na unidade, a variável SPT_{ent} é aquela que tem o efeito mais significativo na redução da geração de RV. Para RAT13, SPT_{ent} deve ser igual a 0,120, resultando numa redução de 7,2% no fluxo volumétrico de RV; para RAT16, ao ajustar-se o valor de SPT_{ent} para 0,200, tem-se uma redução de 13,8% na geração de RV; para RAT19, selecionando-se o valor de 0,105 para SPT_{ent} , obtém-se uma diminuição de 5,6% na produção de RV.

Tabela 19. Comparação entre caso base e situação de máxima produção de gasóleos de vácuo.

	RAT13			RAT16			RAT19		
	Caso Base	Max GVAC	Variação	Caso Base	Max GVAC	Variação	Caso Base	Max GVAC	Variação
RV (kg/h)	266622	257315	-3,5%	217990	216770	-0,6%	259850	250991	-3,4%
GOR (kg/h)	39964	43852	9,7%	97627	76108	-22,0%	38262	41794	9,2%
GOP (kg/h)	70260	78235	11,4%	124750	131998	5,8%	71762	79778	11,2%
GOL (kg/h)	100321	97682	-2,6%	35206	51027	44,9%	107093	104344	-2,6%
RV (bbl/d)	39653	38203	-3,7%	32081	32608	1,6%	38648	37268	-3,6%
GOR (bbl/d)	6182	6772	9,5%	15599	12089	-22,5%	5919	6454	9,0%
GOP (bbl/d)	11472	12760	11,2%	20782	21838	5,1%	11738	13036	11,1%
GOL (bbl/d)	17615	17171	-2,5%	6151	8856	44,0%	18753	18290	-2,5%
D86 5% RV (°C)	512	520	1,6%	492	493	0,2%	512	521	1,7%
D86 5% GOP (°C)	376	375	-0,3%	349	363	4,0%	374	373	-0,2%
D86 95% GOP (°C)	506	513	1,3%	469	479	2,2%	503	511	1,6%
D86 95% GOL (°C)	399	395	-1,1%	379	394	3,9%	399	396	-0,8%

Tabela 20. Comparação entre caso base e situação de mínima geração de resíduo de vácuo.

	RAT13			RAT16			RAT19		
	Caso Base	Min RV	Variação	Caso Base	Min RV	Variação	Caso Base	Min RV	Variação
RV (kg/h)	266622	247628	-7,1%	217990	183917	-15,6%	259850	245323	-5,6%
GOR (kg/h)	39964	59199	48,1%	97627	132735	36,0%	38262	52468	37,1%
GOP (kg/h)	70260	63617	-9,5%	124750	121342	-2,7%	71762	64950	-9,5%
GOL (kg/h)	100321	106895	6,6%	35206	37663	7,0%	107093	114353	6,8%
RV (bbl/d)	39653	36817	-7,2%	32081	27648	-13,8%	38648	36479	-5,6%
GOR (bbl/d)	6182	9065	46,6%	15599	20931	34,2%	5919	8043	35,9%
GOP (bbl/d)	11472	10355	-9,7%	20782	20196	-2,8%	11738	10590	-9,8%
GOL (bbl/d)	17615	18717	6,3%	6151	6573	6,9%	18753	19969	6,5%
D86 5% RV (°C)	512	514	0,3%	492	495	0,6%	512	514	0,3%
D86 5% GOP (°C)	376	382	1,7%	349	351	0,5%	374	380	1,6%
D86 95% GOP (°C)	506	514	1,6%	469	473	0,8%	503	512	1,8%
D86 95% GOL (°C)	399	409	2,6%	379	381	0,4%	399	409	2,5%

Caso o objetivo da unidade de destilação a vácuo seja a produção de maiores quantidades de produto GOP, para RAT13 e RAT19, a variável de processo que exerce maior influência na maximização da produção é a porcentagem de óleo de lavagem, representada pelo parâmetro SPT_{oil} nos modelos desenvolvidos. O valor desse parâmetro deve ser igual a 0,14, tanto para RAT13 quanto para RAT19. Por outro lado, para RAT16, a variável que tem um efeito mais significativo no rendimento de GOP é a porcentagem de sobrevaporizado, representada pelo parâmetro SPT_{sv} . O valor de SPT_{sv} que possibilita a maximização da produção de GOP quando RAT16 é alimentado à torre de vácuo é igual a 0,60.

Se o principal objetivo da refinaria é a produção de GOL, para RAT13, a principal variável a ser controlada é a porcentagem de óleo de lavagem. O valor do parâmetro SPT_{oil} deve ser mantido em 0,22. Para RAT16, a temperatura do circuito de refluxo circulante de GOP é a variável mais significativa para a manutenção da produção de GOL, devendo ser fixada em 205 °C. Por último, para RAT19, a porcentagem de *entrainment* é a variável que exerce maior impacto nos rendimentos de GOL. O parâmetro SPT_{ent} , que representa a porcentagem de *entrainment* nos modelos desenvolvidos, deve permanecer no valor de 0,105.

Quando a unidade de destilação a vácuo trabalha sob a configuração para a produção de combustíveis, as correntes de produtos GOP e GOL são retiradas separadamente da torre de vácuo, mas, na próxima etapa do processamento, são misturadas e enviadas para a unidade de craqueamento catalítico (FCC). As correntes de GOP e GOL são removidas em separado por questões de flexibilidade operacional e economia de energia. No que se refere à flexibilidade operacional, caso seja necessário o aumento da produção de diesel, parte do GOL pode ser desviada da carga do FCC para compor o *pool* de óleo diesel, após sofrer os devidos tratamentos. Do ponto de vista de economia energética, se existisse apenas uma seção de retirada de produto, a temperatura deste produto seria bem mais baixa, uma vez que este ficaria mais leve, e, portanto, uma menor carga térmica seria recuperada nas baterias de pré-aquecimento.

