

UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ - UFC
CENTRO DE TECNOLOGIA
CURSO: ENGENHARIA QUÍMICA



PROJETO DE UMA UNIDADE DE FRACIONAMENTO ATMOSFÉRICO DE PETRÓLEO UTILIZANDO HYSYS.

Lucas Barros Rocha
0267973

Fortaleza
Junho – 2009

LUCAS BARROS ROCHA

**PROJETO DE UMA UNIDADE DE FRACIONAMENTO
ATMOSFÉRICO DE PETRÓLEO UTILIZANDO HYSYS.**

Monografia apresentada
como exigência parcial para
obtenção do grau em
bacharel em Engenharia
Química, sob orientação do
professor Hosiberto Batista
Sant'Ana e Giovanilton
Ferreira da Silva.

Fortaleza – Ceará
2009

BANCA EXAMINADORA

Hosiberto Batista da Sant'Ana

Hosiberto Batista Sant'Ana

Samuel Jorge Marques Cartaxo

Samuel Jorge Marques Cartaxo

Giovanilton Ferreira da Silva

Giovanilton Ferreira da Silva

Aprovada em 29/06/2009

AGRADECIMENTOS

Primeiramente a Deus.

Aos meus pais, Luciano e Norma, que sempre me apoiaram, sempre incentivando a continuar, a sempre alcançar os meus objetivos, e que fazem parte da minha vida;

A minha namorada, Priscila, pelo incondicional apoio emocional, e a compreensão pela distância;

Ao meu orientador professor Hosiberto Batista de Sant'Ana, pela sua orientação durante a vida acadêmica, e pela sua disposição de sempre ajudar quando necessário;

Ao engenheiro Giovanilton Ferreira da Silva, pela sua atenção, busca de objetivos para o trabalho, a sempre disposição de explicar o que às vezes não estava tão claro, e a importância do projeto que foi proposto a ser realizado;

Ao apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo – ANP, e da Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP, por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás PRH-31.

E finalizando, a todos os meus amigos, em especial ao Diego, Edvar e Jocélia, que contribuíram direta ou indiretamente, para que esse projeto se tornasse realidade.

RESUMO

Este trabalho apresenta o estudo sobre a implementação de uma planta de destilação atmosférica no simulador HYSYS, com o objetivo do aprendizado do dimensionamento de vários equipamentos da indústria do petróleo. A destilação é um processo que, se baseia na diferença dos pontos de ebulição de uma mistura de componentes. Trata-se de uma operação de transferência de calor e massa. Este processo para fins didáticos pode ser dividido em três seções: Dessalinização, Torre *Flash* e a Destilação atmosférica, mas existem outros equipamentos, tais como: Bomba, Trocador de calor, Caldeira e Torre de Resfriamento. O petróleo foi caracterizado no próprio software, esse de acordo com os dados de entrada gera um conjunto de componentes hipotéticos e faz os cortes de acordo com as faixas de temperatura. Com isso, foi feito o fluxograma no software e dimensionado todos os equipamentos. A seguir, foram feitos fluxogramas de processo, engenharia e utilidades para melhor entendimento do processo e das correntes. Por fim, fez-se uma análise de custo, onde foram calculados os preços dos equipamentos, e através de fatores encontradas na literatura foi calculado o preço do capital total para construção da planta, sendo aproximadamente R\$85.000.000,00.

Palavras-chave: Destilação. Hysys. Dimensionamento.

ABSTRACT

This work presents a study on the implementation of an atmospheric distillation plant in simulator HYSYS, with the objective of learning the sizing of various equipments for the petroleum industry. Distillation is a process that is based on the difference of the boiling point of a mixture of components. This is an operation of heat and mass transfer. The process for teaching can be divided into three sections: Desalination, Flash tower and atmospheric distillation, but there are other equipments, such as: pump, exchanger heat, boiler and cooling tower. The oil was characterized in the software that according to the input data generates a set of hypothetical components and makes the cuts according to temperature ranges. Therefore, the flowchart was done in software and sized all equipment. Then made the process, engineering and utilities flowchart to better understanding of the process and the streams. Finally, been a cost which were calculated the price of equipment, and with factors found in the literature was calculated the price of total capital for construction of the plant, with approximately R\$85.000.000, 00.

Keywords: Distillation. Hysys. Sizing.

LISTA DE FIGURAS

- Figura 1. Esquema simplificado de destilação em dois estágios para obtenção de combustíveis.
- Figura 2. Exemplo de uma curva de destilação.
- Figura 3. Exemplo de corte e rendimento em querosene da destilação simples de dois diferentes óleos cru.
- Figura 4. Curva PEV para um petróleo brasileiro.
- Figura 5. Diagramas Txy a 1 atm. (a) tetra-hidrofurano(1)/tetracloreto de carbono(2) ; (b) clorofórmio(1)/tetra-hidrofurano(2); (c) furano(1)/tetracloreto de carbono(2); (d) etanol(1)/tolueno(2).
- Figura 6. Planta para destilação Flash.
- Figura 7. Coluna de destilação.
- Figura 8. Curva característica de uma bomba e efeitos da modificação de velocidade de rotação sobre as características de uma bomba.
- Figura 9. Esquema de um trocador de calor casco e tubos.
- Figura 10. Típico tipo de prato (perfurado).
- Figura 11. Janela para iniciar uma simulação.
- Figura 12. Janela inicial.
- Figura 13. *Oil Characterization*.
- Figura 14. Dados para caracterização.
- Figura 15. Métodos de inter-conversão de curvas de destilação e extrapolação de dados.
- Figura 16. Componentes hipotéticos e suas respectivas propriedades.
- Figura 17. Tela que mostra onde utilizar a ferramenta *Cut Ranges*.
- Figura 18. Curva de destilação gerada pelo software.
- Figura 19. Composição volumétrica de cada fração de petróleo.
- Figura 20. Tabela para inserir dados de entrada da corrente de massa.
- Figura 21. Tela para entrada de dados do equipamento.
- Figura 22. Tela para colocar a pressão de operação da torre.
- Figura 23. Entrada de dados da temperatura da torre.
- Figura 24. Tela que mostra a torre depois de rodar a simulação.
- Figura 25. Tela para escolha do recheio da torre.
- Figura 26. Tipo de recheio e suas variáveis.

Figura 27. Comparação da curva PEV obtida do software com a curva dos dados de entrada.

Figura 28. Composição volumétrica das frações de petróleo.

Figura 29. Curvas de destilação por diferentes métodos.

Figura 30. Fluxograma do processo implementado no simulador HYSYS.

Figura 31. Coluna de destilação com os trocadores e as torres de *stripping*.

Figura 32. Produção acumulada da coluna atmosférica.

Figura 33. Separador gás-líquido vertical.

Figura 34. Velocidade de inundação.

Figura 35. Correlação ponto de exsudação.

Figura 36. Relação entre área *downcomer* e comprimento da represa.

Figura 37. *Downcomer*.

Figura 38. Correlação gráfica de *Gilliland*.

Figura 39. Diagrama de resfriamento. Modelo 40 até 155 - Série SG Standard. Alpina S.A., Indústria e comércio.

LISTA DE TABELAS

- Tabela 1. Frações típicas do petróleo.
- Tabela 2. Análise elementar do óleo cru típico. (% em peso)
- Tabela 3. Capacidade de processamento por refinaria no Brasil.
- Tabela 4. Composição volumétrica e temperatura de ebulição média das frações.
- Tabela 5. Composição volumétrica das substancias leves.
- Tabela 6. Parâmetros de 01 - Trocador de Calor (SIMPLE HEATER 1).
- Tabela 7. Parâmetros de 02 - Trocador de Calor (HEAT Exchanger).
- Tabela 8. Parâmetros de 03- Trocador de Calor (Simple Heater 2).
- Tabela 9. Parâmetros de 04- Trocador de Calor (furnace).
- Tabela 10. Parâmetros de 06- Trocador de Calor (Kerosene PA cooler).
- Tabela 11. Parâmetros de 07- Trocador de Calor (diesel PA-cooler).
- Tabela 12. Parâmetros de 08- Trocador de Calor (AGO PA-cooler).
- Tabela 13. Parâmetros de 12- Trocador de Calor (Condensador torre atmosférica).
- Tabela 14. Parâmetros de 12- Trocador de Calor (Refervedor torre atmosférica).
- Tabela 15. Relações econômicas para separadores horizontais.
- Tabela 16. Parâmetros de Separador Trifásico (dessalter).
- Tabela 17. Parâmetros de Separador Vertical (pré – flash).
- Tabela 18. Parâmetros da Coluna de destilação atmosférica.
- Tabela 19. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (óleo cru).
- Tabela 20. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (Naphta).
- Tabela 21. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (Kerosene).
- Tabela 22. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (diesel).
- Tabela 23. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (gásóleo pesado - AGO).
- Tabela 24. Parâmetros da Bomba – 1.
- Tabela 25. Parâmetros da Bomba – 2.
- Tabela 26. Parâmetros da Bomba – 3.
- Tabela 27. Parâmetros da Bomba – 4.
- Tabela 28. Valores das grandezas para o projeto da torre de resfriamento.
- Tabela 29. Material de construção dos equipamentos.
- Tabela 30. Fatores para estimar custos de equipamentos e construção de planta.
- Tabela 31. Custo dos equipamentos e custo total do capital fixo.
- Tabela 32. Identificação das correntes do fluxograma de engenharia.

