



PROJETO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA ÓLEOS PESADOS

Aline Maria de Oliveira
Thiago Rezende de Andrade

Projeto Final de Curso

Orientador:

Silvia Maria Cruzeiro da Silva, D. Sc.

Fevereiro de 2007

PROJETO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA ÓLEOS PESADOS

Aline Maria de Oliveira
Thiago Rezende de Andrade

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Andréa Medeiros Salgado - D.Sc.

Elioni Maria de A. Nicolaiewsky - D.Sc.

Maria José de O. C. Guimarães - D.Sc.

Orientador:

Silvia Maria Cruzeiro da Silva, D. Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
Fevereiro de 2007

Ficha Catalográfica

Oliveira, Aline Maria
Andrade, Thiago Rezende

Projeto de uma coluna de destilação para óleos pesados / Aline Maria de Oliveira e Thiago Rezende de Andrade. Rio de Janeiro: UFRJ/Escola de Química, 2007.

X, 117p;

Projeto Final – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2007.

Orientador: Silvia Maria Cruzeiro da Silva.

1. Destilação.
2. Internos de Torre.
3. Dimensionamento.
4. Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ).
5. Silvia Maria Cruzeiro da Silva.

I. Projeto de uma Coluna de Destilação para Óleos Pesados.

Agradecimentos

Aos nossos pais e irmãos, pelo grande apoio que nos deram durante a realização deste trabalho.

À Prof. Silvia Maria Cruzeiro da Silva pela orientação.

A todos os amigos ou familiares que nos auxiliaram com palavras de carinho ou incentivo durante a realização deste trabalho.

Resumo

Com o objetivo de desenvolver uma Coluna de Destilação para Óleos Pesados, foi realizado um estudo para investigar quais os parâmetros que mais influenciavam neste processo através de simulações utilizando o software PRO/II. Os parâmetros testados foram a Pressão, a Razão de Refluxo, o Número de Pratos e a Quantidade de Produto de Topo. Antes de iniciar qualquer simulação, foi elaborado um planejamento, para que todas as variáveis fossem igualmente avaliadas.

Simulações foram realizadas e escolhidos os valores dos parâmetros que resultaram numa coluna de maior eficiência e menor custo. O dimensionamento da torre foi realizado em escala piloto, e em seguida feito o scale-up. A partir de um estudo amplo dos dispositivos de contato, foi escolhido o tipo que melhor se adaptava às condições operacionais. A escolha do dispositivo está diretamente relacionada com as características da carga.

Foi calculado o custo total da coluna resultante em funcionamento, englobando também a instalação e custos com as utilidades para o refeedor e condensador.

Índice de Texto

Capítulo I – Introdução e Objetivo	1
I.1. Introdução	1
I.2. Objetivo	2
Capítulo II – Petróleo	3
II.1. Introdução	3
II.2. Petróleo e suas características	4
II.3. Refino	4
II.4. Petróleo e seus derivados	5
Capítulo III – Óleos Lubrificantes	7
III.1. Introdução.	7
III.2. Óleos Lubrificantes e suas características	7
III.3. Classificação	9
III.4. Rotas Tecnológicas	12
III.5. Reciclagem dos Óleos Lubrificantes	16
Capítulo IV – Destilação	21
IV.1. Introdução	21
IV.2. Destilação Integral	21
IV.3. Destilação Diferencial ou em Batelada	23
IV.4. Destilação Fracionada	24
IV.5. Destilação Extrativa e Azeotrópica	25
Capítulo V – Internos de Torres	27
V.1. Introdução	27
V.2. Introdução aos Sistemas de contato Gás-Líquido	29
V.3. Torres de Pratos	30
V.3.1. Pratos sem Downcomer	33
V.3.2. Pratos com Downcomer	36
V.4. Torres Recheadas	45
V.4.1. Recheios Randômicos	46

V.4.2. Recheios Estruturados	48
Capítulo VI – Simulação e Planejamento	53
VI.1. Simulação	53
VI.2 Planejamento	56
Capítulo VII – Discussão dos Resultados	61
VII.1 Variáveis Relevantes	61
VII.2. Eficiência	73
VII.2.1. Definição	73
VII.2.2. Correlações para o Cálculo da Eficiência Global	73
VII.2.3. Cálculo da Eficiência Global	74
Capítulo VIII – Dimensionamento e Custos	76
VIII.1. Diâmetro e Altura	76
VIII.2. Scale up	76
VIII.3. Escolha do Dispositivo	77
VIII.4. Custo da Coluna	78
Capítulo IX – Conclusão e Sugestões	80
IX.1. Conclusão	80
IX.2. Sugestões	81
Apêndice I – Curva de Destilação Simulada (DS) da Carga fornecida pelo Laboratório de Petróleo do CENPES/PETROBRAS	82
Apêndice II – Curva de Destilação Simulada (DS) dos Produtos Neutro Médio (NM) e Bright Stock (BS)	83
Apêndice III – Gráficos: Resultados das Simulações da Tabela VII.1	87
Apêndice IV – Propriedades do Fluido de Cada Corrente da Coluna Escolhida	105
Apêndice V – Cálculo das Dimensões da Torre Piloto	106
Apêndice VI – Scale up	112
Apêndice VII – Cálculo do Custo das Utilidades	115
Referências Bibliográficas	117

Índice de Figuras

Figura I.1: Esquema da Coluna a ser Projetada	2
Figura II.1: Plataforma de Petróleo	4
Figura III.1: Viscosímetro “Saybolt”	8
Figura III.2: Rota Convencional de Produção de Óleos Lubrificantes – Extração com Solventes	14
Figura III.3: Rota de Hidrorrefino	16
Figura IV.1: Tambor Separador de Flash	22
Figura IV.2: Sistema de Topo de uma Estabilizadora de Gasolina (exemplo de um flash trifásico)	22
Figura IV.3: Sistema de Alimentação e de Fundo	23
Figura IV.4: Destilação de Bebidas Alcoólicas em Batelada	23
Figura IV.5: Esquema de uma Torre de Destilação Fracionada	24
Figura IV.6: Separação de Isobutano de Buteno-1	25
Figura V.1: Tipos de Prato: a) Corrente Cruzada e b) Contracorrente	29
Figura V.2: Principais Tipos de Torres de Contato	30
Figura V.3: Tipos de downcomers	31
Figura V.4: Pratos Ripple	34
Figura V.5: Prato Perfurado sem Downcomer	35
Figura V.6: Pratos Kittel	36
Figura V.7: Pratos com Borbulhadores Circulares	36
Figura V.8: Pratos Uniflux e Montz	37
Figura V.9: Prato Perfurado Comum	38
Figura V.10: Pratos Valvulados com Fluxo Dividido	39
Figura V.11: Pratos Valvulados Nutter	40
Figura V.12: Prato Convencional e suas áreas “Inativas”	41
Figura V.13: escoamento no Prato de alta capacidade VortexTray da Sulzer	42
Figura V.14: Prato de Múltiplos Downcomers	42
Figura V.15: VortexTray é o prato de alta capacidade da Sulzer	43

Figura V.16: Esquema do Prato Nye	44
Figura V.17: Prato Triton da NORPRO	44
Figura V.18: Torre Recheada	45
Figura V.19: Tipos de Anel de Raschig	47
Figura V.20: Sela de Berl	47
Figura V.21: Sela Intalox	48
Figura V.22: Anel Pall	48
Figura V.23: Recheios Estruturados Tradicionais e Anéis Particionados Arrumados Anel Pall	49
Figura V.24: Grade Glitsch de Aço ou Plástico	49
Figura V.25: Recheio Montz, tipo A3	51
Figura V.26: Recheio Tipo Mellapak da Sulzer, Metálico e Plástico	51
Figura V.27: Recheios da Sulzer	52
Figura V.28: Recheio Gempak e Flexipak	52
Figura VI.1: Influência da Razão de Refluxo sobre o Número de Pratos Teóricos	58
Figura VII.1: Comparação das Curvas DS do Produto de Topo e do Produto de Fundo Coluna Simulada (caso 9) com as Curvas DS do NM e BS	63
Figura VII.2: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nas nas diferentes Pressões	63
Figura VII.3: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nas nas diferentes Pressões	64
Figura VII.4: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nos diferentes Números de Pratos	65
Figura VII.5: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nos diferentes Números de Pratos	65
Figura VII.6: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nas diferentes Razões de Refluxo	66
Figura VII.7: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nas diferentes Razões de Refluxo	67
Figura VII.8: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nas diferentes Quantidades de Produto de Topo	68

Figura VII.9: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nas diferentes Quantidades de Produto de Topo	68
Figura VII.10: Gráfico que representa os Valores de Carga Térmica do Refervedor e do Condensador	70
Figura VII.11: Gráfico que representa os Valores de Carga Térmica do Refervedor e do Condensador	72

Índice de Tabelas

Tabela III.1: Comparação Óleos Minerais Básicos Parafínicos x Óleos Minerais Básicos Naftênicos	11
Tabela III.2: Tipos de Óleos Sintéticos e suas Aplicações	11
Tabela V.1: Queda de Pressão em Equipamento de Contato Líquido-Gás	50
Tabela VI.1: Alguns Modelos Termodinâmicos Disponíveis nos Simuladores Comerciais	54
Tabela VI.2: Valores dos Parâmetros a serem Estudados	57
Tabela VI.3: Planejamento Inicial das Simulações	59
Tabela VII.1: Simulações para Avaliação dos Parâmetros	62
Tabela VII.2: Simulações para encontrar os valores dos Parâmetros que influenciam o Processo	69
Tabela VII.3: Resultados das Simulações Realizadas	70
Tabela VII.4: Simulações para determinar o Prato Ótimo de Carga	71
Tabela VII.5: Resultados das Simulações Realizadas	72
Tabela VIII.1: Escolha do Tamanho do Borbulhador	77

Capítulo I

I. Introdução e Objetivo

I.1. Introdução

Apesar de ser o petróleo a base de uma indústria que move bilhões de dólares anualmente, e que, por mais de 100 anos, tem processado óleo cru e desenvolvido numerosos derivados, atualmente existe uma insuficiência das quantidades de frações leves e médias na indústria do petróleo, sendo necessária uma complementação da produção dessas frações por processos químicos que transformem as pesadas, como gasóleos e resíduos de vácuo, em frações mais leves.

A crescente produção de petróleos pesados no Brasil constitui um desafio para o parque de refino nacional. Esforços tecnológicos significativos devem ser direcionados para viabilizar o processamento eficiente desses óleos, considerando a existência de um perfil de demanda concentrado em derivados mais leves que deve ser atendido.

O petróleo nacional de densidade API inferior a 22 e superior a 10 tem sido classificado pela ANP como “óleo pesado”, cuja densidade é próxima à da água – acima de 920kg/m^3 . Tal densidade é causada pela grande proporção de hidrocarbonetos de alta massa molar, tipicamente com mais de 15 átomos de carbono por molécula. Essa característica dificulta a separação óleo-água nos separadores de superfície e faz com que o refino desses óleos, com as tecnologias atuais, resulte em menores quantidades de GLP, gasolina, querosene e diesel, o que reduz o seu valor comercial. Além disso, os óleos pesados apresentam-se com elevada viscosidade – de 100 a 10000 vezes a viscosidade da água, na superfície – o que torna difícil e cara, e muitas vezes inviabiliza sua movimentação, desde o reservatório até a superfície, etapa denominada produção.

Essa combinação de baixo valor comercial e alto custo de produção (se viável) explica porque a produção dos óleos convencionais, mais leves e menos viscosos, tem predominado ao longo de toda a história da indústria do petróleo. Devido a esse conjunto de

requisitos, a pesquisa tem evoluído no sentido de melhorar e otimizar os processos a que são submetidos os resíduos das colunas de separação.

I.2. Objetivo

Este trabalho tem como objetivo o projeto de uma Coluna de Destilação para Óleos Pesados, cuja finalidade é a obtenção das frações – o Neutro Médio e o Bright Stock – que após tratamento resulte em óleos Lubrificantes (óleos minerais). A coluna de pratos recebe uma carga pesada composta basicamente pelo resíduo proveniente da coluna de vácuo e mais 10% de gasóleo pesado, produto lateral dessa mesma coluna, para se obter um produto de topo cujas as características seriam as mesmas da fração neutro médio. Para isto, será feito um planejamento de simulações utilizando o software comercial PRO/II, que determinará as melhores condições operacionais para chegar ao objetivo proposto.

Os dados utilizados para as simulações no PRO/II, foram retirados das curvas de destilação simulada (ASTM D-2887) da carga e dos produtos, obtidas através do Laboratório de Avaliação de Petróleo do CENPES/PETROBRAS.

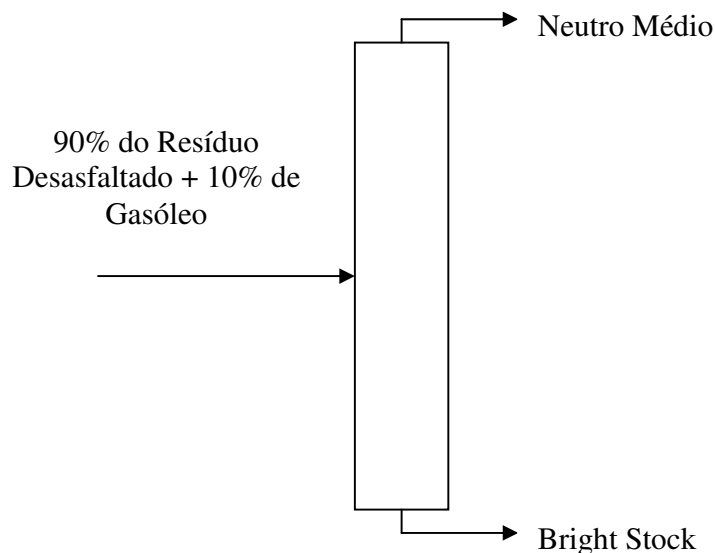


Figura I.1: Esquema da Coluna a ser Projetada

Capítulo II

II. Petróleo

II.1. Introdução

Há inúmeras teorias sobre o surgimento do petróleo, porém, a mais aceita é que sua origem esteja ligada à decomposição causada pela pouca oxigenação e pela ação de bactérias dos seres que compõem o plâncton: organismos em suspensão nas águas doces ou salgadas tais como protozoários, celenterados entre outros (CEPETRO – Centro de Estudos de Petróleo da Unicamp, 2006).

Tais seres decompostos foram, ao longo de milhões de anos, se acumulando no fundo dos mares e dos lagos, sendo pressionados pelos movimentos da crosta terrestre e transformando-se na substância oleosa que é o petróleo. Ao contrário do que se pensa, o petróleo não permanece na rocha que foi gerado, rocha matriz, mas se desloca até encontrar um terreno apropriado para se concentrar.

De acordo com o CEPETRO, esses terrenos são denominados bacias sedimentares, formadas por camadas ou lençóis porosos de areia, arenitos ou calcários. O petróleo aloja-se ali, ocupando os poros rochosos como forma de "lagos". Ele acumula-se, formando jazidas. Nesse local é encontrado o gás natural, na parte mais alta, e petróleo e água nas mais baixas.

O primeiro poço de petróleo foi descoberto nos Estados Unidos – Pensilvânia – no ano de 1859, tendo sido encontrado em uma região de pequena profundidade (21m). Ao contrário das escavações de hoje, que ultrapassam os 6.000 metros. O maior produtor e consumidor mundial são os Estados Unidos; por essa razão, necessitam importar cada vez mais (www.suapesquisa.com.br, 15/06/2006).

No Brasil, segundo a mesma fonte, a primeira sondagem foi realizada em São Paulo, entre 1892-1896, por Eugênio Ferreira de Camargo, quando ele fez a primeira

perfuração na profundidade de 488 metros; contudo, o poço jorrou somente água sulfurosa. Foi somente no ano de 1939 que foi descoberto o óleo de Lobato na Bahia.

A Petrobrás foi criada em 1954 com o objetivo de monopolizar a exploração do petróleo no Brasil. A partir daí muitos poços foram perfurados. Atualmente, a Petrobrás está entre as maiores empresas petrolíferas do mundo.

Os países que possuem maior número de poços de petróleo estão localizados no Oriente Médio, e, por sua vez, são os maiores exportadores mundiais. Atualmente, são considerados os maiores produtores mundiais Estados Unidos da América, Rússia, Irã, Arábia Saudita, Venezuela, Kuwait, Líbia, Iraque, Nigéria e Canadá, (Sua Pesquisa, 2006).

A Figura II.1 mostra a foto de uma plataforma de petróleo:



*Figura II.1: Plataforma
de Petróleo*

II.2. Petróleo e suas características

O petróleo é uma substância oleosa, inflamável, menos densa que a água, com cheiro característico e de cor variando entre o negro e o castanho escuro. Sua composição química é a combinação de moléculas de carbono e hidrogênio (hidrocarbonetos). Contém também pequenas quantidades de compostos de enxofre, oxigênio, nitrogênio e outros (www.cepetro.unicamp.br, 27/06/2006).

II.3. Refino

No sistema clássico de refino, as principais fases de processamento do petróleo são: destilação primária, destilação a vácuo, craqueamento catalítico, reforma catalítica,

coqueamento retardado, hidro craqueamento, desasfaltação a solvente, tratamento de derivados, produção de lubrificantes e parafinas.

A primeira etapa do processo de refino de petróleo é a destilação primária, através da qual são extraídas do petróleo as principais frações que dão origem à gasolina e ao óleo diesel, toda a nafta, os solventes e querosenes (de iluminação e aviação), além de parte do GLP (gás de cozinha). Em seguida, o resíduo da destilação primária é processado na destilação a vácuo, onde é extraída mais uma parcela de diesel, além de frações de um produto pesado chamado de gasóleo, que pode ser destinado à produção de lubrificantes ou a processos mais sofisticados, como o craqueamento catalítico, onde é transformado em GLP, gasolina e óleo diesel; o resíduo da destilação a vácuo pode ser usado como asfalto ou destinado à produção de óleo combustível. Uma série de outras unidades de processo destina-se a transformar frações pesadas do petróleo em produtos mais leves e ao tratamento de todas as frações destiladas, de forma a colocar os produtos nas especificações para o consumo.

II.4. Petróleo e seus derivados

Os derivados do petróleo são obtidos em processos básicos de refinação. Tanto são originados produtos acabados quanto componentes que entrarão na transformação e acabamento de outros.

Os produtos derivados do petróleo podem ser reunidos nos seguintes grupos:

- Combustíveis: Gasolinas, Gás Natural e GLP, Óleo diesel, Óleo combustível, Querosene de aviação, Bunker (combustíveis marítimos);
- Lubrificantes: Óleos Lubrificantes Minerais, Óleos Lubrificantes Graxos, Óleos Lubrificantes Sintéticos, Composição Betuminosa;
- Insumos para Petroquímica: Nafta e Gasóleo;
- Especiais: Solventes, Parafinas, Asfalto, Coque.

Nos primórdios da comercialização dos derivados de petróleo, o controle de qualidade dos produtos era realizado a partir de poucas características sugeridas e

normalizadas por órgãos controlados pelas próprias companhias produtoras desses derivados.

Nessa fase, havia pequena variedade de produtos que era obtida, na sua maioria, por destilação atmosférica. Com o avanço tecnológico, os produtos se diversificaram e passaram a ser obtidos por processos de conversão de maior complexidade.

Nos dias atuais, o controle das qualificações passou a ser exercido pela sociedade que se organizou através de códigos de consumidores e de leis de proteção ambiental. As empresas passaram a desenvolver tecnologias que permitissem produzir derivados de petróleo que aliassem desempenho elevado, economia e mínima agressão ao meio ambiente.

Toda essa evolução contribuiu para que as companhias de petróleo se especializassem na Engenharia de Produtos, que estuda e analisa as interações dos produtos de petróleo com seu processo de produção, de utilização e com o meio ambiente.

Um derivado somente apresentará um bom desempenho sem agredir o meio ambiente, quando existir compromisso de responsabilidade entre refinador, fabricante do equipamento e usuário.

Capítulo III

III. Óleos Lubrificantes

III.1. Introdução

Os óleos lubrificantes são substâncias utilizadas para lubrificar e aumentar a vida útil das máquinas, pois possuem a vantagem de que, em áreas de aplicação com temperaturas críticas, por exemplo, em motores de combustão, além da transmissão da força ainda retiram energia térmica desfavorável do ponto de atrito. O produto cria uma película de espessura muito pequena, mas de grande resistência, que cobre as superfícies que se movimentam em um equipamento. Porém, apresentam a desvantagem que consiste em serem dirigidos diretamente ao ponto de atrito, já que escorrem da cunha de lubrificação devido ao seu comportamento fluido (centralube.com.br, 30/07/2006).

III.2. Óleos Lubrificantes e suas características

As principais características dos óleos lubrificantes são:

- Viscosidade;
- Índice de viscosidade (IV);
- Ponto de Fluidez;
- Ponto de Fulgor ou Inflamação;
- Densidade.

A *Viscosidade* representa a resistência do óleo ao escoamento; quanto mais viscoso for um lubrificante (mais grosso), mais difícil de escorrer, portanto será maior a sua capacidade de manter-se entre duas peças móveis fazendo a lubrificação das mesmas. A viscosidade dos lubrificantes não é constante, ela varia com a temperatura. Quando esta aumenta, a viscosidade diminui e o óleo escoar com mais facilidade. Além disso, depende do local onde se encontra o óleo, ou seja, a altitude – pressão atmosférica (gravidade).

A medida é obtida através de ensaios com instrumentos denominados de “Viscosímetro”. Dentre as unidades de medidas dessa característica, podemos citar as mais utilizadas no mercado internacional para se especificar um óleo: *Cinemática* (centistokes – cSt); *Saybolt* (SSU); *Redwood* e *Engler*. A seguir na Figura III.1, será apresentado o Viscosímetro “Saybolt”:

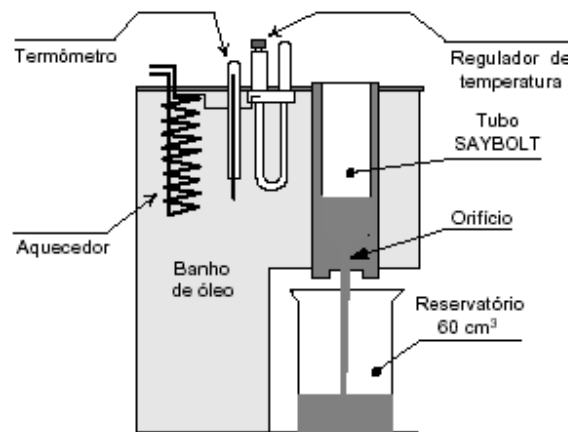


Figura III.1: Viscosímetro “Saybolt” (Centralube, 2006)

A viscosidade é indicada pelo tempo, em segundos, necessário para que 60 cm³ de óleo esorra completamente através de um orifício com 1,765 mm de diâmetro, sob a ação da gravidade à uma determinada temperatura.

O Índice de Viscosidade (IV) mede a resposta da variação da viscosidade com a temperatura. Existem óleo com IV alto (HVI), médio (MVI) ou baixo (LVI). Um óleo com alto IV é altamente desejável no caso de óleos lubrificantes.

O Ponto de Fluidez (Ponto de gota ou de congelamento) é a temperatura mais baixa que o óleo consegue fluir normalmente através de um orifício padronizado pela *ASTM* (*American Society for Testing and Materials Standards*).

O Ponto de Fulgor ou Inflamação é a menor temperatura na qual o vapor desprendido pelo óleo, em presença do ar, inflama-se *momentaneamente* (lampejo), ao se aplicar uma chama, caso o lubrificante desprenda um volume de vapor suficiente para manter a chama, alcançado o Ponto de Combustão.

Já a Densidade indica o peso de um certo volume de óleo a uma certa temperatura, é importante para indicar se houve contaminação ou deterioração de um lubrificante.

Para conferir-lhes certas propriedades especiais ou melhorar alguma já existentes, porém em grau insuficiente, especialmente quando o lubrificante é submetido a condições severas de trabalho, são adicionados produtos químicos aos óleos lubrificantes, que são chamados aditivos. Os principais tipos de aditivos são:

- Anti-oxidantes;
- Anti-corrosivos;
- Anti-ferrugem;
- Anti-espumantes;
- Detergente-dispersante;
- Melhoradores do Índice de Viscosidade;
- Agentes de extrema pressão, etc.

III.3. Classificação

Os óleos lubrificantes, quanto à natureza, podem ser apresentados na forma gasosa, líquida, pastosa ou semi-sólida e sólida.

Quanto à sua origem, podem ser classificados como:

- Animal ou vegetal (óleos graxos);
- Derivados de petróleo (óleos minerais);
- Produzidos em laboratório (óleos sintéticos);
- Mistura de dois ou mais tipos (óleos compostos).

A seguir, haverá uma breve explicação de cada classificação, porém este trabalho deterer-se-á nos derivados do petróleo (óleos minerais).

a. Óleos Graxos

Seu uso como lubrificante tem sido amplamente difundido sobretudo em algumas situações específicas em que os óleos minerais tornam-se menos eficientes. Tal é o caso de certos equipamentos, como mancais ou engrenagens sujeitas a esfriamento a água, determinando, portanto, a necessidade de lubrificação com óleo, como o de mamona, cujo

grupo hidroxílico no derivado ricinoléico, lhe confere alta capacidade de aderência às superfícies umedecidas. Além de seu baixo ponto de solidificação, em torno de 30 °C negativos, outras qualidades do óleo de mamona, tais como resistência ao escoamento e viscosidade elevada, o recomendam também como lubrificante de turbinas de aeronaves ou de veículos automotores que operam em regiões geladas. Suas características físico-químicas favorecem, por outro lado, a sua utilização como fluido para freios hidráulicos de veículos, não atacando a borracha, metais ou plásticos, sendo que esta aplicação do óleo de mamona é a mais importante no Brasil.

b. Óleos Minerais

São usados como lubrificantes com uma adequada viscosidade, originados de petróleos crus e beneficiados através de refinação. As propriedades e qualidades desses lubrificantes dependem da proveniência e da viscosidade do petróleo cru. Esses óleos são quimicamente constituídos por hidrocarbonetos parafínicos e naftênicos, podendo conter quantidades menores de hidrocarbonetos aromáticos e, raramente, traços de hidrocarbonetos olefínicos.

De acordo com o tipo de hidrocarbonetos que prevalece na sua composição são denominados como: óleos lubrificantes básicos parafínicos ou óleos lubrificantes básicos naftênicos.

- *Óleo Mineral Básico Parafínico* – O nome “Parafina”, de origem latina, indica, que estas ligas químicas são relativamente estáveis e resistentes e não podem ser modificadas facilmente com influências químicas. Sendo assim, as parafinas tendem a não oxidar em temperaturas ambientes ou levemente elevadas. Nos lubrificantes eles são partes resistentes e preciosas, que não “envelhecem” ou somente oxidam de forma lenta. Contém em sua composição química hidrocarbonetos de parafina em maior proporção, demonstram uma densidade menor e é menos sensível à alteração de viscosidade. A grande desvantagem é seu comportamento em temperaturas baixas: as parafinas tendem a sedimentar-se. São utilizados na produção de diversos produtos, como

lubrificantes automotivos, aditivos para lubrificantes e combustíveis, óleo para pulverização agrícola e óleo isolante para a indústria elétrica.

- *Óleo Mineral Básico Naftênico* – Enquanto os hidrocarbonetos parafínicos formam em sua estrutura molecular correntes, os naftênicos formam em sua maioria ciclos. Os naftênicos em geral são usados, quando se necessita produzir lubrificantes para baixas temperaturas. A desvantagem dos naftênicos é a incompatibilidade com materiais sintéticos e elastômeros. São utilizados para formulações de óleos aplicados a lubrificantes de compressores e em amortecedores de automóveis.

A seguir será apresentado uma tabela comparando os óleos minerais básicos parafínicos com os naftênicos:

Tabela III.1: Comparação Óleos Minerais Básicos Parafínicos x Óleos Minerais Básicos Naftênicos (Centralube, 2006)

Características	Parafínicos	Naftênicos
Ponto de fluidez	Alto	Baixo
Índice de Viscosidade	Alto	Baixo
Resistência à oxidação	Grande	Pequena
Oleosidade	Pequena	Grande
Resíduo de Carbono	Grande	Pequeno
Emulsibilidade	Pequena	Grande

c. Óleos Sintéticos

Estes são obtidos através de síntese química e suportam condições especiais. São classificados em cinco grupos, com as seguintes características de aplicações:

Tabela III.2: Tipos de Óleos Sintéticos e suas Aplicações (Centralube, 2006)

Tipo	Principais Aplicações
Ésteres de Ácidos Dibásicos	Motores à jato, óleos hidráulicos e para instrumentos delicados
Ésteres de Organofosfatos	Óleos hidráulicos (para até 150° C) e lubrificantes de baixa temperatura.
Ésteres de Silicatos	Fluidos de transferência de calor, fluidos hidráulicos e componente para graxa de baixa volatilidade (até 200° C)
Silicones	Menor variação de viscosidade com a temperatura, baixa volatilidade, alta resistência à oxidação, ótima estabilidade térmica e hidrolítica – o que possui maior custo entre os sintéticos.
Compostos de Ésteres de Poliglicol	Excelente relação viscosidade-temperatura, volatilidade muito abaixo dos minerais, resistência à inflamação e bom poder de lubrificante, baixa resistência à oxidação mas não forma borra.

d. Óleos Compostos

São os minerais com adição de produto orgânico, objetivando maior oleosidade ou facilidade de emulsão com vapor d'água.

III.4. Rotas Tecnológicas

As rotas tecnológicas utilizadas no Brasil para produção de óleos lubrificantes são:

- Rota de Extração por Solventes;
- Rota de Hidrorrefino.

a. Rota de Extração por Solventes

Esta possui a seguinte estratégia básica: Remoção dos aromáticos por extração com solventes, remoção de parafina por resfriamento e precipitação na presença de um solvente diferente.

O principal requisito à qualidade do óleo é uma melhor estabilidade à oxidação. A remoção dos aromáticos se faz necessária porque são os componentes mais reativos, dentro da faixa de ebulição dos óleos lubrificantes. A oxidação dos compostos aromáticos pode começar uma reação em cadeia que diminui em muito a vida útil do óleo.

A rota de extração por solvente remove de 50 a 80% de impurezas (compostos aromáticos, polares e espécies contendo S e N). O produto dessa extração é chamado de refinado. A segunda etapa é a desparafinação, onde as parafinas são removidas, para evitar a solidificação do óleo no motor, a baixas temperaturas. A remoção é feita diluindo-se o refinado com o solvente para diminuir a viscosidade, a fim de melhorar a filtração a baixas temperaturas. No Brasil, essa desparafinação é feita com metil-isobutil-cetona, já nos EUA, os solventes mais utilizados são metil-etil-cetona e também metil-isobutil-cetona. O óleo diluído é então resfriado a -10°C a -20°C e os cristais de parafinas são formados e, ao precipitarem, são removidos por filtração.

A unidade de refino compreende os seguintes setores:

- *Redução do Cru:* Onde se separam os leves (gases e combustíveis) deixando como resíduo o cru reduzido, matéria-prima dos lubrificantes básicos;
- *Destilação a vácuo:* na qual se separam por destilação os produtos neutros. O resíduo dessa unidade contém o tipo “Bright Stock”, o qual sofre um tratamento intermediário;
- *Desasfaltação a Propano:* Os óleos básicos desta unidade são purificados, eliminando-se os resíduos asfálticos, resinas e outros componentes pesados que possam prejudicar o desempenho do produto final;
- *Desaromatização a Furfural:* É um tratamento destinado a eliminar, por meio de um solvente seletivo, os componentes aromáticos responsáveis por problemas de desempenho, principalmente devido à instabilidade química, à sua reatividade e à tendência à formação de borras e lamas, quando submetidas a temperaturas elevadas;
- *Desparafinação a Mec-Toluol:* Nesta fase, são eliminadas as ceras parafínicas pesadas responsáveis pelo alto ponto de fluidez;
- *Hidrogenação:* Tem como objetivo a saturação das duplas ligações remanescentes, eliminando as olefinas responsáveis pelo escurecimento do óleo à luz.

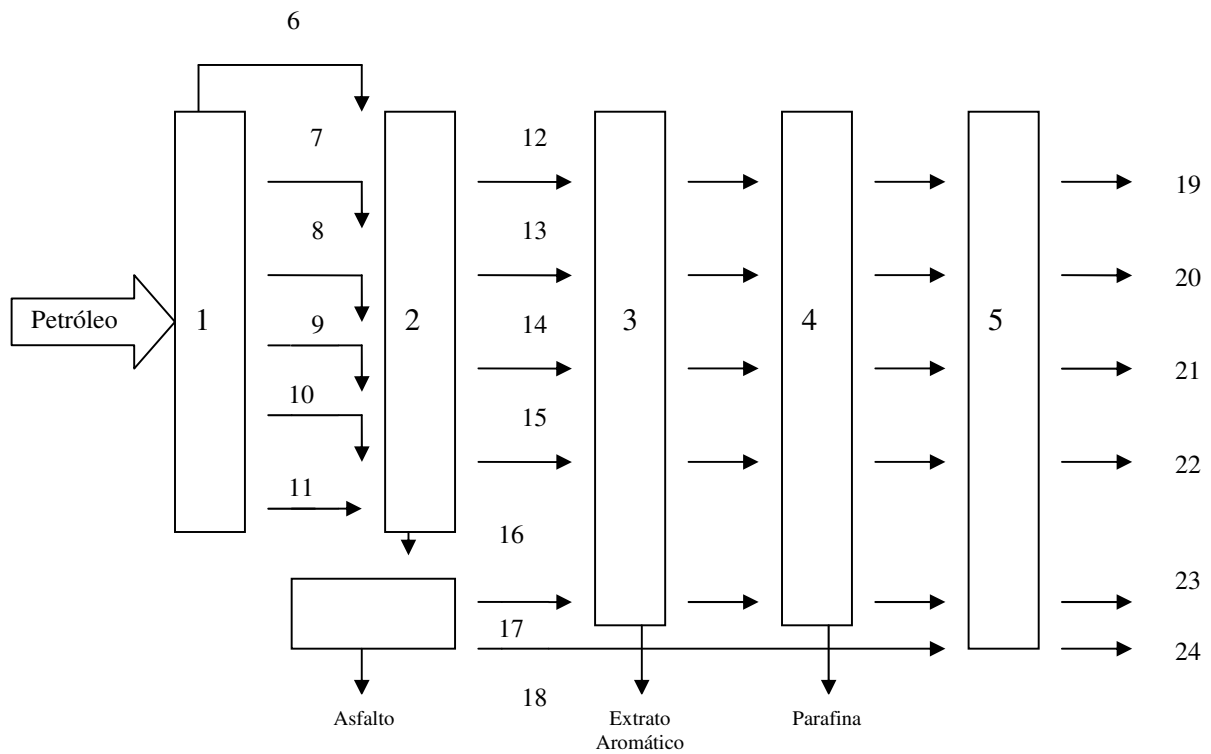


Figura III.2: Rota Convencional de Produção de Óleos Lubrificantes – Extração com Solventes

onde:

- | | |
|------------------------------|-------------------------------------|
| 1 – Destilação Atmosférica; | 2 – Destilação à Vácuo; |
| 3 – Destilação com Furfural; | 4 – Desparafinação com Mec-tolueno; |
| 5 – Hidrogenação Catalítica; | 6 – Gás; |
| 7 – Gasolina; | 8 – Nafta; |
| 9 – Querosene; | 10 – Óleo Diesel; |
| 11 – Cru Reduzido; | 12 – Spindle; |
| 13 – Neutro Leve; | 14 – Neutro Médio; |
| 15 – Neutro Pesado; | 16 – Resíduo de Vácuo; |
| 17 – Bright Stock; | 18 – Cylinder Oil; |
| 19 - Spindle; | 20 – Neutro Leve; |
| 21 – Neutro Médio; | 22 – Neutro Pesado; |
| 23 – Bright Stock; | 24 – Cylinder Oil; |

b. Rota de Hidrorrefino

A rota atual de produção de óleos lubrificantes no Brasil é através da extração por solvente. Essa rota tem o inconveniente de processar apenas petróleo do tipo leve. Tendo em vista que os petróleos que vem sendo encontrados estão cada vez mais pesados, surge então a necessidade de desenvolvimento de uma tecnologia para obtenção de óleos lubrificantes a partir desse tipo petróleo.