No caso da produção de combustíveis, o principal objetivo da torre de vácuo é obter um maior rendimento de gasóleos de vácuo (GVAC) e com qualidade para o craqueamento catalítico (FCC). A situação operacional que possibilita a máxima produção de GVAC para RAT13 (temperatura do forno = 410 °C), comparando com o caso base, faz com que o consumo energético no forno de pré-carga da unidade aumente de 20,43 MW para 24,86 MW, que corresponde a um aumento de 21,7%. Entretanto, considerando todos os trocadores de calor presentes na unidade – inclusive o forno de pré-carga e os refluxos circulantes – o aumento no fluxo de calor é de apenas 0,51%, passando de -79,7 MW para -80,1 MW. Os dados de troca térmica para o caso base e a nova situação operacional são apresentados na Tabela 21. O maior crescimento nos fluxos de líquido ($q_{líquido}$) e de vapor (q_{vapor}) se dá na seção de retirada de GOP (último estágio) e na zona de lavagem (também no último estágio), respectivamente, sendo que o fluxo de líquido aumenta 11,2% e o fluxo de vapor sofre um acréscimo de 4,6%. Os resultados para os fluxos de líquido e vapor estágio a estágio são disponibilizados na Tabela 22, na qual a numeração dos estágios foi realizada do topo para a base da torre de vácuo – ou seja, o estágio 1 corresponde ao primeiro estágio da seção de retirada do produto GOL e o estágio 14 constitui-se do último estágio da seção de esgotamento, de onde é retirada a corrente de resíduo de vácuo (RV). Os dados apresentados na Tabela 22 mostram também que o perfil de temperatura ao longo da torre de vácuo permaneceu praticamente inalterado nas seções de retirada de GOL e GOP para RAT13. Entretanto, na zona de lavagem e na seção de esgotamento, a temperatura dos estágios sofreu variação significativa, sofrendo um aumento de até 10,0 °C para a zona de *flash*. Apesar da alteração no perfil de temperatura, os fluxos de líquido e de vapor permanecem praticamente constantes e a nova situação operacional, muito provavelmente, poderia ser atingida sem a realização de *revamps* na torre, mantendo-se o mesmo diâmetro para a coluna.

Tabela 21. Dados de troca térmica para os trocadores de calor da unidade de destilação a vácuo para os resíduos atmosféricos estudados.

	RAT13		RAT16		RAT19	
	Caso base	Max GVAC	Caso base	Max GVAC	Caso base	Max GVAC
Forno (MW)	20,43	24,86	19,67	19,67	20,27	24,75
TC RV (MW)	-38,73	-39,19	-28,65	-28,60	-37,57	-38,10
TC GOR (MW)	-6,54	-7,44	-14,41	-11,71	-6,23	-7,06
TC GOP (MW)	-10,27	-11,49	-15,72	-18,15	-10,45	-11,67
TC GOL (MW)	-4,80	-4,64	-1,70	-2,47	-5,11	-4,95
RC GOP (MW)	-24,03	-26,96	-32,34	-30,28	-24,36	-27,32
RC GOL (MW)	-15,77	-15,26	-5,61	-8,17	-16,79	-16,27

Tabela 22. Dados de temperatura e de fluxos de líquido e de vapor estágio a estágio para RAT13.

n	Caso Base			Maximização de GVAC		
	T (°C)	Q _{líquido} (bbl/d)	Q _{vapor} (bbl/d)	T (°C)	Q _{líquido} (bbl/d)	Q _{vapor} (bbl/d)
1	78,4	71489	4186	78,6	69749	4202
2	96,9	77951	5214	97,3	76142	5266
3	139,0	88078	11675	138,6	85858	11656
4	236,6	62404	21802	234,1	68731	21373
5	269,8	72471	38319	268,4	80297	39063
6	297,6	71700	48383	298,5	79754	50627
7	344,5	37562	47613	350,6	41492	50084
8	358,3	34349	42383	365,9	37627	44584
9	380,3	45076	14071	390,2	43886	14589
10	378,3	43647	9054	388,0	42372	9314
11	377,1	42845	7625	386,7	41525	7800
12	376,1	42211	6823	385,6	40854	6953
13	374,9	41506	6189	384,2	40100	6282
14	373,5	39656	5482	382,1	38205	5526

Para RAT16, a situação operacional que possibilita a máxima produção de GVAC ($SPT_{gop} = 0,750$), não aumenta o consumo energético no forno de pré-carga. Entretanto, considerando todos os trocadores de calor presentes na unidade – inclusive o forno de pré-carga e os refluxos circulantes – o aumento no fluxo de calor é de apenas 1,21%, passando de -78,8 MW para -79,7 MW. Os

dados de troca térmica para o caso base e a nova situação operacional são apresentados na Tabela 21. O maior crescimento nos fluxos de líquido e de vapor se dá na seção de retirada de GOL (último estágio) e na região central da seção de retirada de GOP, respectivamente, sendo que o fluxo de líquido aumenta 44,0% e o fluxo de vapor sofre um acréscimo de 31,4%. Os resultados para os fluxos de líquido e vapor estágio a estágio são disponibilizados na Tabela 23, na qual a numeração dos estágios foi realizada do topo para a base da torre de vácuo – ou seja, o estágio 1 corresponde ao primeiro estágio da seção de retirada do produto GOL e o estágio 14 constitui-se do último estágio da seção de esgotamento, de onde é retirada a corrente de resíduo de vácuo (RV). Os dados apresentados na Tabela 23 mostram também que o perfil de temperatura sofre uma variação significativa na seção de retirada de GOP, chegando a aumentar até 19,4 °C. Dessa forma, para ser possível a operação no novo ponto operacional, a unidade necessitaria passar por ações de *revamp* onde os diâmetros das seções de retirada de GOP e de GOL teriam que ser aumentados e/ou novos internos de torre teriam que ser instalados.