Tabela 33. Lista de equipamentos.

Tabela 34. Lista de válvulas.

Tabela 35. Lista de instrumentos.

Tabela 36. Identificação das correntes do fluxograma de utilidades.

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS.....	i
RESUMO.....	ii
ABSTRACT.....	iii
LISTA DE FIGURAS.....	iv
LISTA DE TABELAS.....	vi
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. JUSTIFICATIVA.....	3
3. OBJETIVOS.....	4
3.1. Objetivo Geral.....	4
3.2. Objetivos Específicos.....	4
4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
4.1. Petróleo.....	5
4.1.1. Definição do petróleo.....	5
4.1.2. Classificação.....	5
4.1.3. Composição.....	5
4.1.4. Impurezas do Petróleo.....	7
4.1.4.1. Enxofre.....	7
4.1.4.2. Nitrogênio.....	7
4.1.4.3. Oxigênio.....	8
4.1.4.4. Metais Pesados.....	8
4.1.5. Produtos obtidos do refino do petróleo.....	8
4.2. Parâmetros de caracterização.....	9
4.2.1. Curvas de destilação.....	9
4.2.2. Frações (Cortes).....	10
4.2.3. Grau API.....	10
4.2.4. Curvas ASTM (<i>American Society for Testing and Materials</i>).....	11
4.2.5. Curvas PEV (Ponto de ebulição verdadeiro).....	12
4.2.6. Outras caracterizações.....	13
4.2.6.1. Quantidade de sais e areia.....	13

4.2.6.2. Viscosidade.....	13
4.2.6.3. Cor.....	13
4.2.6.4. Índice de correlação.....	14
4.2.6.5. Fator de caracterização de <i>Watson</i> (KUOP).....	14
4.2.6.6. Número de acidez total.....	14
4.3. Refino.....	14
4.4 Destilação.....	17
4.4.1. Definição.....	17
4.4.2. Conceitos de fundamentais.....	17
4.4.2.1. Volatilidade.....	17
4.4.2.2. Pressão de vapor.....	17
4.4.2.3 Ponto de bolha e orvalho.....	18
4.4.2.4 Pressão de vapor de uma mistura.....	18
4.4.2.5 Equilíbrio líquido-vapor.....	18
4.4.3. Tipos de destilação.....	22
4.4.3.1. Flash.....	22
4.4.3.2. Fracionada.....	23
4.4.4. Equipamentos da unidade de destilação.....	24
4.4.4.1. Dessalgadora (Separador trifásico).....	24
4.4.4.2. Torre Flash.....	24
4.4.4.3. Bombas.....	24
4.4.4.4. Trocador de calor.....	25
4.4.4.5. Coluna de destilação atmosférica.....	26
4.4.4.6. Equipamentos de utilidades.....	26
4.4.5. Tipos de coluna de destilação.....	27
4.4.5.1. Coluna com pratos.....	27
4.4.5.2. Coluna com recheio.....	27
4.5. Software utilizado – HYSYS.....	28
4.5.1. Entrar no <i>flowsheet</i>	28
4.5.2. Caracterização do petróleo no software.....	29
4.5.3. Exemplo da utilização do software.....	33

4.5.3. Algumas equações utilizadas pelo software.....	37
5. CARACTERIZAÇÃO DO PETRÓLEO NO HYSYS.....	39
6. DESCRIÇÃO DO PROCESSO.....	43
7. FLUXOGRAMAS.....	46
8. DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS.....	47
8.1. Trocador de calor.....	47
8.2. Separador Gás-Líquido.....	57
8.2.1. Dessalgadora (Separador Trifásico).....	59
8.2.2. Torre Flash (Separador vertical).....	60
8.3. Coluna de Destilação Atmosférica.....	61
8.3.1. Diâmetro e altura da coluna.....	61
8.3.2. Condições de operação.....	62
8.3.2.1. Alagamento da coluna (Flooding).....	62
8.3.2.2. Exsudação da coluna (Weeping).....	63
8.3.3. Área perfurada.....	64
8.3.4. Perda de pressão no prato.....	65
8.3.5. Design Downcomer.....	66
8.3.6. Método <i>Shortcut</i>	67
8.4. Tanques de armazenamento.....	79
8.5. Bombas.....	73
8.6. Caldeira.....	75
8.7. Torre de resfriamento.....	76
9. MATERIAL DOS EQUIPAMENTOS.....	78
10. CUSTOS DA PLANTA E EQUIPAMENTOS.....	80
11. CONCLUSÃO E TRABALHOS FUTUROS.....	83
ANEXOS.....	84
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	101

1. INTRODUÇÃO

Este trabalho tem como objetivo o projeto da unidade de fracionamento atmosférico de petróleo. No projeto, a parte mais importante está associada aos equipamentos. Entre os equipamentos que foram dimensionados, a coluna de destilação é a de maior importância, devido essa operação unitária ser responsável por uma grande quantia do custo operacional energético de uma planta. O dimensionamento da coluna avalia seus aspectos construtivos como altura, diâmetro, número de estágios, fluidodinâmica das fases, além de cálculos termodinâmicos (equilíbrio de líquido-vapor) e de transferência de massa.

Para o dimensionamento dos equipamentos é necessário o conhecimento de alguns parâmetros de caracterização do petróleo. A composição do petróleo pode variar de poço para poço e as suas características influenciam significativamente os produtos obtidos no processo de refino. Sendo assim, é de suma importância caracterizar o petróleo para que se possa conhecer suas características e assim destiná-lo de maneira adequada para o seu processamento. Entre as características, pode-se citar algumas como: densidade ($^{\circ}$ API), viscosidade, cor, curva de destilação, quantidade de sais e água (BSW), fator de caracterização de Watson (KUOP), temperatura inicial de aparecimento de cristais (TIAC), entre outros.

Depois de caracterizado, o petróleo está pronto para ser refinado. O refino do petróleo constitui-se de várias etapas operacionais, para obtenção de produtos determinados de acordo com o tipo de refinaria. No processo de refino, existem várias operações, entre elas estão: dessalinização (retirada de sais e água), o próprio fracionamento (coluna de destilação atmosférica e a vácuo), craqueamento catalítico (quebra de cadeias de hidrocarbonetos maiores em menores) e alguns tratamentos (hidrotratamento). Dentre os processos de refino, a destilação atmosférica foi o foco do trabalho. Para o melhor entendimento desta operação, alguns conceitos como volatilidade, pressão de vapor, ponto de bolha e orvalho e equilíbrio líquido-vapor, que seria a curva de pontos de bolha e orvalho para diferentes composições, são de muita importância o conhecimento.

Para facilitar o dimensionamento dos equipamentos foi utilizado o software HYSYS como ferramenta. Com o auxílio do software pode-se operar a planta em diversas condições, com o propósito de determinar condições de melhor desempenho desta operação. O petróleo

pode ser caracterizado no próprio simulador. Para isso basta o usuário entrar com alguns dados como temperatura de ebulição x volume de líquido, densidade x volume de líquido, quantidade de leves e viscosidade x volume de líquido. No presente trabalho foram introduzidos os dados de uma curva PEV (ponto de ebulição verdadeiro) no simulador. O software também gera um conjunto de componentes hipotéticos, com suas respectivas propriedades físico-químicas. Com maior número de informações o software retorna propriedades mais precisas. A partir da determinação dos produtos na coluna de destilação e suas respectivas temperaturas de corte, ele apresenta um gráfico de composição volumétrica dos produtos da destilação. A partir de correlações, o simulador transforma a curva PEV, em curvas do tipo ASTM (D-86, D-1186, D-2887).

O trabalho está organizado da seguinte maneira: no capítulo 4, apresenta a definição de petróleo e algumas características, alguns parâmetros de caracterização importantes, alguns processos existentes numa refinaria de petróleo, alguns conceitos fundamentais, equipamentos utilizados no processo de destilação e uma explicação de como utilizar o software (HYSYS). O capítulo 5 informa alguns dados utilizados para gerar a curva destilação e composição volumétrica de cada produto, ou seja, a caracterização do petróleo. No capítulo 6, descreveu-se o processo, informando algumas variáveis, e também mostrando a implementação do fluxograma no simulador. No capítulo 7, descreve alguns fluxogramas, como: processo, engenharia e utilidades. Estes fluxogramas serão mostrados nos anexos, com suas determinadas correntes. No capítulo 8, apresenta o *data-sheet* dos equipamentos dimensionados e algumas equações que foram utilizadas. No capítulo 9, explica algumas variáveis importantes na escolha de um material para construção dos equipamentos, informando qual material foi escolhido para cada tipo de equipamento. No capítulo 10, foi calculado o preço de cada equipamento, e com a ajuda de fatores encontrados na literatura, estimou-se o capital total para construção da planta. No capítulo 11, conclui-se o trabalho e sugeriu-se alguns trabalhos para o futuro.