Então, a rota a ser implantada é uma forma mais severa de hidrotreatamento, cuja principal vantagem é a produção de combustíveis de alto valor agregado, como a nafta e o diesel, além da obtenção de óleos lubrificantes de melhor qualidade. É feita pela reação de H_2 à carga de óleo básico, a temperaturas e pressões extremamente elevadas. As moléculas da carga são modificadas e craqueadas. A grande maioria dos compostos contendo S, N e aromáticos são removidos. A remodelagem das moléculas restantes ocorre através da abertura de anéis naftênicos e da redistribuição de isômeros parafínicos, facilitadas pela presença de catalisadores.

O processo de hidrorrefino consiste em duas etapas: a primeira de hidrotreatamento para remoção de nitrogênio e a segunda de hidrocraqueamento, para remoção final de nitrogênio, para ajuste final da qualidade dos resíduos e a geração de produtos leves. Após o processo de hidrocraqueamento catalítico, o efluente passa por uma destilação atmosférica onde são retirados a nafta e o diesel, os resíduos gerados, geralmente a $370^\circ C$ são separados em seus respectivos cortes de lubrificantes em uma torre a vácuo. Cada um desses cortes é, então, submetido ao processo de hidroisodesparafinação e hidroacabamento para ajuste final de qualidade dos óleos lubrificantes

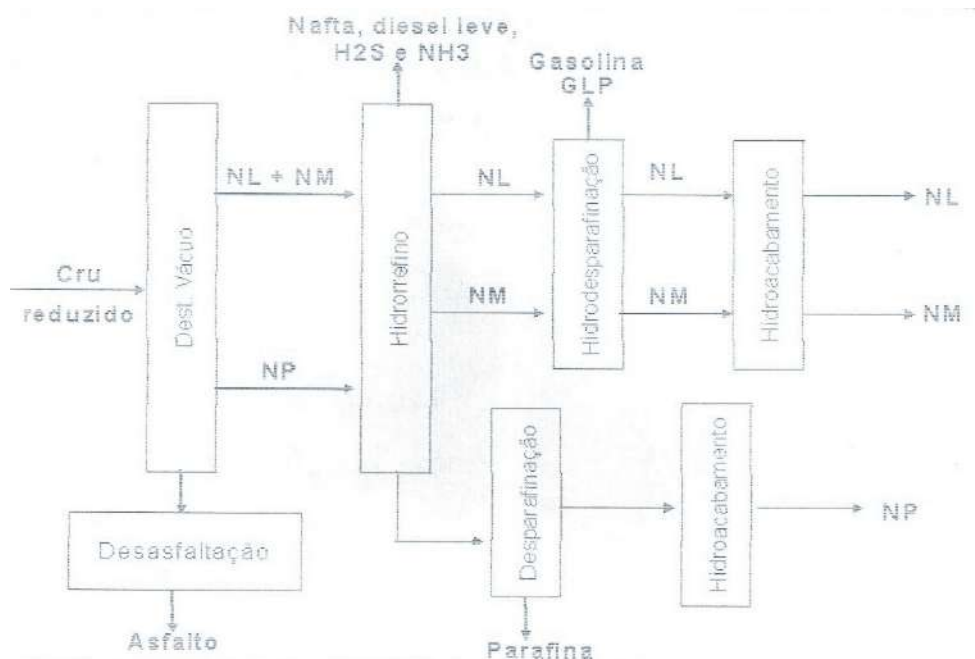


Figura III.3: Rota de Hidrorrefino

onde:

- NL – Neutro Leve;
- NM – Neutro Médio;
- NP – Neutro Pesado;

III.5. Reciclagem dos Óleos Lubrificantes

A questão da reciclagem de óleos lubrificantes usados ganha cada vez mais espaço no contexto da conservação ambiental. Nos países desenvolvidos, a coleta de óleos usados é geralmente tratada como uma necessidade de proteção ambiental. Na França e na Itália, um imposto sobre os óleos lubrificantes custeia a coleta dos mesmos. Em outros países, esse suporte vem de impostos para tratamento de resíduos em geral. Nos Estados Unidos e Canadá, ao contrário do que ocorre no Brasil, normalmente é o gerador do óleo usado quem paga ao coletor pela retirada do mesmo.

Entre 1991 - 1993, a ONU financiou estudos sobre a disposição de óleos usados. A principal conclusão desses estudos foi que a solução para uma disposição segura de óleos lubrificantes usados é o re-refino (reciclagem).

Os óleos lubrificantes estão entre os poucos derivados de petróleo que não são totalmente consumidos durante o seu uso. Fabricantes de aditivos e formuladores de óleos lubrificantes vêm trabalhando no desenvolvimento de produtos com maior vida útil, o que tende a reduzir a geração de óleos usados. No entanto, com o aumento da aditivização e da vida útil do óleo, crescem as dificuldades no processo de regeneração, após o uso.

Quando os óleos lubrificantes industriais usados estão contaminados, fora da faixa de viscosidade ou com outros pequenos problemas, o certo é enviá-los para um serviço de reaproveitamento do óleo básico e de todos os seus subprodutos.

Os óleos usados de base mineral não são biodegradáveis e podem ocasionar sérios problemas ambientais quando não adequadamente dispostos. O uso de produtos lubrificantes de origem vegetal biodegradáveis ainda se encontra em estágio pouco avançado de desenvolvimento para a maior parte das aplicações.

A poluição gerada pelo descarte de 1 t/dia de óleo usado para o solo ou cursos d'água equivale ao esgoto doméstico de 40 mil habitantes. A queima indiscriminada do óleo lubrificante usado, sem tratamento prévio de desmetalização, gera emissões significativas de óxidos metálicos, além de outros gases tóxicos, como a dioxina e óxidos de enxofre.

Um processo de re-refino deve ter as seguintes finalidades:

- Remoção de água e contaminantes leves;
- Remoção de aditivos poliméricos, produtos de degradação termo-oxidativa do óleo de elevada massa molar e elementos metálicos oriundos do desgaste das máquinas lubrificadas (desasfaltamento);
- Fracionamento do óleo desasfaltado nos cortes requeridos pelo mercado;
- Acabamento, visando a retirada dos compostos que conferem cor, odor e instabilidade aos produtos, principalmente produtos de oxidação, distribuídos em toda a faixa de destilação do óleo básico.

A água removida do processo deve passar por tratamento complexo, em função de contaminação com fenol e hidrocarbonetos leves.

Os produtos pesados da destilação e desasfaltamento têm aplicação potencial na formulação de asfaltos.

As propriedades do óleo destilado, ainda carentes de ajuste, são a estabilidade de cor, odor e índice de acidez do óleo, principalmente.

Além da remoção de metais e de produtos de oxidação, a etapa de desasfaltamento aumenta a uniformidade da carga da etapa de acabamento, em termos de conteúdo de metais e nível de oxidação.

Este processo de reciclagem compreende as seguintes etapas:

a. Desidratação

Após ser descarregado numa caixa receptadora, o óleo usado passa por um peneiramento e por uma filtração para a retenção de partículas grosseiras. A desidratação é iniciada com um pré-aquecimento do óleo até 80°C antes de ser enviado aos desidratadores. Numa operação em batelada, o óleo é desidratado a 180°C em desidratadores com trocador externo em circulação forçada. A água e os solventes evaporados são condensados e separados em um separador de fases. Os solventes são aproveitados como combustível para os fornos e a água é enviada para tratamento (ETE).

b. Destilação Flash

Uma vez desidratado, o óleo é bombeado para um forno onde é aquecido até uma temperatura de 280°C. A partir daí, o óleo entra no sistema de vasos de flasheamento sob alto vácuo (28 mBAR). Aqui são separadas as frações leves do óleo usado: óleo neutro leve, óleo spindle e óleo diesel. O óleo neutro leve entra na formulação de óleo com média viscosidade. O óleo spindle é usado em formulações diversas. O óleo diesel é empregado como combustível. Essas frações precisam de um acabamento antes do seu uso.

c. Desasfaltamento

O óleo destilado é bombeado para outro forno, onde é aquecido a uma temperatura de 380°C, e enviado para os evaporadores de película. Nessa etapa, é separada a fração asfáltica do óleo sob alto vácuo (1 mBAR). A fração asfáltica é composta pela maior parte

degradada do óleo lubrificante usado. Na sua composição encontra-se principalmente polímeros, metais, resinas, aditivos e compostos de carbono. Esta fração é empregada na fabricação de mantas e produtos asfálticos em geral.

d. Tratamento Químico – Borra Ácida

O óleo proveniente do desasfaltamento ainda possui alguma quantidade de componentes oxidados. Para extraí-los, aplica-se pequena quantidade de ácido sulfúrico, que promove a aglomeração dos contaminantes que decantam, gerando a borra ácida, um resíduo poluente se lançado ao ambiente.

A borra ácida é lavada com água, neutralizada e desidratada, transformando-se em combustível pesado de alto poder calorífico. A água ácida gerada na lavagem dessa borra é neutralizada com lama cal e cal virgem, transformando-se em gesso para corretivo de solo. Já a água neutralizada é enviada para tratamento (ETE).

Com relação aos resíduos produzidos no processo de re-refino, o ácido sulfúrico da borra ácida é recuperado, formando sulfato de magnésio, e a borra lavada entra na composição com asfalto para oxidação e produção de asfalto oxidado para impermeabilização e outros subprodutos. A torta do filtro é incorporada de 5 a 10% na composição do barro para a fabricação de tijolos.

e. Clarificação e Neutralização

Após a sulfonação, o óleo é bombeado para os reatores de clarificação, onde é adicionada argila descorante (absorvente natural). A mistura óleo/argila é aquecida para promover a absorção de compostos indesejáveis. No final, é adicionada a cal para corrigir a acidez do óleo.

f. Filtração

A mistura óleo/argila/cal passa por filtros prensa para separar a fração sólida. A argila com cal impregnada com óleo é empregada em indústrias cerâmicas e cimenteiras. O

óleo ainda passa por filtros de malha mais fina para eliminar os particulados remanescentes. No final, é obtido o óleo básico mineral re-refinado com as mesmas características de óleo básico virgem.

Após essas etapas, o óleo é armazenado em tanques. Para atender às especificações de viscosidade, cor, ponto de fulgor, etc., cada lote é analisado e corrigido pelo laboratório.

Capítulo IV

IV. Destilação

IV.1. Introdução

A destilação é a operação de transferência de massa mais empregada na indústria química. A diferença de volatilidade existente entre os componentes da mistura é a força motriz efetiva da separação nesse processo. O agente que promove essa separação é o calor, aliado aos internos do equipamento de separação. Existem os seguintes tipos de destilação:

- Destilação Integral;
- Destilação Diferencial;
- Destilação Fracionada;
- Destilação Extrativa;
- Destilação Azeotrópica.

IV.2. Destilação Integral

É também conhecida como flash ou destilação em um só estágio. Esse tipo de destilação promove o contato íntimo do vapor com o líquido, de tal forma a existir um equilíbrio termodinâmico entre as duas fases.

Ambas as correntes de produto, líquido e vapor, são constantemente retiradas do equipamento, onde nova carga é introduzida continuamente.

Esse tipo de destilação efetua somente uma pequena separação entre os componentes, sendo normalmente usada como uma operação auxiliar.

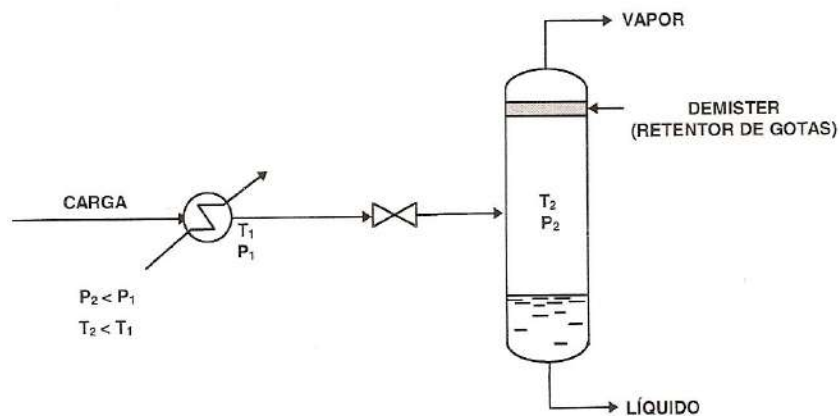


Figura IV.1: Tambor Separador de Flash (Caldas, 2003)

Algumas vezes, por exemplo, é antieconômico condensar totalmente o produto de topo de uma torre de destilação. O vapor é então parcialmente condensado e separado do líquido formado no tambor.

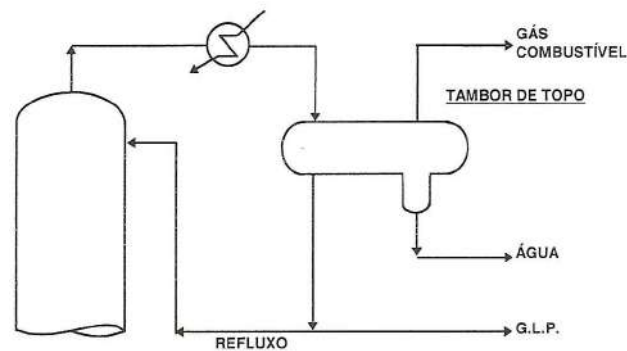


Figura IV.2: Sistema de Topo de uma Estabilizadora de Gasolina (exemplo de um flash trifásico) - (Caldas, 2003)

Como outro exemplo, pode-se apresentar a *zona de flash* de uma coluna de destilação, onde a carga pode estar entrando parcialmente vaporizada. Isto alivia o refeedor, que também é uma destilação integral.

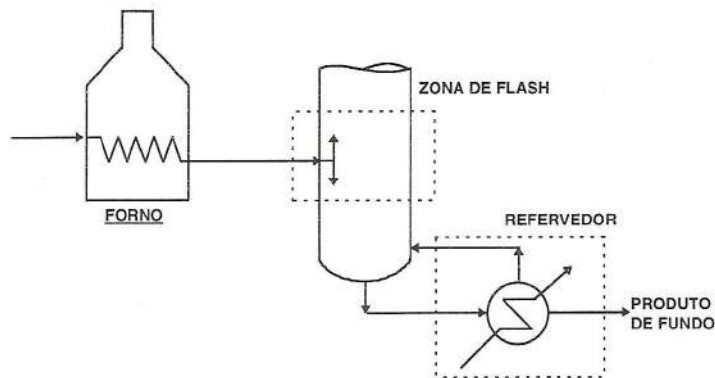


Figura IV.3: Sistema de Alimentação e de Fundo (Caldas, 2003)

IV.3. Destilação Diferencial ou em Batelada

É aquela em que o vapor formado é retirado continuamente do equipamento, permanecendo o líquido residual.

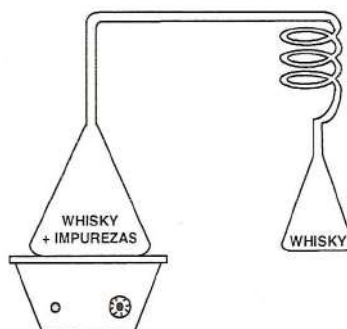


Figura IV.4: Destilação de Bebidas Alcoólicas em Batelada (Caldas, 2003)

As composições do destilado do resíduo variam com o tempo, não estando em equilíbrio termodinâmico. Outros exemplos de destilação diferencial são:

- Destilação ASTM;
- Teste de intemperismo do GLP;
- Destilação por vapor d'água.

IV.4. Destilação Fracionada

No processo de destilação, existe a possibilidade de obtenção de produtos mais ricos em determinados componentes, através de uma repetição de estágios, ditos de equilíbrio. Nesses estágios, uma corrente de vapor cruza com uma corrente de líquido, trocando calor e massa. O vapor, à medida que percorre o equipamento, se enriquece em componentes voláteis, enquanto que os componentes pesados (menos voláteis) se encaminham para o líquido.

Os produtos podem ser obtidos através de retiradas laterais, de topo e de fundo.

Como exemplo, a seguir, na Figura IV.5, será apresentada uma torre para obtenção de benzeno a partir de uma nafta reformada.

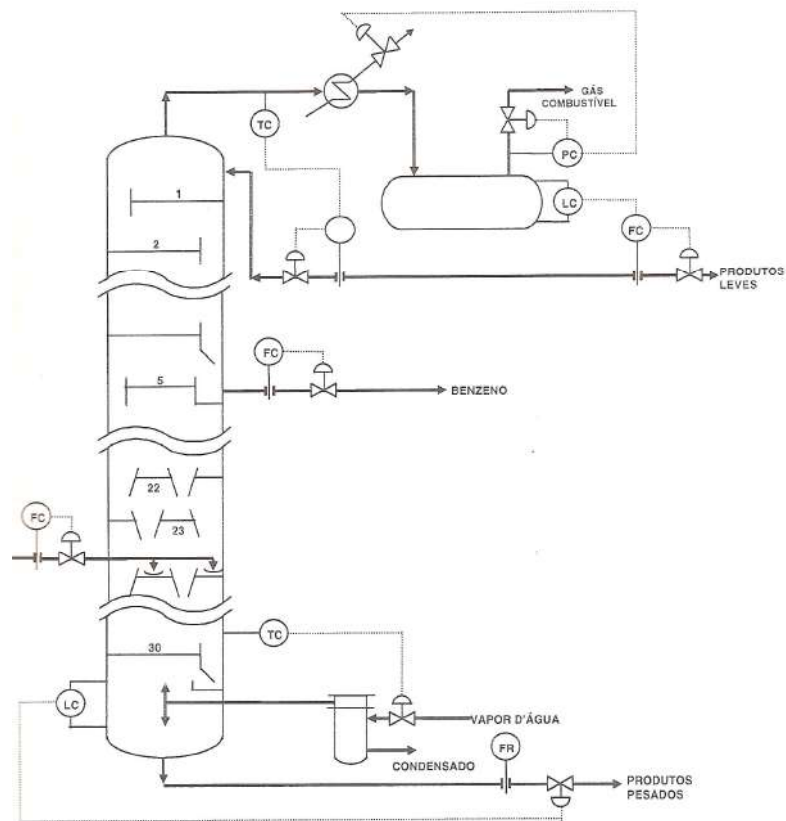


Figura IV.5: Esquema de uma Torre de Destilação Fracionada (Caldas, 2003)

IV.5. Destilação Extrativa e Azeotrópica

A destilação fracionada comum não pode ser empregada para separar azeótropos e seu uso é antieconômico para a separação de componentes com ponto de ebulição muito próximos. Em ambos os casos, destilações modificadas são normalmente possíveis de ser empregadas.

Nessas destilações, um componente externo é usado para modificar a volatilidade relativa dos componentes de carga, facilitando, assim, sua separação. Essas operações são classificadas como destilação extrativa e destilação azeotrópica.

Se o componente externo apenas altera a volatilidade relativa dos compostos, ele é chamado de solvente, e a operação, de destilação extrativa. O solvente é alimentado geralmente em um dos seis primeiros pratos da torre, visto que, na maioria dos casos, ele é pouco volátil, não contaminando o destilado.

Será necessário adicionar solvente ao sistema para suprir a sua perda na contaminação dos produtos, quando o regime estacionário for estabelecido. O exemplo típico deste tipo de operação é a separação de isobutano do buteno-1, usando furfural como solvente (Perry, 3, ed., pp. 629-55).

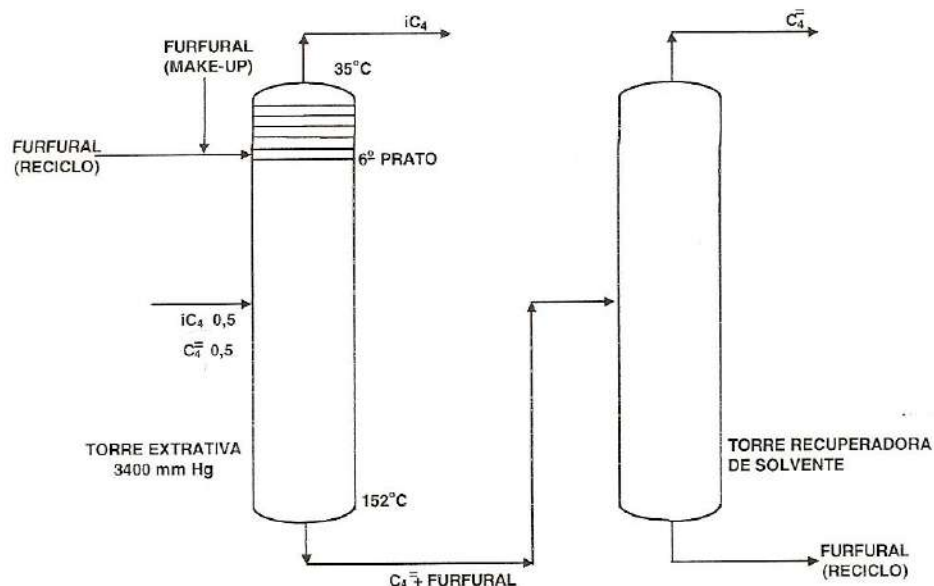


Figura IV.6: Separação de Isobutano de Buteno-1 (Caldas, 2003)

Quando o componente externo forma um azeótropo com um ou mais componentes da carga, a operação é chamada de destilação azeotrópica. Geralmente, o azeótropo formado é uma azeótropo de mínima (mais volátil do que os componentes). O componente formador do azeótropo é então alimentado no topo da torre ou juntamente com a carga, sendo usualmente chamado de *entrainer*.

A recuperação do *entrainer* é um pouco mais complicada do que a do solvente.

Esses tipos de operação ficam bastante facilitados quando o azeótropo formado é um azeótropo heterogêneo.

Em resumo, geralmente usa-se destilação extrativa ou azeotrópica quando:

- A volatilidade relativa entre os componentes que se deseja separar é de aproximadamente 1,0;
- Quando a carga forma um azeótropo homogêneo na destilação, cuja composição não varia muito com a pressão.

Capítulo V

V. Internos de Torres

V.1. Introdução

São denominados *Internos de Torres* todos os dispositivos colocados no interior das torres de separação e que são responsáveis pelo adequado funcionamento das mesmas.

Na destilação, que é um processo normalmente empregado para a separação de produtos, a variedade de dispositivos de contato líquido-gás empregado é grande. Os principais internos, neste caso são os pratos e os recheios. Uma breve introdução da evolução histórica destes é apresentada abaixo:

Pratos – Desde o início do século XIX os pratos borbulhadores foram usados como dispositivos de contato. Naquela época, e em alguns casos ainda hoje, o conhecimento era escasso, fazendo com que os métodos de cálculo gerassem equipamentos, na maioria das vezes, superdimensionados.

Recentemente, o aparecimento de métodos mais confiáveis para outros tipos de dispositivos, o encarecimento do material, da mão-de-obra, da energia e o aparecimento de especificações mais rígidas fizeram com que os pratos, em grande número de casos, tenham sido substituídos por recheios randômicos e estruturados devido à maior eficiência, maior capacidade e menor perda de carga destes últimos.

As torres de pratos com borbulhadores foram usadas pela primeira vez, de forma comercial, em 1818. Entretanto, estes pratos vêm entrando em considerável desuso devido ao seu preço e à alta queda de pressão específica. Outros tipos de pratos os vêm substituindo, como os perfurados e os valvulados.

Os pratos perfurados foram usados pela primeira vez em 1832. Entretanto, até o início de 1950, seu uso era muito raro. É um dos mais baratos dispositivos de contato e apresenta uma baixa perda de carga.

Os pratos valvulados foram patenteados em maio de 1923, vindo a ocupar uma faixa de aplicação mais ampla, que sobrepõe as faixas do prato com borbulhadores e do prato perfurado. É o prato com maior flexibilidade. Na atualidade, os projetos de torre de pratos fixam-se quase que exclusivamente em pratos perfurados e/ou valvulados.

Outros tipos menos usados são: pratos sem *downcomer* (“turbogrid”, perfurados, “ripple tray”), pratos com *downcomer* com borbulhadores (“Tunnel Cap”, “Uniflux”), pratos perfurados com *downcomer* (“Jet tray”, “Baffle tray”). As décadas 50 a 80 presenciariam uma rápida e contínua evolução em termos de tipos e métodos de projeto de pratos.

Recheios – Fair (1981) fez uma revisão histórica do desenvolvimento dos equipamentos usados para o contato gás-líquido, encontrando as primeiras referências da utilização de torres recheadas no ano de 1820, quando bolas de vidro com 25 mm de diâmetro foram usadas em alambiques de álcool. Em 1847, patenteou-se uma coluna de destilação recheada com coque. Posteriormente, ainda naquele século, obteve-se sucesso com o emprego de elementos esféricos. Entretanto, visando reduzir os custos, passou-se a usar formas não-uniformes.

Com essa mudança, descobriu-se que, como consequência da não-uniformidade do recheio, uma elevada má distribuição do líquido também ocorria, com graves consequências, principalmente para torres de diâmetros maiores. Isto fez com que as torres recheadas só fossem aplicadas nos casos de unidades-piloto ou processos comerciais em pequena escala. A maior aplicação nessa época era para serviços corrosivos, tais como torres absorvedores de ácido sulfúrico, nas quais materiais cerâmicos podem ser usados com grande vantagem econômica.

Para aplicações em destilação, as torres recheadas tiveram um renascimento durante o período que foi de 1950 a 1975. É dessa época a sela cerâmica Intalox. Durante os anos 60, os recheios estruturados foram propostos pela Sulzer, praticamente na forma atual, demonstrando grande desempenho.

V.2. Introdução aos Sistemas de contato Gás-Líquido

Antes de iniciar a discussão dos fatores que influenciam o projeto dos internos, serão feitas algumas considerações de forma simplificada sobre o funcionamento dos mesmos. Os sistemas de contato gás-líquido são usados para transferir massa, calor e momento entre fases, tendo como limitante o equilíbrio químico ou físico. Os equipamentos de processo, projetado para realizar essas tarefas, devem fazê-lo com o mínimo de energia e custo. Esses equipamentos podem ser classificados em duas categorias:

Quanto ao modo de fluxo das correntes:

- Contracorrente;
- Fluxo cruzado.

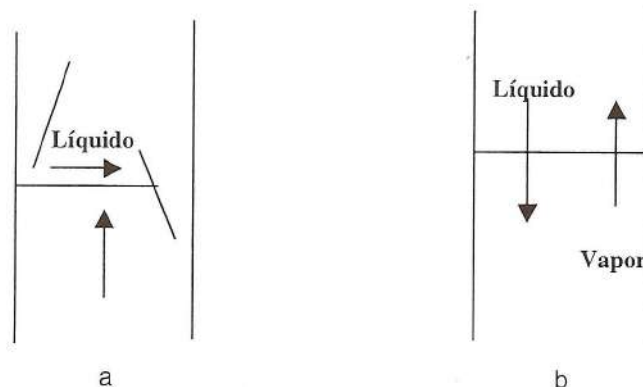


Figura V.1: Tipos de Prato: a) Corrente Cruzada e b) Contracorrente (Caldas, 2003)

Quanto à fase contínua:

- Gás;
- Líquido.

As principais diferenças de desempenho entre as torres de pratos e de recheios estão ligadas ao comportamento hidrodinâmico das fases nessas torres.

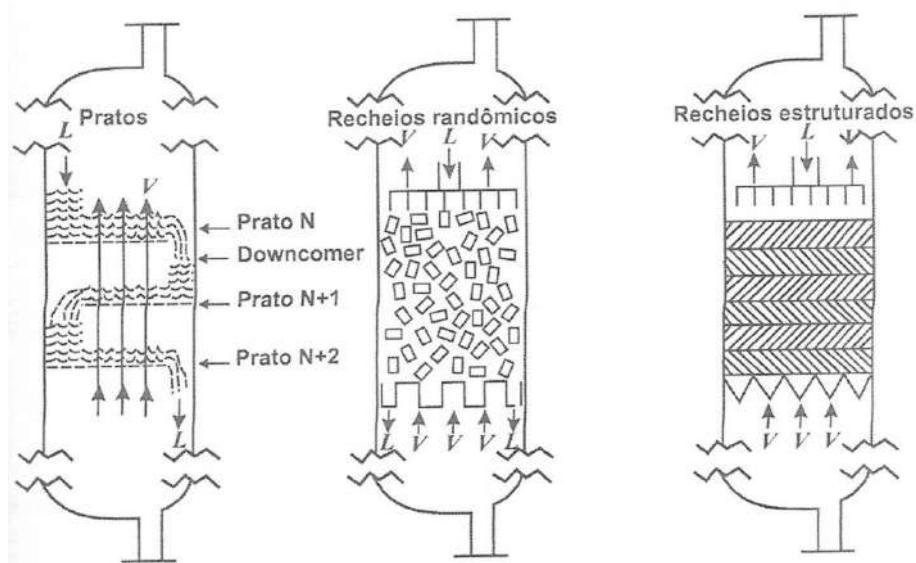


Figura V.2: Principais Tipos de Torres de Contato (Caldas, 2003)

V.3. Torres de Pratos

A configuração mais comumente encontrada para os pratos, independentemente do tipo de dispositivo para borbulhamento da fase vapor na fase líquida, é composta pelas áreas ativa ou de borbulhamento e do *downcomer*, além das zonas mortas e de estabilização.

A área ativa ou de borbulhamento é a área do prato na qual o líquido e o gás entram em contato. É sobre essa área que a maioria da troca térmica e de massa ocorre, através das gotas ou bolhas formadas pela passagem do vapor dentro da fase líquida. Esse contato - borbulhamento - começa quando o líquido chega ao prato por um *downcomer*, espécie de chapa ou tubo junto ao costado da torre que leva o líquido de um prato superior ao inferior. Ao chegar ao prato, o líquido encontra com o vapor que está passando através dos dispositivos, como furos, válvulas ou borbulhadores existentes na bandeja, formando assim uma espuma. Esta espuma percorre o prato, vertendo ao final deste em um novo *downcomer*. No *downcomer*, a espuma será desfeita e somente líquido desaerado será passado ao prato inferior. Acima da bandeja, a espuma coalesce em gotas, e o vapor, praticamente sem líquido, continua para o prato superior. Esta área corresponde basicamente à área transversal da torre, menos todas as áreas ocupadas por todos os *downcomers* que chegam ou saem da bandeja.

A área de *downcomers* é composta pela área de entrada de líquido nos *downcomers* que saem do prato e pela área de saída do líquido dos *downcomers* que chegam ao prato. Essas áreas podem ser iguais ou não, já que dependem do tipo de *downcomer* empregado, como pode ser visto na Figura V.3. Se este for do tipo reto, elas serão iguais, mas no caso desses, de paredes inclinadas ou com degraus, a área de entrada de líquido será maior, de modo a facilitar a separação da fase vapor arrastada, evitando restrições ao escoamento do líquido para o prato abaixo.

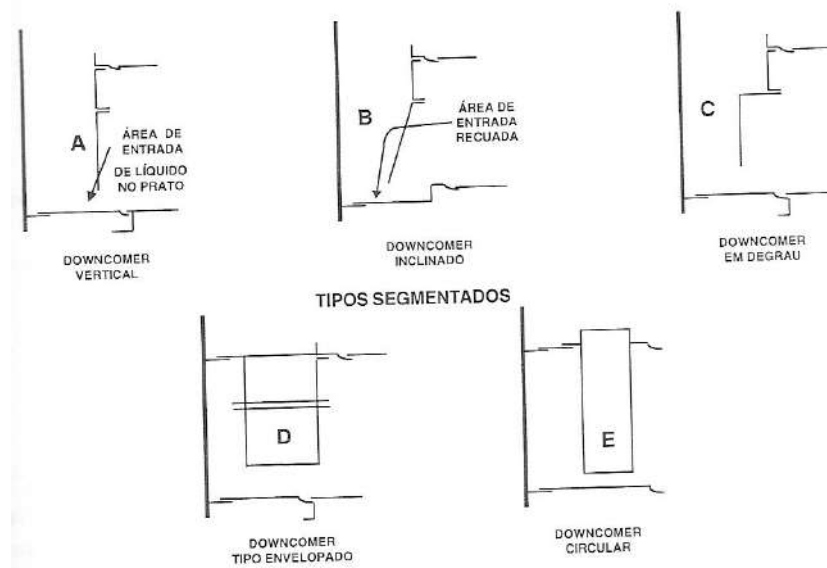


Figura V.3: Tipos de downcomers (Caldas, 2003)

As zonas de estabilização (*calming zones*) se localizam entre o *downcomer* de entrada e a primeira fileira de furos, válvulas ou borbulhadores e entre a última fileira destes dispositivos e o vertedor de saída do prato. A primeira região serve para garantir que nenhum vapor saindo principalmente de válvulas e borbulhadores entre pelo *downcomer* de entrada, o que restringiria a passagem do líquido por este. A segunda área auxilia a separação das fases no *downcomer* de saída, evitando que o líquido saia muito aerado da bandeja.