Tabela 23. Dados de temperatura e de fluxos de líquido e de vapor estágio a estágio para RAT16.

n	Caso Base			Maximização de GVAC		
	T (°C)	Q _{líquido} (bbl/d)	Q _{vapor} (bbl/d)	T (°C)	Q _{líquido} (bbl/d)	Q _{vapor} (bbl/d)
1	80,9	24981	3748	77,3	35564	3690
2	102,4	27286	4127	92,8	37600	3831
3	140,0	30753	6431	140,5	44280	5865
4	204,4	97163	9898	221,7	84424	12545
5	237,2	117779	23931	256,6	103149	31454
6	270,2	129893	44544	285,6	109194	50178
7	322,9	90575	56658	332,2	71002	56222
8	336,5	86662	50703	344,6	67163	50433
9	368,5	40993	21010	369,1	40712	20814
10	364,3	38474	11795	364,9	38229	11707
11	361,8	37166	9276	362,5	36938	9224
12	359,9	36207	7967	360,5	35990	7933
13	357,9	35245	7009	358,6	35035	6985
14	356,3	32803	6044	356,9	32610	6027

A situação operacional que possibilita a máxima produção de GVAC para RAT19 (temperatura do forno = 410 °C), comparando com o caso base, faz com que o consumo energético no forno de pré-carga da unidade aumente de 20,27 MW para 24,75 MW, que corresponde a um aumento de 22,1%. Entretanto, considerando todos os trocadores de calor presentes na unidade – inclusive o forno de pré-carga e os refluxos circulantes – o aumento no fluxo de calor é de apenas 0,47%, passando de -80,2 MW para -80,6 MW. Os dados de troca térmica para o caso base e a nova situação operacional são apresentados na Tabela 21. O maior crescimento nos fluxos de líquido e vapor se dá na seção de retirada de GOP (último estágio) e na zona de lavagem (primeiro estágio), respectivamente, sendo que o fluxo de líquido aumenta 11,1% e o fluxo de vapor sofre um acréscimo de 5,0%. Os resultados para os fluxos de líquido e vapor estágio a estágio são disponibilizados na Tabela 24, na qual a numeração dos estágios foi realizada do topo para a base da torre de vácuo – ou seja, o estágio 1 corresponde ao primeiro estágio da seção de retirada do produto GOL e o estágio 14 constitui-se do último estágio da seção de esgotamento, de onde é retirada a corrente de resíduo de vácuo (RV). Os dados apresentados na Tabela 24 mostram também que o perfil de temperatura ao longo da torre de vácuo permaneceu praticamente inalterado para as seções de retirada de GOL e GOP para o RAT19. Entretanto, assim como para RAT13, na zona de lavagem e na seção de esgotamento, a temperatura dos estágios sofreu variação significativa, sofrendo um aumento de até 10,1 °C para a zona de *flash*, sem alterações significativas nos fluxos de vapor e de líquido. Portanto, assim como para o RAT13, a nova situação operacional, muito provavelmente, poderia ser atingida sem a realização de *revamps* na torre, mantendo-se o mesmo diâmetro para a coluna.

As Figuras 58, 59 e 60 mostram as curvas de destilação ASTM D86 para as correntes de produtos para RAT13, RAT16 e RAT19, respectivamente, comparando o caso base com a situação operacional que maximiza a produção de gasóleos de vácuo. As linhas verticais vermelhas definem os limites de especificação mínimo e máximo para a temperatura ASTM D86 95% para o produto GOL; as linhas verticais pretas, por sua vez, representam os limites de

especificação mínimo e máximo para a temperatura ASTM D86 95% para o produto GOP.

Tabela 24. Dados de temperatura e de fluxos de líquido e de vapor estágio a estágio para RAT19.

n	Caso Base			Maximização de GVAC		
	T (°C)	Q _{líquido} (bbl/d)	Q _{vapor} (bbl/d)	T (°C)	Q _{líquido} (bbl/d)	Q _{vapor} (bbl/d)
1	77,2	75659	4044	77,4	73830	4055
2	93,1	81283	4686	93,5	79424	4723
3	138,9	93773	10309	138,5	91454	10315
4	238,7	64910	22798	236,4	71452	22345
5	270,5	75107	40765	269,4	83226	41657
6	296,8	73352	50960	297,7	81469	53430
7	342,7	36319	49205	349,0	39954	51673
8	357,1	32881	43475	364,9	35855	45617
9	378,7	43694	13644	388,8	42542	14051
10	376,8	42346	8670	386,7	41130	8898
11	375,6	41604	7322	385,5	40352	7486
12	374,7	41023	6580	384,4	39737	6708
13	373,6	40378	5999	383,1	39044	6092
14	372,4	38651	5352	381,3	37271	5398

Analisando as Figuras 58 e 60, pode-se dizer que as características dos produtos obtidos utilizando-se como carga RAT13 ou RAT19 são semelhantes. Comparando-se com o caso base, a situação na qual se tem a máxima produção de gasóleos de vácuo produz um gasóleo de vácuo pesado (GOP) relativamente mais pesado (fato comprovado pelo aumento da temperatura D86 para porcentagens de volume destilado superiores a 50%). Esse enriquecimento de frações pesadas no produto GOP é justificado pela vaporização adicional de frações de RAT, comprovado, principalmente, pelo aumento das temperaturas D86 para porcentagens de volume destilado menores que 20% das correntes de resíduo de vácuo (RV) e de gasóleo de vácuo residual (GOR). O produto GOL, para a situação de máxima produção de GVAC, fica relativamente mais leve do que a situação de caso base, uma vez que uma quantidade adicional de frações pesadas foram condensadas na seção de retirada de GOP.