2. JUSTIFICATIVA

O conhecimento de um simulador de processo é bastante importante para análise rigorosa de um processo complexo. O software usa os princípios de engenharia de processo, como, balanços de massa e energia, usa também modelos termodinâmicos (equações de estado, equações para coeficiente de atividade), o que facilita todos cálculos para o estudo da planta. Nele também está contido alguns métodos de dimensionamento, através de equações e gráficos, diante disso, utilizou-se o software como ferramenta para o dimensionamento de vários equipamentos da indústria do petróleo. No próprio simulador permite-se fazer a caracterização do petróleo ou *blending* de petróleos para estes se adequarem à refinaria. Com isso, tem-se um passo fundamental para se obter dados de custo e realizar os estudos de viabilidade econômica.

3. OBJETIVOS

3.1 Objetivo Geral

- Projeto de uma unidade de fracionamento atmosférico.

3.2. Objetivos Específicos

- Concepção geral do processo;
- Construção dos fluxogramas, tais como: processo, engenharia e utilidades;
- Implementar dados do óleo cru no simulador, ou seja, sua própria caracterização no software;
- Implementar este fluxograma no software HYSYS;
- Simular a planta no HYSYS;
- Dimensionar os equipamentos;
- Estimar o custo de cada equipamento;
- Estimar o capital total para construção da planta.

4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

4.1. Petróleo

4.1.1. Definição do petróleo

O petróleo (do latim *petroleum*, *petrus*, pedra e *oleum*, óleo), "óleo da pedra", no sentido de *óleo bruto*, é uma substância oleosa, inflamável, geralmente menos densa que a água, com cheiro característico e coloração que pode variar desde o incolor ou castanho claro até o preto, passando por verde e marrom (castanho).

A Sociedade Americana para Teste de Materiais (ASTM) define o petróleo cru, como “uma mistura que ocorre naturalmente, consistindo predominantemente de hidrocarbonetos, hidrocarbonetos derivados de enxofre, nitrogênio e oxigênio que é removido da Terra em estado líquido, ou é capaz de ser removido como tal”.

O petróleo é um recurso natural abundante, mas sua pesquisa envolve elevados custos e complexidade de estudos. É também atualmente a principal fonte de energia, 37,3% (Ministério Minas e Energia, Exercício 2008 - Abril 2009).

4.1.2. Classificação

O fato das propriedades do óleo cru variar muito fez com que sua classificação fosse muito difícil. Óleos obtidos de diferentes lugares, no mesmo tempo, podem apresentar variações consideráveis em suas propriedades.

Na classificação, mais geralmente aceita, de petróleos crus, há três divisões: base parafínica, base mista e base asfáltica. Essa classificação é baseada primariamente, nas quantidades relativas de graxas parafínicas e asfalto, no óleo cru. Os petróleos parafínicos, como os da Pensilvânia, contêm grandes quantidades de graxas parafínicas e, praticamente nenhum asfalto; o petróleo de base mista contém tanto graxas de parafina como asfalto; e o petróleo de base asfáltica, contém asfalto, mas quase nenhuma parafina.

4.1.3. Composição

Quando a mistura contém uma maior porcentagem de moléculas pequenas, seu estado físico é gasoso e quando a mistura contém moléculas maiores seu estado físico é líquido, nas condições normais de temperatura e pressão. O petróleo é normalmente separado em frações de acordo com a faixa de ebulição dos compostos. A Tabela 1 mostra as frações típicas que são obtidas do petróleo.

Tabela 1. Frações típicas do petróleo.

Fração	Temperatura Ebulição (°C)	Composição	Usos
Gás residual	-	C ₁ -C ₂	Gás combustível
GLP	Até 40	C ₃ -C ₄	Gás combustível
Gasolina	40-175	C ₅ -C ₁₀	Combustível, solvente
Querosene	175-235	C ₁₁ -C ₁₂	Iluminação, combustível
Gasóleo leve	235-305	C ₁₃ -C ₁₇	Diesel, fornos
Gasóleo pesado	305-400	C ₁₈ -C ₂₅	Combustível, matéria-prima para lubrificantes
Lubrificantes	400-510	C ₂₆ -C ₃₈	Óleos lubrificantes
Resíduos	Acima de 510	C ₃₈₊	Asfalto, piche, impermeabilizantes

Fonte: (Thomas, 2001)

Os óleos de diferentes reservatórios de petróleo possuem características diferentes. Alguns são pretos, densos, viscosos, liberando pouco ou nenhum gás, enquanto que outros são castanhos ou bastante claros, com baixa viscosidade e densidade, liberando quantidade apreciável de gás. Entretanto, todos eles produzem análises elementares semelhantes à Tabela 2 (Thomas, 2001).

Tabela 2. Análise elementar do óleo cru típico. (% em peso)

Hidrogênio	11-14%
Carbono	83-87%
Enxofre	0,06-8%
Nitrogênio	0,11-1,7%

Oxigênio	0,1-2%
Metais	Até 0,3%

Fonte: (Thomas, 2001)

A alta porcentagem de carbono e hidrogênio existente no petróleo mostra que seus principais constituintes são os hidrocarbonetos. Os outros constituintes aparecem sob a forma de compostos orgânicos que contêm outros elementos, sendo os mais comuns o nitrogênio, o enxofre e o oxigênio. Metais também podem ocorrer como sais de ácidos inorgânicos (Thomas, 2001).

4.1.4. Impurezas do Petróleo

4.1.4.1. Enxofre

A porcentagem em peso de enxofre pode variar de 0,1% a 8% para óleos pesados nos EUA. A gasolina e destilados contêm mercaptanas, sulfetos e dissulfetos, todos estes alifáticos e aromáticos (Claro, 2005).

Os compostos saturados encontrados são do tipo H_2S , RSH , RSR , $RSSR$ e enxofre elementar, sendo que os dois primeiros são os predominantes. Como principais problemas, geram corrosão acentuada, poluição, e instabilidade dos combustíveis gerados a partir do petróleo (Claro, 2005).

4.1.4.2. Nitrogênio

Os compostos de nitrogênio mais encontrados são piridínicos e pirrolínicos, podendo causar escurecimento do produto final, quando oxidados junto com o derivado e envenenamento de catalisadores.

Praticamente, todo petróleo contém nitrogênio combinado, mas normalmente em pequena quantidade, 0,1% ou menos. Certos óleos crus, entretanto contêm 1% ou mais de nitrogênio.

A maioria dos compostos de nitrogênio são poluidores, mas, aparentemente, não têm efeito nocivo no desempenho dos produtos finais e, portanto precisam ser removidos ou

diminuídos. Entretanto, alguns deles possuem um odor desagradável e uma cor avermelhada (Claro,2005).

4.1.4.3. Oxigênio

Os compostos de oxigênio são quase tão abundantes quanto compostos de enxofre. As moléculas mais abundantes são os ácidos naftênicos. O anel naftênico é usualmente de 5 carbonos. Em alguns crus do Mar Negro, a quantidade de ácidos naftênicos, nas frações mais pesadas, é de cerca de 3%. Fenóis e ácidos graxos também são encontrados, mas em quantidades menores do que as de ácidos naftênicos. Estes compostos podem acarretar uma corrosão mais acentuada, devido ao seu caráter ácido (Claro, 2005).

4.1.4.4. Metais Pesados

Os Metais são também encontrados na maioria dos petróleos em concentrações que variam de ultratraços até mg/kg. Basicamente, os metais apresentam-se sob duas formas: como compostos organometálicos e sais inorgânicos dissolvidos na água emulsionada ao petróleo. Uns dos principais problemas são envenenamento de catalisadores e a estabilidade dos produtos gerados (Claro, 2005).

4.1.5. Produtos obtidos do refino do petróleo

Uma grande variedade de produtos é obtida a partir do petróleo. A planta de destilação é projetada de acordo com que produto quer-se obter.

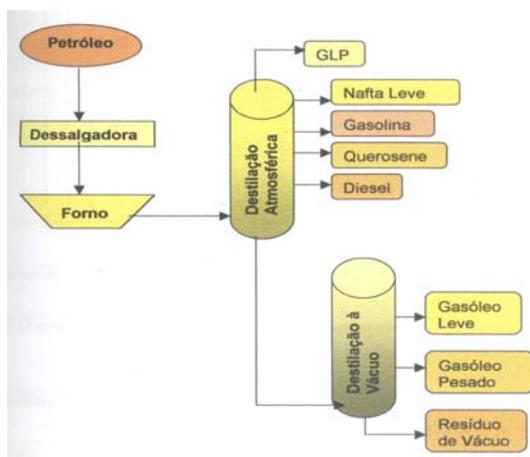


Figura 1. Esquema simplificado de destilação em dois estágios pra obtenção de combustíveis.
Fonte: (Claro, 2005)

Na Figura 1, encontra-se um esquema de destilação. Depois do refino podem-se obter inúmeros produtos, tais como: gás de petróleo, nafta, gasolina, querosene, gasóleo ou diesel destilado, óleo lubrificante, petróleo pesado ou óleo combustível e resíduo.

4.2. Parâmetros de caracterização

O petróleo tem composição variada dependendo da região e as suas características influenciam os produtos obtidos no final do processo de refino. Então, é muito importante caracterizar o petróleo para que se possa conhecer suas características e assim processá-lo de maneira certa. Abaixo, tem-se alguns parâmetros de caracterização mais utilizados.