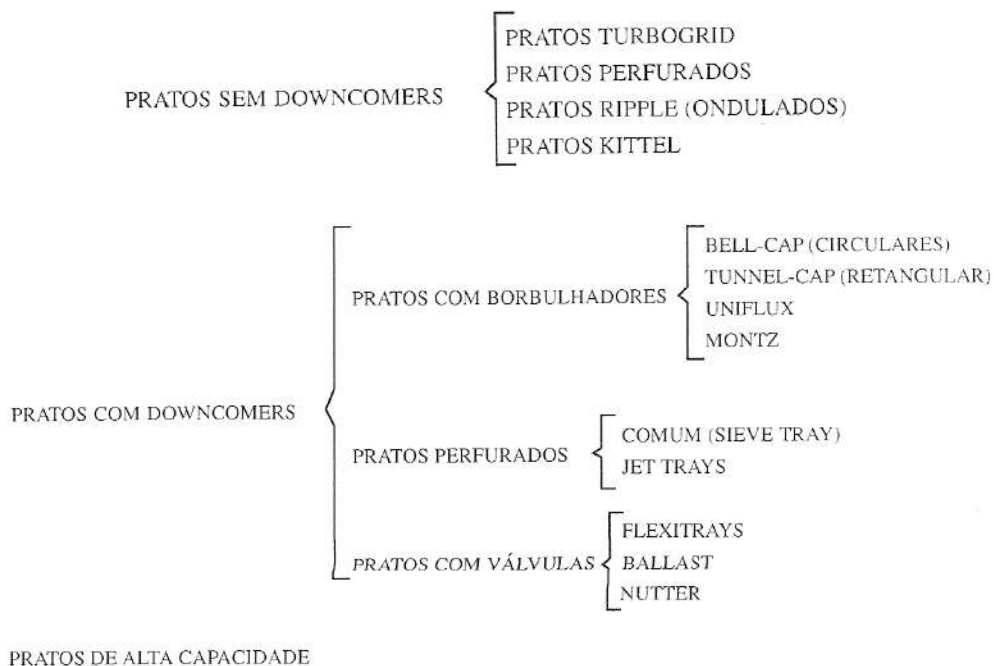
A região do prato que fica diretamente sobre os anéis de suportes, onde são colocados os atracadores para fixação das bandejas ao costado, é chamada de zona morta, pois não pode conter dispositivos para a passagem do vapor. Tanto ela como as zonas de estabilização reduzem o tamanho da área ativa, mas, para efeito da avaliação da operação

dos pratos, não há muita diferença em considerá-las ou não. Normalmente, a maior influência é a redução do número de válvulas, borbulhadores ou furos que se pode colocar nos pratos.

Do mesmo modo que a área dos *downcomers* é importante para a separação da fase vapor da fase líquida, a área livre, definida como sendo a área da seção transversal da torre menos a área ocupada pelos *downcomers* que chegam ao prato, é fundamental para a adequada operação das bandejas. É nesta região que ocorre a separação das gotas de líquido arrastadas pela fase vapor ao passar pelo prato. Ao entrar na área livre, a velocidade do vapor diminui, permitindo que, dentro da distância existente entre os dois pratos – espaçamento entre pratos –, as gotas tenham tempo suficiente para retornar à superfície do prato, de onde saíam, sem atingirem o prato acima.

Os pratos podem ser:

- Sem *downcomer* – Estes são geralmente planos e contêm furos através dos quais passam o líquido e o vapor, intermitentemente e em contracorrente. Nesses pratos não há o mesmo grau de contato, mas, em compensação, sua construção é extremamente simples e o custo é baixo. Seu emprego ainda é limitado;
- Com *downcomer* – Nestes a descida de líquido ao prato imediatamente inferior, é por gravidade.



V.3.1. Pratos sem *Downcomer*

a. Pratos Turbogrid (*turbogrid Tray*)

Os pratos *turbogrid* foram desenvolvidos pela Shell e consistem basicamente de uma grade plana que ocupa toda seção transversal da coluna, com rasgos retangulares paralelos. Os rasgos (*slots*) podem ser perfurações estampadas numa placa metálica plana ou os espaços entre tiras metálicas paralelas. No primeiro caso, o prato é constituído por seções padronizadas. Uma delas pode servir como alçapão (*manway*) para o acesso do pessoal de manutenção. Não se recomenda o uso de downcomers para os pratos *turbogrid*, porque reduzem a área de borbulhamento. Os rasgos dão passagem intermitente ao líquido e ao vapor. Os detalhes que podem ser variados num projeto são a área dos rasgos (total), sua largura e o espaçamento entre pratos. A área dos rasgos é selecionada de modo a fornecer o balanço econômico ótimo entre a capacidade do prato e sua eficiência. Uma área grande dá maior capacidade, mas com sacrifício da eficiência.

A largura dos rasgos é um fator importante quando o serviço é sujeito a corrosão ou nos casos em que há formação de depósitos. O espaçamento entre pratos é um compromisso entre a facilidade da manutenção e a importância relativa do diâmetro e da altura da torre.

Usualmente o espaçamento usado é entre 300 mm e 450 mm, sendo os últimos empregados em grandes colunas.

As desvantagens dos pratos *Turbogrid* em relação aos pratos com borbulhadores são:

- Menor eficiência;
- Menor flexibilidade, isto é, dificuldade em operar com vazões diferentes dos de projeto;
- Certas dificuldades operacionais.

Suas vantagens são:

- Maior período de campanha em serviços em que há depósitos;
- Perdas de carga de 40 a 80% mais baixa do que a dos borbulhadores;

- Baixo custo;
- Capacidade de 20 a 50% mais alta, para o mesmo diâmetro.

b. Pratos Ondulados (*Ripple Tray*)

Foram desenvolvidos pela *Stone and Webster Engineering Corp.* e pertencem também ao grupo de pratos sem *downcomers*. Os pratos são perfurados e corrugados, de modo a formar uma superfície corrugada cuja geratriz é uma senóide. O diâmetro dos furos varia com o tipo de serviço. Para sistemas que não formem depósitos, usam-se furos de 1/8 de polegada e, em caso contrário, até de 3/8 de polegada. A área total de furos varia de 15 a 30% da seção transversal da coluna. A altura das corrugações é tanto maior quanto a carga de líquido. Uma das vantagens desses pratos ondulados é a baixa perda de carga. Outra vantagem citada pelos fabricantes é o seu emprego em torres com diâmetro grande, sem problemas de distribuição de líquido. Os pratos ondulados são orientados de modo que as corrugações de dois pratos adjacentes sejam ortogonais. Observe a Figura V.4 que ilustra esse tipo de prato:

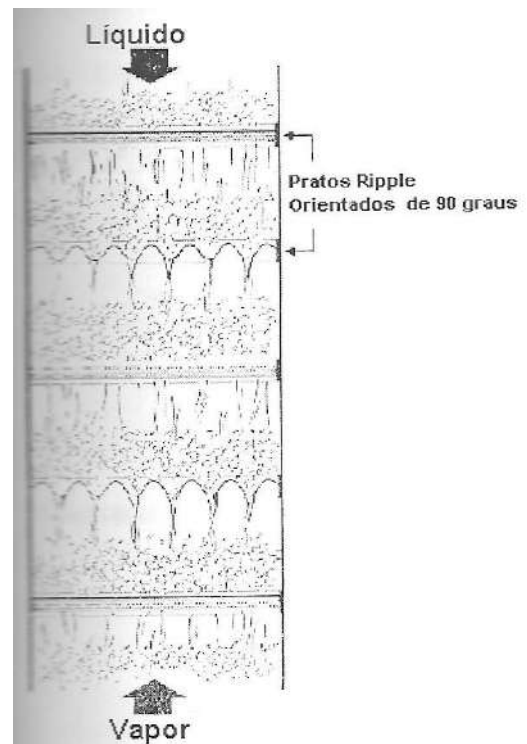
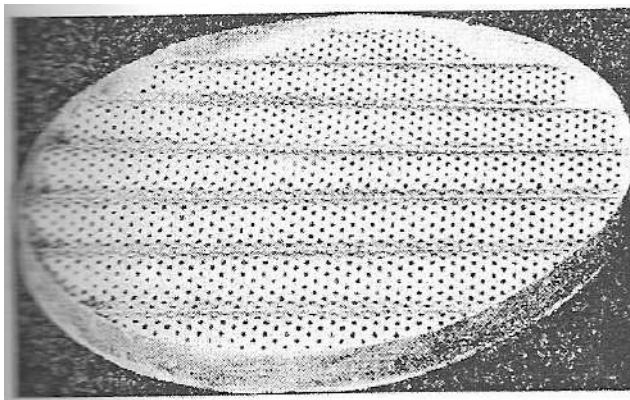


Figura V.4: Pratos Ripple (Caldas, 2003)

c. Pratos Perfurados sem Downcomer

São placas planas com furos circulares em arranjo triangular equilateral. O diâmetro dos furos varia entre 4 mm e 25 mm. O vapor e o líquido escoam alternadamente aleatório pelos furos. Sua capacidade é semelhante à de um prato perfurado com downcomer, isto é, ligeiramente superior à de um prato com borbulhador. A eficiência é menor do que a de pratos com borbulhadores e cai a valores inaceitáveis para vazões inferiores a 60% das de projeto. O arraste é cerca de 1/3 do de pratos com borbulhadres. Seu campo de aplicação é restrito a operações onde as vazões são mantidas na faixa de projeto.



Figura V.5: Prato Perfurado sem Downcomer (Caldas, 2003)

d. Pratos Kittel

Tem a particularidade de usar a força centrífuga para auxiliar a separação mecânica entre o líquido e o vapor que deixam o prato. Na Figura V.6, as setas indicam os fluxos centrífugos ou centrípetos. O prato consiste de duas grades de metal expandido bem próximas, cujas aberturas orientam o vapor horizontalmente. O líquido cai pelo centro da grade inferior para a superior do prato imediatamente abaixo.

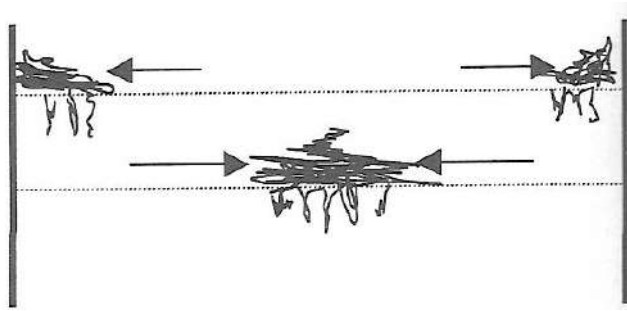


Figura V.6: Pratos Kittel (Caldas, 2003)

V.3.2. Pratos com Downcomer

a. Pratos com Borbulhadores

- *Borbulhadores Circulares (Bell Cap tray)* – Os modelos circulares foram os primeiros e os mais usados entre os pratos com borbulhadores. Existe um grande número de opções disponível. Os modelos de pequeno diâmetro fornecem maior flexibilidade na distribuição sobre o prato, com a consequente melhor distribuição da fase líquida menor área morta no prato. Isto é particularmente vantajoso em torres de pequeno diâmetro. Existem duas vantagens na aplicação de borbulhadores grandes. Uma é que estes fornecem um menor gradiente de líquido no prato. A outra é que são mais baratos para uma mesma área do prato. Entretanto, quando o custo total do prato é calculado em termos de igual área de slot e afastamento proporcional dos borbulhadores, a diferença final no custo do prato é muito pequena. Observe a Figura V.7 que ilustra esse tipo de prato:

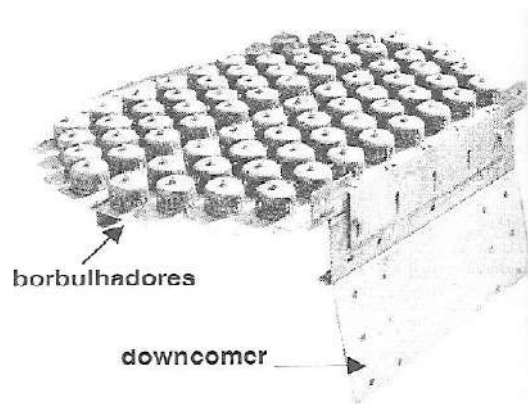


Figura V.7: Pratos com Borbulhadores Circulares (Caldas, 2003)

- *Pratos Uniflex* – Foram desenvolvidos pela *Socony-Vacuum Oil Co.* Podem ser considerados como uma modificação do prato com borbulhadores, mais barata e de construção mais fácil. É composto de várias unidades em forma de S, dispostas em sentido perpendicular ao escoamento do líquido. O vapor ascende por canais formados pelas unidades em S. A porção correspondente à descarga do vapor é serrilhada. Os pratos são leves e de fácil montagem. O custo é de 60% do custo de um prato com borbulhadores de mesma capacidade. Veja a Figura V.8 que ilustra esse tipo de prato:

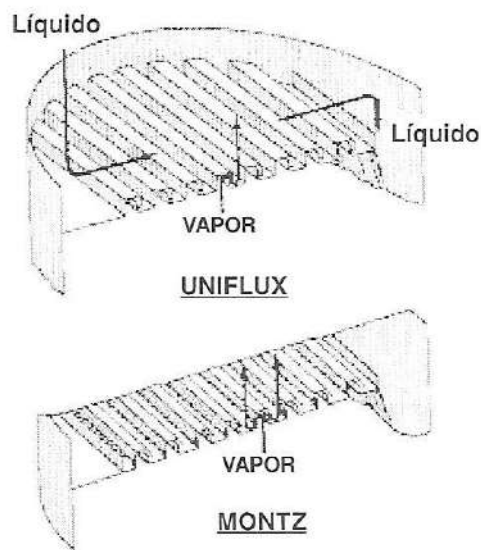


Figura V.8: Pratos Uniflux e Montz (Caldas, 2003)

- *Borbulhadores Retangulares (Tunnel Cap Tray)* – São usados na indústria do petróleo quando a carga líquida é elevada. Podem usar *slots* triangulares ou retangulares. Uma vantagem dos borbulhadores retangulares sobre os circulares é o número de borbulhadores necessários para uma mesma área de *slots* e de chaminé é menor; portanto, há menos peças a manusear, a ajustar na montagem do prato. A manutenção fica simplificada e esta vantagem é importante quando a limpeza é freqüente. A fabricação fica um pouco mais barata. Os borbulhadores circulares parecem, entretanto, ter um melhor desempenho no fracionamento e são mais facilmente adaptáveis a variações do *layout* dos pratos, pois não são necessários borbulhadores de dois ou mais tamanhos diferentes em cada prato.

Para vazões elevadas de vapor, o espaçamento entre os borbulhadores retangulares não pode ser pequeno, porque problemas de *jetting* ficam acrescidos pelo paralelismo de fileiras de *slots*.

b. Pratos Perfurados

- *Jet Trays* – Foram desenvolvidos pela *Esso Research and Engineering Co.* e, até 1960, já haviam sido usados em mais de trezentas torres. A capacidade dos *jet trays* em relação aos outros tipos é maior em pressões baixas e cargas líquidas elevadas. Sua eficiência é cerca de 15% menor do que a de um prato com borbulhadores.

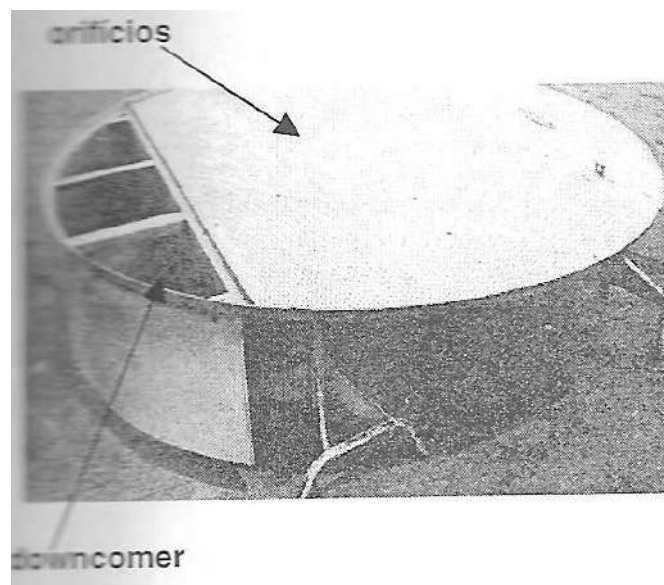


Figura V.9: Prato Perfurado Comum (Caldas, 2003)

c. Pratos Valvulados

- *Pratos Ballast e Flexitrays* – São fabricados pela Koch-Glitsch. Os pratos com válvulas são mais vantajosos do que os com borbulhadores. Eles são mais baratos, cerca de 70% do custo, e ocuparam definitivamente o lugar dos pratos com borbulhadores nas décadas de 70 e 80. Somente no caso de pratos não

muito bem nivelados é que poderia existir uma vantagem dos pratos com borbulhadores. Os borbulhadores são mais seguros nestes casos, porque as chaminés impedem que haja vazamento de líquido. O desnivelamento pode ocorrer por deficiência de técnica de montagem ou por ação dos ventos fortes em torres altas e mecanicamente mal dimensionadas.

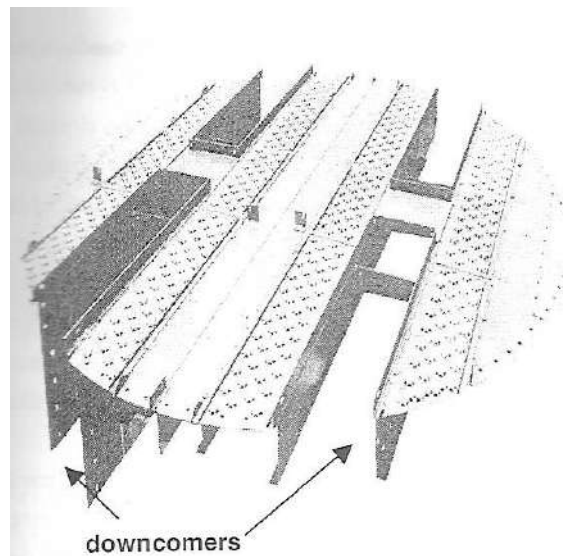


Figura V.10: Pratos Valvulados com Fluxo Dividido (Caldas, 2003)

- *Prato Nutter (Float-Valve Tray)* – Pertence ao grupo de pratos com válvulas, que se caracteriza pela variação da área de passagem do vapor na faixa de vazões situadas pelo menos duas vezes abaixo da do projeto. Neste tipo de pratos, fabricados pela Nutter, as passagens para o vapor são retangulares. Um lado da válvula é mais leve que o outro e, quando a vazão de vapor é baixa, apenas ele fica levantado. Como se pode ver pela Figura V.11, são pratos constituídos por dois tipos de peças: uma móvel (*valve* ou *cover plate*) e os esbarros (*end bracket*). Estes últimos são rebitados no prato e contêm rasgos centrais que permitem ao vapor purgar os sólidos que poderiam, em caso contrário, acumular-se e interferir com o movimento das válvulas. As vantagens citadas pelos fabricantes são: flexibilidade e pouco arraste

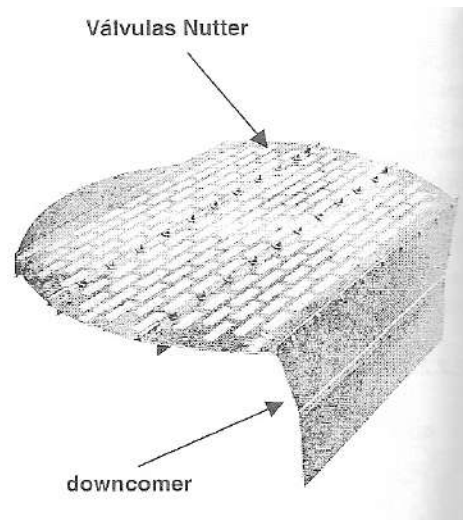


Figura V.11: Pratos Valvulados Nutter (Caldas, 2003)

d. Pratos de Alta Capacidade

O sucesso na aplicação de recheios para aumentar a capacidade das torres de pratos causou uma estagnação na aplicação de pratos durante as décadas de 70 e 80. Nessa época, entretanto, junto com o sucesso, também ocorreram algumas falhas no projeto de torres recheadas, especialmente em sistemas de alta pressão. Simplificações e a falta de critérios com as tolerâncias levaram aos insucessos na previsão da capacidade final da torre. Os pratos de alta capacidade surgiram, então, como um grande avanço para a destilação à alta e moderada pressão. Até os anos 90, a destilação em pressões mais elevadas esteve limitada aos pratos convencionais e, em certos casos, aos recheios randômicos, já que os recheios estruturados não tiveram sucesso nesse tipo de aplicação. Dependendo das circunstâncias, os pratos de alta capacidade podem aumentar a capacidade da torre de 10% a 25%, quando comparado ao projeto de um prato convencional.

Um prato convencional possui uma área ativa, na qual a transferência de massa, ocorre em um *downcomer*, para mover o líquido entre os pratos, e uma área aberta, na qual ocorre a separação entre o líquido e o vapor; neste mesmo espaço se conduz o vapor ao prato superior. É o projeto do prato que confere ao mesmo a habilidade de misturar e separar o vapor e o líquido adequadamente. Essa habilidade ou inabilidade determina a capacidade do prato. Fica evidente pela Figura V.12 que um prato padrão possui uma região sob a entrada e sobre a retirada de líquido no *downcomer*, nas quais o líquido e o

vapor não podem se misturar. Uma parte dessas áreas “inativa” é que se pretende usar nos pratos de alta capacidade.

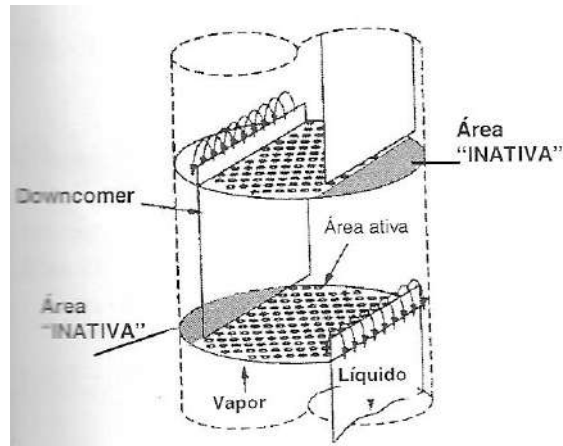


Figura V.12: Prato Convencional e suas áreas “Inativas” (Caldas, 2003)

Existem diferentes propostas para eliminar a área inativa dos pratos convencionais. Os pratos de alta capacidade, que vêm encontrando maior aceitação, nos últimos tempos, convertem a área sob o *downcomer* em área ativa. Na Figura V.13, tem-se uma vista lateral de um desses tipos, com a indicação dos fluxos de vapor e de líquido. Uma fotografia desse mesmo prato é exibida na Figura V.15. Pode-se perceber que a área de recebimento de líquido do prato superior é suportada pelo próprio *downcomer*, ficando suspensa. Isto faz com que uma área correspondente no prato inferior seja liberada para promover o contato entre as fases. Como consequência, possui uma maior área ativa em todos os pratos. Existem outras possibilidades para o projeto dessa área suspensa, mas a idéia básica permanece. Em todos, a área sob o *downcomer* é transformada em área ativa, através de furos ou de válvulas direcionais, e também se assegura que o *downcomer* trabalhe adequadamente nessas condições. Para trabalhar, o *downcomer* deve dar passagem ao líquido do prato superior para o inferior. No momento, os principais fabricantes deste tipo de prato são a Sulzer e a Koch- Glitsch, e seus produtos serão exibidos nas figuras seguintes.

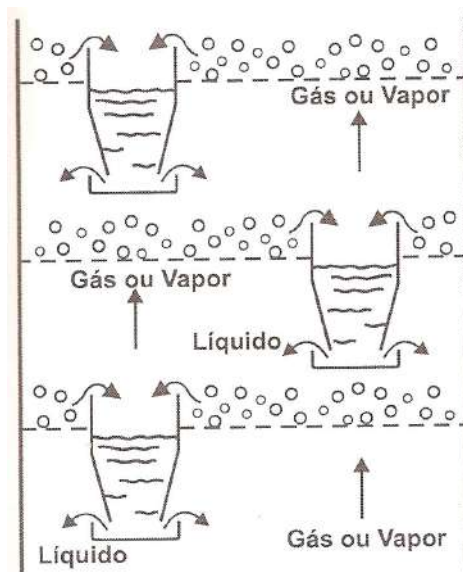


Figura V.13: Escoamento no Prato de alta capacidade VortexTray da Sulzer (Caldas, 2003)

- *Prato de Múltiplos downcomers (MD)* – Foi o primeiro prato comercialmente bem sucedido que utilizava a área ativa sob os *downcomers*. A Figura V.14 mostra uma vista isométrica de um prato MD. Ainda hoje, existe um grande número de instalações de pratos de alta capacidade constituída por pratos MD. Recentemente, diversas variações dos pratos com área ativa aumentada foram introduzidas agressivamente no mercado.

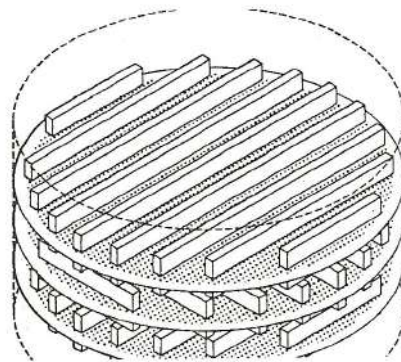


Figura V.14: Prato de Múltiplos Downcomers (Caldas, 2003)

- *VortexTray* – É o modelo de prato de alta capacidade proposto pela Sulzer. O projeto para o *downcomer* é bem diferente dos demais concorrentes. Pode ser construído tanto como prato perfurado quanto valvulado, dependendo das necessidades do projeto. Segundo os fabricantes, as características especiais do *downcomer* permitem quatro vantagens principais quando comparado com os convencionais: Maior facilidade para liberação do vapor, área ativa máxima, não são sensíveis à má distribuição, seja de líquido ou de vapor e, maior capacidade e flexibilidade. Isto é possível porque a área ativa e o espaço para a passagem do vapor não estão limitados a uma região específica do prato. A capacidade pode ser aumentada em cerca de 20 a 30% comparativamente com um prato convencional.

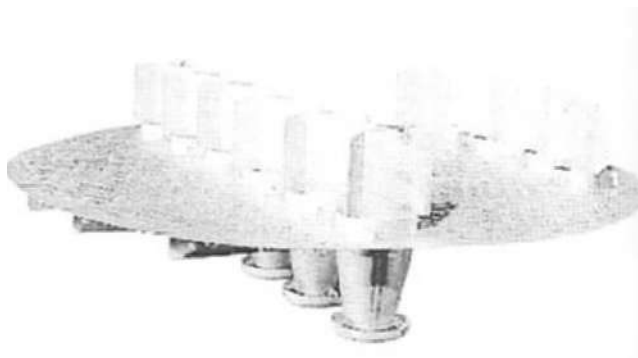


Figura V.15: *VortexTray* é o prato de alta capacidade da Sulzer (Caldas, 2003)

- *Nye Tray* – É o prato de alta capacidade da Koch-Glitsch. Os fabricantes informam da possibilidade do aumento da capacidade entre 10% e 20% sobre os pratos convencionais e que isto pode ser obtido sem redução na eficiência. Essa característica traria como consequência a possibilidade de aumento de capacidade, sem a necessidade de se adicionarem pratos para compensar a redução na eficiência. No projeto de torres novas, o diâmetro poderia ser reduzido sensivelmente quando se compara com o projeto de torre convencional. Os pratos Nye usam um sistema patenteado para afastar o *downcomer* do prato e com isto aumentar a área ativa. Como pode ser visto na figura, o vapor entra em contato com o líquido que está saindo do *downcomer*, através da face perfurada

da chapa que fica sob o *downcomer*. Isto permite um bom contato entre as fases e um aumento da área ativa do prato.

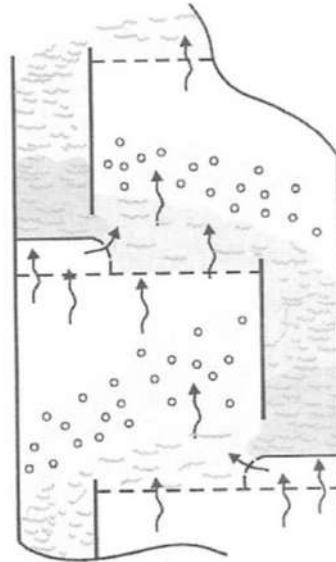


Figura V.16: Esquema do Prato Nye (Caldas, 2003)

- *Prato Triton* – É o prato de alta capacidade da NORPRO. Segundo os fabricantes, este tipo de prato permite um aumento da capacidade de até 45% a mais do que um prato convencional. As válvulas, patente da NORPRO, promovem o uniforme borbulhamento por toda área ativa.

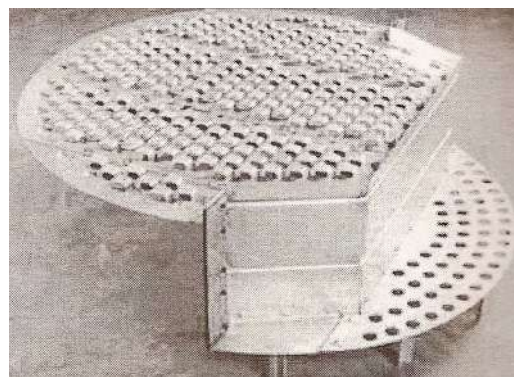
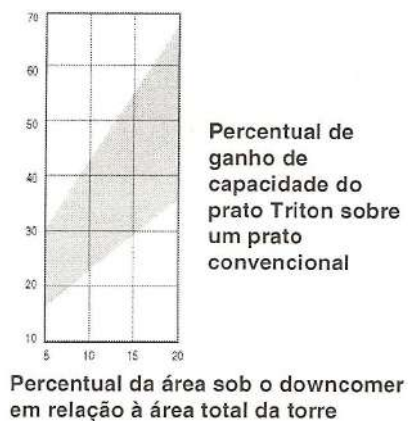


Figura V.17: Prato Triton da NORPRO (Caldas, 2003)

V.4. Torres Recheadas

As torres recheadas são equipamentos relativamente comuns, encontrados em operações de absorção, esgotamento, destilação, troca térmica e outras. A Figura V.18 mostra um esquema típico dessas torres.

Nas torres recheadas, a fase líquida é dispersa no topo através da ação de um distribuidor de líquido, escoando na forma de um filme líquido na superfície dos elementos de recheio. A seção transversal da torre é completamente ocupada por esses elementos, formando um leito poroso através do qual o líquido e o gás escoam em contracorrente. A transferência de massa entre as fases líquido-gás é promovida pelo recheio no interior da torre, o qual mantém o contato contínuo entre as fases em toda a extensão de cada leito recheado. São também mostrados, na Figura V.18, diversos tipos de leitos recheados e diversos tipos de internos que estão associados aos mesmos. O recheio cumpre a função de sustentar o filme da fase líquida da mesma forma que permite um adequado contato entre as fases. Os tipos de recheios mais usados são:

- Recheios Randômicos;
- Recheios Estruturados.

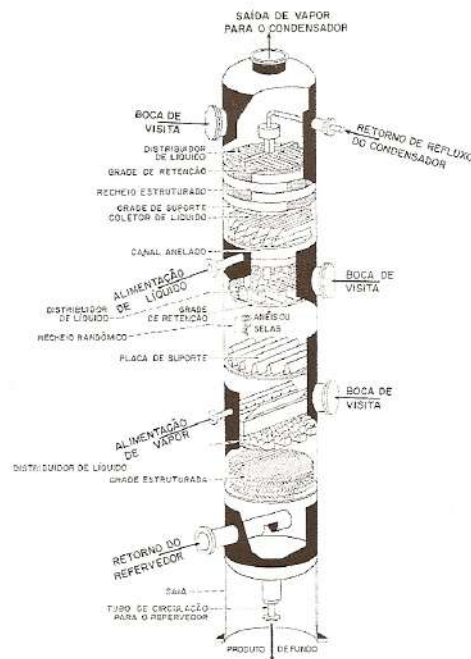


Figura V.18: Torre Recheada (Caldas, 2003)

Os fatores relacionados com a eficiência do equipamento são a distribuição e a redistribuição do líquido, para se obter o máximo de área possível para o contato líquido-vapor.

Basicamente, o projeto preliminar de torres recheadas segue as seguintes etapas:

- Escolha do recheio;
- Determinação do diâmetro;
- Determinação dos coeficientes de transferência de massa;
- Avaliação da queda de pressão;
- Dimensionamento dos internos associados.

V.4.1. Recheios Randômicos

a. Anel de Raschig

É o tipo de recheios de alta eficiência mais antigo. É um cilindro oco, cuja altura é igual ao diâmetro (Figura V.19a). Esse recheio é normalmente disponível em cerâmica e metal. Dos recheios existentes, o anel de Rasching é o mais robusto devido à sua forma, sendo recomendado nos casos de vibração severa ou possibilidade de pancadas. Chama-se anel de *Lessing* (Figura V.19b), o anel de *Raschig* dividido diametralmente por uma parede em seu interior. Ele é denominado de anel particionado cruzado (Figura V.19c) quando existe mais de uma parede interna. O anel *Lessing* é disponível em metal e cerâmica, enquanto particionado, apenas em cerâmica. Essas modificações realizadas nos anéis de *Raschig* os tornaram muito úteis para aplicações como suporte, em situações especiais de corrosão intensa, onde os materiais com os quais os suportes convencionais são fabricados são muito caros. Quando usados para este propósito, esses anéis são arrumados (Figura V.23).

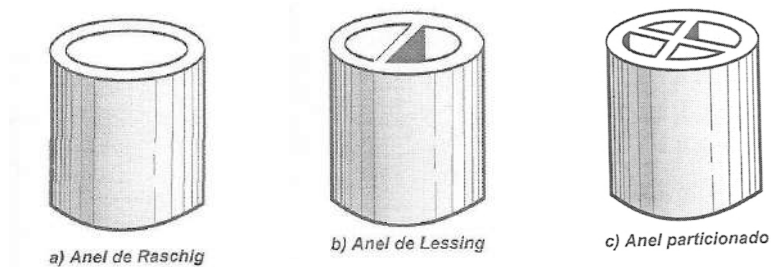


Figura V.19: Tipos de Anel de Raschig (Caldas, 2003)

b. Sela de Berl

É o segundo recheio mais antigo (proposto na década de 30) e, como os anéis de *Raschig*, vem gradualmente desaparecendo nos últimos anos. Esse recheio possui propriedades similares à sela Intalox. Desse modo, na ausência de dados de um ou de outro, assume-se que tudo o que for dito sobre a sela Intalox se aplicará também às selas de *Berl* ou vice-versa.



Figura V.20: Sela de Berl (Caldas, 2003)

c. Sela Intalox e Super Intalox

Este recheio, proposto no início dos anos 50, é considerado como a nova versão da sela de Berl. As selas Intalox podem ser produzidas em materiais cerâmicos ou plásticos, sendo responsável por cerca de 90% do mercado de recheios cerâmicos. As selas Intalox são normalmente recomendadas para destilação de sistemas corrosivos ou temperaturas muito elevadas.