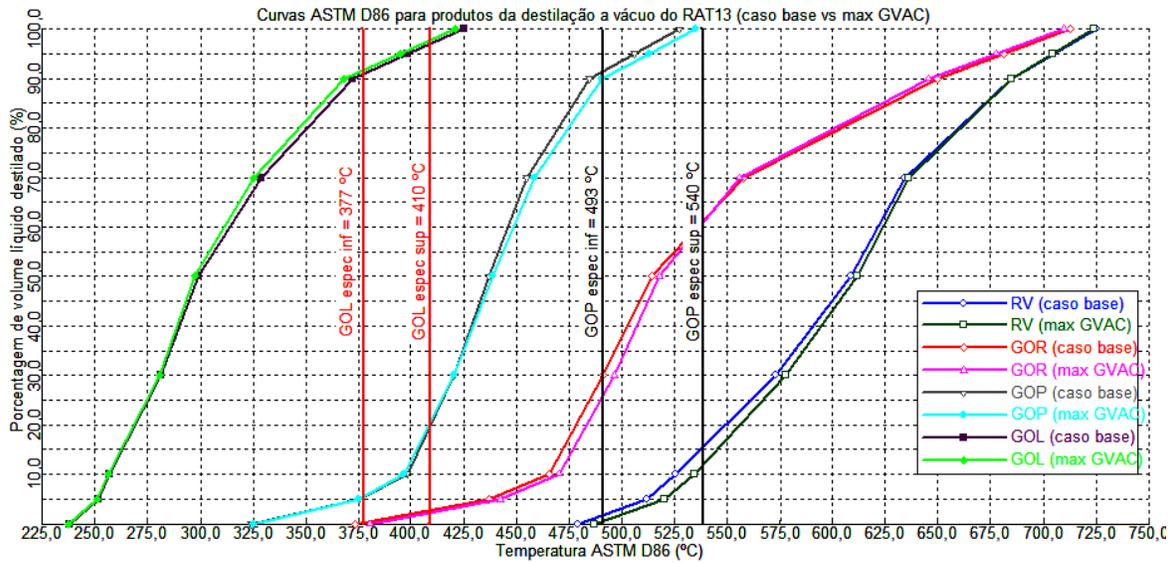


Figura 58 – Curvas de destilação ASTM D86 para RAT13, comparando caso base com a situação de maximização da produção de gasóleos de vácuo.

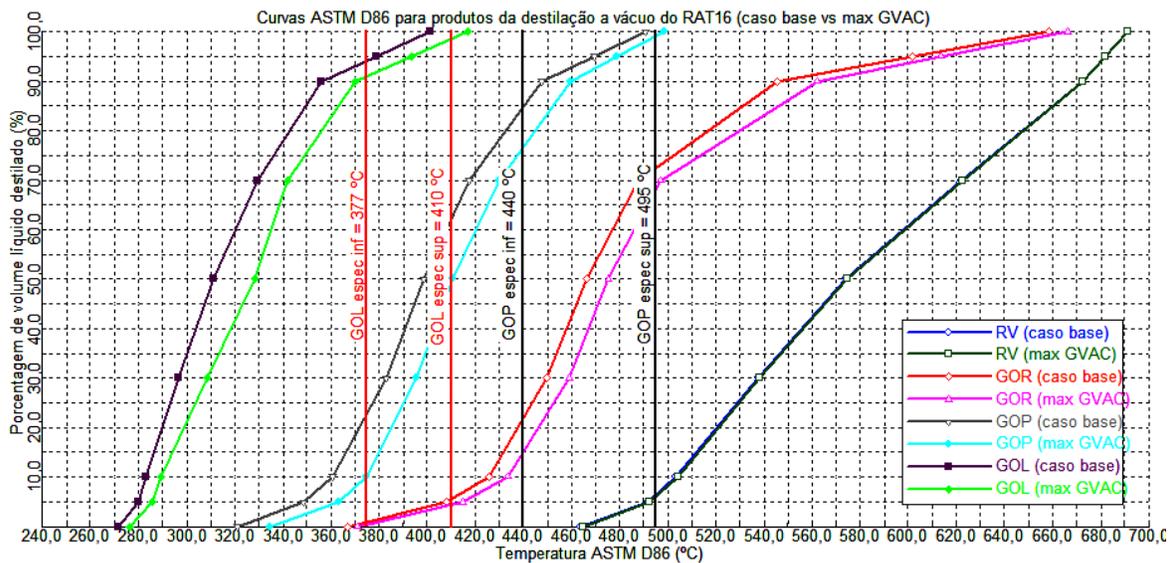


Figura 52 – Curvas de destilação ASTM D86 para RAT16, comparando caso base com a situação de maximização da produção de gasóleos de vácuo.

A Figura 59, que se refere à utilização de RAT16 como alimentação da torre de vácuo, mostra que todas as correntes provenientes da unidade de destilação a vácuo, com exceção do RV (que permanece com sua curva de destilação D86 inalterada), tornaram-se mais pesadas, quando comparadas com o caso base

($SPT_{gop} = 0,80$). Isso pode ser verificado a partir da constatação do deslocamento das curvas de destilação D86 para a direita, em relação ao caso base. A curva de destilação para RV é a mesma para as duas situações simuladas porque a variável que maximiza a produção de GVAC ($SPT_{gop} = 0,75$) tem impacto direto na seção de retirada de GOP, exercendo influência na seção superior – seção de retirada de GOL – e inferior – zona de lavagem – da torre de vácuo. Como na situação de máxima produção de GVAC uma menor fração de GOP é desviada para compor o circuito de refluxo circulante, apenas os vapores mais pesados são condensados na seção de retirada de GOP, enriquecendo a corrente de GOP e de óleo de lavagem em frações relativamente mais pesadas. Como o óleo de lavagem fica significativamente mais pesado e o objetivo deste refluxo é a remoção de compostos pesados (contendo metais e alto teor de resíduo de carbono) que sobem com os vapores dos gasóleos, tanto na forma de vapor como na forma de líquido arrastado, a corrente GOR fica enriquecida por produtos mais pesados e tem sua vazão diminuída. O produto GOL é retirado da torre de vácuo, da mesma forma que o produto GOP, relativamente mais pesado, pois na seção de retirada de GOL vapores que poderiam ter sido condensados na seção de retirada de GOP não o foram (devido à carga térmica disponível na seção de GOP ser insuficiente para tal), sofrendo condensação nesta última seção da torre, contribuindo para aumentar a vazão de produto GOL e torná-lo significativamente mais pesado.