4.2.1. Curvas de destilação

Cada petróleo tem sua curva de destilação. Normalmente, quanto maior for o seu teor de carbono, maior será sua temperatura de ebulição, ou seja, compostos hidrocarbonetos maiores, ou de maior peso molecular, tem maior temperatura de ebulição. A diferença de volatilidade é a base fundamental para sua separação.

Na Figura 2, mostra uma curva de destilação de um petróleo, onde o gráfico permite analisar as faixas de temperatura de corte e o percentual volumétrico de cada produto que se consegue obter.

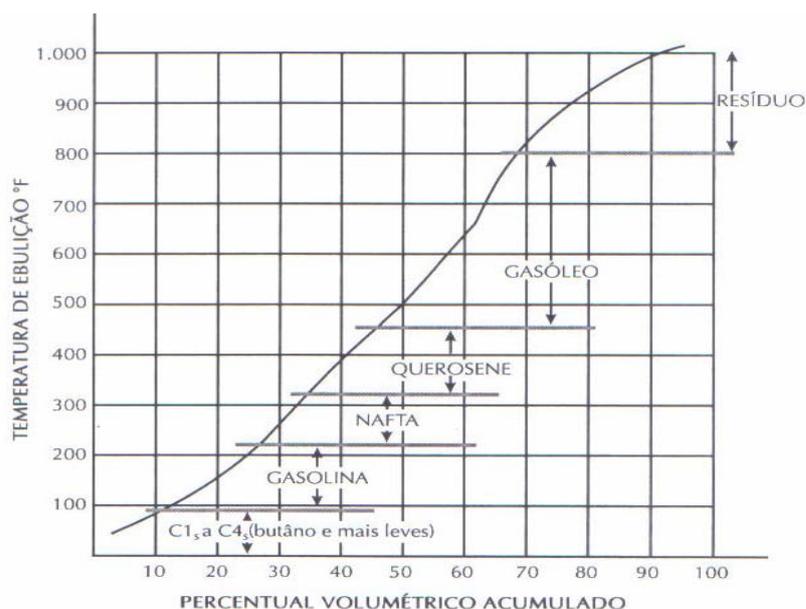


Figura 2. Exemplo de uma curva de destilação.

Fonte: (Sklo, 2005)

Essa curva é obtida através de métodos já consolidados (ASTM). São utilizados aparatos, como coluna de destilação, aquecendo-se misturas de petróleo, e retirando estas amostras vaporizadas, depois condensado-as e medindo seus volumes, e assim medindo sua temperatura de ebulição. Estas colunas podem ter refluxos ou não, dependendo do método utilizado.

4.2.2. Frações (Cortes)

Frações ou cortes na curva de destilação são os tipos de hidrocarbonetos onde sua temperatura de ebulição está dentro da faixa de temperatura. Se destilar dois petróleos diferentes, na mesma refinaria, não mudará as temperaturas de corte, mas sim a concentração de produto em cada faixa. Mostrou-se na Tabela 1, as frações de petróleo e suas respectivas temperaturas de corte.

Na figura abaixo, verifica-se a especificação do querosene é sempre a mesma, sendo entres as temperaturas de corte de 315°F a 450°F. Mas, a destilação simples de um petróleo leve fornece 18% de querosene, já num petróleo pesado obtém apenas 16% (Sklo, 2005).

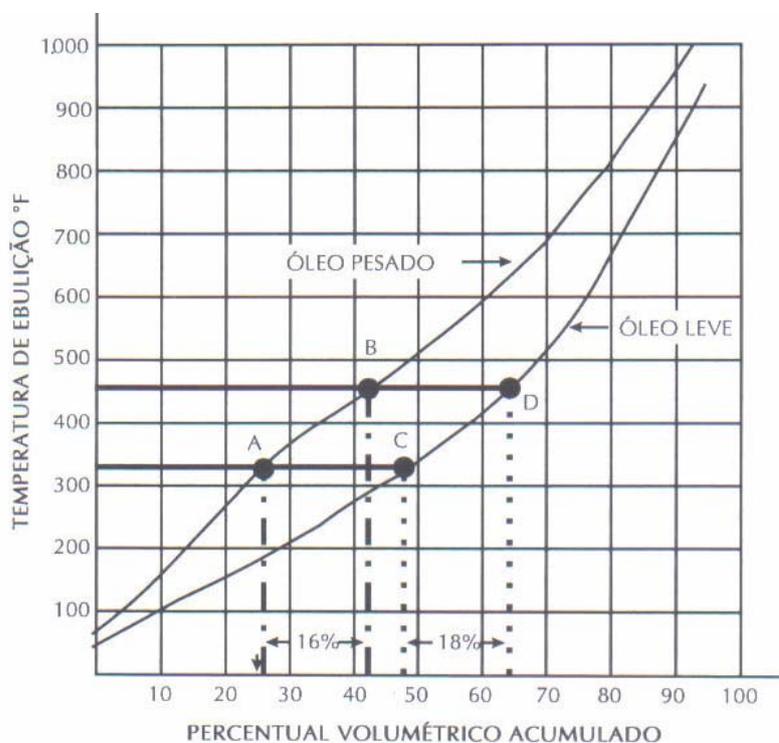


Figura 3. Exemplo de corte e rendimento em querosene da destilação simples de dois diferentes óleos cru. Fonte: (Sklo, 2005)

4.2.3. Grau API

O Grau API é uma escala hidrométrica idealizada pelo *American Petroleum Institute* - API, juntamente com a *National Bureau of Standards* e utilizada para medir a densidade relativa do petróleo. Quanto maior for a densidade do petróleo, menor será seu grau API, ou mais pesado será o petróleo. É obtido pela fórmula abaixo:

$$API = \left(\frac{141,5}{d_{60}} \right) - 131,5$$

Onde: d_{60} é a densidade relativa a 60°F, em relação a densidade da água a 60°F.

A classificação do *American Petroleum Institute* – API, que classifica os óleos de acordo com a sua densidade volumétrica ou com seu grau API, da seguinte forma:

- Petróleos leves: densidade inferior a 870kg/m³ ou API superior a 31,1.
- Petróleos médios: densidade entre 920 kg/m³ a 870kg/m³ ou API entre 22,3 a 31,1.
- Petróleos pesados: densidade entre 1000 kg/m³ a 920kg/m³ ou API entre 10 a 22,3.
- Petróleos extrapesados: densidade superior a 1000kg/m³ ou API inferior a 10.

4.2.4. Curvas ASTM (*American Society for Testing and Materials*)

São métodos utilizados para construção da curva de destilação. No método mais fácil, ASTM D-86, os vapores formados em decorrência do aquecimento do balão de destilação são continuamente removidos do aparelho e condensados, sem refluxos externos para a coluna. Ao decorrer do ensaio, registra-se progressivamente o volume de destilado e a temperatura correspondente. Ela tem como desvantagem não fornecer grande precisão nos resultados, em grande parte devido ao fracionamento pobre que é obtido.

Existem vários tipos de padronizações diferentes, conforme o produto e a pressão utilizados, tais como ASTM D-86, ASTM D-1160, ASTM D-2887. A principal diferença reside no aparato utilizado e as condições de operação.

Método ASTM D-86: Este método é utilizado para a destilação de gasolinas de motor, gasolinas de avião, naftas, querosenes, gasóleo, óleos combustíveis destilados, e similares de produtos petrolíferos. É realizado na pressão atmosférica. Um termômetro é usado exposto, e temperaturas são relatadas sem correções. Destilações ASTM D-86 são plotadas em porcentagem de volume (Perry, 1963).

Método ASTM D-1160: Este método é utilizado para os produtos petrolíferos pesados que possam ser parcial ou completamente vaporizado, a uma temperatura máxima líquida de 750°F em pressões absolutas abaixo a 1 mmHg e condensado na pressões de ensaio. É realizado entre a pressões 1 mmHg e 50 mmHg, absoluto. As temperaturas são medidas com um termopar. Destilações ASTM D-1160 são plotadas em porcentagem de volume (Perry, 1963).

Método ASTM D-2887: Destilação simulada (DS) de cromatografia em gás parece ser o mais simples, reprodutível, e consistente método para descrever o intervalo de ebulição de uma fração de hidrocarbonetos sem ambiguidades. Este método é aplicável a todas as frações petrolíferas com um ponto de ebulição final de 1000 °F ou menos, à pressão atmosférica. O método também é limitado a amostras que tem um ponto de ebulição inicial pelo menos de 100 °F. Destilações simuladas são plotadas em porcentagem de peso (Perry, 1963).

4.2.5. Curvas PEV (Ponto de ebulição verdadeiro)

Esta curva de destilação é levantada em uma coluna especial, dotada de um grande número de estágios ideais de equilíbrio e trabalhando com uma razão de refluxo elevada. Tem como objetivo se aproximar da condição que cada ponto da curva represente o ponto de ebulição de seus componentes na pressão da destilação. É necessário para isto operar com um volume razoável de amostra (por exemplo, cem litros), além de recolher o destilado em frações reduzidas de volume, para se estreitar a faixa dos componentes obtidos (Sklo, 2005).