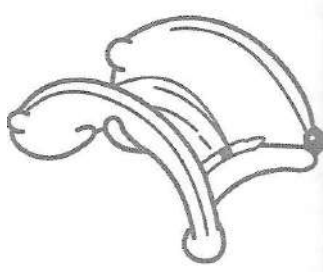


Figura V.21: Sela Intalox (Caldas, 2003)

d. Anel Pall

Este recheio apresenta o maior melhoramento feito nos anéis de *Raschig*, sendo o recheio mais usado em destilação, devido a alta eficiência, a grande flexibilidade e a capacidade. Este recheio possui não somente propriedades operacionais superiores, quando comparado com o anel de *Raschig*, mas apresenta também vantagens econômicas de fabricação, pois pode ser produzido com uma espessura de parede bem inferior ao anel de *Raschig*.

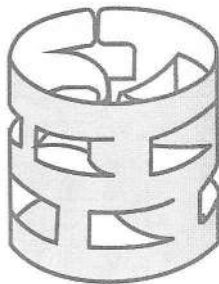


Figura V.22: Anel Pall (Caldas, 2003)

V.4.2. Recheios Estruturados

Os recheios estruturados são todos aqueles que são feitos sob medida para cada torre, não havendo espaços vazios entre o recheio e a parede, sendo, por isso, muitas vezes chamados de ordenados ou arrumados. Podem ser divididos em dois grandes grupos: os tradicionais e os de alta eficiência.

a. Recheios Estruturados Tradicionais

Neste grupo se incluem os primeiros recheios que foram aplicados arrumados no interior da torre. Dentre os que obtiveram maior sucesso, encontram-se os anéis de *Raschig* maiores que 75 mm (3 in), e as grades. Devem ser arrumados na torre de forma organizada, a fim de apresentar um bom desempenho com baixa perda de carga (Figura V.24).

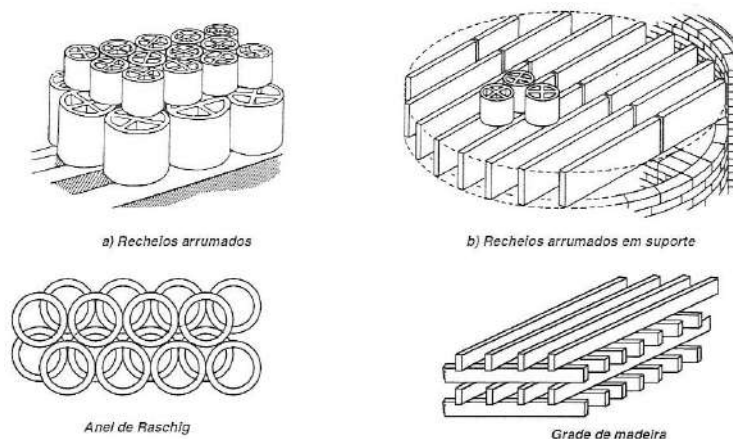


Figura V.23: Recheios Estruturados Tradicionais e Anéis Particionados Arrumados Anel Pall (Caldas, 2003)

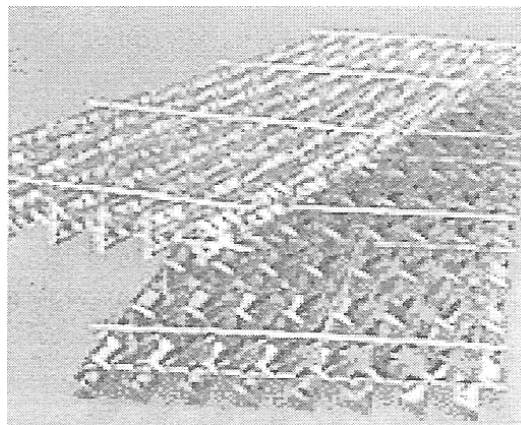


Figura V.24: Grade Glitsch de Aço ou Plástico (Caldas, 2003)

- *Grade Glitsch* – Lançada pela Glitsch, quando era ainda independente da Koch, no início de 1963, este recheio de alta porosidade reúne características que

tornam bastante adequado seu emprego na indústria petrolífera. Tais características serão citadas a seguir.

- ✓ Sua capacidade, isto é, sua vazão operável de vapor, é cerca de 50 a 100% superior à dos pratos com o mesmo diâmetro;
- ✓ Pode ser usado em colunas de diâmetro elevado (até 12 m), sem problemas de perda de eficiência por má distribuição de líquido.

b. Recheios Estruturados de Alta Eficiência

Estes recheios foram desenvolvidos no início da década de 60 e, se caracterizam por baixíssima perda de carga associada a uma elevada taxa de transferência de massa. São usados quando uma ou ambas as características são necessárias.

Tabela V.1: Queda de Pressão em Equipamento de Contato Líquido-Gás (Caldas, 2003)

	ΔP mmHg/HETP
Pratos	3 – 5
Recheios randômicos	1 – 3
Recheios arrumados	0,1 – 0,25

A alta eficiência de transferência de massa desses recheios é gerada pelo tratamento de sua superfície, o que proporciona elevadas áreas interfaciais de transferência no mesmo. A baixa perda de carga (Tabela V.1) é causada pela ausência quase completa do arraste de líquido e do fator de forma desses recheios. Praticamente toda a queda de pressão é devida ao arraste viscoso, fato que contribui para o aumento da eficiência, devido ao acréscimo da turbulência interfacial e com esta a transferência da mesma.

Os principais recheios estruturados de alta eficiência são os seguintes:

- Os primeiros recheios estruturados de alta eficiência eram formados de arames finos que formavam um tecido metálico em tiras (Figura V.25). A ação capilar distribui o líquido pelo tecido de arame bem fino, e o vapor, ao passar pelo

recheio, o faz de modo tortuoso, através das superfícies molhadas. Os primeiros recheios fabricados no mundo foram da Sulzer e se chamavam *BX* e *BY*.



Figura V.25: Recheio Montz, tipo A3 (Caldas, 2003)

- *Montzpak* – A Montz fabrica recheios de estrutura bastante similar à Sulzer *BX*. Seu principal tipo é o *A3*. Nos anos 70, a Sulzer lançou o recheio *Mellapak*, que possuía estrutura equivalente ao *BX*, no entanto, com as telas de tecido metálico substituídas por chapas metálicas com sulcos na superfície (Figura V.26).

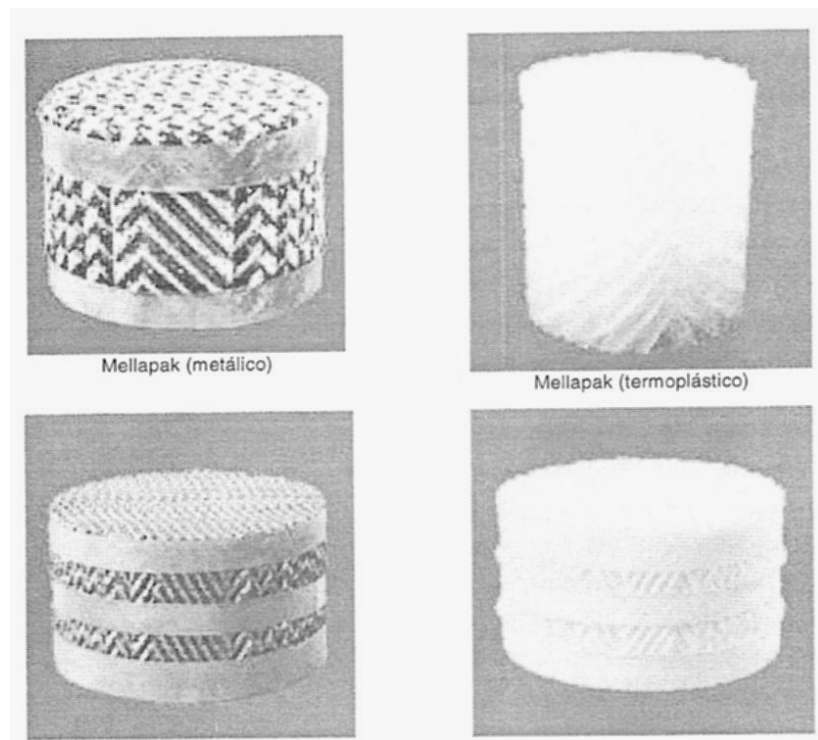


Figura V.26: Recheio Tipo Mellapak da Sulzer, Metálico e Plástico (Caldas, 2003)

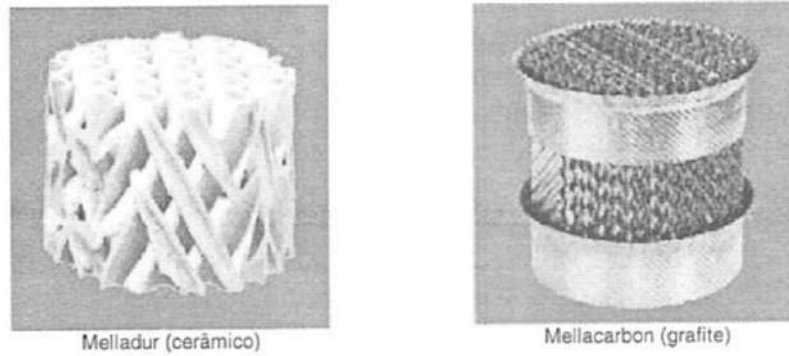


Figura V.27: Recheios da Sulzer (Caldas, 2003)

- *Flexipac e Gempak* – São vendidos em mais de vinte tamanhos e em três materiais diferentes: metálico, plástico e cerâmico.

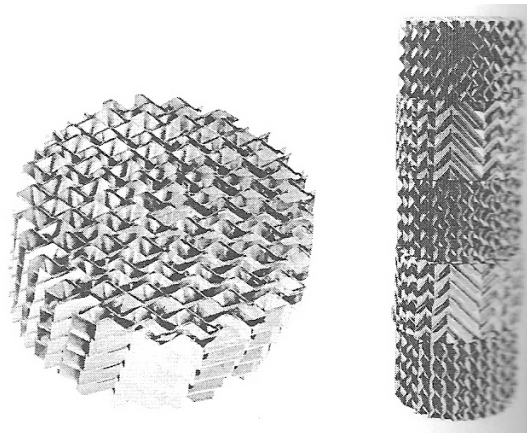


Figura V.28: Recheio Gempak e Flexipak (Caldas, 2003)

Capítulo VI

VI. Simulação e Planejamento

VI.1. Simulação

O êxito de uma simulação fiel à realidade está ligada à escolha do modelo termodinâmico que irá corresponder de forma mais precisa os processos em geral. Tendo em vista essa questão, os modelos termodinâmicos podem ser descritos em cinco etapas:

- Selecionar adequadamente o método de cálculo das propriedades físicas;
- Validar as propriedades químicas;
- Descrever os componentes não registrados no banco de dados e parâmetros desconhecidos;
- Obter e usar os dados de propriedades físicas;
- Estimar outras propriedades desconhecidas.

Além disso, é importante destacar que um modelo pode não ser adequado para todos os sistemas, assim a escolha errônea do modelo pode afetar significativamente as previsões efetuadas na simulação. A Tabela VI.1 mostra alguns modelos termodinâmicos disponíveis nos simuladores comerciais.

Os fatores que devem ser considerados, quando se necessita escolher um modelo termodinâmico são:

- A natureza das propriedades de interesse;
- A composição da mistura;
- A pressão;
- A temperatura;
- A disponibilidade dos parâmetros.

Na destilação, retificação ou evaporação, uma consideração importante é a escolha do modelo termodinâmico para o equilíbrio líquido-vapor (VLE), área na qual existem muitos métodos.

A composição da mistura influencia todas as propriedades, porque estas são calculadas de acordo com regras de misturas. Isso afeta os cálculos de equilíbrio de líquido-vapor devido à interação de componentes na mistura. A natureza da fase vapor também pode ser importante se os componentes formarem complexos.

A pressão e a temperatura são especialmente importantes na escolha do método para cálculos de equilíbrio. Modelos baseados na lei de Raoult ou que usam coeficientes de atividades não são muito precisos à alta pressão ou quando a temperatura está acima da temperatura crítica de algum componente. Pode-se também, usar a Lei de Henry quando se têm gases leves em solventes subcríticos em baixas concentrações.

Tabela VI.1: Alguns Modelos Termodinâmicos Disponíveis nos Simuladores Comerciais.

Equações de Estado	Coefficiente de Atividade	Modelos Especiais
Lei dos Gases Ideais	Margules	API
Peng-Robinson (PR)	Van Laar	Chao-Seader
PRSV	Wilson	Grayson-Streed
Predictive SRK		Sour-water method
Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV)		Tabela de Vapor
Redlich-Kwong (RK)		
Soave-Redlich-Kwong (SRK)		

Tendo em vista os modelos termodinâmicos, algumas empresas produtoras de software de simulação de processos recomendam a equação de estado Peng-Robinson (PR) para aplicações em petróleo, gás e petroquímica. Esse modelo apresenta cálculos precisos de equilíbrio de fase para sistemas que variam de baixa à alta temperatura e sistemas sob alta pressão.

A equação Soave-Redlich-Kwong (SRK) apresenta resultados comparáveis à PR. Além disso, as melhorias atingidas para esta equação permitem que possa ser usada em sistemas à vácuo, contendo componentes pesados, bem como manipular componentes leves

em alta pressão. Uma desvantagem desse modelo é que não se deve usar para sistemas com metanol ou glicóis.

A equação de estado Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) também pode ser considerada. Essa equação pode manipular os mesmos sistemas que a equação de PR, além de poder ser usada para sistemas não ideais. As desvantagens dessa equação são o aumento do esforço computacional e a adição de um parâmetro à mais que é requerido para essa equação.

Os modelos Chao-Seader (CS) e Grayson-Streed (GS), embora um pouco limitados, podem ser escolhidos em algumas situações. Por exemplo, eles são recomendados para problemas que contêm principalmente água líquida ou vapor porque incluem correlações especiais que representam com precisão as características dos vapores. O modelo CS pode ser usado também para misturas de hidrocarbonetos leves. Já o modelo GS pode ser usado para sistemas que têm alta concentração de H_2 .

Os modelos de pressão de vapor, Antoine, Braun K-10 e EsoK, foram projetados para manipular sistemas com hidrocarbonetos pesados, em baixas pressões. Essas equações foram tradicionalmente aplicadas para sistemas de fracionamento de hidrocarbonetos mais pesados e forneceram melhores resultados, em comparação com modelos rigorosos. Porém, esses modelos não devem ser considerados para previsões de VLE (equilíbrio líquido-vapor) para sistemas em alta pressão ou aqueles com grande quantidade de hidrocarbonetos leves.

Em geral, as equações de estado são melhores nos cálculos de equilíbrio líquido-vapor para uma ampla faixa de temperatura e pressão, especialmente se estas forem elevadas.

Por fim, o modelo termodinâmico precisa ser validado comparando os dados obtidos no simulador com dados experimentais ou com comportamentos esperados. Essa é uma característica muito importante para se obter resultados satisfatórios nas simulações.

Levando em consideração todos os itens mencionados acima, escolheu-se o modelo de SRK (Soave-Redlich-Kwong), que fornece bons resultados para descrever o comportamento de misturas de hidrocarbonetos, para simular uma Coluna de Destilação para Óleos Pesados.

VI.2 Planejamento

A coluna de pratos a ser projetada deverá possuir um condensador total e um refeedor total. Além disso, estabeleceu-se que o prato de carga, inicialmente, seria o décimo, pois após todas as simulações e obtenção dos melhores resultados, realizar-se-ia uma simulação em busca do prato ótimo de alimentação.

Para execução dessas simulações, como já havia sido dito, foi utilizado o software comercial PRO/II e os dados foram obtidos a partir da curva de destilação simulada (DS) fornecido pelo Laboratório de Petróleo do CENPES/PETROBRAS de uma fração composta pelo resíduo da coluna de vácuo da rota de hidrorrefino e 10% de gasóleo pesado. Esta fração de petróleo é a carga da coluna a ser projetada. Também foram cedidas pelo Laboratório de Petróleo do CENPES/PETROBRAS as curvas DS das frações de petróleo neutro médio (NM) e da fração Bright Stock (BS), que são as frações a serem obtidas como produto de topo e de fundo, respectivamente na coluna que será simulada. (Apêndices I e II).

Um dos parâmetros mais importante para a execução da simulação foi a queda de pressão por prato, para que o programa pudesse calcular a pressão ao longo da coluna, assim como a pressão do produto de fundo. Nesse caso, foi estabelecida uma queda de pressão de 0,001 kPa por prato. Ainda se fez necessário estabelecer as temperaturas do condensador e refeedor, que foram 250 °C e 360 °C.

A partir dos dados da curva DS da carga e a densidade da mesma (835,4 kg/m³), o programa forneceu os pseudocomponentes e, em seguida, calculou as propriedades críticas e as composições dos produtos de topo e fundo.

Foram escolhidos os parâmetros fundamentais que seriam variados e em seguida foi realizado um planejamento a partir de uma análise combinatória. Esta foi feita através de uma permutação das quatro variáveis escolhidas: *Pressão*, *Razão de Refluxo* (quociente entre a vazão molar do líquido que retorna à coluna no topo, pela vazão molar de líquido do produto de topo), *Número de Pratos* e *Vazão do Produto de Topo*.

Inicialmente, foram realizadas as simulações usando valores desses parâmetros dentro de uma faixa ampla, após realizadas as corridas foram escolhidos as melhores, ou seja, as que apresentavam condições razoáveis. Alguns parâmetros não apresentavam muita

influência, pois poderiam utilizar uma faixa bastante ampla que os resultados não eram afetados.

A seguir, serão apresentados os valores utilizados dos parâmetros referidos nas simulações cujos resultados foram os melhores:

Tabela VI.2: Valores dos Parâmetros a serem Estudados

Pressão (kPa)	Razão de Refluxo	Nº de Pratos	Vazão do Produto de Topo (kg/h)
10	0,5	15	250
15	1,0	18	300
20	1,5	20	350
		25	

Como para destilar óleos pesados são utilizadas colunas a vácuo, logo se faziam necessárias pressões baixas, como as observadas na tabela acima. Já os valores de razão de refluxo são pequenos, pois sabe-se que para um determinado grau de separação o número de pratos teóricos necessários diminui quando aumenta a razão de refluxo. Para comprovar isto, observe a seguinte afirmação: “Se a razão de refluxo for muito grande o consumo de energia também o será, visto que se está a condensar em cima uma grande quantidade de vapor que retorna à coluna. Neste caso o número de pratos teóricos necessários à separação será menor”. E como a E_f (eficiência global) é igual a razão entre o número de estágios ideais e o número de estágios reais, lembrando que neste caso, o número de estágios é igual ao número de pratos teóricos, já que tanto o condensador e o refeedor são totais. O motivo da escolha de valores baixos para a razão de refluxo deve-se a necessidade de um número maior de pratos teóricos, conseqüentemente, um maior contato entre o líquido e o vapor, resultando assim, em uma maior separação, mesmo sabendo que isso acarretará em um custo maior, devido ao maior número de pratos reais. A seguir, foi ilustrado através de um gráfico hipotético a influência da razão de refluxo sobre o número de pratos teóricos.

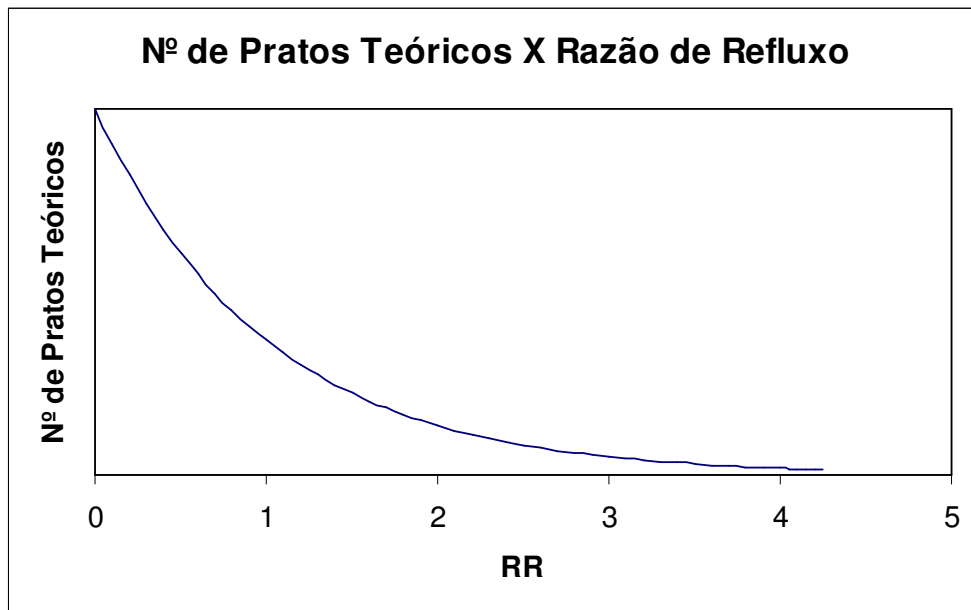


Figura VI.1: Influência da Razão de Refluxo sobre o Número de Pratos Teóricos

Os valores escolhidos para o número de pratos foram os que junto com as condições operacionais razoáveis apresentaram a composição do produto de topo e fundo desejada.

Sobre, os valores da vazão do produto de topo, deve-se destacar que estes foram escolhidos como porcentagens da vazão mássica da carga, sendo esta igual a 1000 kg/h, foi proposto que saída do topo seria 25, 30 ou 35% da alimentação. Esse planejamento deu origem a 108 simulações, cujo esquema será apresentado abaixo.

Tabela VI.3: Planejamento Inicial das Simulações

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
10	0,5	15	25	1
10	0,5	15	30	2
10	0,5	15	35	3
10	0,5	18	25	4
10	0,5	18	30	5
10	0,5	18	35	6
10	0,5	20	25	7
10	0,5	20	30	8
10	0,5	20	35	9
10	0,5	25	25	10
10	0,5	25	30	11
10	0,5	25	35	12
10	1,0	15	25	13
10	1,0	15	30	14
10	1,0	15	35	15
10	1,0	18	25	16
10	1,0	18	30	17
10	1,0	18	35	18

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
10	1,0	20	25	19
10	1,0	20	30	20
10	1,0	20	35	21
10	1,0	25	25	22
10	1,0	25	30	23
10	1,0	25	35	24
10	1,5	15	25	25
10	1,5	15	30	26
10	1,5	15	35	27
10	1,5	18	25	28
10	1,5	18	30	29
10	1,5	18	35	30
10	1,5	20	25	31
10	1,5	20	30	32
10	1,5	20	35	33
10	1,5	25	25	34
10	1,5	25	30	35
10	1,5	25	35	36

Tabela VI.3: Planejamento Inicial das Simulações (cont.)

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
15	0,5	15	25	37
15	0,5	15	30	38
15	0,5	15	35	39
15	0,5	18	25	40
15	0,5	18	30	41
15	0,5	18	35	42
15	0,5	20	25	43
15	0,5	20	30	44
15	0,5	20	35	45
15	0,5	25	25	46
15	0,5	25	30	47
15	0,5	25	35	48
15	1,0	15	25	49
15	1,0	15	30	50
15	1,0	15	35	51
15	1,0	18	25	52
15	1,0	18	30	53
15	1,0	18	35	54

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
15	1,0	20	25	55
15	1,0	20	30	56
15	1,0	20	35	57
51	1,0	25	25	58
15	1,0	25	30	59
15	1,0	25	35	60
15	1,5	15	25	61
15	1,5	15	30	62
15	1,5	15	35	63
15	1,5	18	25	64
15	1,5	18	30	65
15	1,5	18	35	66
15	1,5	20	25	67
15	1,5	20	30	68
15	1,5	20	35	69
15	1,5	25	25	70
15	1,5	25	30	71
15	1,5	25	35	72

Tabela VI.3: Planejamento Inicial das Simulações (cont.)

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
20	0,5	15	25	73
20	0,5	15	30	74
20	0,5	15	35	75
20	0,5	18	25	76
20	0,5	18	30	77
20	0,5	18	35	78
20	0,5	20	25	79
20	0,5	20	30	80
20	0,5	20	35	81
20	0,5	25	25	82
20	0,5	25	30	83
20	0,5	25	35	84
20	1,0	15	25	85
20	1,0	15	30	86
20	1,0	15	35	87
20	1,0	18	25	88
20	1,0	18	30	89
20	1,0	18	35	90

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
20	1,0	20	25	91
20	1,0	20	30	92
20	1,0	20	35	93
20	1,0	25	25	94
20	1,0	25	30	95
20	1,0	25	35	96
20	1,5	15	25	97
20	1,5	15	30	98
20	1,5	15	35	99
20	1,5	18	25	100
20	1,5	18	30	101
20	1,5	18	35	102
20	1,5	20	25	103
20	1,5	20	30	104
20	1,5	20	35	105
20	1,5	25	25	106
20	1,5	25	30	107
20	1,5	25	35	108

Realizadas todas as simulações, como resultado pode-se encontrar quais os parâmetros que apresentavam o melhor desempenho com um custo razoável.

Em seguida, foi feito um scale up da coluna obtida, tendo como resultado sua dimensões, além do dimensionamento dos dispositivos utilizados para contato líquido-gás. E por fim, foi feito um levantamento do respectivo custo.

Capítulo VII

VII. Discussão dos Resultados

VII.1. Variáveis Relevantes

Após terem sido realizadas as 108 simulações, algumas foram descartadas pois necessitavam de um tempo de processamento muito grande e de acordo com esse critério os seguintes valores dos parâmetros não entraram na análise:

- As que possuem número de pratos igual a 15;
- As que possuíam R_R igual a 1,5;
- As que o produto de topo corresponde a 25% da carga.

Restaram ainda 36 simulações para serem analisadas tendo como princípio que a coluna projetada tivesse uma alta eficiência no processo de separação a um custo baixo. Assim foi feito um estudo para determinar a (s) variável (eis) que mais influencia (am) o processo na faixa de valores escolhidos.

Tabela VII.1: Simulações para Avaliação dos Parâmetros

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
10	0,5	18	30	1
10	0,5	18	35	2
10	0,5	20	30	3
10	0,5	20	35	4
10	0,5	25	30	5
10	0,5	25	35	6
10	1,0	18	30	7
10	1,0	18	35	8
10	1,0	20	30	9
10	1,0	20	35	10
10	1,0	25	30	11
10	1,0	25	35	12
15	0,5	18	30	13
15	0,5	18	35	14
15	0,5	20	30	15
15	0,5	20	35	16
15	0,5	25	30	17
15	0,5	25	35	18

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
15	1,0	18	30	19
15	1,0	18	35	20
15	1,0	20	30	21
15	1,0	20	35	22
15	1,0	25	30	23
15	1,0	25	35	24
20	0,5	18	30	25
20	0,5	18	35	26
20	0,5	20	30	27
20	0,5	20	35	28
20	0,5	25	30	29
20	0,5	25	35	30
20	1,0	18	30	31
20	1,0	18	35	32
20	1,0	20	30	33
20	1,0	20	35	34
20	1,0	25	30	35
20	1,0	25	35	36

A partir dos resultados das propriedades críticas calculadas pelo programa, foram construídas para cada caso curvas DS do produto de topo e do produto de fundo para serem comparadas com as curvas DS do NM e do BS provenientes do CENPES que foram fornecidas, como pode ser visto nas figuras abaixo:

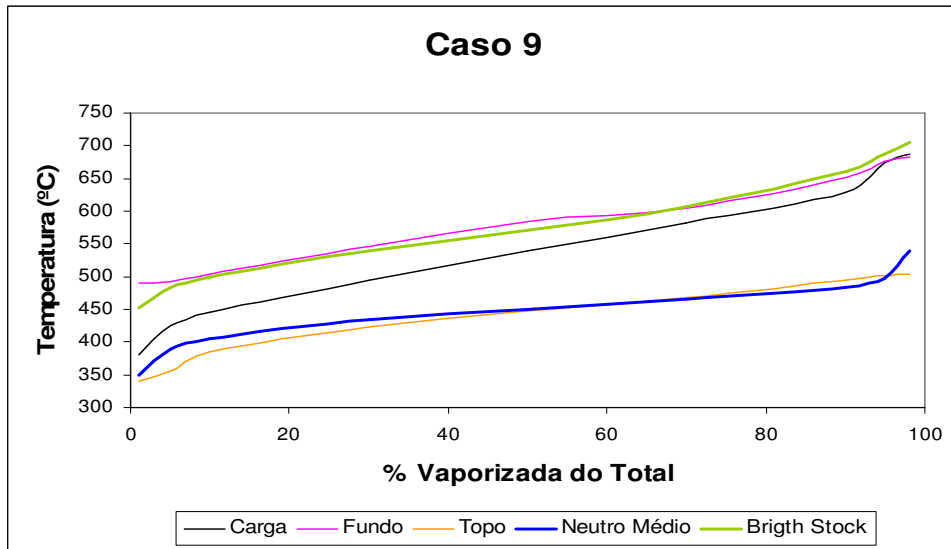


Figura VII.1: Comparação das Curvas DS do Produto de Topo e do Produto de Fundo da Coluna Simulada (caso 9) com as Curvas DS do NM e BS

Inicialmente, foi estudada a influência da pressão sobre os resultados, com a finalidade de saber se esta é uma variável relevante. Para isso, compararam-se as curvas dos produtos de topo e fundo dos casos 1, 13 e 25 da Tabela VII.1, já que a única variável que estes se diferiam era a pressão, pois $R_R = 0,5$, n° de pratos igual a 18 e produto de topo igual a 30 % da carga. Observe os gráficos abaixo:

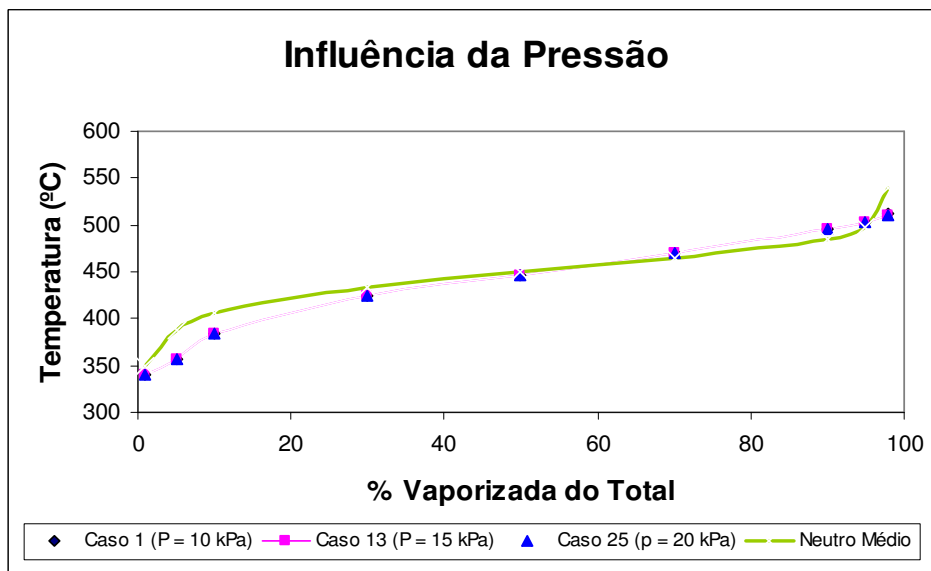


Figura VII.2: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nas diferentes Pressões

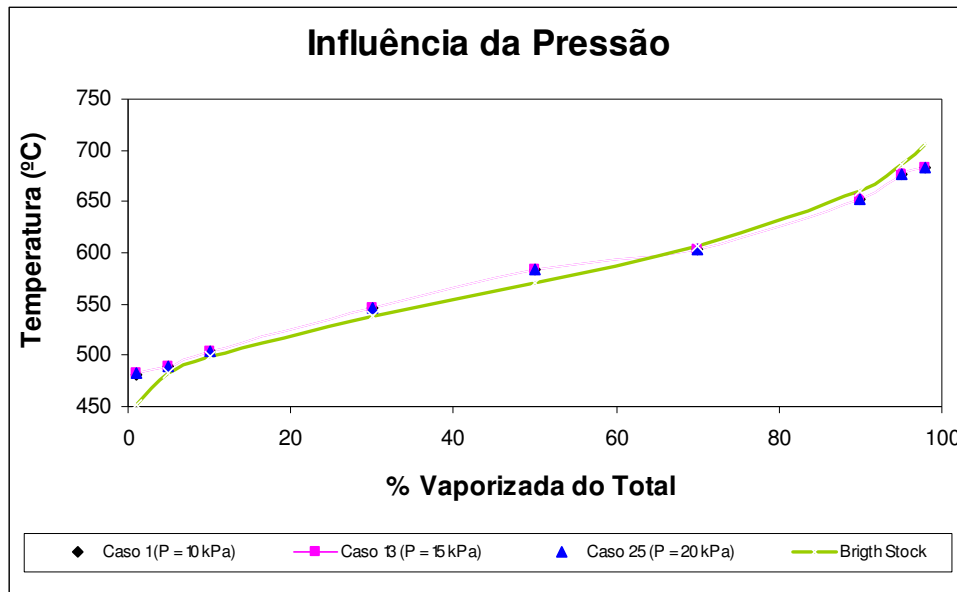


Figura VII.3: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nas diferentes Pressões

Com a ajuda do gráfico acima, pode-se comprovar que a pressão não influenciava o processo, pois para destilar óleos pesados necessita-se de uma coluna a vácuo, logo a pressão, destas colunas, deveria ser baixa, portanto não apresentando diferenças nos seus resultados.