6.5. Conclusões

As análises de sensibilidade realizadas neste capítulo mostram que a vazão de vapor de retificação é, mantendo-se a pressão de operação da torre de vácuo fixa, o parâmetro que exerce a maior influência no rendimento e na qualidade dos gasóleos de vácuo. Para cada RAT estudado, constatou-se que os critérios de especificação para os produtos GOP e GOL eram atingidos para diferentes intervalos de valores de vapor de retificação, entretanto optou-se por fixar o valor dessa variável em 5,0% para a definição do caso base de estudo.

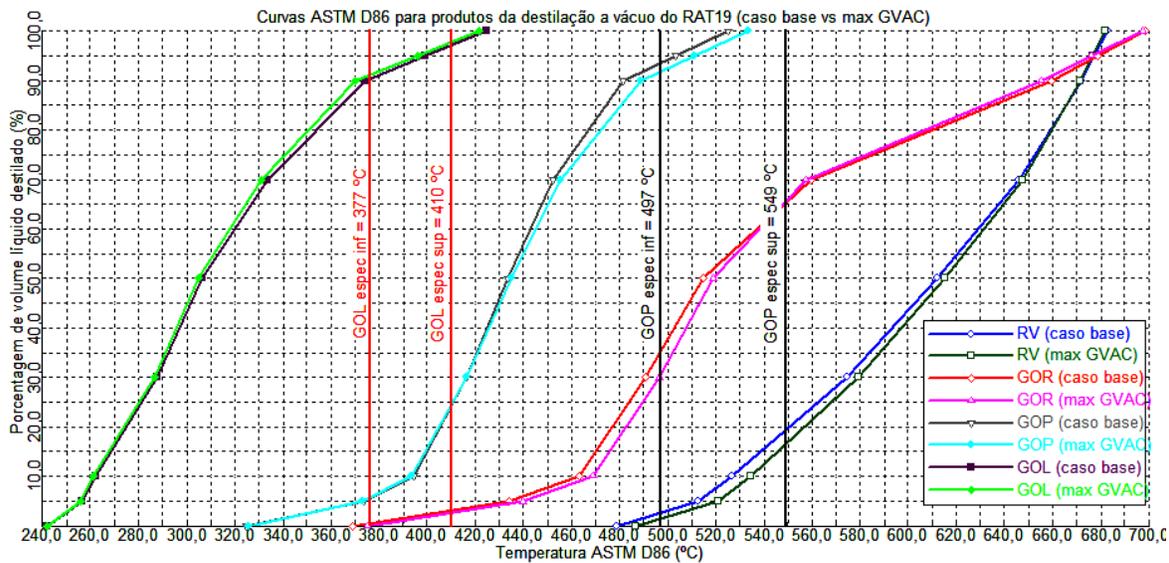


Figura 60 – Curvas de destilação ASTM D86 para RAT19, comparando caso base com a situação de maximização da produção de gasóleos de vácuo.

Mantendo-se a vazão de vapor de retificação em 5,0% da vazão mássica de RAT alimentado à unidade, com as novas análises de sensibilidade realizadas foi possível verificar que as variáveis que exercem maiores impactos na unidade como um todo são aquelas que controlam o circuito de refluxo circulante da seção de GOP (vazão e temperatura) e a temperatura do forno de pré-carga. Pelo fato da seção de retirada de GOP estar fisicamente em contato com a seção de retirada de GOL (os vapores provenientes da seção de GOP sobem para a seção de GOL) e com a zona de lavagem (através da vazão de óleo de lavagem), as variáveis que controlam o refluxo circulante de GOP impactam na qualidade e no rendimento de separação dos produtos GOP e GOL e do subproduto GOR. Por sua vez, a temperatura do forno de pré-carga, por possibilitar maior ou menor vaporização do resíduo atmosférico (RAT) alimentado à unidade, impacta em todas as seções da torre de vácuo, alterando, inclusive, a quantidade de resíduo de vácuo gerado.

Os resultados apresentados neste capítulo são de grande valor para o estudo do comportamento da torre de vácuo no refino de petróleo, principalmente pelo fato da carência de resultados deste tipo na literatura aberta. Através desses

resultados é possível avaliar o impacto das manipulações das diferentes variáveis de operação no processo de separação do RAT, sendo de grande valia para o treinamento de operadores e ensino de estudantes de Engenharia Química.

Capítulo 7. Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

A realização da presente dissertação de mestrado permitiu a investigação e a familiarização com as diferentes técnicas utilizadas para a análise de petróleo e seus derivados. Através dos dados de curva de destilação é possível a representação de óleos e derivados de petróleo em ambientes de simulação, usando a abordagem por geração de pseudocomponentes. A representação de petróleos através de pseudocomponentes apresenta boa representatividade quando se trata do estudo de processos físicos, tal como é a destilação a vácuo. Entretanto, visando à boa representatividade também para os processos de conversão (que envolvem transformações físicas e químicas), novas técnicas de representação para petróleo e derivados devem ser estudadas em trabalhos posteriores. A construção das curvas de destilação para os resíduos estudados mostrou que outros fatores, além da densidade API do óleo, influenciam na qualidade e nos rendimentos de frações destiláveis de um petróleo.