Nessas curvas, as temperaturas medidas correspondem ao equilíbrio líquido-vapor, no momento da condensação. Usualmente, para construção da curva PEV, aquece-se a amostra a 10 mmHg (0,013 atm) até 300-350°C, medindo-se as temperaturas e recolhendo as frações. Os dados obtidos permitem o traçado das curvas PEV de cada petróleo, sendo as frações obtidas recolhidas separadamente, pesadas e submetidas à determinação da densidade (Sklo, 2005).

A Figura 4 mostra uma curva PEV para um petróleo brasileiro, sendo mostrada em porcentagem de massa e volume.

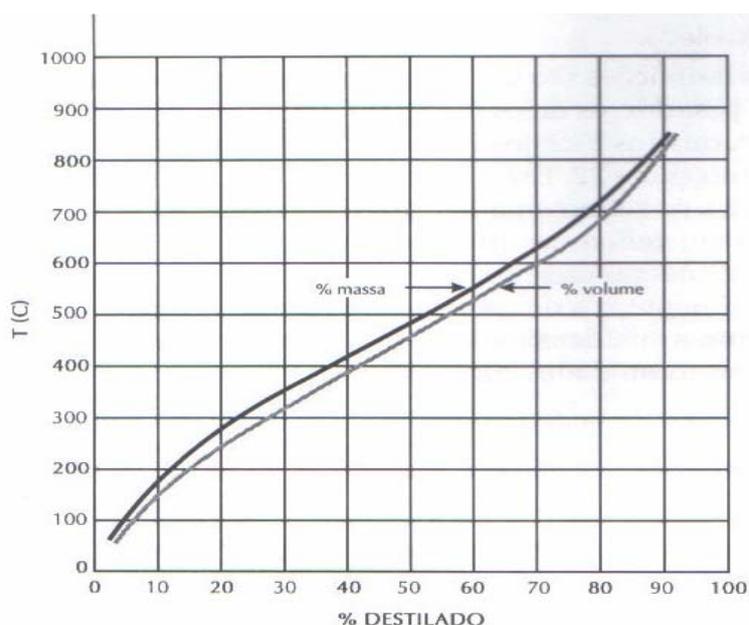


Figura 4. Curva PEV para um petróleo brasileiro.
Fonte: (Sklo, 2005)

A curva PEV obtém-se resultados com alta precisão e exatidão. Mas, é uma análise muito demorada, além de ser de alto custo e difícil execução, com isso sendo raramente realizada.

4.2.6. Outras caracterizações

4.2.6.1. Quantidade de sais e areia

Estes afetam o refino por que formam depósitos e provocam corrosão. Quantidade ótima de água e sedimentos abaixo de 1% (do volume de óleo).

4.2.6.2. Viscosidade

A viscosidade é a propriedade do fluido que significa a resistência ao escoamento. Por isso, quanto maior a viscosidade, menor será a velocidade em que o fluido se movimenta. Petróleo mais viscoso, mais energia gasta com seu arraste.

4.2.6.3. Cor

Não existe uma única cor e sim, uma variação entre o preto e marrom (existem realmente, alguns petróleos, com tons de azul). Isto depende da sua origem (Arábia, África, Rússia, Brasil).

4.2.6.4. Índice de correlação

É dada pela fórmula empírica:

$$IC = \left(\frac{4860 + 473,6 * d_{60} - 456,8}{K} \right)$$

Sendo K a temperatura absoluta correspondente ao ponto de ebulição médio da fração, e d_{60} a densidade relativa da fração a 60°F.

4.2.6.5. Fator de caracterização de Watson (KUOP)

É um fator definido por:

$$KUOP = \left(\frac{\sqrt[3]{T_B}}{d_{60}} \right)$$

Onde: T_B é o ponto de ebulição médio em graus Rankine e d_{60} a densidade 60°F.

Este fator é o grau de parafinidade, com altos valores correspondendo a alto grau de saturação. Esta correlação indica a natureza do óleo. Valores superiores a 12 indicam petróleo parafínico, e iguais e inferiores a 10 são predominantemente aromáticos. Petróleos naftênicos tem KUOP inferior a 11,8 (Sklo, 2005).

4.2.6.6. Número de acidez total

O controle da acidez total em produtos do petróleo é feito através da determinação do número de acidez total (TAN) e é padronizada pela norma ASTM D 664-04, onde mede a quantidade naftênica do petróleo. Este valor está alto quando estiver acima de 1.

4.3. Refino

O refino é constituído por uma série de operações de beneficiamento, às quais o petróleo bruto é submetido para a obtenção de produtos específicos. Refinar petróleo, portanto, é separar as frações desejadas, processá-las e industrializá-las em produtos vendáveis.

Em geral, 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 do petróleo mais uma parcela de diesel, além de frações de um produto pesado chamado de gasóleo, que pode ser destinado à produção de lubrificantes. Uma série de outras unidades de processo destina-se a transformar frações pesadas do petróleo em produtos mais leves (craqueamento) e ao tratamento de todas as frações destiladas, de forma a colocar os produtos nas especificações para o consumo.

O parque de refino do Brasil tem 13 refinarias. Na Tabela 3, elas estão listados com suas respectivas capacidade de processamento.

Tabela 3. Capacidade de processamento por refinaria no Brasil.

Refinarias	Capacidade de refino(m ³ /dia de operação)		
	2002	2003	Mil b/dia
Total	311800	319250	2008
IPIRANGA (RS)	2700	2700	17
LUBNOR (CE)	1000	1000	6,3
MANGUINHOS(RJ)	2200	2200	13,8
RECAP (SP)	8500	8500	53,5
REDUC (RJ)	38500	38500	242,2
REFAP (RS)	30000	30000	188,7
REGAP (MG)	24000	24000	151
REMAN (AM)	7300	7300	45,9
REPAR (PR)	30000	30000	188,7
REPLAN (SP)	56000	58000	364,8
REVAP (SP)	35900	40000	251,6
RLAM (BA)	48700	50050	314,8
RPBC (SP)	27000	27000	169,8

Fonte: ANP, 2004.

Numa unidade de refino podemos encontrar processos de quatro tipos, tais como:

- Separação
 - Destilação atmosférica
 - Destilação a vácuo
 - Estabilização de naftas
 - Dessasfaltação a propano
 - Desaromatização a furfural
 - Desparafinação a solvente
 - Desoleificação a solvente
 - Adsorção de N-parafinas

- Conversão
 - Viscorredução
 - Coqueamento retardado
 - Craqueamento catalítico
 - Hidrocraqueamento (severo e moderado)
 - Reformação catalítica
 - Isomerização catalítica
 - Alquilação catalítica
 - Polimerização catalítica

- Tratamento
 - Dessalgação eletrostática
 - Tratamento caústico
 - Tratamento Merox
 - Tratamento Bender
 - Tratamento DEA/MEA
 - Hidrotratamento

- Processos auxiliares
 - Geração de hidrogênio
 - Recuperação de enxofre
 - Utilidades

Dentre esses processos de refino, o nosso trabalho dará ênfase no processo de separação na unidade de destilação atmosférica.

4.4. Destilação

4.4.1. Definição

A destilação é o processo básico de separação do petróleo, que consiste na vaporização e posterior condensação dos componentes do óleo cru (hidrocarbonetos e impurezas) devido à ação de temperatura e pressão. O processo está baseado nas diferenças entre os pontos de ebulição dos diversos constituintes do petróleo. Trata-se de operação que envolve transferência de calor e massa.

4.4.2. Conceitos fundamentais

4.4.2.1. Volatilidade

Volatilidade é a facilidade de uma substância passar da fase líquida à fase vapor. As substâncias mais voláteis de uma mistura são aquelas que no estado puro tem a maior pressão de vapor (maior tendência de escapar do líquido).

4.4.2.2. Pressão de vapor

Pressão de vapor é a pressão exercida por um vapor quando este está em equilíbrio com o líquido. A pressão de vapor é uma medida da tendência de evaporação de um líquido. Quanto maior for a sua pressão de vapor, mais volátil será o líquido, e menor será sua temperatura de ebulição com relação a outro líquido com menor pressão de vapor.

A pressão de vapor aumenta com o aumento da temperatura. Pode ser correlacionada através da equação de Antoine:

$$\ln P_{\text{vapor}} = A - \frac{B}{T + C}$$

Os parâmetros A, B e C são tabelados para cada substância. Esta expressão é utilizada pelo software para o cálculo das pressões.

4.4.2.3 Ponto de bolha e orvalho

Ponto de Bolha é a temperatura de uma mistura a uma dada pressão, quando começa a ferver e surge a primeira bolha de gás na fase líquida. Quando a pressão é a atmosférica, o ponto de bolha da mistura é chamado de ponto de ebulição normal.

Ponto de Orvalho é a temperatura de uma mistura vaporizada a uma dada pressão, onde se condensa a primeira gota de líquido.

Esses pontos mudam de acordo com a composição da mistura formada, obtendo as curvas do ponto de bolha e ponto de orvalho. Essas curvas quando plotadas juntas formam o diagrama de equilíbrio líquido-vapor.