Já em relação ao número de pratos, foi realizado o mesmo procedimento utilizado no caso da pressão. Só que nesta situação, os casos avaliados foram os: 8, 10 e 12 da Tabela VII.1, já que a única variável que não era comum entre eles era o número de pratos, pois pressão igual 10 kPa, $R_R = 1,0$ e produto de topo igual a 35% da carga. Veja os gráficos a seguir:

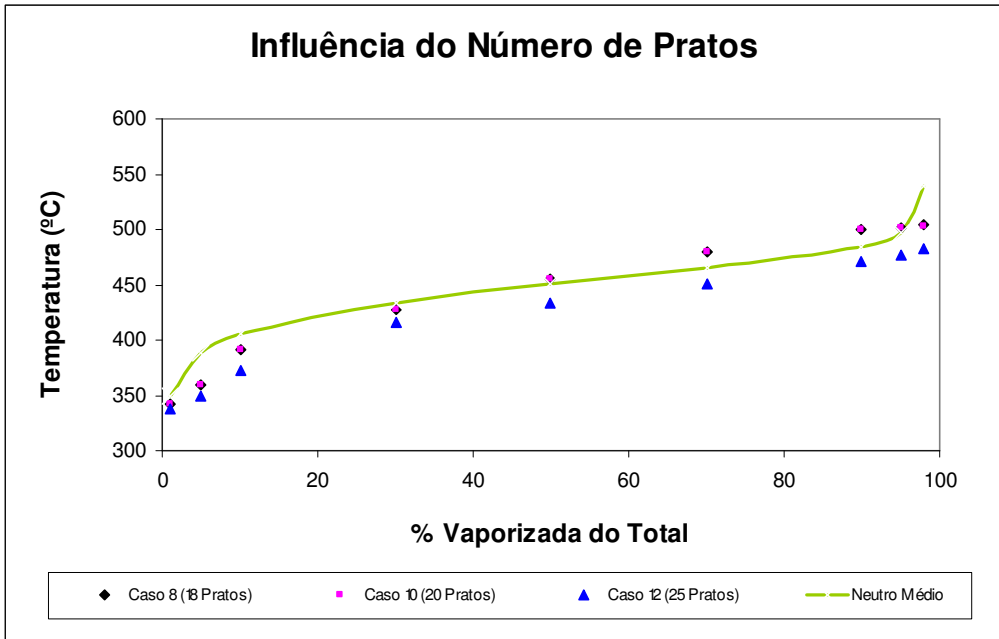


Figura VII.4: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nos diferentes Números de Pratos

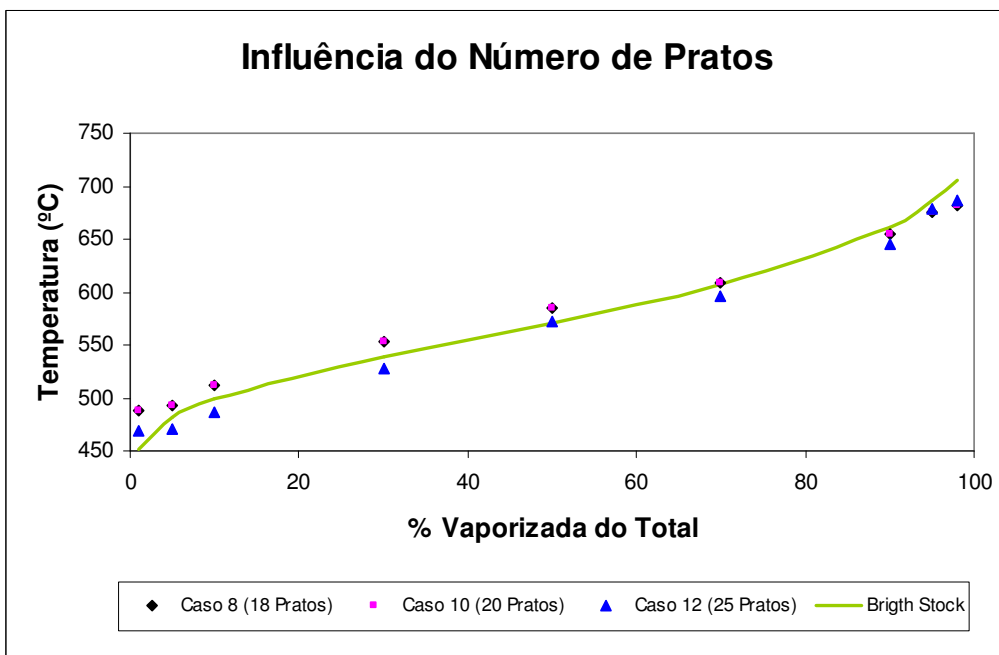


Figura VII.5: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nos diferentes Números de Pratos

Observando os gráficos acima, notou-se que o número de pratos é uma variável importante na destilação, porém entre os casos que possuía 18 e 20 pratos não teve diferença nos resultados, pois são valores bem próximos. A real diferença observada ocorreu entre o caso que possuía 25 pratos e os casos que possuía 18 e 20 pratos. Isso pode ser justificado pelo fato da coluna apresentar um número de estágios teóricos maior, portanto a composição do produto de topo se aproxima mais do neutro médio, quando comparado a uma coluna que possui um menor número de estágios teóricos.

Um outro parâmetro analisado foi a razão de refluxo, onde nos gráficos abaixo mostram os resultados dos casos 27 e 33, que apresentavam em comum a pressão igual a 20 kPa, o nº de pratos igual a 20 e o produto de topo igual a 30% da carga, e que eram diferenciados apenas pela R_R .

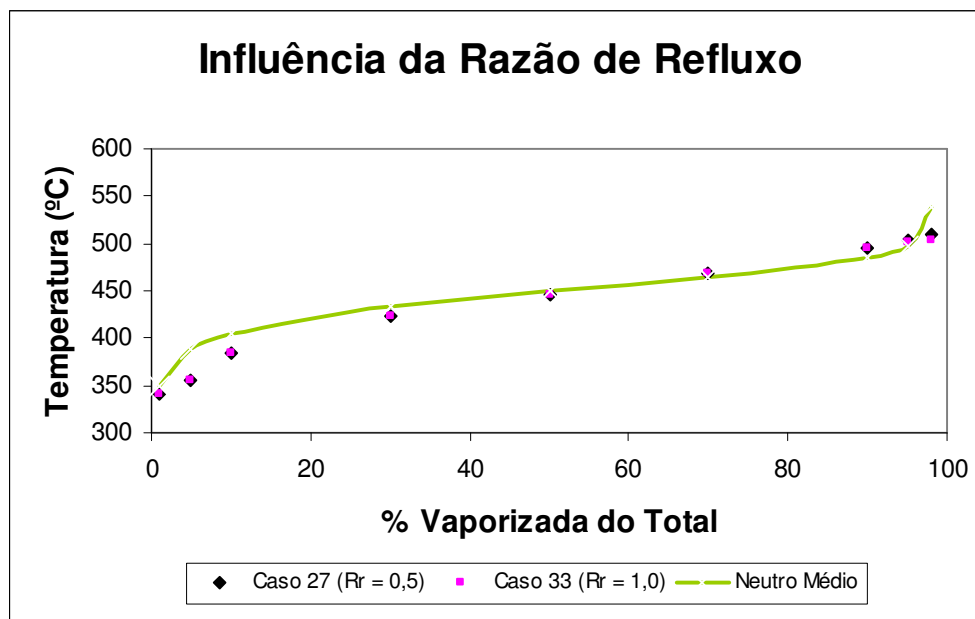


Figura VII.6: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nas diferentes Razões de Refluxo

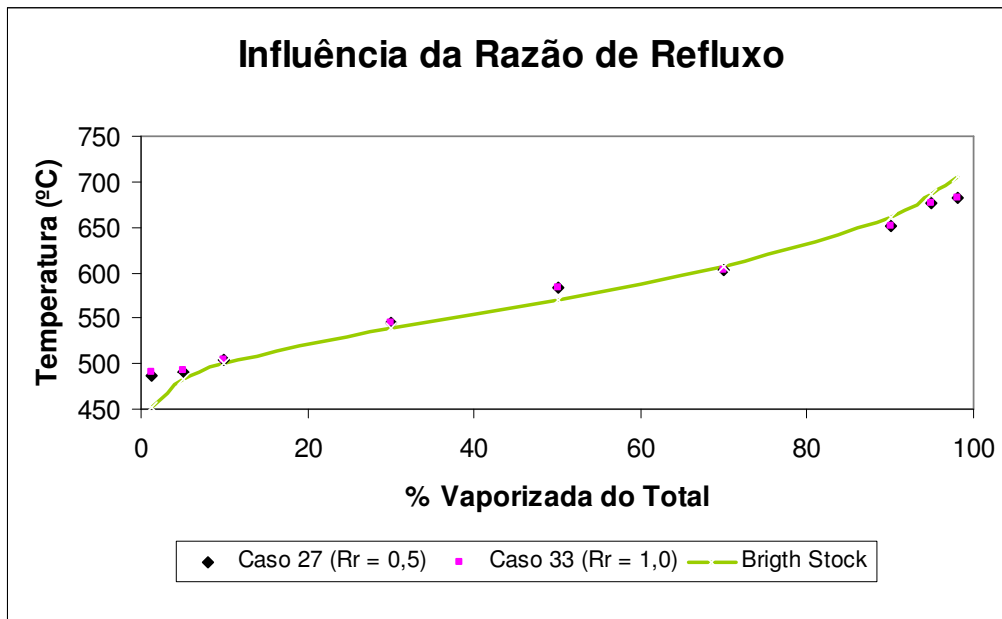


Figura VII.7: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nas diferentes Razões de Refluxo

Com os resultados obtidos, notou-se que para os valores atribuídos (0,5 e 1,0) não ocorreu diferença, pois estes valores eram baixos e bem próximos.

Além dos parâmetros citados até este momento, foi avaliada a vazão mássica do produto de topo. Os resultados podem ser observados nos gráficos que serão mostrados a seguir, onde há um confronto dos casos 17 e 18. Estes eram caracterizados por terem a pressão igual a 15 kPa, a $R_R = 0,5$ e o número de pratos igual a 25, no entanto a vazão mássica do produto de topo é 30 e 35% da vazão mássica da carga, respectivamente.

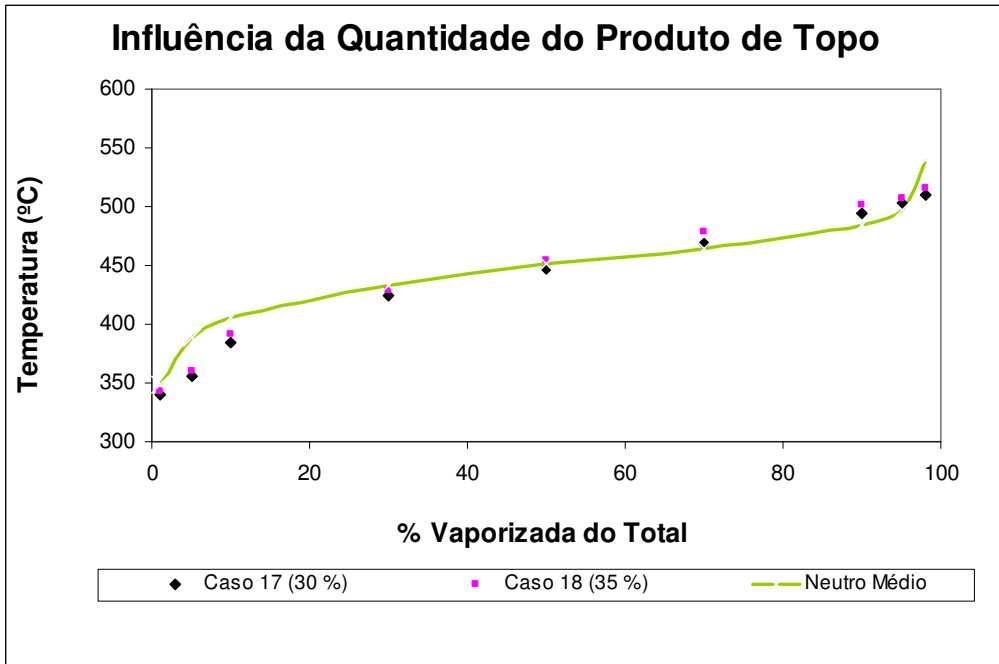


Figura VII.8: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Topo nas diferentes Quantidades de Produto de Topo

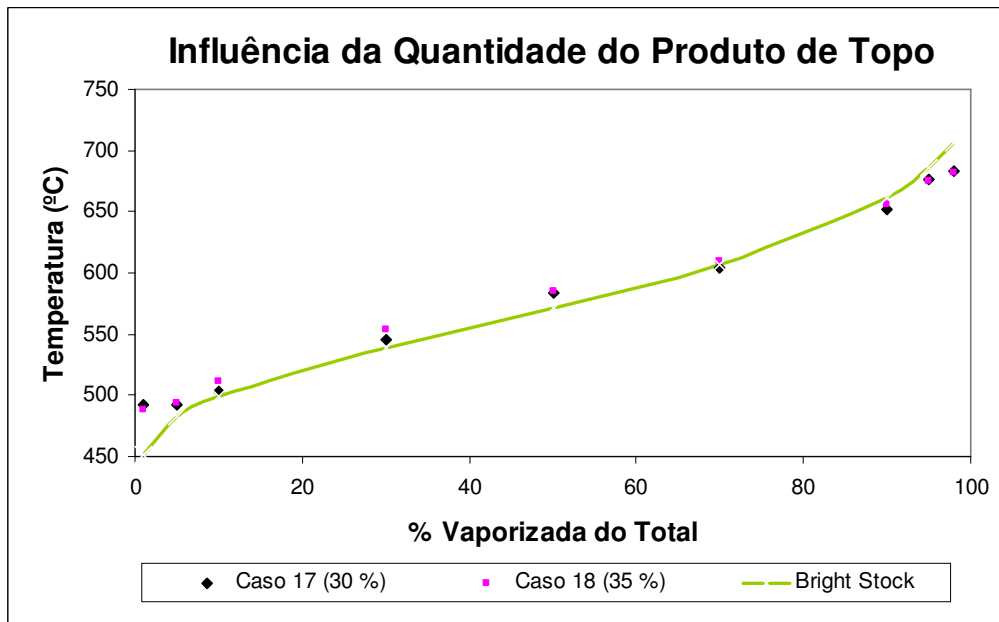


Figura VII.9: Comparação entre os Resultados obtidos para o Produto de Fundo nas diferentes Quantidades de Produto de Topo

Como esperado, essa variável influencia o processo, pois quanto maior a quantidade de produto de topo existe a tendência de aumento da temperatura de topo devido a presença de componentes pesados.

Após esse estudo preliminar, e como dentre os valores escolhidos para a pressão e a razão de refluxo, neste caso, não apresentaram produtos com grande diferença de composição, escolheu-se para coluna a ser projetada os seguintes valores para esses parâmetros: P = 10 kPa, pois com esta a manipulação da coluna seria mais fácil e $R_R = 0,5$, devido a maior troca, em consequência do número de estágios teóricos, como já foi mencionado. Como consequência, foram eliminadas 30 das 36 simulações:

Tabela VII.2: Simulações para encontrar os valores dos Parâmetros que influenciam o Processo

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Caso
10	0,5	18	30	1
10	0,5	18	35	2
10	0,5	20	30	3
10	0,5	20	35	4
10	0,5	25	30	5
10	0,5	25	35	6

Com a determinação dos parâmetros, que realmente, influenciam a destilação, a próxima etapa foi a obtenção dos valores da quantidade de produto de topo e do número de pratos que originarão uma coluna com boas condições de operação.

Além da Tabela VII.2, foi confeccionada outra que interligava as seis simulações com as suas respectivas cargas, ou seja, tanto do condensador quanto do refeedor. E que ainda contém o maior valor em módulo dos desvios padrões em relação ao NM e BS, veja como estes são calculados:

$$\% NM = \frac{Temp.do Pr oduto de Topo Simulado - Temp.do NM}{Temp.do NM} * 100$$

$$\% BS = \frac{Temp.do Pr oduto de Fundo Simulado - Temp.do BS}{Temp.do BS} * 100$$

Tabela VII.3: Resultados das Simulações Realizadas

Caso	Condensador (W)	Refrervedor (W)	% Desvio em relação ao NM	% Desvio em relação ao BS
1	34916,67	60472,22	8,397426	6,298583444
2	41888,89	69333,33	7,328442728	7,936476317
3	34861,11	60638,89	8,400514801	7,65648517
4	41888,89	69361,11	7,32972973	8,086100044
5	34777,78	60722,22	8,402831403	8,759628154
6	41861,11	69416,67	7,330759331	8,15648517

A partir dos dados de carga do condensador e do refrervedor foi feito a Figura VII.10:

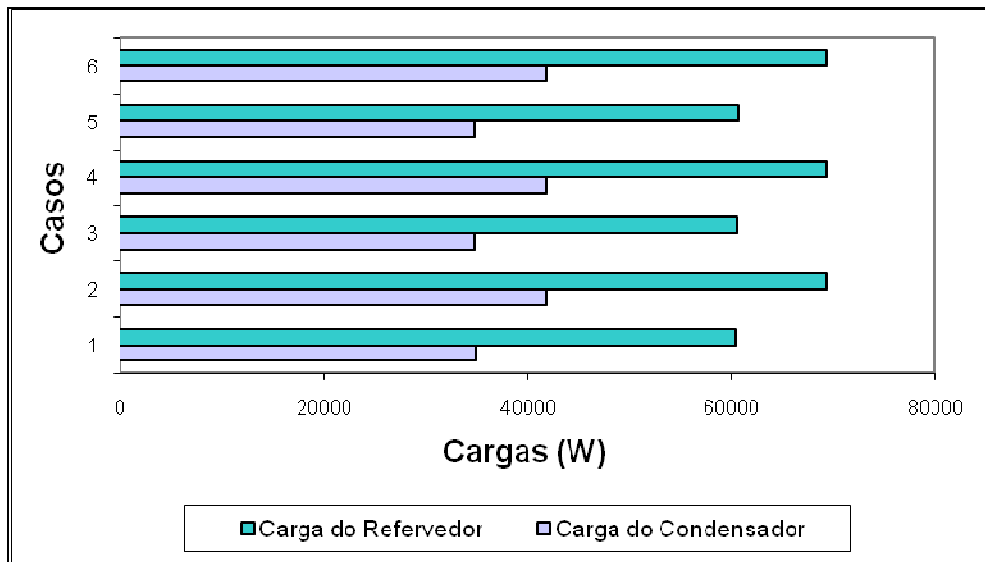


Figura VII.10: Gráfico que representa os Valores de Carga Térmica do Refrervedor e do Condensador

Com ajuda deste, pode-se verificar quais dos casos utilizaram cargas (condensador e refrervedor) menores, ou seja, os que gastaram menos com energia. Concluiu-se que os casos 1, 3 e 5 da Tabela VII.2 possuíam as menores cargas, como consequência da quantidade de produto de topo, já que quanto maior esse valor, uma maior carga será necessária para que a troca térmica ocorra de forma precisa e eficiente, resultando num produto sob as especificações. E como energia é sinônimo de custo, neste caso para coluna, que é objetivo deste trabalho, a quantidade de produto de topo escolhida foi 30 % da carga.

Em relação ao número de pratos, como o software PRO/II não possui um recurso que determina o melhor valor para esta variável, este foi escolhido através da análise da Tabela VII.3 comparando os valores dos desvios padrões. Notou-se que o caso 1 (nº de pratos = 18) apresentava valores de desvio menores, além disso, com essa quantidade de pratos o custo coluna diminui. E por esses motivos, que a coluna projetada terá 18 pratos.

Resumindo, a coluna escolhida possui os seguintes parâmetros:

- Pressão: 10 kPa;
- Razão de Refluxo: 0,5;
- Número de Pratos: 18;
- Quantidade de Produto de Topo: 30% da Carga.

Pois com esses parâmetros, além de cumprir o objetivo, conseguindo assim destilar óleos pesados para obtenção de óleo básico para produção de óleos lubrificantes, tem-se uma coluna de menor custo.

A partir destes resultados, foram realizadas simulações para determinar o prato ótimo de carga. Lembrando que os únicos pratos não analisados, nesta etapa, foram o primeiro (1) e o décimo oitavo (18), caso contrário a coluna só teria uma sessão.

Tabela VII.4: Simulações para determinar o Prato Ótimo de Carga

P (kPa)	Rr	Nº Pratos	D (%)	Prato de Carga	Caso
10	0,5	18	30	2	1
10	0,5	18	30	3	2
10	0,5	18	30	4	3
10	0,5	18	30	5	4
10	0,5	18	30	6	5
10	0,5	18	30	7	6
10	0,5	18	30	8	7
10	0,5	18	30	9	8
10	0,5	18	30	10	9
10	0,5	18	30	11	10
10	0,5	18	30	12	11
10	0,5	18	30	13	12
10	0,5	18	30	14	13
10	0,5	18	30	15	14
10	0,5	18	30	16	15
10	0,5	18	30	17	16

Com os resultados foi construído uma tabela e um gráfico, que serão mostrados abaixo:

Tabela VII.5: Resultados das Simulações Realizadas

Caso	Condensador (W)	Refervedor (W)	% Desvio em relação ao NM	% Desvio em relação ao BS
1	41666,67	64833,33	8,388931789	3,724214254
2	36361,11	61638,89	8,404118404	8,445551129
3	35416,67	61000	8,403346203	8,61686587
4	35138,89	60777,78	8,403088803	8,403088803
5	35000	60722,22	8,402316602	8,309207614
6	34944,44	60666,67	8,401801802	8,011952191
7	34916,67	60611,11	8,401029601	7,591633466
8	34916,67	60527,78	8,398712999	7,034749889
9	34916,67	60472,22	8,397425997	6,298583444
10	34972,22	60388,89	8,394337194	5,445993803
11	35055,56	60250	8,39021879	4,264054892
12	35111,11	60055,56	8,384813385	3,424302789
13	35250	59750	8,373230373	3,31233187
14	35472,22	59194,44	8,349292149	3,312190287
15	35916,67	58138,89	8,296782497	3,311482373
16	37027,78	55833,33	8,155727156	3,310208127

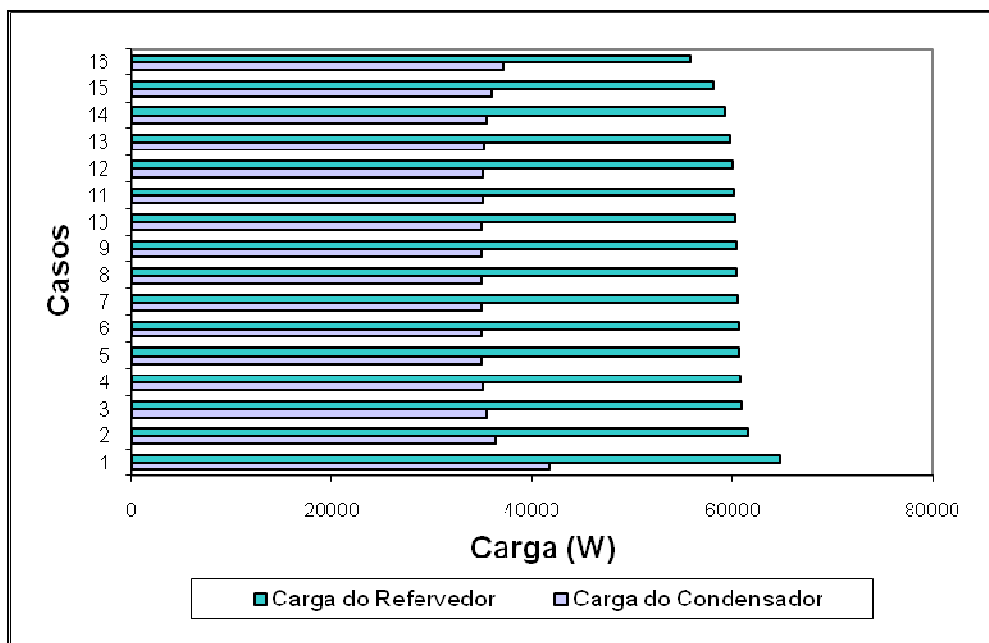


Figura VII.11: Gráfico que representa os Valores de Carga Térmica do Refervedor e do Condensador

Pode-se notar que os valores de carga são muito parecidos entre os pratos 4 e 15. Portanto foi feito uma simulação para minimizar a carga térmica do refeedor, através do recurso Optimizer do software PRO/II, com uma função objetivo ($F = \text{Carga do Refeedor} - 60388,9$), onde 60388,9 W era a carga térmica do refeedor quando o prato de carga era o décimo (10) prato, pois as simulações anteriores foram realizadas com este. A conclusão disso, foi que o prato de carga deveria ser o décimo primeiro (11) ou o décimo segundo (12), mas como a carga tanto do refeedor quanto do condensador quando o prato de carga era o 12 foram menores, este foi escolhido, cuja função objetivo era -186,52 W.

VII.2. Eficiência

VII.2.1. Definição

O enfoque mais simples, e por isso mesmo muito usado, é o da *eficiência global*, definida por:

$$E_o = \frac{N_i}{N_R} * 100 \quad (\text{VII.1})$$

onde: N_i – número de estágios ideais ou estágios de equilíbrio;

N_R – número de estágios reais.

A eficiência global da torre ou de uma seção é uma função complexa dos detalhes de construção do prato, das propriedades dos fluidos e das condições operacionais. Algumas correlações empíricas para previsão da eficiência global têm sido desenvolvidas.

VII.2.2. Correlação para o Cálculo da Eficiência Global

Há um grande número de correlações publicadas para o cálculo da eficiência. A maioria é falha porque não considera todas as variáveis importantes. Outras possuem um bom fundamento teórico, mas são de difícil aplicação, pois dependem de variáveis dificilmente correlacionáveis, tais como: diâmetro médio das bolhas de vapor e queda de pressão através da espuma. Uma correlação bastante simples e de uso muito difundido nos livros de destilação é a de: Drickamer e Bradford (1943).

Ela correlaciona a eficiência global com a viscosidade molar média da carga, corrente de alimentação da torre destilação.

$$E_o = [0,17 - 0,616 * \log(\mu_f)] * 100 \quad (\text{VII.2})$$

VII.2.3. Cálculo da Eficiência Global

Com a ajuda dos dados obtidos da simulação, cujo relatório pode ser observado no Apêndice IV.

Sabendo que:

- Número de moles total da carga: 1,548 kmol/h
- Número de moles de vapor na carga: 0,16 kmol/h
- Número de moles de líquido na carga: 1,388 kmol/h
- Viscosidade do vapor: $7,36 \times 10^{-6} \text{ Pas} = 7,5 \times 10^{-3} \text{ cP}$
- Viscosidade do líquido: $9,38 \times 10^{-4} = 0,956 \text{ cP}$

Com isso:

- Fração molar de vapor na carga: $y = 0,1$
- Fração molar de líquido na carga: $x = 0,9$

Portanto:

$$\bar{\mu} = x * \mu_L + y * \mu_V \quad (\text{VII.3})$$

onde: $\bar{\mu} = \text{Viscosidade Média Molar}$

$\mu_L = \text{Viscosidade do Líquido}$

$\mu_V = \text{Viscosidade do Vapor}$

$$\bar{\mu} = 0,9 * 0,959 + 0,1 * 0,0075$$

$$\bar{\mu} = 0,864$$

Logo, utilizado a Eq. VIII.2, tem-se:

$$E_o = [0,17 - 0,616 * \log(0.864)] * 100$$

$$E_o \cong 21\%$$

A eficiência encontrada para esse processo foi muito baixa principalmente em se tratar de um processo de destilação. Porém, para este tipo de coluna (Coluna de Destilação de Óleos Pesados), é esperado um valor de eficiência por volta de 30%, devido à difícil separação dos componentes presentes na carga, e isto está correlacionado com as propriedades físico-químicas dos componentes da carga e onde o corte é feito, principalmente se os componentes chaves apresentarem volatilidades próximas.

Capítulo VIII

VIII. Dimensionamento e Custos

VIII.1. Diâmetro e Altura

A partir das condições de operação, observadas nos itens anteriores e dos dados retirados do relatório obtido da simulação que pode ser observado no Apêndice IV, foram realizados os cálculos para determinar as dimensões da torre na escala piloto. Este procedimento pode ser visto no Apêndice V.

Portanto, diâmetro igual a 41,6 cm e altura igual a 5,49 m.

VIII.2. Scale up

A extrapolação (scale-up) é o processo de trabalho que permite passar de uma escala de laboratório ou piloto de desenvolvimento para uma escala ampliada de produção, sendo também um mecanismo de seleção de condições de operação industrial. A necessidade da abordagem empírica da extrapolação é demonstrada sob o ponto de vista da teoria da similaridade de sistemas e do conceito de aplicabilidade da teoria geral a problemas específicos, estes definíveis por condições de contorno empíricas.

São apontadas tipos de incertezas envolvidas na extrapolação, e a falta de dados sobre esta, agravada pelo baixo nível de informação contido em patentes. Além disto, é apresentada a contingência e subjetividade do processo de P&D do objeto tecnológico sob construção, onde os problemas dominantes representam uma ótica dos atores participantes. A heterogeneidade dos sistemas tecnológicos, a sinuosidade do processo decisório e a incorporação da subjetividade do trabalho sob a forma de regras heurísticas incorpora a história do processo de P&D na prescrição do objeto extrapolado (www.brasilecola.com).

Portanto, fazendo um scale up da coluna para uma produção comercial de 100000 kg/h, obtém-se uma coluna com 3,2 m de diâmetro e 11 m de altura. O procedimento de cálculo das dimensões da coluna em escala industrial pode ser observado no Apêndice VI.

VIII.3. Escolha do Dispositivo

Como foi observado no Capítulo V, existe uma certa variedade de dispositivo, mas o que define a sua escolha são as características da carga.

Como neste caso, trata-se de um resíduo de petróleo, será utilizado pratos com borbulhadores. Mesmo sabendo que, os borbulhadores retangulares são mais utilizados na indústria do petróleo quando a carga líquida é elevada devido ao seu custo, neste projeto será escolhido borbulhadores circulares, pois apresentam melhor desempenho no fracionamento e são mais facilmente adaptáveis a variações no layout dos pratos, já que não são necessários borbulhadores de dois ou mais tamanhos diferentes em cada prato.

Além disso, com o diâmetro obtido na extrapolação, pode-se determinar o diâmetro nominal dos dispositivos, a partir da tabela publicada por Bolles (1956), que pode ser observada a seguir:

Tabela VIII.1: Escolha do Tamanho do Borbulhador (Caldas, 2003)

DIÂMETRO NOMINAL, mm	DIÂMETRO DA TORRE (m)	
	BOLLES	OUTROS AUTORES
150	3 a 6	1 a 6
100	1,2 a 4,5	0,6 a 0,9
75	7,5 a 15	

Logo, o diâmetro nominal dos dispositivos escolhido foi 150 mm, pois fornecem um menor gradiente de líquido no prato, além de serem mais baratos.

VIII.4.Custo da Coluna

Para estimar o custo de uma coluna, Bravo (1997) propôs a equação VIII.1 onde é possível determinar os custos de pratos, além dos equipamentos associados tais como: distribuidores, pratos suportes etc.

$$\text{\$} = D_T^2 * (52 * N_T + 160) \quad (\text{VIII.1})$$

Onde:

- D_T : Diâmetro da Torre (ft);
- N_T : Número de pratos envolvidos;
- $\text{\$}$: Custo Total em Dólares Americanos.

Portanto, para a coluna proposta neste trabalho o custo será de:

$$\text{\$} = D_T^2 * (52 * N_T + 160) = 10,5^2 * (52 * 18 + 160) = 120.834 \text{ dólares} = 290.001,6 \text{ reais}$$

Os custos da instalação de novos equipamentos são baseados na experiência de firmas especializadas na instalação de internos. Os custos envolvidos com pessoal interno e supervisão não estão sendo considerados. Logo:

- Fator de Instalação dos Pratos:
 - 1,0 – 1,4 vezes o custo do equipamento para o mesmo espaçamento do prato;
 - 1,2 – 1,5 vezes do custo do equipamento para um espaçamento diferente;
 - 1,3 – 1,6 vezes o custo do equipamento na substituição do recheio.

Portanto, para este caso o custo de instalação será a primeira, ou seja, de R\$ 290.001,6 a R\$ 406.002,24.

Outro item importante a ser destacado neste tópico é o custo das utilidades usadas pelo condensador e pelo refeedor para o funcionamento desta coluna. Após, realizados os

cálculos necessários, foi obtido um valor de 4.957,68 reais. O procedimento de cálculo desse custo pode ser observado no Apêndice VII.

Enfim, o custo total para colocar esta coluna em funcionamento pela primeira vez está entre R\$ 584.960,88 e R\$ 700.961,52.

Capítulo IX

IX. Conclusão e Sugestões

IX.1. Conclusão

Este trabalho teve como objetivo projetar uma Coluna de Destilação para Óleos Pesados, cuja finalidade é a obtenção de frações com composição semelhante ao neutro médio e brighth stock, respectivamente para os produtos de topo e de fundo. Para isso, foi realizado um planejamento de simulações utilizando o software comercial PRO/II, que determinou as melhores condições operacionais.

Como foi observado, durante as etapas apresentadas, foram escolhidos os parâmetros que resultaram numa coluna com uma boa eficiência e um menor custo ($P = 10$ kPa, $R_R = 0,5$, n° de pratos = 18 e quantidade de produto de topo = 30% da carga). Porém, a eficiência calculada de acordo com o modelo de Drickamer-Bradford foi baixa (21%).

Durante as simulações, também foi concluído que a pressão de operação tinha pouca influência no processo separação.

Além disso, foi realizado um dimensionamento tanto na escala piloto ($D = 41,6$ cm, $H = 5,49$ m e espaçamento entre os pratos = 12 in) quanto na escala industrial ($D = 3,2$ m, $H = 11$ m e espaçamento entre os pratos = 24 in). E como foi observado, os valores para escala industrial eram valores altos, portanto será um equipamento grande o que dificulta a sua manutenção, e o custo fixo é muito alto.

Outro fator a ser destacado que foi analisado neste projeto, foi a escolha do dispositivo interno da coluna, que garante o borbulhamento da fase vapor na fase líquida, ou seja, o responsável pela troca térmica e de massa. Neste caso, foram escolhidos pratos com borbulhadores circulares, devido à carga se tratar de um resíduo de petróleo, com diâmetro nominal de 150 mm.

Também, foi avaliado o custo total para colocar esta coluna em funcionamento pela primeira vez, e este ficou ente R\$ 584.960,88 e R\$ 700.961,52.

IX.2. Sugestões

A partir das conclusões acima sugere-se que haja avaliação dessa mesma separação em processos não convencionais para uma comparação para a verificação de qual o processo que será mais adequado e menos oneroso.

Sugere-se

1. Realizar as mesmas simulações, porém utilizando outros softwares ou outros modelos termodinâmicos, para comparar os resultados obtidos com os resultados do PRO/II;
2. Projetar uma coluna de recheio, para confrontar a eficiência obtida com a da coluna de pratos;
3. Dimensionar a coluna, porém de maneira mais completa, ou seja, estimando os bocais, os *downcomers*, e as demais peças de uma coluna;
4. Realizar o planejamento e a execução da otimização da coluna obtida.