Uma das dificuldades para se dar início aos trabalhos de simulação computacional da unidade de destilação a vácuo foi a ausência de dados de caracterização (curvas de destilação) para resíduos atmosféricos (RATs) na literatura aberta. O fato de se encontrar apenas um único trabalho recente envolvendo a caracterização de RATs não possibilitou a comparação dos resultados obtidos para a simulação computacional da torre de vácuo neste trabalho com demais trabalhos na literatura. Como sugestões para trabalhos futuros, podem-se realizar ensaios experimentais – envolvendo até destilação molecular – para a obtenção de dados de caracterização mais completos e confiáveis, avaliando o teor de enxofre e outros contaminantes. Dessa forma, seria possível, através da utilização dos modelos computacionais desenvolvidos neste trabalho, avaliar como a unidade de destilação a vácuo e seus parâmetros de operação influenciam a distribuição dos contaminantes nas diferentes correntes de produtos.

A criação de diferentes esquemas de representação para a torre de vácuo, englobando diversos níveis de complexidade e de realidade operacional, possibilitou o estudo do impacto de cada parâmetro no rendimento da unidade. Através dos modelos desenvolvidos, operadores de torre de vácuo, tanto os mais novos quanto os mais experientes, podem ser treinados e visualizar na tela do simulador de processos o impacto no rendimento e qualidade dos produtos, por exemplo, de alterações na temperatura de operação do forno de pré-carga da unidade e nas variáveis (temperatura e vazão) dos circuitos de refluxo circulante de gasóleo de vácuo pesado (GOP) e gasóleo de vácuo leve (GOL).

Os modelos criados mostraram-se capazes de simular a operação da torre de vácuo para óleos de diferentes propriedades e confirmaram que os maiores fluxos de líquido e de vapor na unidade ocorrem na zona de lavagem e na seção de retirada de GOP, justificando o maior diâmetro dessas zonas nas torres reais.

A partir de análises de sensibilidade preliminares, constatou-se que a porcentagem de vapor de retificação (em relação à vazão mássica de RAT alimentado à torre de vácuo) é a variável que exerce maior impacto nos rendimentos e especificações dos produtos GOP e GOL, para uma unidade de destilação a vácuo operando sob configuração de produção de combustíveis e a vácuo úmido. Entretanto, para algumas porcentagens de vapor de retificação, a temperatura de topo da torre de vácuo ultrapassa o limite máximo permitido (80 °C) e os produtos GOP e GOL são obtidos fora dos limites de especificação para a temperatura D86 95%. Para RAT13, a injeção de porcentagens de vapor superaquecido a 400 °C de 2,75% a 5,00% atende às especificações de temperatura D86 95% para GOP e GOL; para RAT16, a quantidade de vapor de retificação a ser injetada no fundo da seção de esgotamento é de 4,75% a 5,00%; para RAT19, a alimentação de vapor deve ser nas porcentagens de 4,25% a 5,00%. Portanto, definiu-se o caso base como aquele no qual a porcentagem de vapor de retificação era igual a 5,00%.

Com a definição do caso base de estudo, um novo procedimento de análise de sensibilidade para os três RATs estudados e para os quatro modelos

desenvolvidos foi realizado. O objetivo desse procedimento era avaliar o impacto de cada variável de processo no rendimento da unidade e na qualidade dos produtos obtidos. Através da análise do comportamento das curvas apresentadas nos gráficos deste trabalho, os operadores das torres de vácuo têm condições para avaliar criticamente suas ações antes de atuar no processo.

Outro objetivo da análise de sensibilidade desenvolvida era a identificação de um novo ponto operacional para que fosse possível a maximização da produção de gasóleos de vácuo (GOP+GOL), principal objetivo da torre de vácuo no caso da produção de combustíveis. Apesar da diferença de densidade API, os resíduos atmosféricos RAT13 e RAT19 mostraram comportamentos semelhantes para os resultados da análise de sensibilidade, devido à semelhança nos dados de curva de destilação. A máxima produção de gasóleos de vácuo (GVAC) para RAT13 e RAT19 é obtida quando a temperatura do forno de pré-carga é ajustada para 410 °C, ocasionando, comparado com o caso base, um aumento de cerca de 3,0% no fluxo de GVAC para ambos os casos. Essa alteração no processo ocasiona, para ambos os resíduos, um aumento de, aproximadamente, 0,50% no fluxo de calor de toda a unidade e mantém praticamente inalterados os fluxos volumétricos de líquido e vapor em cada estágio. Com relação ao perfil de temperatura, há um aumento significativo nos estágios da zona de lavagem e seção de esgotamento, principalmente na zona de *flash*, quem tem a variação máxima de +10 °C.

Quando o resíduo RAT16 é usado como carga de alimentação da torre de vácuo, a maximização da produção de GVAC é atingida quando a variável que controla a porcentagem do fluxo de GOP desviada para compor o circuito de refluxo circulante da seção de retirada de GOP (SPT_{gop}) tem o valor de 0,750. A nova situação operacional permite um aumento de 14,4% na produção de GVAC, com um crescimento de apenas 1,2% no fluxo de calor da unidade, quando comparada com o caso base.

Comparando-se os resultados obtidos para os três RATs, tem-se que o pequeno aumento na produção de GVAC para RAT13 e RAT19 se dá através de

um aumento no consumo de óleo combustível para fornecer energia ao forno de pré-carga, enquanto que o acréscimo de produção de GVAC para RAT16 se dá sem o consumo adicional de óleo combustível. Entretanto, para os três RATs o saldo energético da unidade é negativo – e maior, em módulo, do que no caso base –, indicando a disponibilidade de uma maior quantidade de energia para ser usada nas baterias de pré-aquecimento para o aquecimento do petróleo cru (integração energética).