4.4.2.4 Pressão de vapor de uma mistura

A pressão de vapor não depende apenas dos componentes, mas também da sua composição. A pressão de vapor de uma mistura será a ponderação das pressões de vapor dos componentes puros. Cada componente dará uma contribuição na pressão de vapor da mistura, e esta será devida sua composição. Pode ser encontrada pela equação abaixo.

$$y_i * P = \sum_i x_i * P_i^{SAT}$$

4.4.2.5 Equilíbrio líquido-vapor

Para melhor entendimento do processo de destilação, precisa-se do conhecimento do equilíbrio líquido-vapor. Equilíbrio líquido-vapor é o fenômeno que ocorre com todo líquido quando mantido em sistema fechado. O líquido tende a entrar naturalmente em equilíbrio termodinâmico com o seu vapor. Esse equilíbrio termodinâmico está relacionado com o movimento relativo das moléculas em relação à película (interface) que divide a fase líquida e a fase vapor.

O equilíbrio líquido-vapor ocorre quando as taxas das moléculas que atravessam a interface em um sentido (do líquido ao vapor) e no outro (do vapor ao líquido) se igualam. O estudo do equilíbrio líquido-vapor é especialmente importante aos engenheiros químicos no processo de análise e projeto de equipamentos de destilação.

Para cada espécie i no equilíbrio líquido-vapor requer que as fugacidades no estado líquido seja igual ao no estado vapor ($f_i^v = f_i^l$).

Como, $f_i^v = y_i \cdot \phi_i \cdot P$ e $f_i^l = x_i \cdot \gamma_i \cdot P_i^{\text{sat}}$. Conseqüentemente, $y_i \cdot \phi_i \cdot P = x_i \cdot \gamma_i \cdot P_i^{\text{sat}}$, onde ϕ_i é o coeficiente de fugacidade e γ_i é o coeficiente de atividade. Obtem-se que:

$$y_i \cdot \phi_i \cdot P = x_i \cdot \gamma_i \cdot P_i^{\text{sat}}$$

O coeficiente de fugacidade em baixas e moderadas pressões é próximo de um, na maioria dos casos ele é omitido.

Quando é utilizado no equilíbrio líquido-vapor no qual o modelo de gás ideal se aplica a fase vapor e o modelo de solução ideal se aplica à fase líquida, uma expressão é obtida e chamada de *lei de Raoult*. Para soluções ideais, o coeficiente de atividade também é unitário.

$$y_i \cdot P = x_i \cdot P_i^{\text{sat}}$$

Quando para pressões baixas e moderadas a lei de Raoult não é realista, a equação é simplificada somente para modelo de gás ideal para a fase vapor. Daí, obtém a *lei de Raoult modificada*.

$$y_i \cdot P = x_i \cdot \gamma_i \cdot P_i^{\text{sat}}$$

O coeficiente de atividade é calculado por diversos modelos, entre eles podem-se destacar os seguintes: Equação de Margules de dois ou três parâmetros, equações de Van Laar, equações de Wilson, equação NRTL, equação UNIQUAC e modelo UNIFAC. Estas equações são usadas pelo software para o cálculo desse coeficiente. Estas equações são mostradas abaixo.

A equação para o método NRTL está descrita abaixo.

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} x_j G_{ji}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{ki}} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} * \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^n \tau_{jm} x_m G_{mj}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} \right)$$

Onde:

γ_i =coeficiente de atividade do componente i

$$G_{ij} = \exp[-\tau_{ij}\alpha_{ij}]$$

$$\tau_{ij} = (a_{ij} + b_{ij}T)/RT$$

x_i = fração molar do componente i

T= temperatura (K)

n= número total de componentes

a_{ij} = parâmetro de energia não dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol)

b_{ij} = parâmetro de energia dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol.K)

α_{ij} = NRTL constante para interação binária ($\alpha_{ij} = \alpha_{ji}$)

A equação para o método UNIQUAC é mostrada abaixo.

$$\ln \gamma_i = \ln \left(\frac{\phi_i}{x_i} \right) + 0,5 * Z * -q_i * \ln \left(\frac{\theta_i}{\phi_i} \right) + L_i - \left(\frac{\phi_i}{x_i} \right) * \sum_{j=1}^n L_j x_j + q_i * \left(1 - \ln \sum_{j=1}^n \theta_j \tau_{ji} \right) - q_i * \sum_{j=1}^n \left(\frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_{k=1}^n \theta_k \tau_{kj}} \right)$$

Onde:

γ_i =coeficiente de atividade do componente i

x_i = fração molar do componente i

T= temperatura (K)

n= número total de componentes

$$L_{ij} = 0,5Z(r_j - q_j) - r_j + 1$$

$$\theta = (q_i x_i) / (\sum q_j x_j)$$

$$\tau = \exp(-(a_{ij} + b_{ij}T)/RT)$$

$$\Phi = (r_i x_i) / (\sum r_j x_j)$$

Z=10 número coordenação

a_{ij} = parâmetro de energia não dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol)

b_{ij} = parâmetro de energia dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol.K)

q_i = parametro de área de Van der Waals - A_w

A_w = área de Van der Waals

r_i = parâmetro de volume Van der Waals - V_w

V_w = volume Van der Waals

A equação para cálculo usando método de Wilson é informada abaixo.

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln \sum_{j=1}^n x_j A_{ij} - \sum_{k=1}^n \left(\frac{x_k A_{ki}}{\sum_{j=1}^n x_j A_{kj}} \right)$$

Onde:

γ_i =coeficiente de atividade do componente i

$A_{ij}=(V_j/V_i)\exp((-a_{ij}+b_{ij}T)/RT)$

x_i = fração molar do componente i

T= temperatura (K)

n= número total de componentes

a_{ij} = parâmetro de energia não dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol)

b_{ij} = parâmetro de energia dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol.K)

V_i = volume molar do componente líquido puro em m³/kgmol.

O modelo para o cálculo do coeficiente de atividade utilizado no trabalho foi pelo método UNIQUAC. Foi escolhido este modelo devido os desenvolvimentos dos estudos de termodinâmica molecular do comportamento de soluções líquidas baseados no conceito de composição local. Esses são métodos com resultados mais satisfatórios.

Como exemplo, mostra-se o diagrama de Temperatura versus Composição para pressão constante, onde este é mais importante do que o a temperatura constante, por que a coluna de destilação atmosférica opera com a pressão constante ao longo da altura, variando a temperatura de prato a prato.

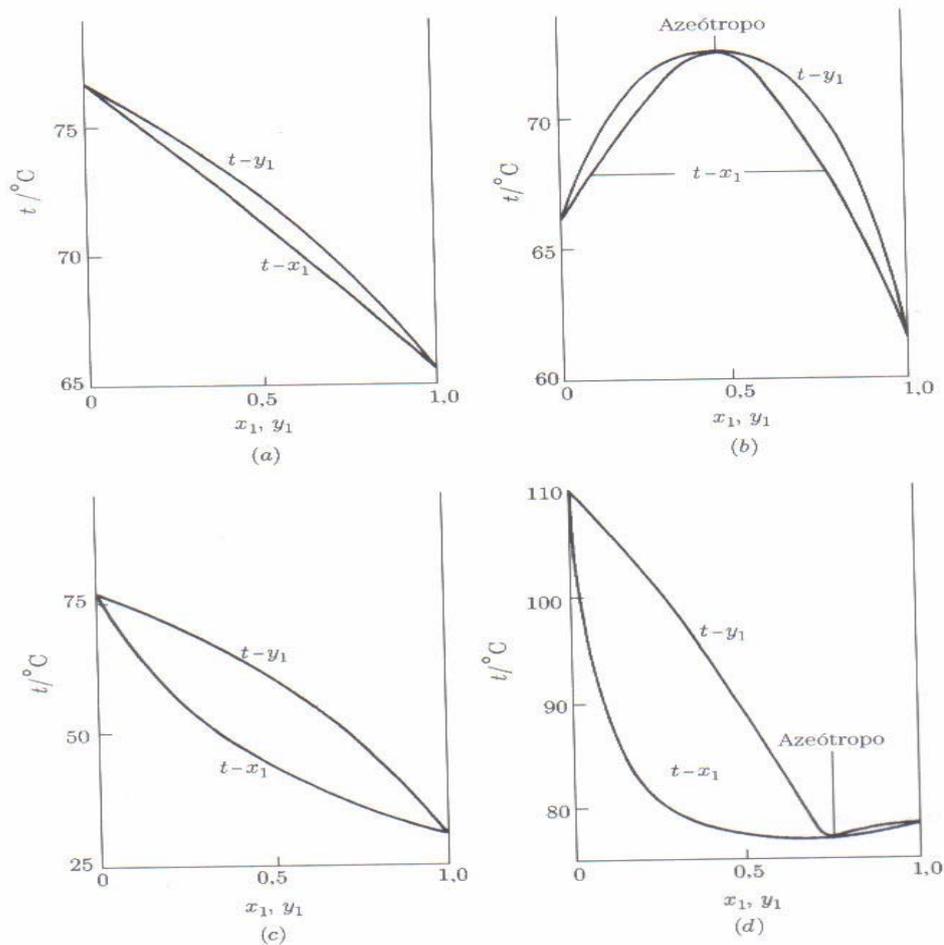


Figura 5. Diagramas Txy a 1 atm. (a) tetra-hidrofurano(1)/tetracloroeto de carbono(2) ; (b) clorofórmio(1)/tetra-hidrofurano(2); (c) furano(1)/tetracloroeto de carbono(2); (d) etanol(1)/tolueno(2).