Apêndice I – Curva de Destilação Simulada (DS) da Carga fornecida pelo Laboratório de Petróleo do CENPES/PETROBRAS

Caracterização dos Cortes PEV do Resíduo 370 °C+ e suas Misturas - ODES + GOP

PROPRIEDADES	ODES+GOP	CORTES PEV									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9+10	11
Faixa de Destilação PEV (°C)	370 +	370-413	413-424	424-439	439-456	456-493	493-508	508-525	525-545	545-589	589+
Rendimento na Dest. PEV % massa	100,0	7,2	5,9	6,7	6,8	6,7	6,8	6,8	7,0	10,5	35,6
% massa do meio do corte	50,0	3,6	10,2	16,5	23,2	30,0	36,7	43,5	50,4	59,2	82,2
	100,0	7,3	5,9	6,8	6,9	6,8	6,8	6,8	7,0	10,5	35,2
Posição no resíduo 370 °C+ (% massa)	50	3,6	10,2	16,5	23,2	30,0	36,7	43,5	50,4	59,2	82,2
T50% da Destilação Simulada (°C)	527	401	412	426	444	466	487	504	523	543	609
Densidade @ 70/4°C	0,8354	0,8237	0,8246	0,8262	0,8276	0,8298	0,8327	0,8341	0,8361	0,8378	0,8439
Índice de Refração @ 70 °C	1,4590	1,4536	1,4540	1,4549	1,4561	1,4571	1,4588	1,4595	1,4607	1,4613	1,4648
Viscosidade @ 40°C (cSt) (l)	135,8	21,84	26,08	31,76	41,13	52,06	73,61	89,72	128,0	157,9	470,1
Viscosidade @ 80°C (cSt)	24,14	-	-	8,471	10,29	12,50	15,92	18,80	23,07	28,11	60,56
Viscosidade @ 100°C (cSt)	13,36	4,255	4,756	5,362	6,374	7,622	9,384	10,94	12,83	15,49	29,93
Índice de Viscosidade	92	98	101	102	103	110	104	107	92	99	92
Destilação Simulada (HT-750) %massa	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C
PIE	351	313	332	339	358	336	402	402	407	397	506
5 / 10	387 / 405	352 / 363	362 / 373	373 / 384	389 / 400	406 / 419	431 / 443	447 / 460	467 / 481	488 / 503	544 / 557
20 / 30	437 / 470	376 / 385	386 / 395	398 / 408	414 / 425	435 / 446	458 / 469	476 / 486	496 / 507	518 / 528	573 / 586
40 / 50	499 / 527	393 / 401	404 / 412	417 / 426	434 / 444	456 / 466	478 / 487	495 / 504	515 / 523	536 / 543	597 / 609
60 / 70	552 / 577	409 / 418	420 / 430	435 / 445	454 / 465	475 / 486	495 / 504	512 / 521	531 / 540	551 / 558	621 / 635
80 / 90	604 / 638	429 / 449	443 / 463	459 / 479	478 / 497	498 / 517	515 / 531	531 / 547	549 / 563	567 / 579	652 / 678
95 / PFE	667 / 728	468 / 526	482 / 534	497 / 550	514 / 558	534 / 580	544 / 579	560 / 597	574 / 605	589 / 618	699 / 736
CORTES PEV APÓS DESPARAFINAÇÃO A SOLVENTE											
	ODES + GOP	1	2	3	4	5	6	7	8	9+10	11
	370 +	370-413	413-424	424-439	439-456	456-493	493-508	508-525	525-545	545-589	589+
Densidade @ 70/4°C	0,8391	0,8257	0,8270	0,8291	0,8310	0,8335	0,8363	0,8378	0,8399	0,8421	0,8484
Índice de Refração @ 70 °C	1,4617	1,4540	1,4548	1,4562	1,4571	1,4591	1,4604	1,4610	1,4622	1,4635	1,4667
Viscosidade @ 40°C (cSt)	123,7	22,74	27,43	33,99	44,35	59,56	82,81	103,7	135,8	179,8	449,0
Viscosidade @ 100°C (cSt)	13,28	4,324	4,863	5,532	6,600	7,976	9,845	11,50	13,71	16,62	31,16
Índice de Viscosidade	102	93	98	98	100	100	97	98	96	97	100
Ponto de Fluidez (°C)	-15	-9	-6	-12	-9	-12	-9	-12	-12	-12	-12
Temperatura de Filtração (°C)	-18	-18	-18	-18	-18	-18	-18	-18	-18	-18	-18
IV estimado p/ Ponto de Fluidez=-12°C (l)	103	92	96	98	99	100	96	98	96	97	100
Delta Viscosidade @100°C (após-antes) (cSt)	-0,080	0,069	0,107	0,170	0,226	0,354	0,461	0,560	0,880	1,130	1,230
Relação Viscosidades @ 100°C (após/antes)	0,994	1,016	1,022	1,032	1,035	1,046	1,049	1,051	1,069	1,073	1,041
Rendimentos da Desparafinação a Solvente (normalizado)											
Óleo Desparafinado (%massa)	84,0	96,4	95,9	94,7	92,7	91,1	89,9	90,6	88,9	86,5	47,8
Parafina Oleosa %massa)	16,0	3,6	4,1	5,3	7,3	8,9	10,1	9,4	11,1	13,5	52,1

Apêndice II – Curva de Destilação Simulada (DS) dos Produtos Neutro Médio (NM) e Bright Stock (BS)

Neutro Médio

HT-750 A	HT-750 B	$\Delta(A+B)/2$			
0 332,0	0 332,5	0 332,3	42 444,5	42 444,5	42 444,5
1 349,0	1 349,0	1 349,0	43 445,5	43 445,0	43 445,3
2 366,0	2 366,0	2 366,0	44 446,0	44 446,0	44 446,0
3 376,0	3 376,0	3 376,0	45 447,0	45 447,0	45 447,0
4 383,0	4 383,0	4 383,0	46 448,0	46 447,5	46 447,8
5 388,5	5 388,5	5 388,5	47 448,5	47 448,5	47 448,5
6 393,3	6 393,3	6 393,3	48 449,5	48 449,0	48 449,3
7 396,5	7 396,5	7 396,5	49 450,0	49 450,0	49 450,0
8 400,0	8 400,0	8 400,0	50 451,0	50 450,5	50 450,8
9 403,0	9 403,0	9 403,0	51 451,5	51 451,5	51 451,5
10 405,5	10 405,5	10 405,5	52 452,5	52 452,0	52 452,3
11 408,0	11 407,5	11 407,8	53 453,0	53 453,0	53 453,0
12 410,0	12 410,0	12 410,0	54 454,0	54 453,5	54 453,8
13 412,0	13 412,0	13 412,0	55 454,5	55 454,0	55 454,3
14 414,0	14 413,5	14 413,8	56 455,0	56 455,0	56 455,0
15 415,5	15 415,5	15 415,5	57 456,0	57 455,5	57 455,8
16 417,0	16 417,0	16 417,0	58 456,5	58 456,5	58 456,5
17 418,5	17 418,5	17 418,5	59 457,0	59 457,0	59 457,0
18 420,0	18 419,5	18 419,8	60 458,0	60 457,5	60 457,8
19 421,5	19 421,0	19 421,3	61 458,5	61 458,5	61 458,5
20 422,5	20 422,5	20 422,5	62 459,5	62 459,0	62 459,3
21 423,5	21 423,5	21 423,5	63 460,0	63 460,0	63 460,0
22 425,0	22 425,0	22 425,0	64 461,0	64 460,5	64 460,8
23 426,0	23 426,0	23 426,0	65 461,5	65 461,0	65 461,3
24 427,5	24 427,0	24 427,3	66 462,0	66 462,0	66 462,0
25 428,5	25 428,0	25 428,3	67 463,0	67 462,5	67 462,8
26 429,5	26 429,5	26 429,5	68 463,5	68 463,5	68 463,5
27 430,5	27 430,5	27 430,5	69 464,5	69 464,0	69 464,3
28 431,5	28 431,5	28 431,5	70 465,0	70 465,0	70 465,0
29 432,5	29 432,5	29 432,5	71 466,0	71 465,5	71 465,8
30 433,5	30 433,5	30 433,5	72 466,5	72 466,0	72 466,3
31 434,5	31 434,5	31 434,5	73 467,5	73 467,0	73 467,3
32 435,5	32 435,0	32 435,3	74 468,0	74 467,5	74 467,8
33 436,5	33 436,0	33 436,3	75 469,0	75 468,5	75 468,8
34 437,5	34 437,0	34 437,3	76 469,5	76 469,0	76 469,3
35 438,5	35 438,0	35 438,3	77 470,5	77 470,0	77 470,3
36 439,5	36 439,0	36 439,3	78 471,0	78 470,5	78 470,8
37 440,0	37 440,0	37 440,0	79 472,0	79 471,5	79 471,8
38 441,0	38 441,0	38 441,0	80 472,5	80 472,5	80 472,5
39 442,0	39 441,5	39 441,8	81 473,5	81 473,5	81 473,5
40 443,0	40 442,5	40 442,8	82 474,5	82 474,0	82 474,3
41 443,5	41 443,5	41 443,5	83 475,5	83 475,0	83 475,3
			84 476,5	84 476,0	84 476,3
			85 477,5	85 477,0	85 477,3

86	478,5	86	478,0	86	478,3
87	480,0	87	479,5	87	479,8
88	481,0	88	480,5	88	480,8
89	482,5	89	482,0	89	482,3
90	484,5	90	484,0	90	484,3
91	486,0	91	485,5	91	485,8
92	488,5	92	487,5	92	488,0
93	491,0	93	490,0	93	490,5
94	494,5	94	493,0	94	493,8
95	498,5	95	497,0	95	497,8
96	505,0	96	503,5	96	504,3
97	517,5	97	513,5	97	515,5
98	542,0	98	536,5	98	539,3
99	577,5	99	572,5	99	575,0
100	599,5	100	595,5	100	597,5

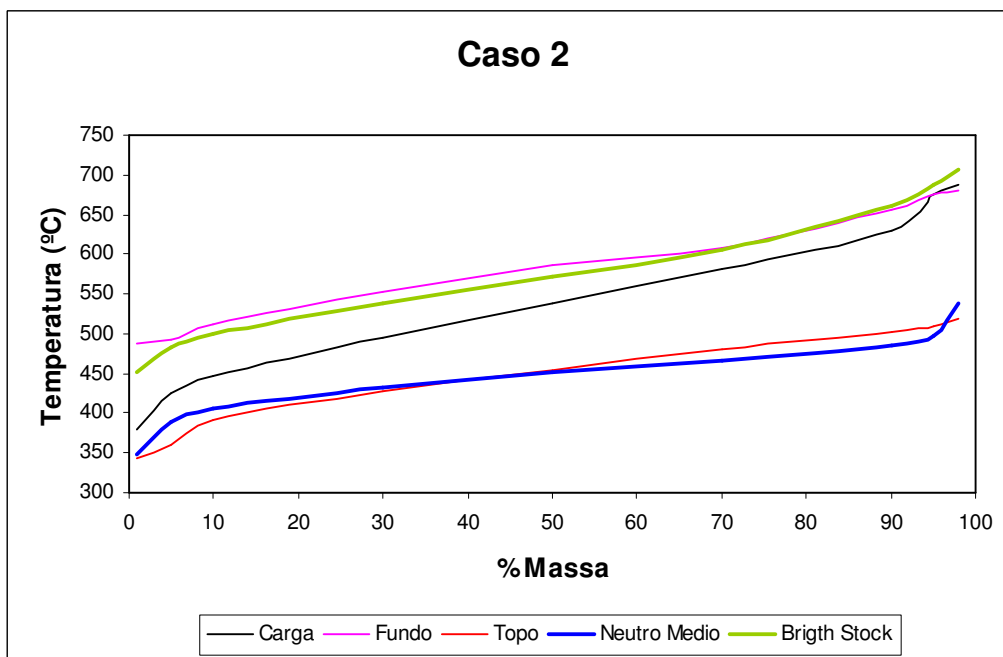
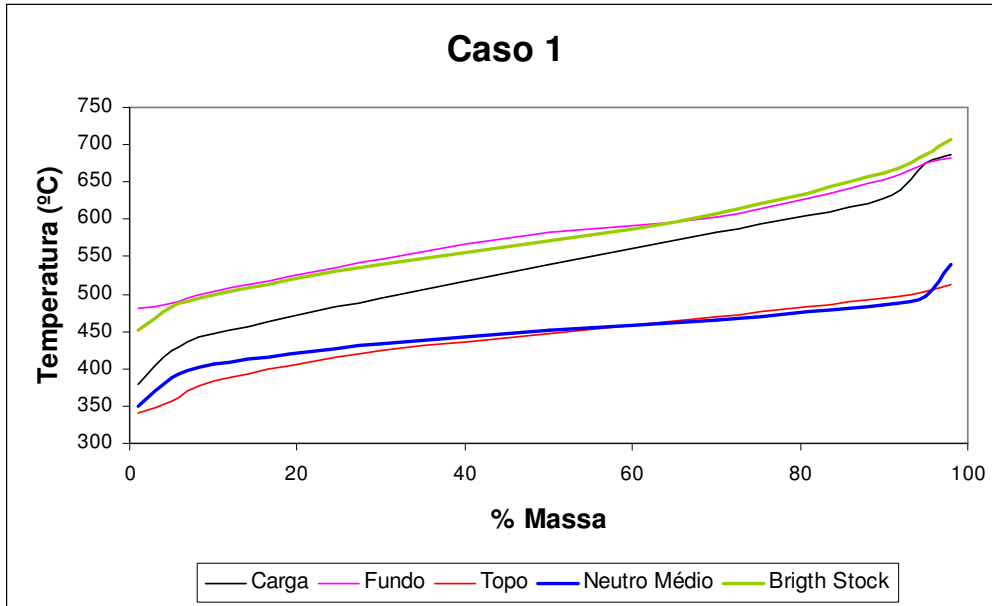
Bright Stock

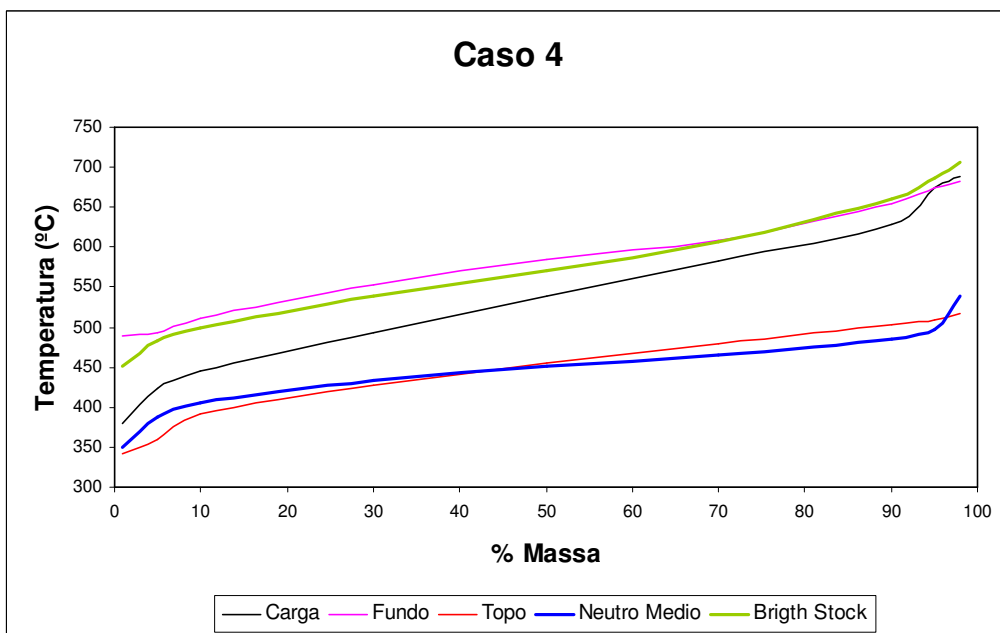
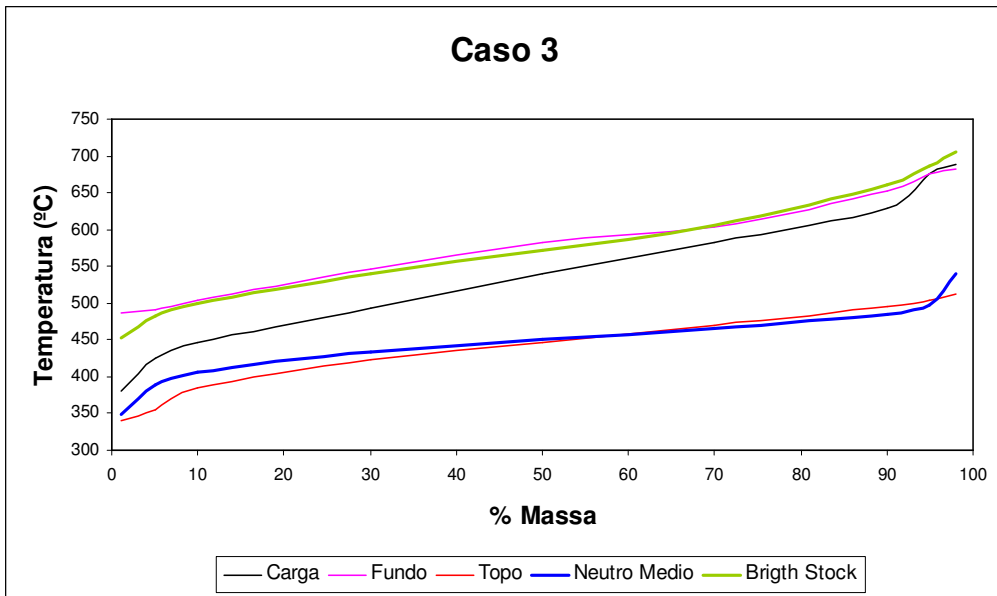
HT-750 A	HT-750 B	$\Delta(A+B)/2$			
0 437,0	0 439,0	0 438,0	42 557,5	42 558,0	42 557,8
1 451,0	1 452,5	1 451,8	43 559,5	43 560,0	43 559,8
2 464,5	2 465,0	2 464,8	44 561,0	44 561,5	44 561,3
3 472,0	3 472,5	3 472,3	45 562,5	45 563,0	45 562,8
4 477,5	4 478,0	4 477,8	46 564,0	46 564,5	46 564,3
5 482,5	5 482,5	5 482,5	47 565,5	47 566,0	47 565,8
6 486,5	6 487,0	6 486,8	48 567,0	48 567,5	48 567,3
7 490,0	7 490,5	7 490,3	49 568,5	49 569,0	49 568,8
8 493,5	8 494,0	8 493,8	50 570,5	50 571,0	50 570,8
9 496,5	9 497,0	9 496,8	51 572,0	51 572,5	51 572,3
10 499,5	10 499,5	10 499,5	52 573,5	52 574,0	52 573,8
11 502,0	11 502,0	11 502,0	53 575,0	53 575,5	53 575,3
12 504,0	12 504,5	12 504,3	54 577,0	54 577,5	54 577,3
13 506,5	13 507,0	13 506,8	55 579,0	55 579,5	55 579,3
14 508,5	14 509,0	14 508,8	56 581,0	56 581,5	56 581,3
15 511,0	15 511,5	15 511,3	57 582,5	57 583,5	57 583,0
16 513,0	16 513,5	16 513,3	58 584,5	58 585,0	58 584,8
17 515,0	17 515,5	17 515,3	59 586,0	59 586,5	59 586,3
18 517,0	18 517,5	18 517,3	60 587,5	60 588,0	60 587,8
19 519,0	19 519,5	19 519,3	61 589,0	61 589,5	61 589,3
20 521,0	20 521,5	20 521,3	62 590,5	62 591,0	62 590,8
21 523,0	21 523,5	21 523,3	63 592,5	63 593,0	63 592,8
22 525,0	22 525,5	22 525,3	64 594,0	64 594,5	64 594,3
23 526,5	23 527,0	23 526,8	65 596,0	65 596,5	65 596,3
24 528,5	24 529,0	24 528,8	66 598,0	66 598,5	66 598,3
25 530,0	25 530,5	25 530,3	67 600,0	67 600,5	67 600,3
26 532,0	26 532,5	26 532,3	68 602,0	68 602,5	68 602,3
27 533,5	27 534,0	27 533,8	69 604,0	69 605,0	69 604,5
28 535,0	28 535,5	28 535,3	70 606,0	70 607,0	70 606,5
29 537,0	29 537,0	29 537,0	71 608,5	71 609,0	71 608,8
30 538,5	30 539,0	30 538,8	72 610,5	72 611,0	72 610,8
31 540,0	31 540,5	31 540,3	73 612,5	73 613,5	73 613,0
32 541,5	32 542,0	32 541,8	74 614,5	74 615,5	74 615,0
33 543,0	33 543,5	33 543,3	75 617,0	75 618,0	75 617,5
34 544,5	34 545,0	34 544,8	76 619,5	76 620,0	76 619,8
35 546,5	35 547,0	35 546,8	77 621,5	77 622,5	77 622,0
36 548,0	36 548,5	36 548,3	78 624,0	78 625,0	78 624,5
37 549,5	37 550,0	37 549,8	79 627,0	79 627,5	79 627,3
38 551,0	38 551,5	38 551,3	80 629,5	80 630,0	80 629,8
39 553,0	39 553,5	39 553,3	81 632,0	81 632,5	81 632,3
40 554,5	40 555,0	40 554,8	82 634,5	82 635,0	82 634,8
41 556,0	41 556,5	41 556,3	83 637,0	83 638,0	83 637,5
86 646,5	86 647,0	86 646,8	84 640,0	84 641,0	84 640,5
			85 643,0	85 644,0	85 643,5

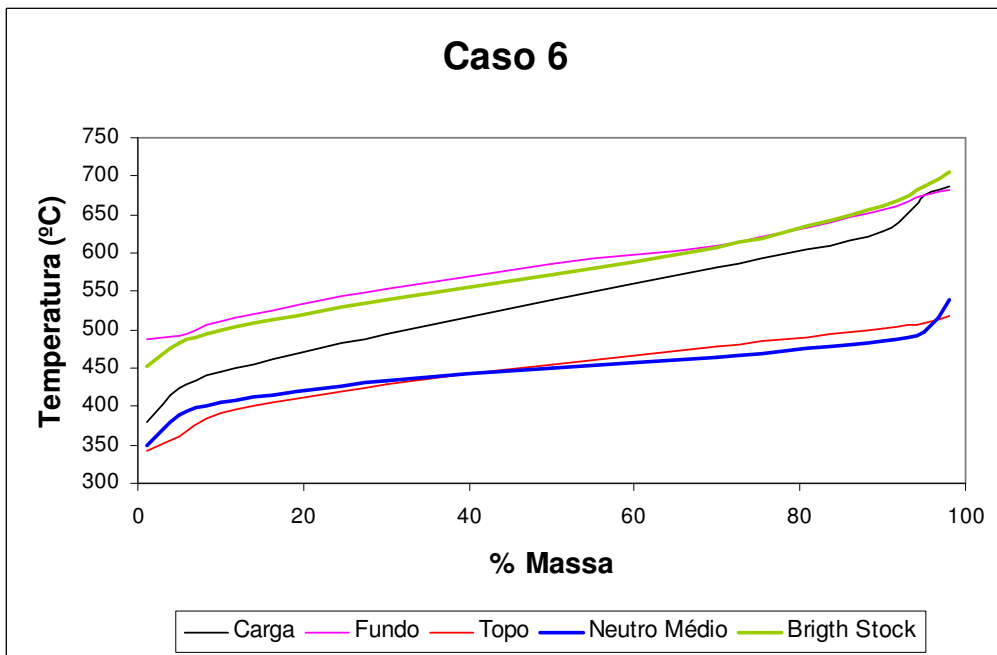
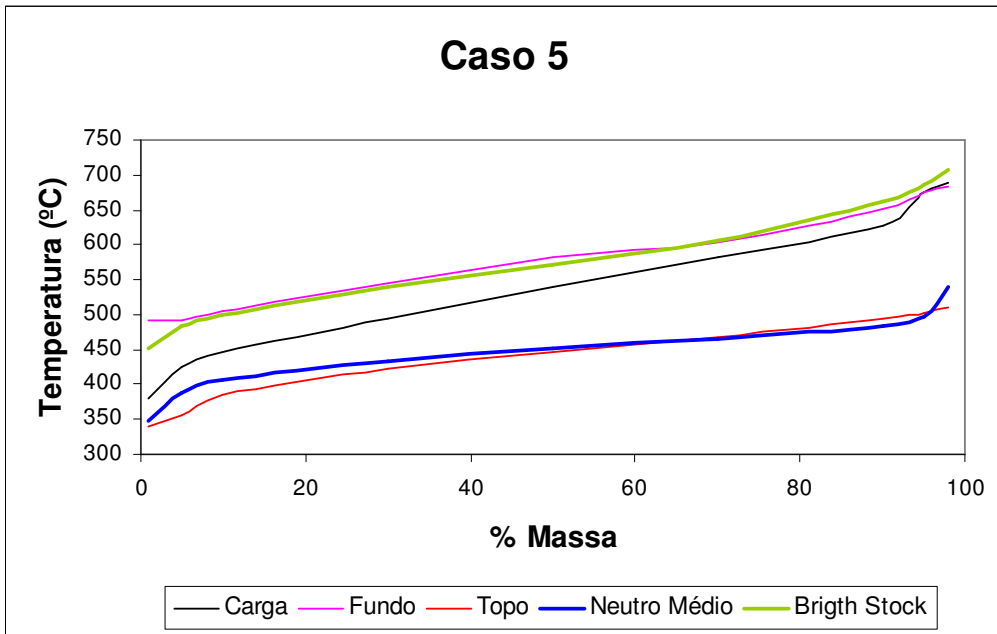
87	649,5	87	650,5	87	650,0
88	653,0	88	654,0	88	653,5
89	656,5	89	657,5	89	657,0
90	660,5	90	661,5	90	661,0
91	665,0	91	666,0	91	665,5
92	669,5	92	670,5	92	670,0
93	674,5	93	675,0	93	674,8
94	680,0	94	681,0	94	680,5
95	686,0	95	686,5	95	686,3
96	692,0	96	692,5	96	692,3
97	698,5	97	699,0	97	698,8
98	706,0	98	706,5	98	706,3
99	715,0	99	715,5	99	715,3
100	723,0	100	723,5	100	723,3

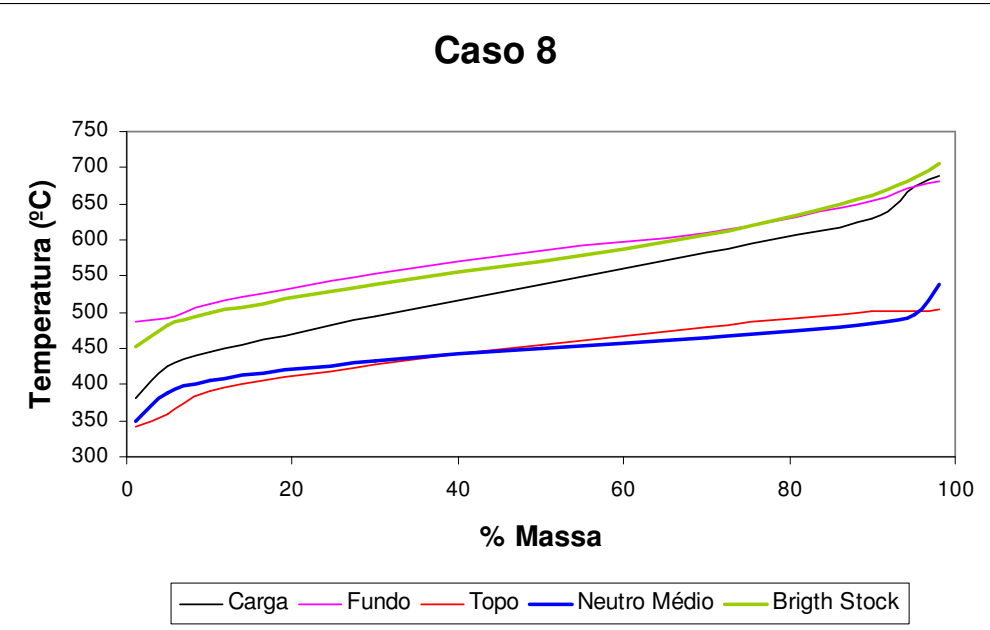
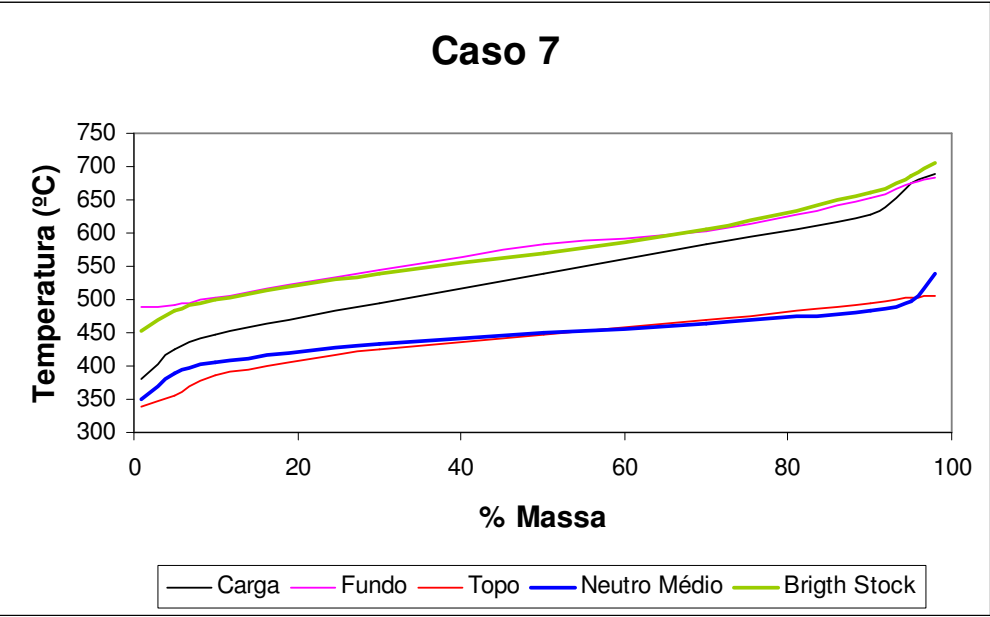
Apêndice III – Gráficos: Resultados das Simulações da Tabela VII.1

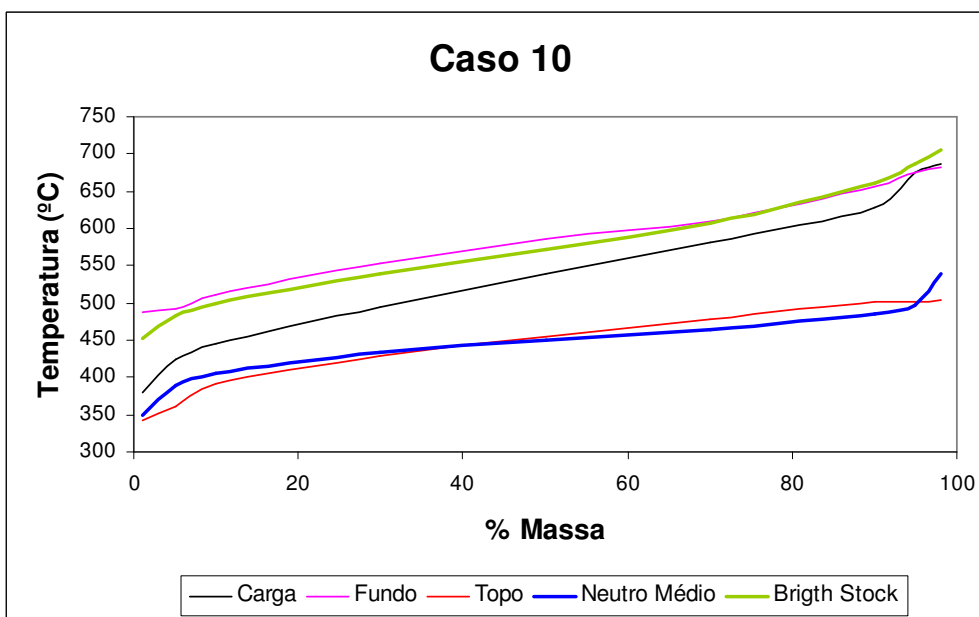
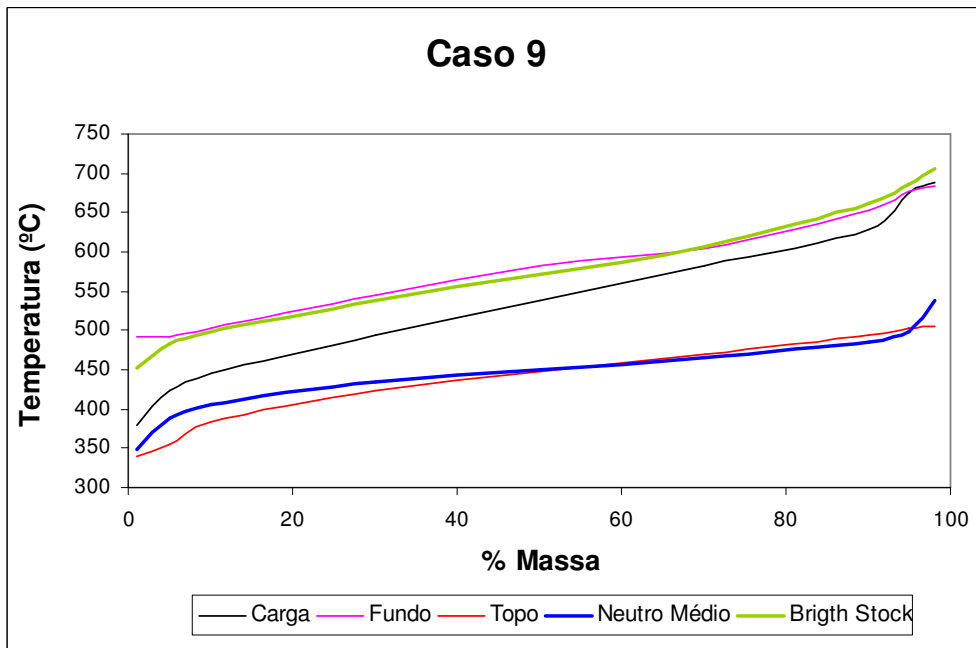
Nota 1: Para os gráficos abaixo, leva-se em consideração que a legenda % Massa refere-se a Porcentagem Vaporizada do Total dos Pseudocomponentes pertencentes ao Produto de Topo.