Os resultados obtidos mostram ainda que a corrente de gasóleo de vácuo residual (GOR) poderia ser reciclada para o forno de pré-carga e, juntamente com RAT, servir de carga para a torre de vácuo. Essa configuração de processo, que também é usada na prática, pode ser estudada em trabalhos futuros, bem como aquela que estuda a instalação de um circuito de refluxo circulante na zona de lavagem.

Como sugestões finais para trabalhos futuros, pode-se realizar a simulação computacional da unidade de destilação a vácuo em estado dinâmico e construir a simulação da unidade de destilação atmosférica em conjunto com a unidade de destilação a vácuo (usando os modelos desenvolvidos nesta dissertação), visando a comparação com os resultados obtidos neste trabalho. Dessa forma será possível a análise de como os parâmetros de operação da coluna de destilação atmosférica e da torre de vácuo influenciam a qualidade e o rendimento dos produtos obtidos.

Comparando-se este trabalho com aqueles publicados por Maia (2007) e Ji e Bagajewicz (2002c), pode-se dizer que o presente trabalho apresentou uma evolução frente aos trabalhos anteriores ao possibilitar a análise de um maior número de variáveis de processo, expandir o intervalo de variação dos parâmetros operacionais nas análises de sensibilidade e introduzir aspectos reais do processo (por exemplo, separação de fases na linha de transferência e arraste de líquido para a região central da zona de lavagem) no ambiente de simulação computacional. Com os esquemas de representação da torre de vácuo propostos neste trabalho, todas as seções da torre de vácuo encontram-se bem

representadas, sendo possível realizar outros estudos tais como a influência da pressão de operação da zona de *flash*, a comparação entre a operação a vácuo úmido e a vácuo seco e a substituição de pratos por recheios estruturados.

Referências bibliográficas

- Altgelt, K. H., Boduzynski, M. M. *Composition and Analysis of Heavy Petroleum Fractions*, Marcel Dekker Inc. New York, USA, 1994.
- ANP. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. *Anuário Estatístico 2010*, 2010. Disponível em:
<http://www.anp.gov.br/?pg=37680&m=&t1=&t2=&t3=&t4=&ar=&ps=&cachebust=1304819986223>
- API Technical Data Book, Vol 1, 4th Edition, 1983.
- Aspen Technology. *Aspen Physical Property System – Physical Property Method and Models 11.1*, Aspen Technology Inc. Cambridge, USA, 2001.
- Bagajewicz, M, J. *On the design flexibility of Crude Atmospheric units*. Chem. Eng. Comm. 106-111, 1998.
- Bilyk, N. I.; Lebedev, Y. N.; Khashchivskii, I. P.; Zaitseva, T. M.; Lozhkin, Y. P. *Production of high-quality paraffinic distillates and vacuum resid. Revamping of the AVT-2 unit vacuum block*. Chemistry and Technology of Fuels and Oils, **41**, 2005.
- BP. British Petroleum. *Statistical Review of World Energy 2010*. Disponível em <http://www.bp.com/productlanding.do?categoryId=6929&contentId=7044622>
- Cuellar, F. D. R. *Representação do petróleo através de componentes reais para a simulação de processos de refino*. Dissertação de mestrado, São Paulo, SP – Brasil, 2009.
- Eckert, E; Vanek, T. *New approach to the characterization of the petroleum mixtures used in the modeling of separation processes*. Computers and Chemical Engineering, **30**, 343-356, 2005.
- Edmister, C. W.; Lee, B. I. *Applied Hydrocarbon Thermodynamics*, Second Edition, Gulf Publishing Co, 1984.
- Energy Information Administration – www.eia.doe.gov
- Errico, M.; Tola, G.; Mascia, M. *Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation*. Applied Thermal Engineering, **29**, 1642-1647, 2009.

- Fahim, M. A.; Alsahhaf, T. A.; Elkilani, A. *Fundamentals of petroleum refining*, First edition, Elsevier, 2010.
- Faller, A. C. *Desenvolvimento de uma plataforma para otimização da produção em tempo real em campos de petróleo operados por gas-lift*. Projeto de fim de curso. Florianópolis, SC – Brasil, 2009.
- Golden, S. W.; Sloley, A. W. *Simple methods solve vacuum column problems using plant data*. Oil & Gas Journal, **90**, 74-79, 1992.
- Golden, S. W.; Villalanti, D. C.; Martin, G. R.; *Feed Characterization and Deepcut Vacuum Columns: Simulation and Design – Impact of High Temperatures Simulated Distillation*. In AICHE 1994 SPRING NATIONAL MEETING, 1994, Atlanta, Georgia, April 18-20, 1994.
- Golden, S. W. *Troubleshooting vacuum unit revamps*. Petroleum Technology Quarterly, 107-113, 1998.
- Gonçalves, M. L. A.; Ribeiro, D. A.; Teixeira, M. A. G. *Investigation of petroleum medium fractions and distillation residues from Brazilian crude oils by thermogravimetry*. Fuel, **85**, 1151-1155, 2006.
- Hanson, D; Martin, M. *Low capital revamp increases vacuum gas oil yield*. Oil & Gas Journal; Mar 18, 2002; 100; ABI/INFORM Global pg.70.
- Hariu, O. H.; Sage, R. C. *Crude split figured by computer*. Hydrocarbon Processing, **48**, 143, 1969.
- Ji, S.; Bagajewicz, M. J. *Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. Part I: Targeting*. Ind. Eng. Chem. Res., **40**, 617-626, 2001a.
- Ji, S.; Bagajewicz, M. J. *Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. Part II: Heat Exchanger Networks*. Ind. Eng. Chem. Res., **40**, 627-632, 2001b.
- Ji, S.; Bagajewicz, M. J. *Design of crude fractionation units with preflashing or prefractionation: Energy targeting*. Ind. Eng. Chem. Res., **41**, 3003-3011, 2002a.
- Ji, S.; Bagajewicz, M. J. *On the energy efficiency of stripping-type crude distillation*. Ind. Eng. Chem. Res., **41**, 5819-5825, 2002b.