Fonte: (Van Ness, 1996)

4.4.3. Tipos de destilação

4.4.3.1. Flash

É o tipo de destilação onde a carga é separada em dois produtos em um único estágio: um vapor e um líquido, que estão em equilíbrio termodinâmico. A Figura 6 mostra os elementos de uma coluna de destilação flash.

A alimentação entra em 'a', passa através do aquecedor 'b', e reduz-se a pressão na válvula 'c'. Uma mistura de vapor e líquido entra no separador 'd', que é o tempo suficiente para ser separado o fluxo de líquido ou vapor. Devido ao grande contato entre o líquido e o vapor antes de sua separação, os fluxos estão saindo ambos em equilíbrio. O vapor sai através da linha 'e' e o líquido através da linha 'g'.

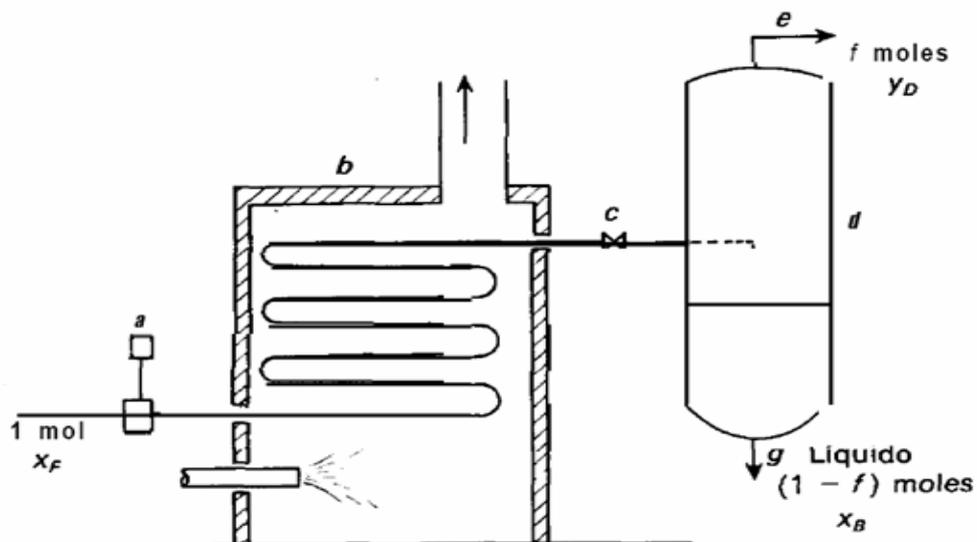


Figura 6. Planta para destilação Flash.
Fonte: (Mc Cabe, 1991)

4.4.3.2. Fracionada

A destilação fracionada é empregada quando a diferença entre os pontos de ebulição dos líquidos da mistura é menor. Na destilação fracionada existe uma coluna de fracionamento que cria várias regiões de equilíbrio líquido-vapor, enriquecendo a fração do componente mais volátil na mistura na fase de vapor.



Figura 7. Coluna de destilação.
Fonte: (Silvestre, 2005)

A alimentação é colocada na coluna de destilação, onde é aquecida, com isso surge um vapor quente. Ele sobe pela coluna, mas vai se resfriando ao longo dela e acaba por condensar-se. Com a condensação, forma-se um líquido, que escorre para baixo pela coluna, em direção à fonte de calor. Vapores sobem continuamente pela coluna e acabam por encontrar-se com o líquido. Parte desse líquido rouba o calor do vapor ascendente e torna a vaporizar-se. Há certa altura um pouco acima da condensação anterior, o vapor torna a condensar-se e escorrer para baixo. Este ciclo de vaporização e condensação ocorre repetidas vezes ao longo de todo o comprimento da coluna.

4.4.4. Equipamentos da unidade de destilação

4.4.4.1. Dessalgadora (Separador trifásico)

O óleo cru e os resíduos pesados possuem variadas quantidades de compostos inorgânicos, como sais solúveis, areia, sedimentos, óxido ferroso. O sal no óleo encontra-se dissolvido ou na forma de sólidos suspensos na água em emulsão com o óleo cru. Estas impurezas, especialmente os sais, causam incrustações e corrosão dos trocadores de calor. Esses também afetam o desempenho de catalisadores nas unidades de conversão da refinaria (Sklo, 2005).

A finalidade deste processo é remover alguns compostos organometálicos e sólidos suspensos. Isto é conseguido através da introdução de água no óleo para dissolução dos sais na água, depois essa água é retirada com o uso de desulfurantes ou através da aplicação de um potencial elétrico. Depois de aplicado esse potencial elétrico, as micelas ficam polarizadas, ficam com forma elípticas, com isso cria um dipolo induzido, ou seja, uma força de atração induzida entre as gotas, que pode provocar a coalescência.

4.4.4.2. Torre Flash

A torre flash é um vaso vertical, onde nesse equipamento acontece a chamada destilação flash. Neste equipamento, a carga é separada em um único estágio, separando-a em duas frações, uma líquida que sai no fundo, e outra vapor onde sai no topo. Esse tem a função da retirada dos gases mais leves.

4.4.4.3. Bombas

Estes são equipamentos auxiliares que servem para carrear líquidos através das tubulações, ou seja, aumentando sua pressão para vencer as perdas de cargas que existem no trajeto.

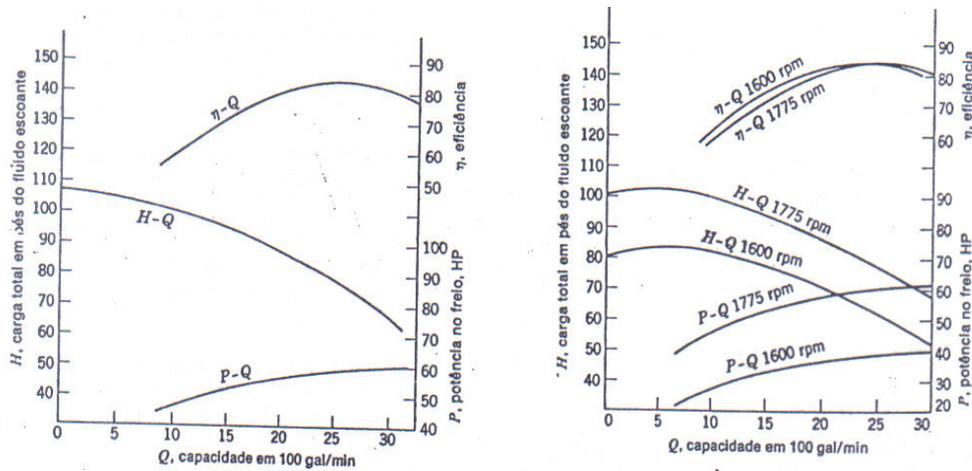


Figura 8. Curva característica de uma bomba e efeitos da modificação de velocidade de rotação sobre as características de uma bomba.

Fonte: (Foust, 1982)

A Figura 8 mostra curvas características de bombas. Outro aspecto importante em bombas é o caso da cavitação, que é quando a pressão fica abaixo da pressão de vapor do líquido e há ocorrência de vaporização, onde as bolhas formadas podem provocar a erosão do rotor.

4.4.4.4. Trocador de calor

Trocador de calor é o dispositivo usado para realizar o processo da troca térmica entre dois fluidos em diferentes temperaturas. Este processo é comum em muitas aplicações da Engenharia. Pode-se utilizá-los no aquecimento e resfriamento de ambientes, no condicionamento de ar, na produção de energia, na recuperação de calor e no processo químico.

Trocadores de carcaça e tubo são os mais usados para quaisquer capacidades e condições operacionais, tais como pressões e temperaturas altas, fluidos altamente corrosivos e viscosos, misturas de multicomponentes, etc. Estes são trocadores muito versáteis, feitos de uma variedade de materiais e tamanhos e são extensivamente usados em processos industriais.

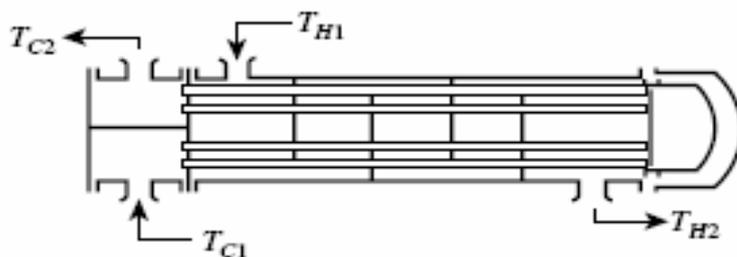


Figura 9. Esquema de um trocador de calor casco e tubos 1-2.
Fonte: (Smith, 2005)

4.4.4.5. Coluna de destilação atmosférica

Depois de dessalgado, o óleo é pré-aquecido numa bateria de trocadores de calor a cerca de 300-400°C(750°F). É enviado para a coluna de destilação vertical à pressão 1 atm, onde grande parte da carga se vaporiza e será fracionada em diferentes faixas, através de vários estágios. As frações leves se condensam e são retirados no topo da coluna e as frações pesadas, às vezes não se vaporizam e são obtidas no fundo da coluna, onde são levadas para coluna de destilação a vácuo.