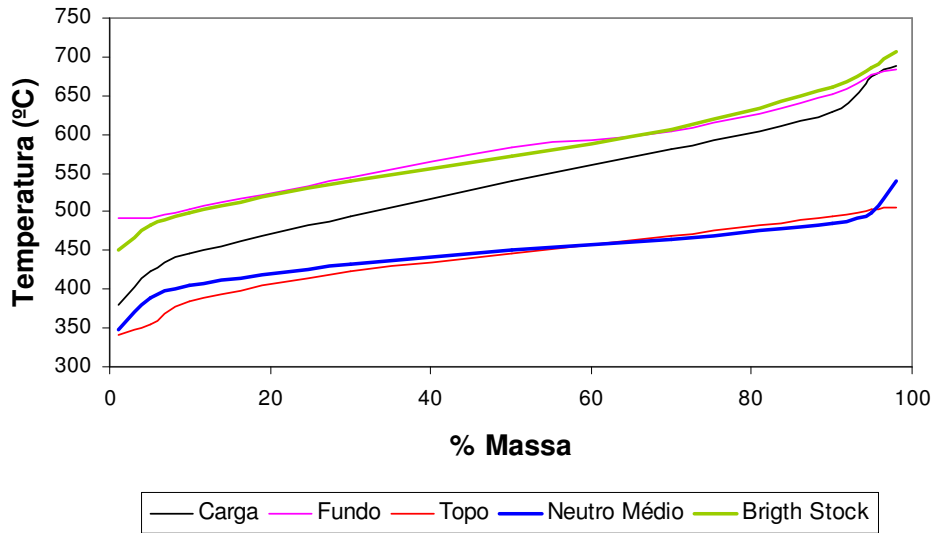




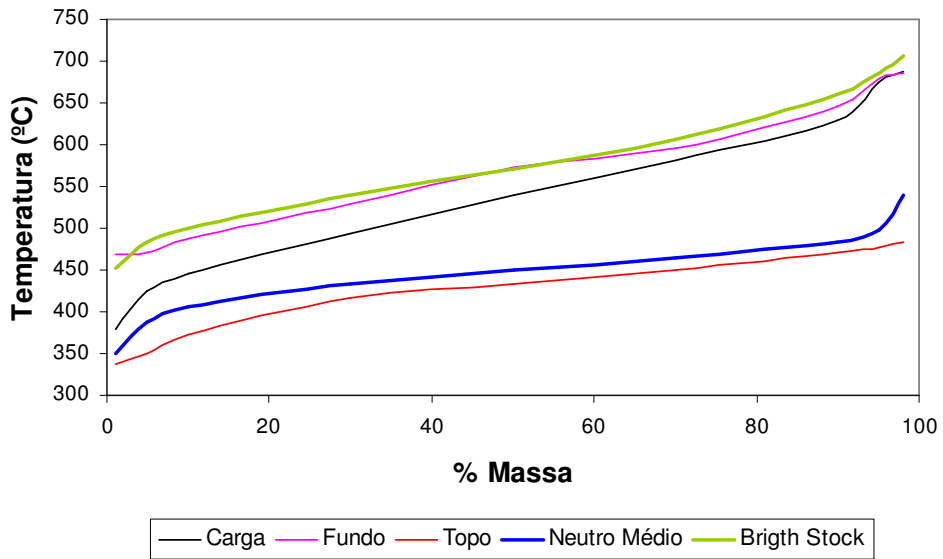


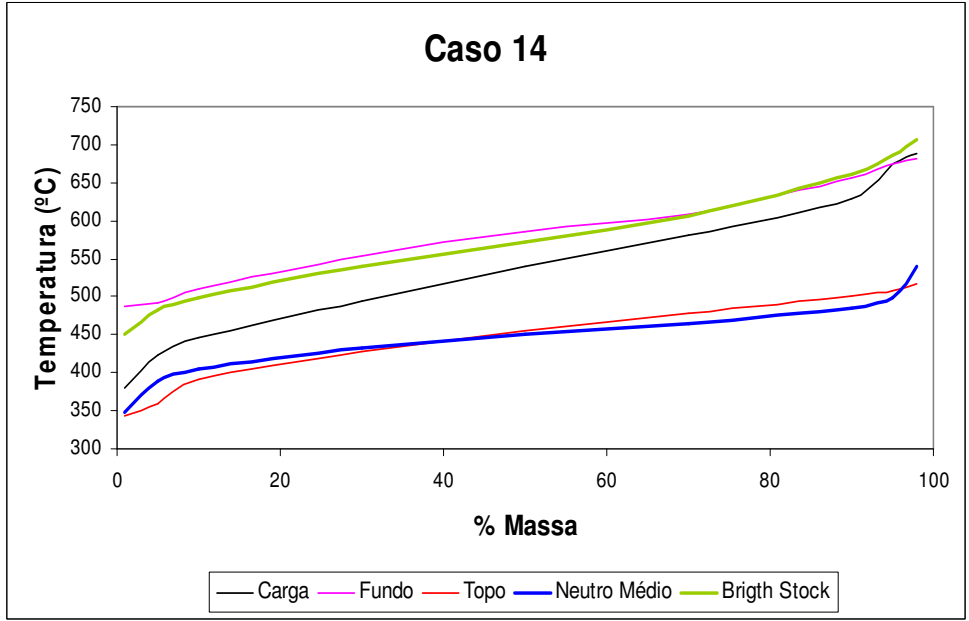
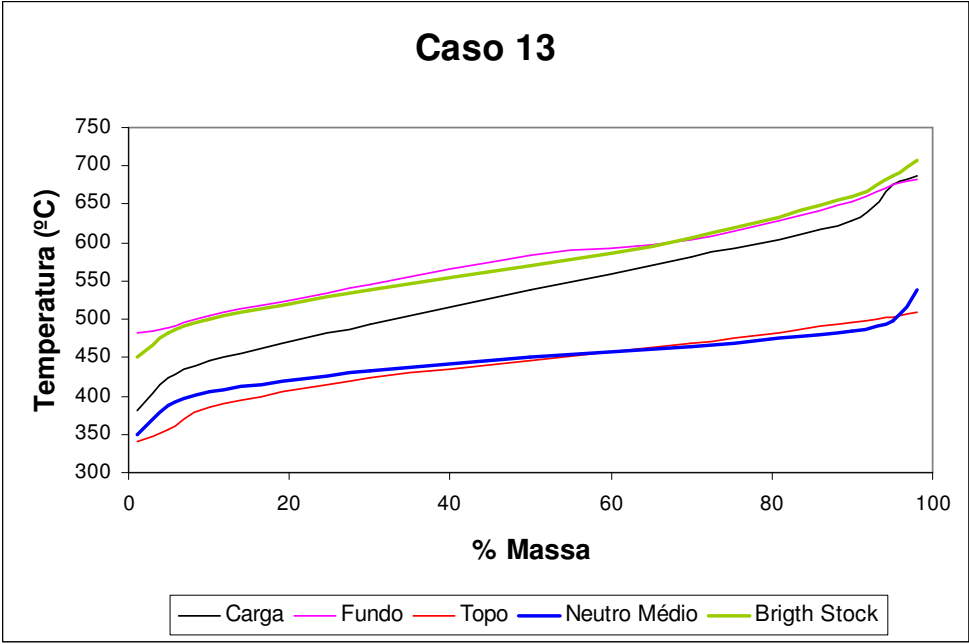


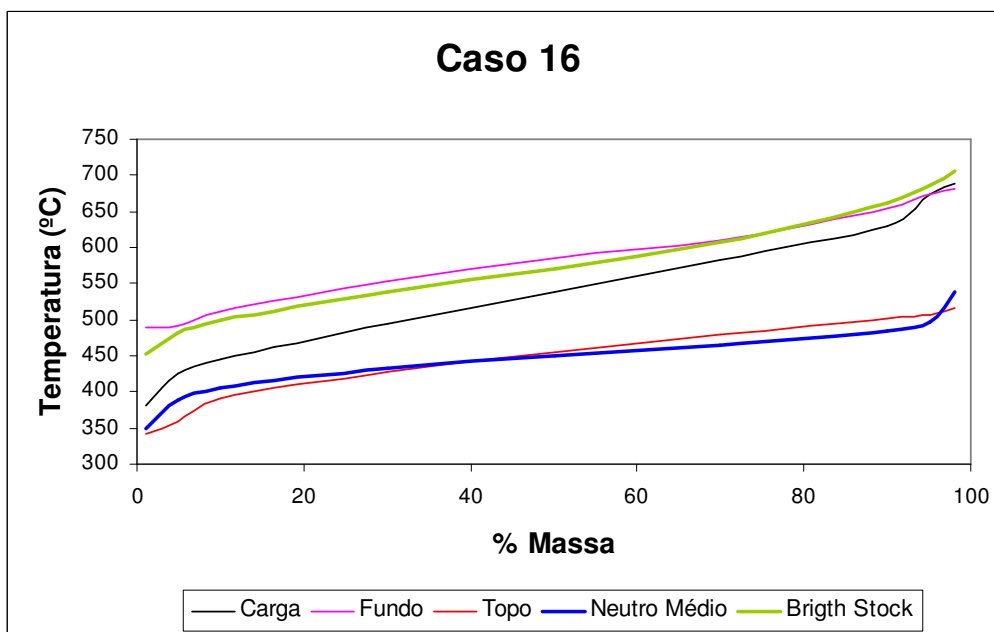
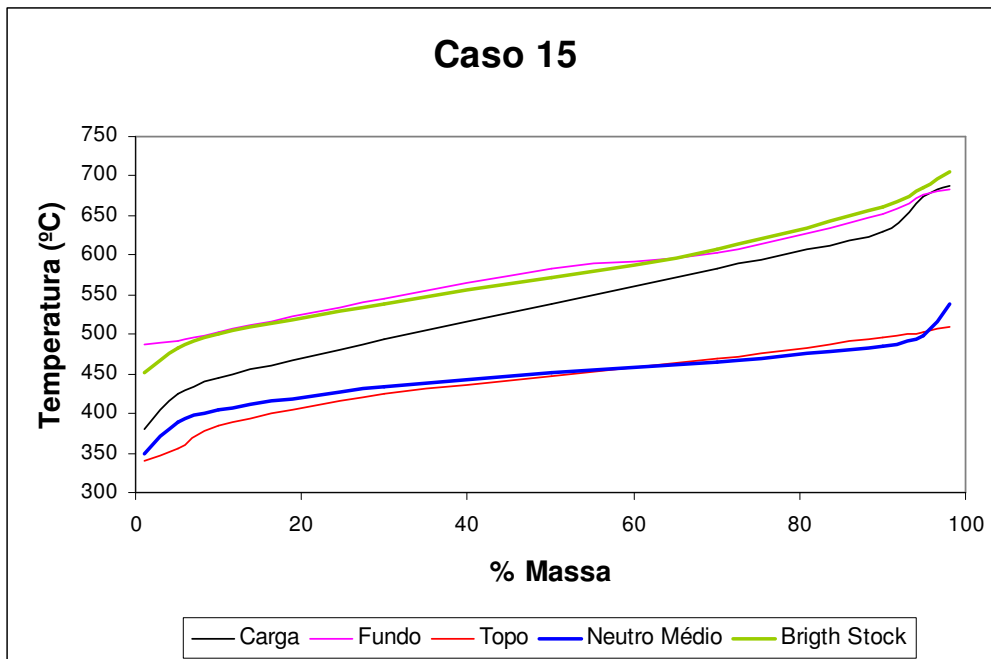
Caso 11

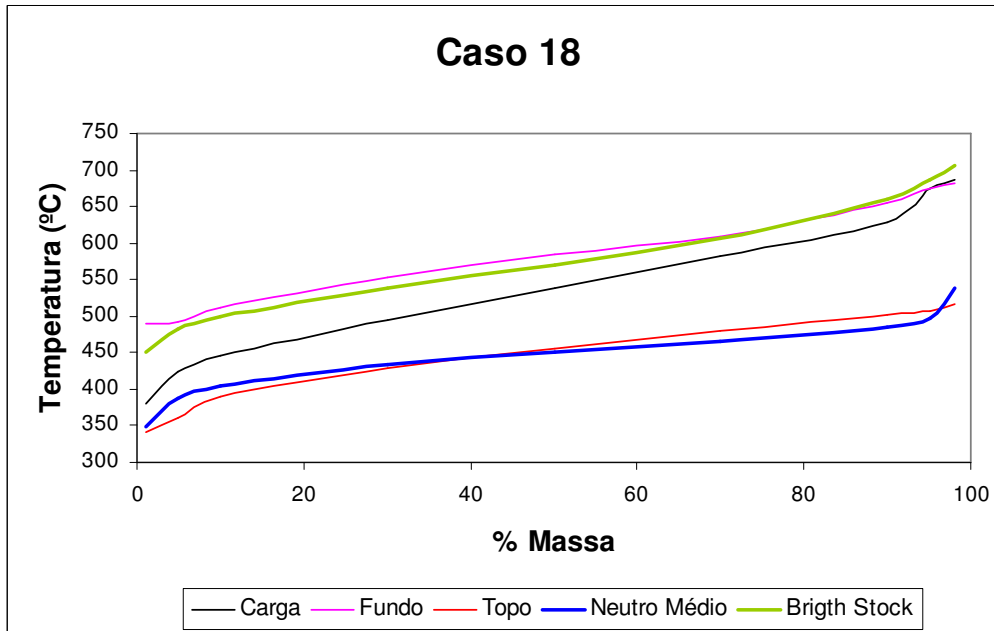
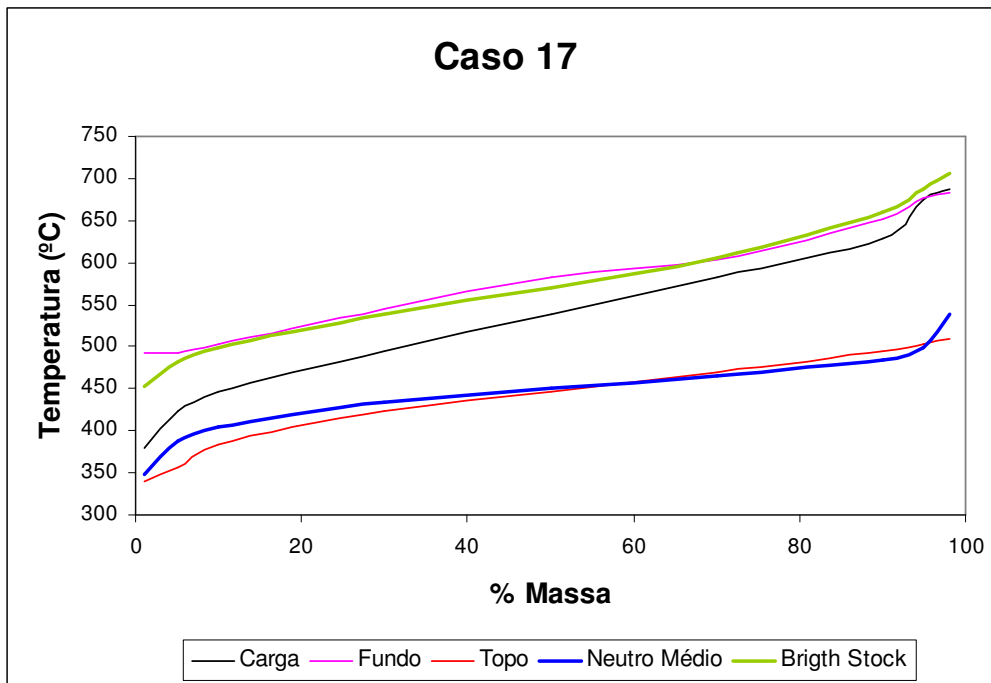


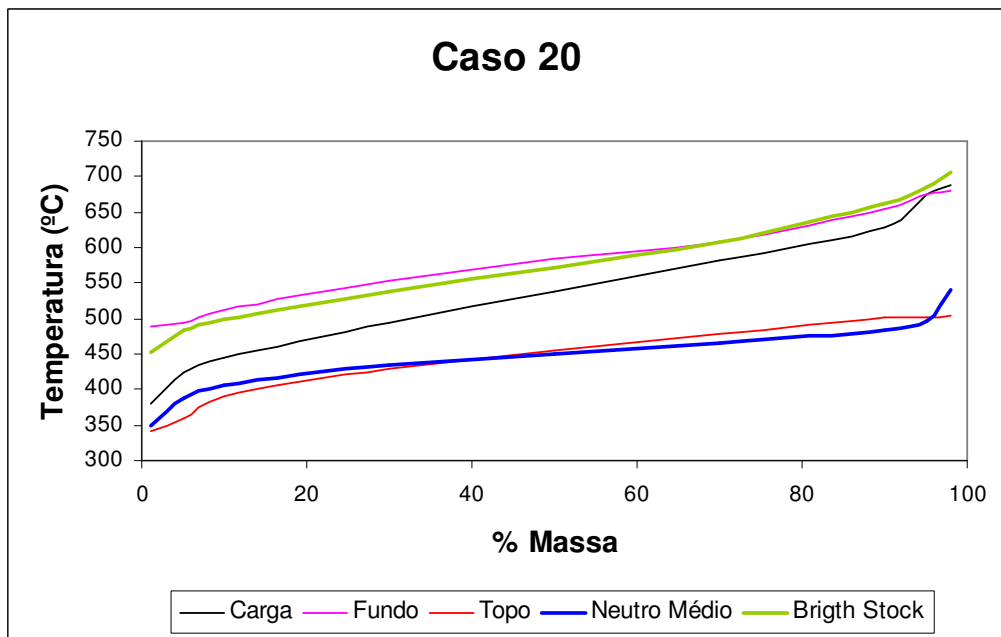
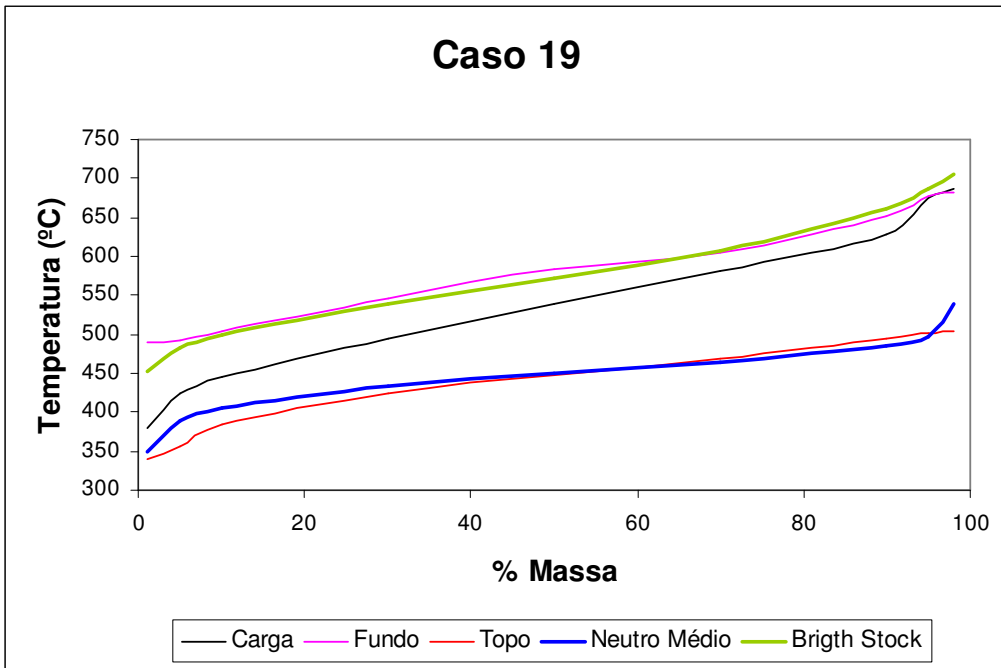
Caso 12



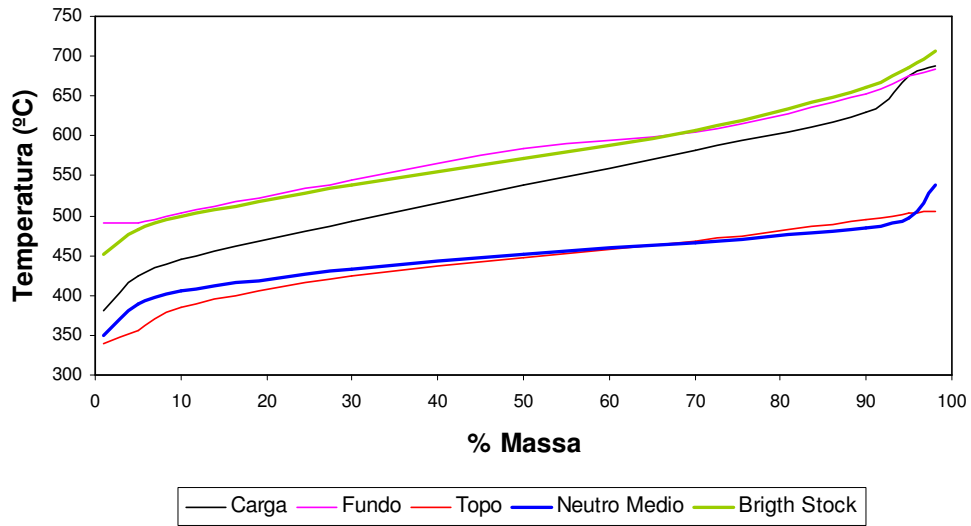




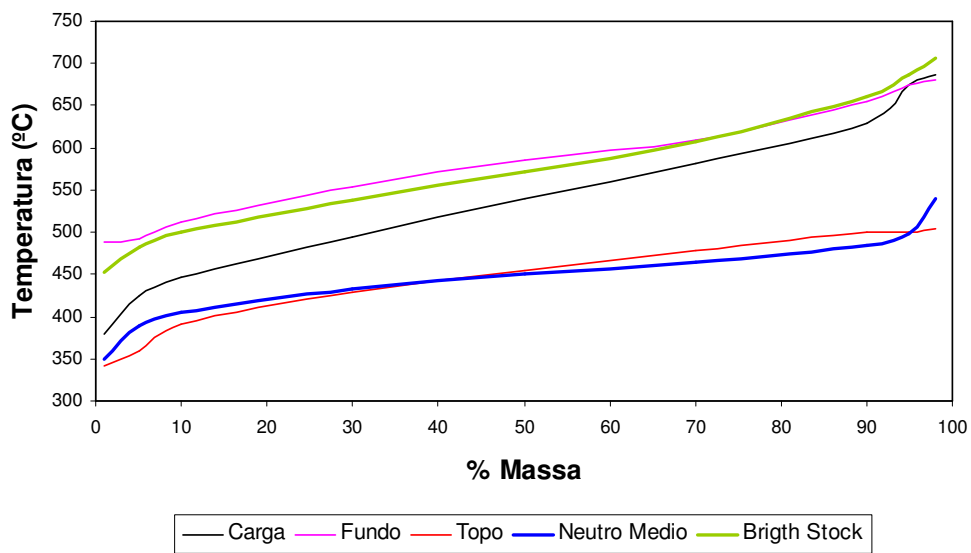


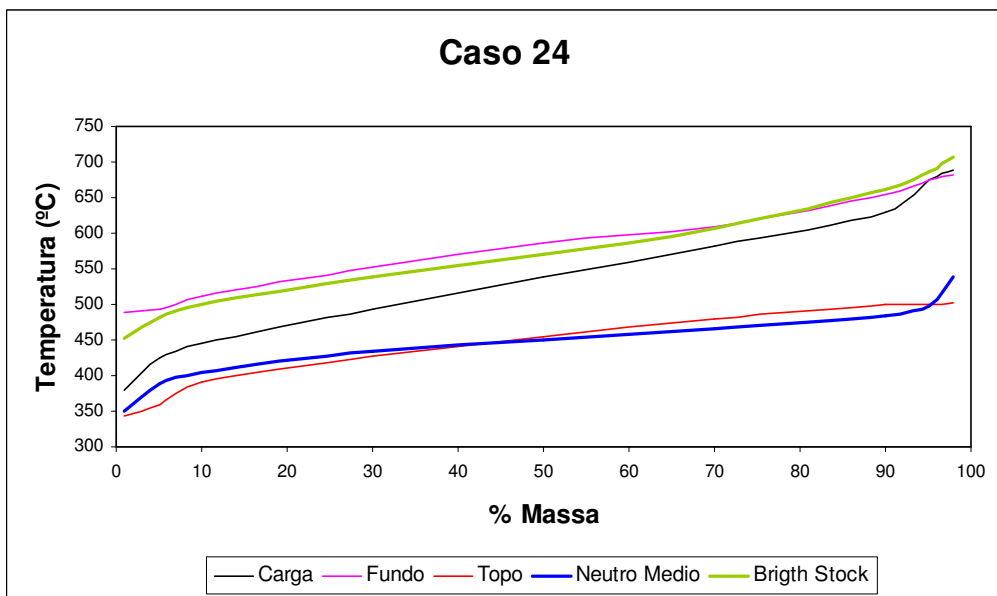
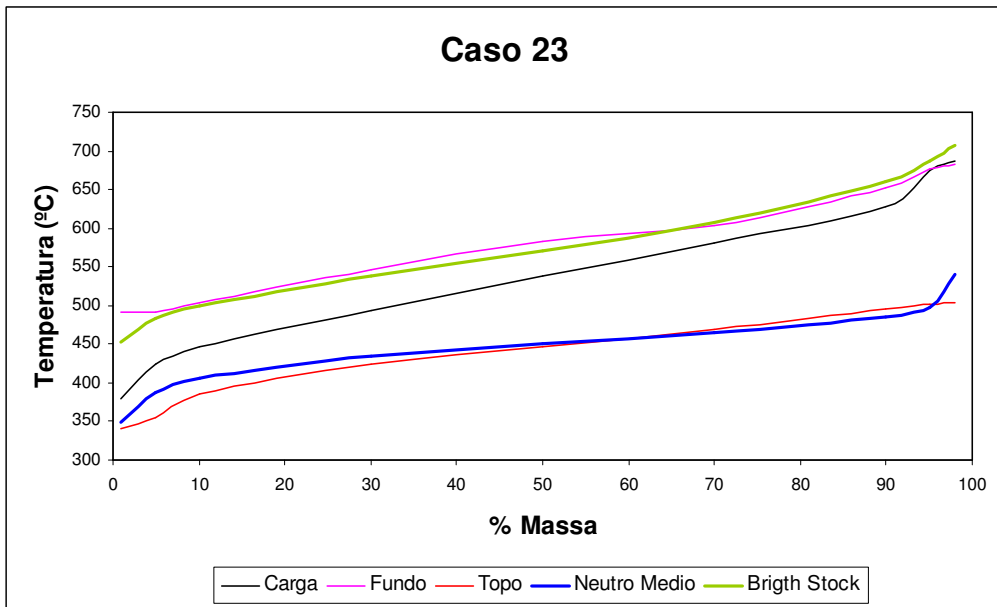


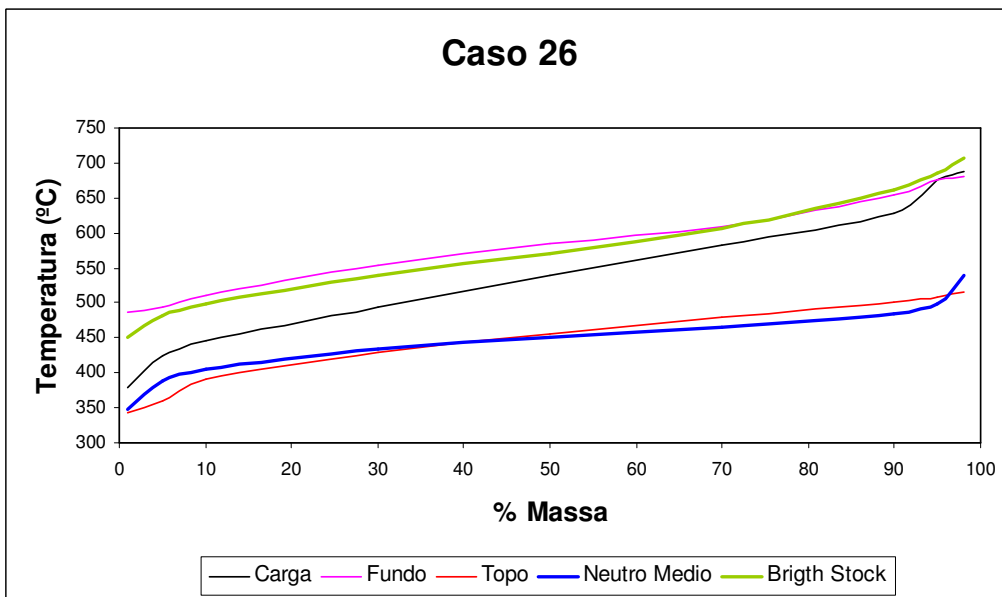
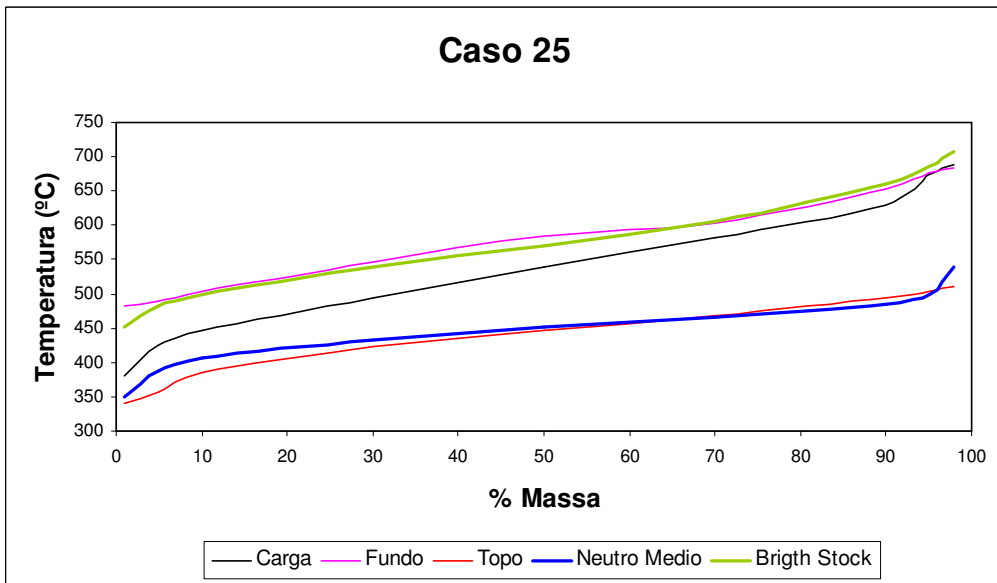
Caso 21