- Ji, S.; Bagajewicz, M. *Design of Crude Distillation Plants with Vacuum Units. I. Targeting*. Ind. Eng. Chem. Res., **41**, 6094-6099, 2002c.
- Katz, D. L.; Brown, G. G. *Vapor pressure and vaporization of the petroleum fractions*. Industrial and Engineering Chemistry, **25**, 1373-1384, 1933.
- Lebedev, Y. N.; Chekmenev, V. G.; Zaitseva, T. M.; Zilberberg, I. A.; Ishmukhametov, R. M. *Vakupak packing for vacuum towers*. Chemistry and Technology of Fuels and Oils, **40**, 62-68, 2004.
- Lieberman, N. P.; Lieberman, E. T. *Inadequate inspection cause of flawed vacuum tower revamp*. Oil & Gas Journal, 1992.
- Liebmann, K.; Dhole, V. R.; Jobson, M. *Integrated crude distillation design*. Computers and Chemical Engineering, **19**, S119-S124, 1995.
- Liebmann, K.; Dhole, V. R.; Jobson, M. *Integrated design of a conventional crude oil distillation tower using pinch analysis*. Institution of Chemical Engineers, **76**, 335-347, 1998.
- Maia, J. P. *Simulação e análise da coluna de destilação a vácuo da unidade de destilação de processos de refino de petróleo*. Dissertação de mestrado. Campinas, SP – Brasil, 2007.
- Martin, G.R. *Vacuum unit design effect on operating variables*. Petroleum Technology Quarterly, Summer, 85-91, 2002.
- Montóia, P. *O mundo movido a petróleo*. Guia do Estudante, Especial Energia, 2009.
- Moreno, J. M. M. *Modelagem de injeção de água acima da pressão de fratura do reservatório através de poço horizontal virtual*. Dissertação de mestrado. Campinas, SP – Brasil, 2007.
- Mosca, G.; Schaeffer, P.; Griepsma, B.; Kooijman, H. *Bulk separation of gas-liquid mixtures*. Petroleum Technology Quarterly, **Q2**, 51-55, 2011.
- Nelson, W. L. *Petroleum Refinery Engineering*, Fourth edition, MacGraw-Hill, 1969.
- Pannocchia, G.; Gallinelli, L.; Brambilla, A.; Marchetti, G.; Trivella, F. *Rigorous simulation and model predictive control of a crude distillation unit*. International Symposium on Advanced Control of Chemical Process, ADCHEM 2006. Gramado, Brazil, 2006.

- Petrobras, 2004. *Plano estratégico Petrobras 2015*. Disponível em http://www2.petrobras.com.br/portal/frame_ri.asp?pagina=ri/port/Apresentacoes/Eventos/Apresentacoes/Apresentacoes.asp.
- Ratovskii, Y. Y.; Lebedev, Y. N.; Chekmenev, V. G. *Vakupak and Kedr packing for vacuum towers on AVT units*. Chemistry and Technology of Fuels and Oils, **40**, 72-74, 2004.
- Romero, T. Matriz energética. Agência FAPESP, Especiais, 18/11/2008.
- Seo, J. W.; Oh, M.; Lee, T. H. *Design optimization of crude oil distillation*. Chem. Eng. Technol., **23**, 2000.
- Sloley, A. W.; Fraser, A. C. S. *Consider modeling tools to revamp existing process units*. Hydrocarbon Processing, June, 2000.
- Speight, J. G. *The Chemistry and Technology of Petroleum*. Fourth edition, 2007.
- Stojic, M. M.; Nedeljkov, S. L.; Krstic, D. M.; Mauhar, S. *Simulation of atmospheric crude unit Badger using Aspen Plus*. Petroleum & Coal, **46**, 57-62, 2004.
- Thomas, J. E. *Fundamentos de Engenharia de Petróleo*. Editora Interciência: Rio de Janeiro, RJ – Brasil, 2001.
- Uller, V. C. *Oportunidades e desafios da colocação de óleos brasileiros no mercado internacional: o refino e o mercado norte-americano de combustíveis*. Dissertação de mestrado, Rio de Janeiro – RJ, Brasil, 2007.
- Villalanti, D. C.; Raia, J. C.; Maynard, J. B. *High-temperature simulated distillation applications in petroleum characterization*. Encyclopedia of Analytical Chemistry, 6726-6741, 2000.
- Watkins, R.N. *Petroleum Refining Distillation*. Gulf Publishing Company: Houston, TX, 1973.
- White, S.; Barletta, T. Refiners processing heavy crudes can experience crude distillation problems. Oil & Gas Journal, 2002.
- Yahyaabadi, R. *Improve design strategies for refinery vacuum towers*. Hydrocarbon Processing, December, 2007.
- Yahyaabadi, R. *Consider practical conditions for vacuum unit modeling*. Hydrocarbon Processing, March, 2009.

- Yamanishi, E. *Simulação, análise e otimização das colunas atmosférica e debutanizadora da unidade de destilação de refino de petróleo*. Dissertação de mestrado, Campinas, SP – Brasil, 2007.
- Zeidan, A. *Recover lube extraction gasoils from vacuum distillation units*. Hydrocarbon Processing, July, 2005.
- Zeidan, A. *Consider a practical approach to vacuum unit revamps*. Hydrocarbon Processing, January, 2006.