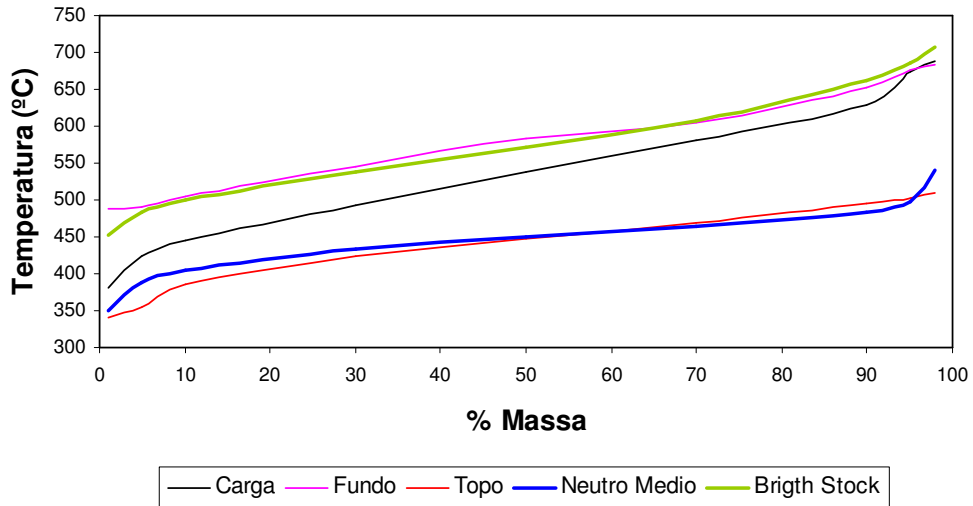
Caso 22



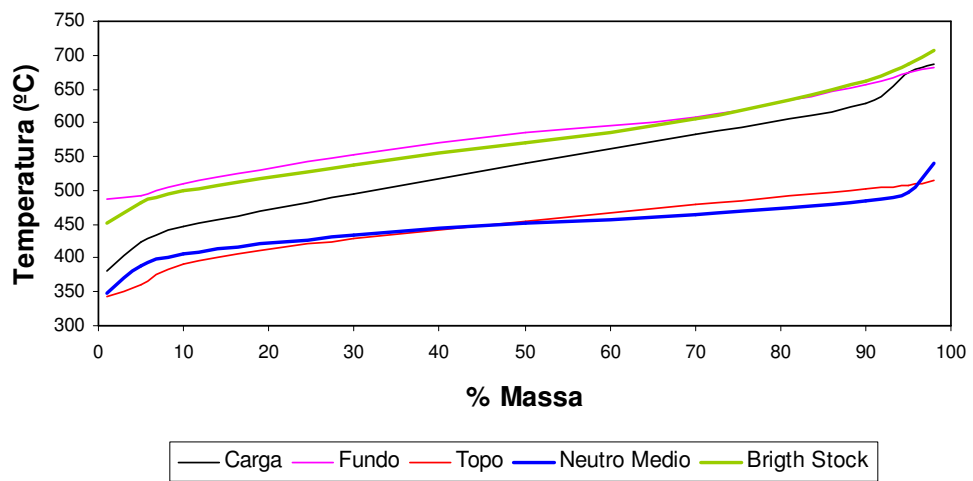




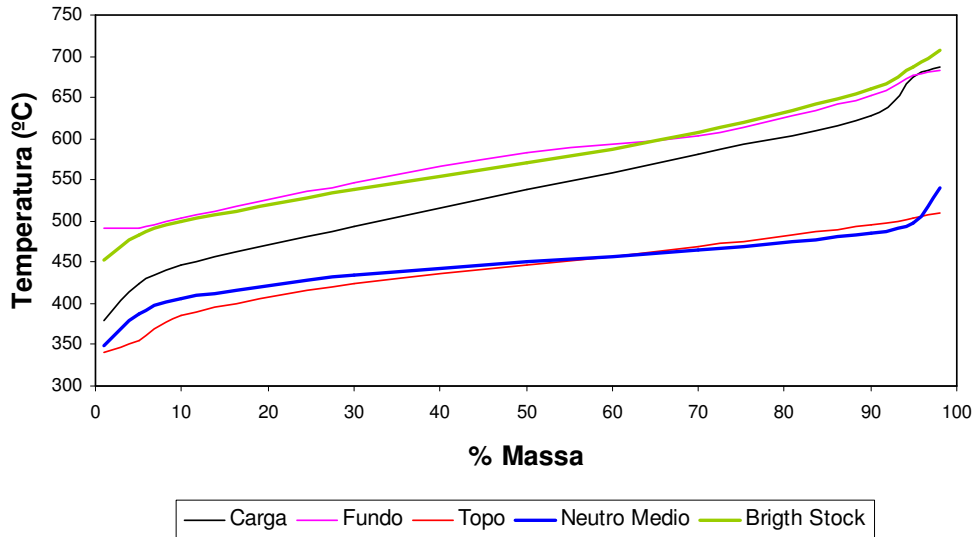
Caso 27



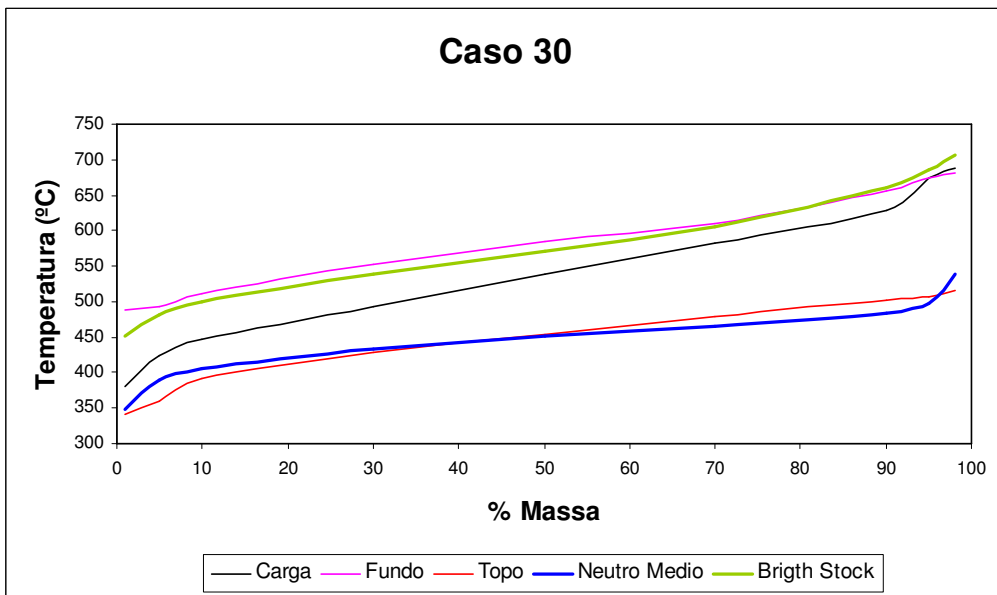
Caso 28

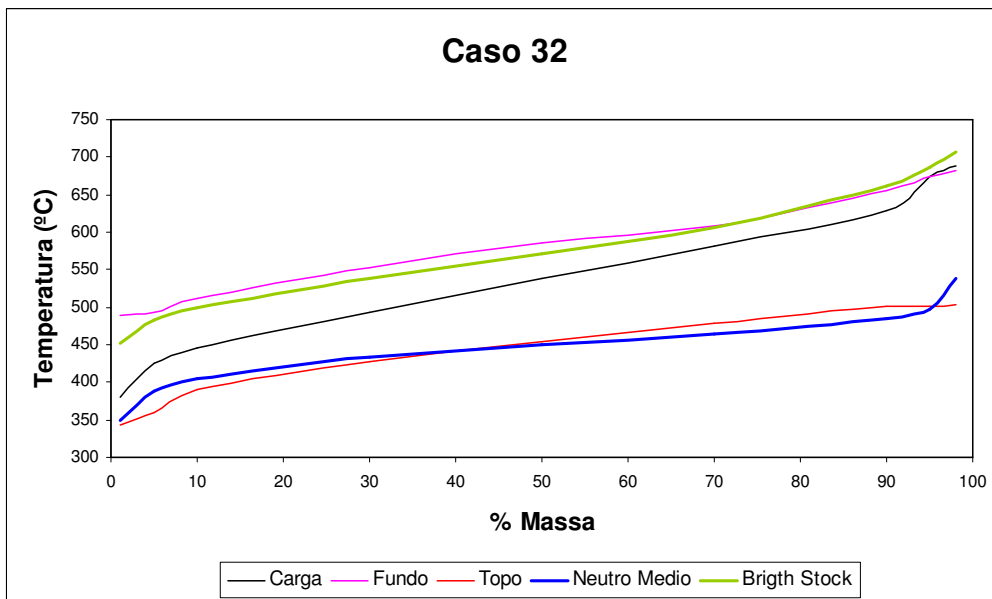
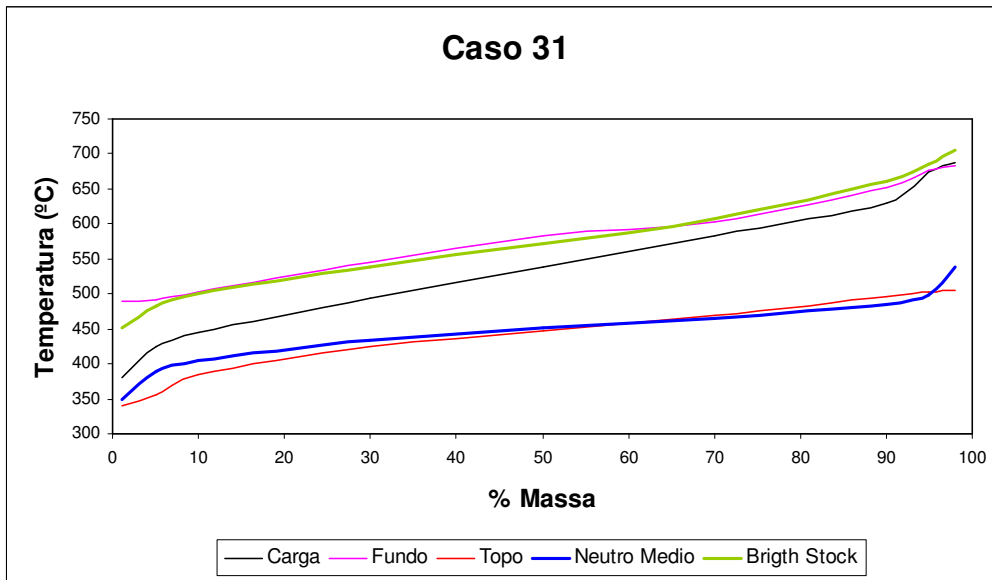


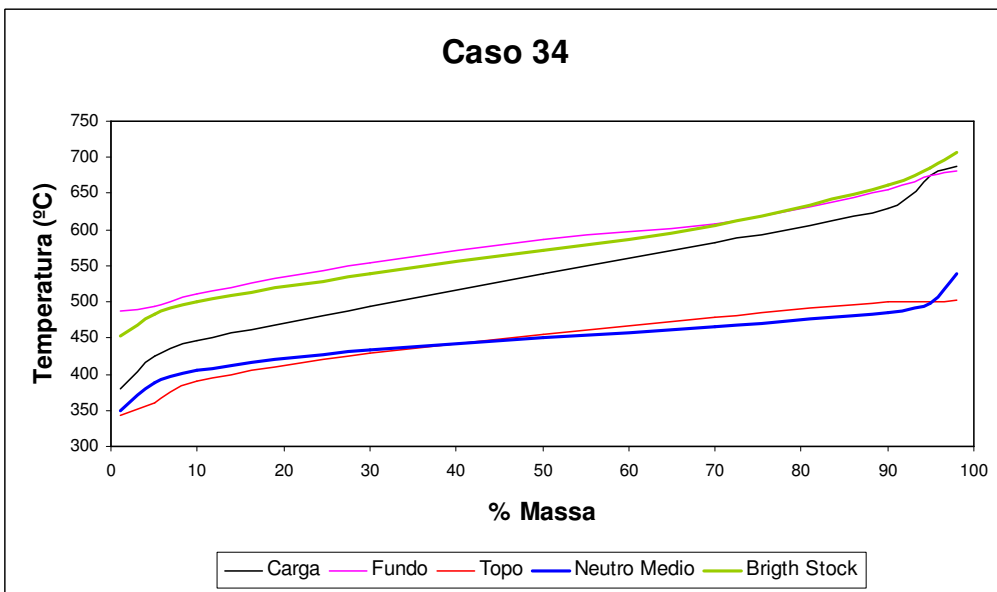
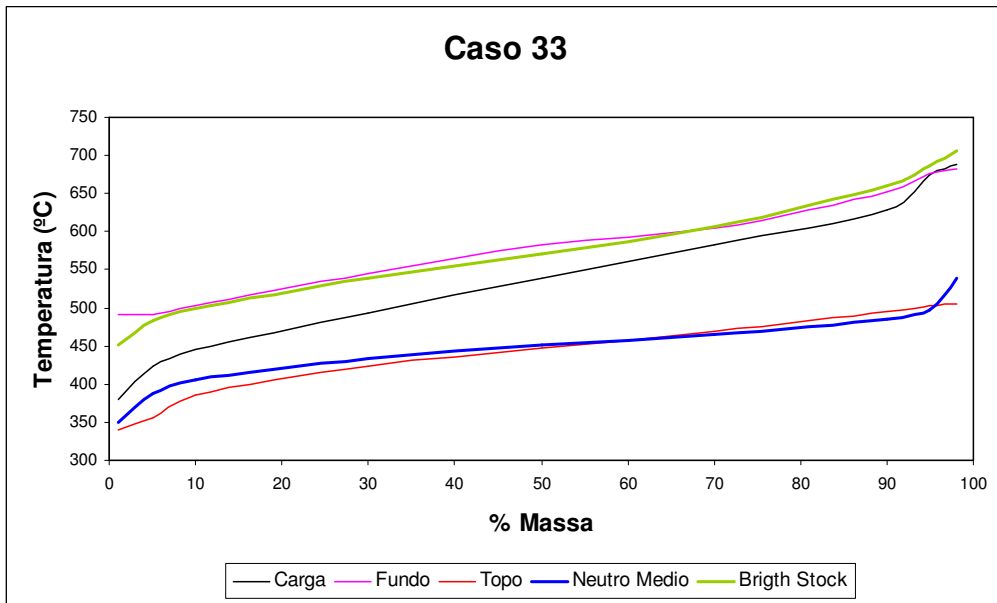
Caso 29

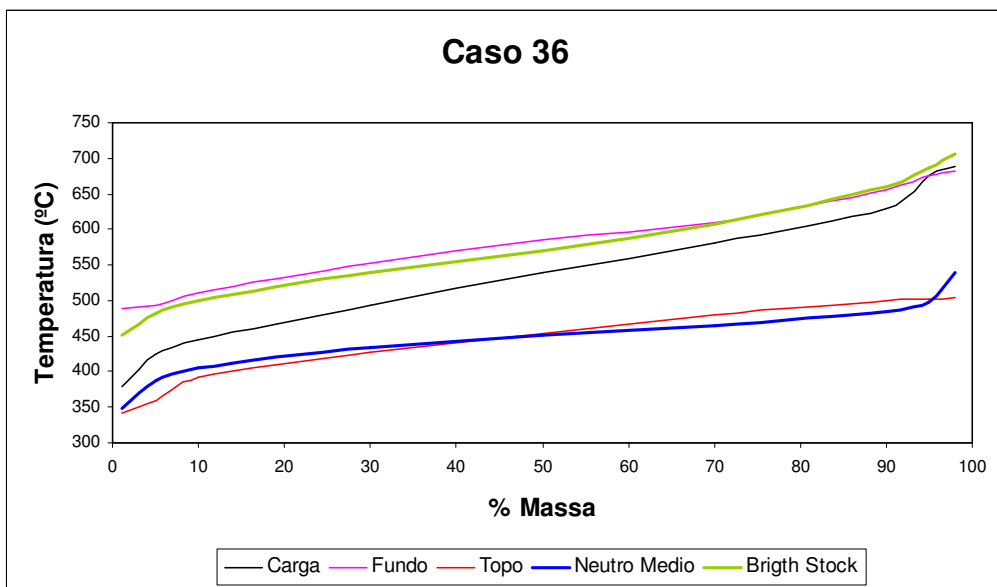
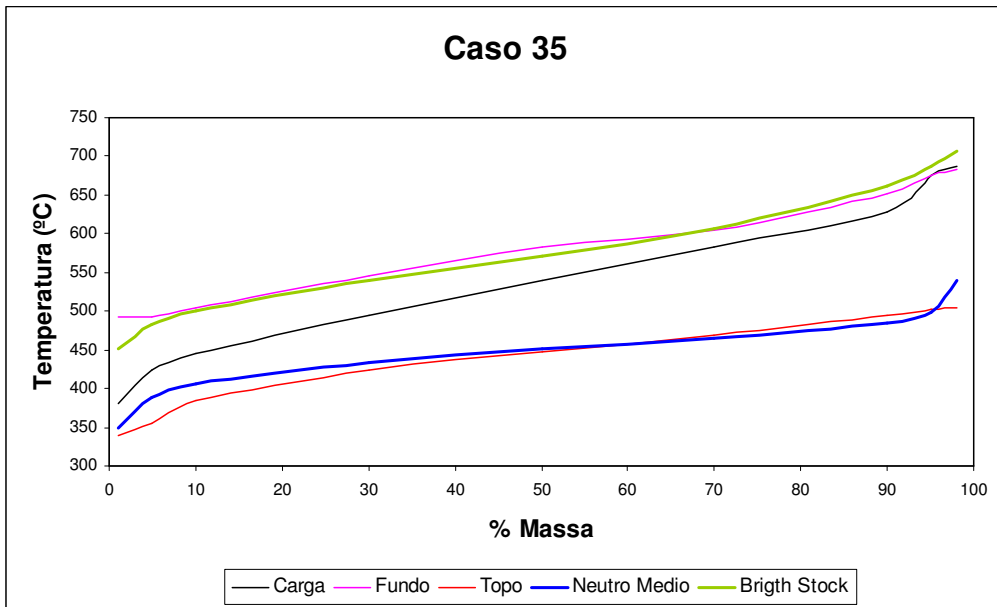


Caso 30









Apêndice IV – Propriedades do Fluido de Cada Corrente da Coluna Escolhida

	CORRENTE	CARGA	FUNDO	TOPO
	ESTADO	BIFÁSICO	LÍQUIDO	LÍQUIDO
TOTAL	VAZÃO MOLAR, kgmol/h	1,548	0,929	0,619
	VAZÃO MÁSSICA, k * kgl/h	1	0,7	0,3
	VAZÃO VOLUMÉTRICA (STD), m ³ /h	1,198	0,824	0,374
	TEMPERATURA, °C	370	432,248	322,871
	PRESSÃO, kPa	10,000	10,018	10,000
	PESO MOLECULAR	646,142	753,439	485,004
	ENTALPIA, M * kJ/h	0,985	0,827	0,248
	kJ/kg	984,682	1181,858	827,222
	FRAÇÃO MOLAR DE LÍQUIDO	0,8968	1,000	1,000
	TEMPERATURA REDUZIDA	0,7148	0,7502	0,7106
	PRESSÃO REDUZIDA	0,0169	0,0208	0,0132
	FATOR ACÊNTRICO	1,480	1,646	1,231
	WATSON K (UOPK)	13,551	13,551	13,551
	DENSIDADE DO LÍQUIDO (STD), kg/m ³	834,576	848,996	802,766
	GRAVIDADE ESPECÍFICA	0,835	0,850	0,804
	GRAVIDADE API	37,880	35,003	44,592
VAPOR	VAZÃO MOLAR, kgmol/h	0,16	-	-
	VAZÃO MÁSSICA, k * kgl/h	7,43E-02	-	-
	VAZÃO VOLUMÉTRICA, k * m ³ /h	8,43E-02	-	-
	VAZÃO NORMAL DE VAPOR, k * m ³ /h	3,58E-03	-	-
	GRAVIDADE ESPECÍFICA (AR = 1,0)	16,054	-	-
	PESO MOLECULAR	464,991	-	-
	ENTALPIA, kJ/kg	1163,974	-	-
	Cp, kJ/kg.°C	3,118	-	-
	DENSIDADE, kg/m ³	881,347	-	-
	Z (A PARTIR DA DENSIDADE)	0,9866	-	-
	CONDUTIVIDADE TÉRMICA, W/m.K	0,02555	-	-
	VISCOSIDADE, Pas	7,36E-06	-	-
LÍQUIDO	VAZÃO MOLAR, kgmol/h	1,388	0,929	0,619
	VAZÃO MÁSSICA, k * kgl/h	0,926	0,7	0,3
	VAZÃO VOLUMÉTRICA, m ³ /h	1,423	1,114	0,475
	gal/min	6,265	4,906	2,091
	VAZÃO VOLUMÉTRICA (STD), m ³ /h	1,105	0,824	0,374
	GRAVIDADE ESPECÍFICA (H2O = 1,0)	0,8383	0,8498	0,8036
	PESO MOLECULAR	666,998	753,439	485,004
	ENTALPIA, kJ/kg	970,291	1181,858	827,222
	Cp, kJ/kg.°C	3,395	3,572	3,284
	DENSIDADE, kg/m ³	650,511	628,237	631,646
	Z (A PARTIR DA DENSIDADE)	1,92E-03	2,05E-03	1,55E-03
	TENSÃO SUPERFICIAL, N/m	0,0112	9,34E-03	0,0112
	CONDUTIVIDADE TÉRMICA, W/m.K	0,0622	0,0572	0,06594
	VISCOSIDADE, Pas	9,38E-04	7,83E-04	5,44E-04

Apêndice V – Cálculo das Dimensões da Torre Piloto

Cálculo do Diâmetro:

- Diâmetro do Topo:

Com os dados retirados do Apêndice XX e considerando as vazões internas à coluna

constantes, portanto $R_{Rop} = L_{n-1}/D = \text{constante}$, tem-se:

- Vazão de alimentação: $F = 1,548 \text{ kmol/h}$;
- Vazão do Produto de Topo: $D = 30\%F = 0,6187 \text{ kmol/h}$;
- $R_{Rop} = 0,5$;

$$R_{Rop} = L_{n-1}/D \Rightarrow 0,5 = \frac{L}{0,6187} \Rightarrow L = 0,30935 \text{ kmol/h}$$

onde: L = Vazão Molar de Líquido no Topo.

- Balanço de Massa Global na coluna de destilação (Método McCabe Thiele):

$$V_n = L_{n-1} + D \quad (1)$$

Portanto:

$$V = 0,30935 + 0,6187 = 0,92805 \text{ kmol/h}$$

onde: V = Vazão Molar de Vapor no Topo.

- Cálculo da Densidade do Vapor no Topo da Coluna:
 - Peso Molecular do Fluido no Topo: $484,875 \text{ g/gmol}$;
 - Pressão: $10 \text{ kPa} = 10000 \text{ Pa}$;
 - Temperatura no Topo: $322,861 \text{ }^\circ\text{C} = 596,011 \text{ K}$.

$$\rho_V = \frac{P * PM}{R * T} = \frac{10000 * 0,484875}{8,314 * 596,011} = 0,978 \text{ kg/m}^3$$

○ Cálculo da Velocidade Máxima do Gás na Torre (U_N):

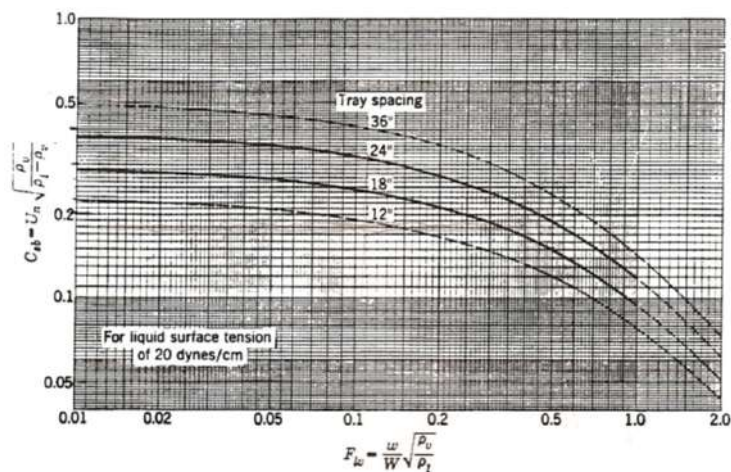
- Densidade do Líquido no Topo da Coluna: 631,611 kg/m³;

- Tensão Superficial: 0,0111 N/m = 11,1 dynas/cm.

$$F_{LV} = \frac{L}{V} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} = \frac{0,30935}{0,92805} * \left(\frac{0,978}{631,611 - 0,978} \right)^{0,5} = 0,013$$

Com o resultado acima e considerando o espaçamento entre os pratos igual a 12 in, determinou-se a partir do gráfico abaixo a C_{sb} (constante de Souders-Brown).

Figura 1: Constante de Souders-Brown



O valor obtido então foi 0,22 ft/s. Com este, foi calculado a velocidade máxima do gás.

$$C_{sb-ftg} = U_N * \left(\frac{20}{\sigma} \right)^{0,2} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} \Rightarrow 0,22 = U_N * \left(\frac{20}{11,1} \right)^{0,2} * \left(\frac{0,978}{631,611 - 0,978} \right)^{0,5} =$$

$$= 4,96 \text{ ft/s} = 1,51 \text{ m/s}$$

Estipulando para este projeto uma velocidade de 75% da velocidade máxima do gás, então: $U_{N-op} = U_N * 0,75$, portanto $U_{N-op} = 1,13$ m/s

○ Diâmetro do Topo:

- Vazão Mássica do Vapor no Topo = 449,988 kg/h;

- Percentual de Área Ativa: $\eta = 90\%$

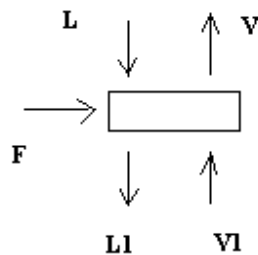
$$D = \left(\frac{V' * 4 * \eta}{\rho_V * U_{N-op} * \pi} \right)^{0,5} = \left(\frac{449.988 * 4 * 0,9}{3600 * 0,978 * 1,13 * \pi} \right)^{0,5} = 0,36 \text{ m}$$

• Diâmetro da Carga:

○ Balanço de Massa Global no Prato de Carga

- Vazão de Líquido na Carga: $F_L = 1,388$ kmol/h;

- Vazão de Vapor na Carga: $F_V = 0,16$ kmol/h;



$$L1 = L + F_L = 0,30935 + 1,388 = 1,69735 \text{ kmol/h}$$

$$V1 = V - F_V = 0,92805 - 0,16 = 0,76805 \text{ kmol/h}$$

onde: $L1$ = Vazão Molar de Líquido no Fundo;

$V1$ = Vazão Molar de Vapor no Fundo.

○ Cálculo da Densidade do Vapor no Prato de Carga:

- Peso Molecular do Vapor: 464,991 g/gmol;

- Pressão: 10 kPa = 10000 Pa;

- Temperatura no Prato de Carga: 370 °C = 643,15 K.

$$\rho_V = \frac{P * PM}{R * T} = \frac{10000 * 0,464991}{8,314 * 643,15} = 0,87 \text{ kg/m}^3$$

o Cálculo da Velocidade Máxima do Gás na Torre (U_N):

- Densidade do Líquido no Prato de Carga: 650,511 kg/m³;

- Tensão Superficial: 0,0112 N/m = 11,2 dynas/cm;

- Peso Molecular do Fundo: 753,5592 g/gmol;

- Peso Molecular do Topo: 484,8755 g/gmol.

$$F_{LV} = \frac{L'}{V1'} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} = \frac{0,30935 * 484,8755}{0,76805 * 753,5592} * \left(\frac{0,87}{650,511 - 0,87} \right)^{0,5} = 0,0095$$

onde: L' = Vazão Mássica de Líquido no Topo;

V1' = Vazão Mássica de Vapor no Fundo.

Com o resultado acima e considerando o espaçamento entre os pratos igual a 12 in, determinou-se a partir da Figura 1 a C_{sb} (constante de Souders-Brown). O valor obtido então foi 0,225 ft/s. Com este, foi calculado a velocidade máxima do gás.

$$C_{sb-fig} = U_N * \left(\frac{20}{\sigma} \right)^{0,2} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} \Rightarrow 0,225 = U_N * \left(\frac{20}{11,2} \right)^{0,2} * \left(\frac{0,87}{650,511 - 0,87} \right)^{0,5} =$$

$$= 5,47 \text{ ft/s} = 1,66 \text{ m/s}$$

Estipulando para este projeto uma velocidade de 75% da velocidade máxima do gás, então: $U_{N-op} = U_N * 0,75$, portanto $U_{N-op} = 1,24 \text{ m/s}$

- Diâmetro do Prato de Carga:
 - Vazão Mássica do Vapor no Fundo = 579,07 kg/h;
 - Percentual de Área Ativa: $\eta = 90\%$

$$D = \left(\frac{V1 * 4 * \eta}{\rho_V * U_{N-op} * \pi} \right)^{0,5} = \left(\frac{579,07 * 4 * 0,9}{3600 * 0,87 * 1,24 * \pi} \right)^{0,5} = 0,413 \text{ m}$$

- Diâmetro do Fundo:

- Cálculo da Densidade do Vapor no Prato de Carga:
 - Peso Molecular do Vapor no Fundo: 753,5592 g/gmol;
 - Pressão: 10,018 kPa = 10018 Pa;
 - Temperatura no Prato de Carga: 432,434 °C = 705,584 K.

$$\rho_V = \frac{P * PM}{R * T} = \frac{10018 * 0,7535592}{8,314 * 705,584} = 1,29 \text{ kg/m}^3$$

- Cálculo da Velocidade Máxima do Gás na Torre (U_N):
 - Densidade do Líquido no Fundo da Coluna: 628,132 kg/m³;
 - Tensão Superficial: 0,00933 N/m = 9,33 dynas/cm.

$$F_{LV} = \frac{L1}{V1} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} = \frac{1,69735}{0,76805} * \left(\frac{1,29}{628,132 - 1,29} \right)^{0,5} = 0,1$$

onde: L1 = Vazão Molar de Líquido no Fundo;

V1 = Vazão Molar de Vapor no Fundo.

Com o resultado acima e considerando o espaçamento entre os pratos igual a 12 in, determinou-se a partir da Figura 1 a C_{sb} (constante de Souders-Brown). O valor obtido então foi 0,19 ft/s. Com este, foi calculado a velocidade máxima do gás.

$$C_{sb-ftg} = U_N * \left(\frac{20}{\sigma}\right)^{0,2} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}\right)^{0,5} \Rightarrow 0,19 = U_N * \left(\frac{20}{9,33}\right)^{0,2} * \left(\frac{1,29}{628,132 - 1,29}\right)^{0,5} =$$

$$= 3,60 \frac{ft}{s} = 1,1 \frac{m}{s}$$

Estipulando para este projeto uma velocidade de 75% da velocidade máxima do gás, então: $U_{N-op} = U_N * 0,75$, portanto $U_{N-op} = 0,825 \text{ m/s}$

o Diâmetro do Fundo:

- Vazão Mássica do Vapor no Fundo = 579,07 kg/h;

- Percentual de Área Ativa: $\eta = 90\%$

$$D = \left(\frac{V1 * 4 * \eta}{\rho_V * U_{N-op} * \pi}\right)^{0,5} = \left(\frac{579,07 * 4 * 0,9}{3600 * 1,29 * 0,825 * \pi}\right)^{0,5} = 0,416 \text{ m}$$

Logo, o diâmetro desta coluna é igual a 41,6 cm.

Cálculo da Altura:

Sabendo que a coluna tem 18 pratos e que o espaçamento ente eles é igual a 12 in, portanto a altura da coluna será:

$$H = N * e = 18 * 12 = 216 \text{ in} = 5,49 \text{ m}$$

onde: N = número de Pratos;

e = espaçamento entre os pratos (in).

Apêndice VI – Scale up

Sabendo:

- Carga comercial: $F_c = 100000 \text{ kg/h}$;
- Carga da Torre Piloto: $F_p = 1000 \text{ kg/h} = 1,548 \text{ kmol/h}$;
- Produto de Topo da Torre Piloto: $D_p = 0,6187 \text{ kmol/h}$;
- $R_{\text{Rop}} = 0,5$;
- Vazão de Líquido na Carga da Torre Piloto: $F_{Lp} = 1,388 \text{ kmol/h}$;
- Vazão de Vapor na Carga da Torre Piloto: $F_{vp} = 0,16 \text{ kmol/h}$.

A partir deste dados, calcula-se:

- Cálculo da Razão de Scale up:

$$\phi = \frac{C \text{ arg a Comercial}}{C \text{ arg a Piloto}} = \frac{100000}{1000} = 100$$

- Cálculo da Vazões na Escala Industrial:

$$\frac{D_i}{D_p} = 100 \Rightarrow D_i = 100 * D_p = 100 * 0,6187 = 61,87 \text{ kmol/h}$$

onde: D_i = Vazão do Produto de Topo da Escala Industrial.

Como:

$$R_{\text{Rop}} = \frac{L_i}{D_i} \Rightarrow 0,5 = \frac{L_i}{61,87} \Rightarrow L_i = 30,935 \text{ kmol/h}$$

onde: L_i = Vazão de Líquido no Topo na Escala Industrial.

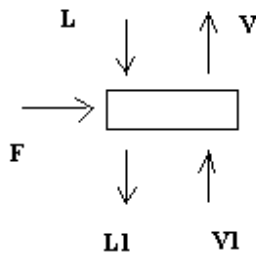
$$V_i = L_i + D_i = 30,935 + 61,87 = 92,805 \text{ kmol/h}$$

onde: V_i = Vazão Molar de Vapor no Topo na Escala Industrial.

Além disso:

$$\frac{F_{Li}}{F_{Lp}} = 100 \Rightarrow F_{Li} = 100 * F_{Lp} = 100 * 1,388 = 138,8 \text{ kmol/h}$$

$$\frac{F_{Vi}}{F_{Vp}} = 100 \Rightarrow F_{Vi} = 100 * F_{Vp} = 100 * 0,16 = 16 \text{ kmol/h}$$



$$L1_i = L_i + F_{Li} = 30,935 + 138,8 = 169,736 \text{ kmol/h}$$

$$V1_i = V_i - F_{Vi} = 92,805 - 16 = 76,805 \text{ kmol/h}$$

onde: $L1_i$ = Vazão Molar de Líquido no Fundo na Escala Industrial;

$V1_i$ = Vazão Molar de Vapor no Fundo na Escala Industrial.

- Cálculo da Velocidade Máxima do Gás na Torre (U_N):
- Densidade do Líquido no Fundo da Coluna: $628,132 \text{ kg/m}^3$;
- Densidade do Vapor no Fundo da Coluna: $1,29 \text{ kg/m}^3$;
- Tensão Superficial: $0,00933 \text{ N/m} = 9,33 \text{ dynas/cm}$.

$$F_{LVi} = \frac{L1_i}{V1_i} * \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{0,5} = \frac{169,735}{76,805} * \left(\frac{1,29}{628,132 - 1,29} \right)^{0,5} = 0,1$$

Com o resultado acima e considerando o espaçamento entre os pratos igual a 24 in, que é normalmente utilizado nas plantas industriais, determinou-se a partir da

Figura 1 do Apêndice V a C_{sb} (constante de Souders-Brown). O valor obtido então foi 0,32 ft/s. Com este, foi calculado a velocidade máxima do gás.

$$C_{sb-fg} = U_N * \left(\frac{20}{\sigma}\right)^{0,2} * \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}\right)^{0,5} \Rightarrow 0,32 = U_N * \left(\frac{20}{9,33}\right)^{0,2} * \left(\frac{1,29}{628,132 - 1,29}\right)^{0,5} =$$

$$= 6,06 \text{ ft/s} = 1,85 \text{ m/s}$$

Estipulando para este projeto uma velocidade de 75% da velocidade máxima do gás, então: $U_{N-op} = U_N * 0,75$, portanto $U_{N-op} = 1,39 \text{ m/s}$

o Diâmetro do Fundo:

- Vazão Mássica do Vapor no Fundo na Escala Industrial = 57907 kg/h;

- Percentual de Área Ativa: $\eta = 90\%$

$$D = \left(\frac{V1_i * 4 * \eta}{\rho_V * U_{N-op} * \pi}\right)^{0,5} = \left(\frac{57907 * 4 * 0,9}{3600 * 1,29 * 1,39 * \pi}\right)^{0,5} = 3,2 \text{ m}$$

Cálculo da Altura:

Sabendo que a coluna tem 18 pratos e que o espaçamento ente eles é igual a 24 in, portanto a altura da coluna será:

$$H = N * e = 18 * 24 = 432 \text{ in} = 10,98 \text{ m} \approx 11 \text{ m}$$

onde: N = número de Pratos;

e = espaçamento entre os pratos (in).

Apêndice VII – Cálculo do Custo das Utilidades

Sabendo que:

- Carga do Refervedor: $Q_R = 60250 \text{ W}$;
- Carga do Condensador: $Q_C = 35055,56 \text{ W}$;
- Utilidade usada pelo Refervedor para aquecer o Fluido: Vapor;
- Utilidade usada pelo Condensador para aquecer o Fluido: Água;
- Calor Latente de Condensação do Vapor: $C_L = 0,48 \text{ kWh/kg}$;
- Calor Específico da água: $C_p = 0,0016 \text{ kWh/kg } ^\circ\text{C}$;
- Variação de Temperatura da Água durante o Resfriamento do Fluido: $30 - 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ (máx);
- Variação de Temperatura do Vapor durante o Aquecimento do Fluido: $100(\text{vap.}) - 100 \text{ } ^\circ\text{C}$ (líq.);
- Custo Unitário da Água: $C_A = 0,00005 \text{ dólares/kg}$;
- Custo Unitário do Vapor: $C_V = 0,0015 \text{ dólares/kg}$;

- Cálculo da Massa de Água:

$$Q_C = m_A * C_p * \Delta T$$

$$35055,56 = m_A * 1,6 * 20$$

$$m_A = 1095,5 \text{ kg/h}$$

- Cálculo da Massa de Vapor:

$$Q_R = m_V * C_L$$

$$60250 = m_V * 480$$

$$m_V = 125,5 \text{ kg/h}$$

- Cálculo do Custo de Utilidades:

$$C_{util} = 8500 * (m_A C_A + m_V C_V)$$

$$C_{util} = 8500 * (1095,5 * 0,00005 + 125,5 * 0,0015)$$

$$C_{util} = 8500 * (1095,5 * 0,00005 + 125,5 * 0,0015)$$

$$C_{util} = 2.065,7 \text{ dólares} = 4.957,68 \text{ reais}$$

Referências Bibliográficas

1. Caldas, J. N., Lacerda, A. I., Veloso, E., Paschol, I. C. M. – Internos de Torres: Pratos e Recheios. Ed. UERJ, 2003.
2. Kister, H. Z. – Distillation Design. McGraw-Hill, 1990.
3. Kister, H. Z. – Distillation Operation. McGraw-Hill, 1990
4. Perlingeiro, C. A. G. – Engenharia de Processos: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos. Ed. Edgard Blucher, 2005.
5. Smith, B. D. – Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw-Hill, 1963.
6. Página Oficial da Unicamp. Disponível em: <http://www.cepetro.unicamp.br/petroleo>
7. Página Oficial da PETROBRAS. Disponível em: <http://www.petrobras.com.br>
8. Página Oficial da Centralube. Disponível em: <http://centralube.com.br>
9. <http://www.lubrificantes.net>
10. <http://www.dq.fct.unl.pt/alunos/equimica>
11. <http://www.brasilecola.com>