Existem saídas laterais na coluna. Cada fração retirada é enviada a uma torre de stripping, com 4 a 10 estágios, em cujo se injeta vapor. Esta corrente ainda separa componentes mais leves daqueles mais pesados e ambos retornam a coluna em estágios acima (Sklo, 2005).

4.4.4.6. Equipamentos de utilidades

Nas plantas industriais muito se necessita de aquecimento de fluidos. No caso da planta deste trabalho, os trocadores de calor necessitam de energia para aumentar a temperatura das correntes de processo. Para isso é utilizado vapor superaquecido, onde para geração deste vapores são necessários caldeiras.

Da mesma forma que tem que aquecer correntes de processo, também tem a necessidade de esfriar essas. Na maioria das plantas industriais usa-se água de resfriamento. Então, depois dessa água passar pelo processo e carrear consigo essa energia transferida das correntes por onde passou, necessita-se de torres de resfriamento para diminuir a temperatura desta água para voltar ao processo novamente.

Então, caldeiras e torres de resfriamento são equipamentos de muito importância e bastante utilizados nos processos industriais.

4.4.5. Tipos de coluna de destilação

4.4.5.1. Coluna com pratos

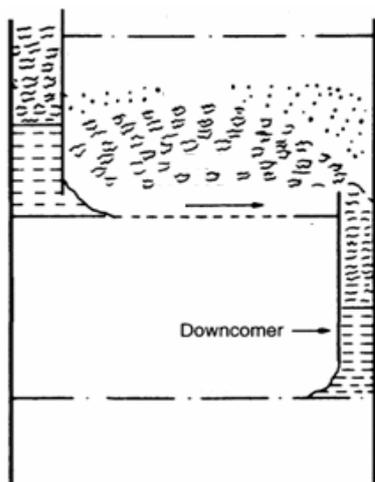


Figura 10. Típico tipo de prato (perfurado).
Fonte: (Towler, 2008)

Nas operações de destilação com coluna de pratos forma-se estágios de equilíbrio em cada prato. O vapor sai de um estágio enriquecido nos componentes mais voláteis e o líquido sai com menor quantidade de voláteis do que o líquido alimentado.

O fluxo de líquido é transferido de prato a prato através de canaletas que podem ser verticais chamadas *downcomer*. E o fluxo de vapor é através de buracos, e estes podem ser de três tipos principais: prato perfurado, bubble-cap e válvula.

4.4.5.2. Coluna com recheio

As colunas de recheio são mais utilizadas quando a coluna tem um diâmetro menor. O recheio fornece uma grande área superficial e tem baixa resistência ao fluxo de gases.

Muitos diversos tipos e formas de acondicionamento foram desenvolvidos para satisfazer esses requisitos. Estes podem ser aleatórios ou estruturados. Os principais tipos de

recheios aleatórios são: Anéis de *Rasching* e de *Pall*. Em geral, o maior tamanho de recheio que é adequado para o tamanho da coluna deve ser até 50 mm.

4.5. Software utilizado - HYSYS

O software Hysys tem a função de simular diversos processos químicos de acordo com a montagem do usuário. O programa permite montar e simular a planta nas condições desejadas, objetivando encontrar condições de operações com menor custo possível. O software Hysys pode simular no estado estacionário ou dinâmico. Como no presente trabalho, estuda-se destilação do petróleo seria difícil inserir todos as substâncias presentes nesse. Através da entrada de dados de volume de evaporado por temperatura, o Hysys cria um conjunto de componentes hipotéticos e suas respectivas propriedades. Apresentam-se abaixo algumas interfaces gráficas do software.

4.5.1. Entrar no flowsheet

Após entrar no software, selecione *File/New/Case* para começar uma nova simulação. Entrou no *Simulation Basis manager*, o usuário pode adicionar componentes em *Components* e escolher seu pacote termodinâmico em *Fluid Pkgs*.

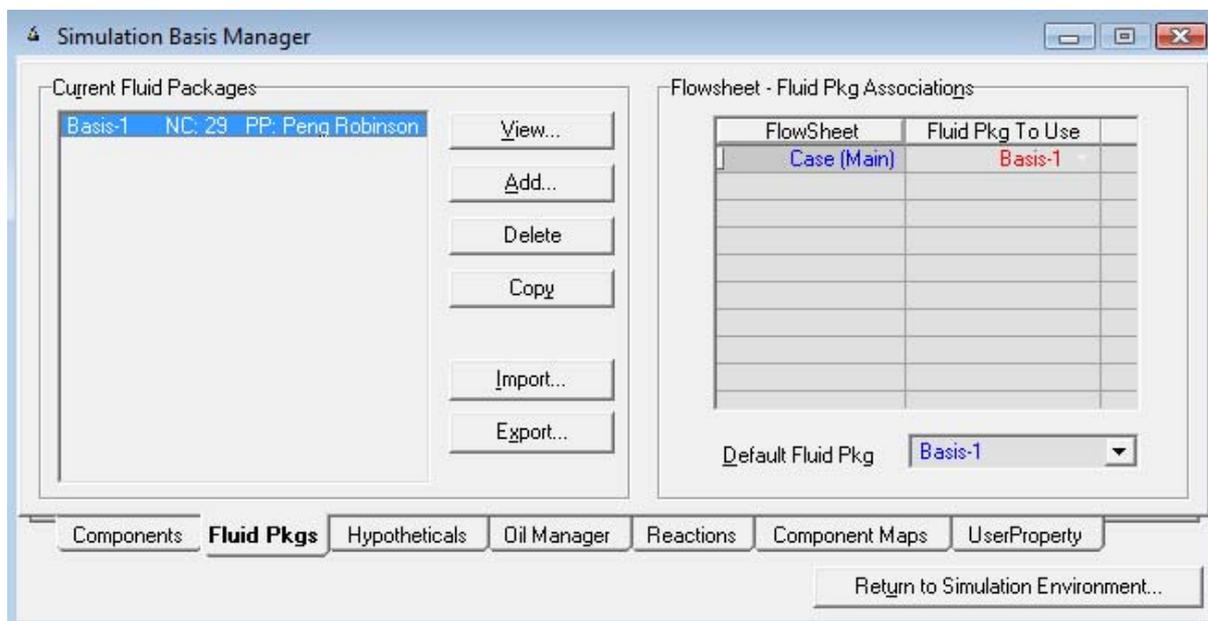


Figura 11. Janela para iniciar uma simulação.

Depois de escolher seus componentes e seu pacote termodinâmico, tem-se os dados necessários para começar uma simulação. O software tem uma variedade de pacotes termodinâmicos, sua escolha depende de que tipo e estado os componentes estão. Entre eles: Peng-Robinson, NRTL, UNIQUAC, SRK, etc.

Com isso, o usuário pode entrar no *flowsheet* do software, onde é mostrado na Figura abaixo, apenas clicando em *Enter Simulation Environment*.

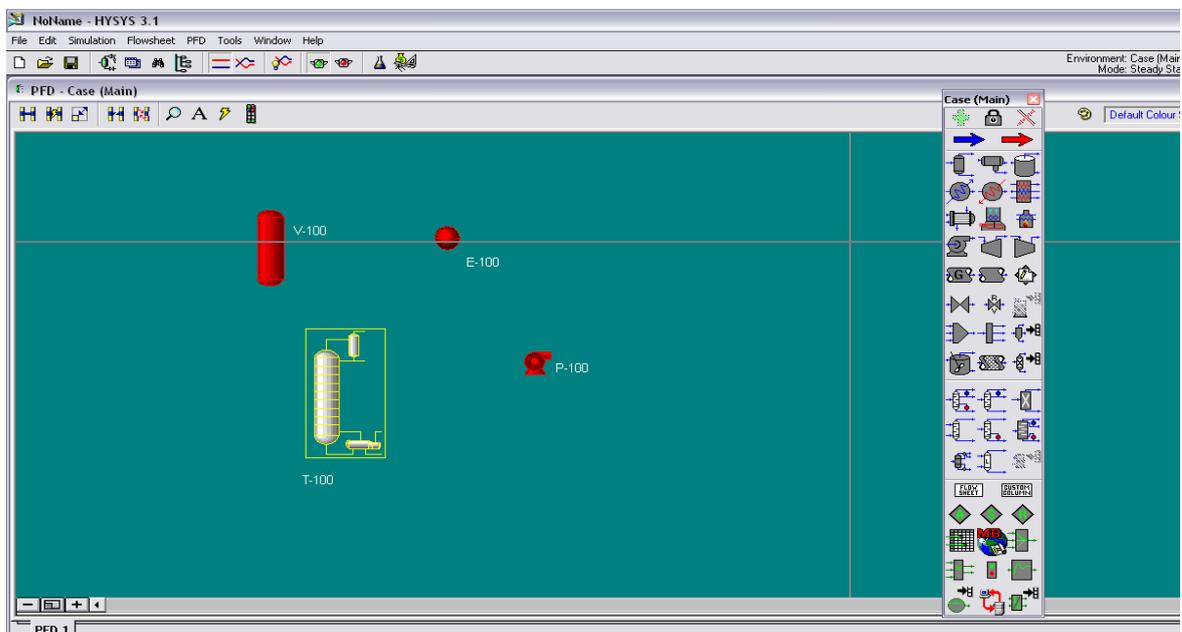


Figura 12. Janela inicial.

4.5.2. Caracterização do petróleo no software

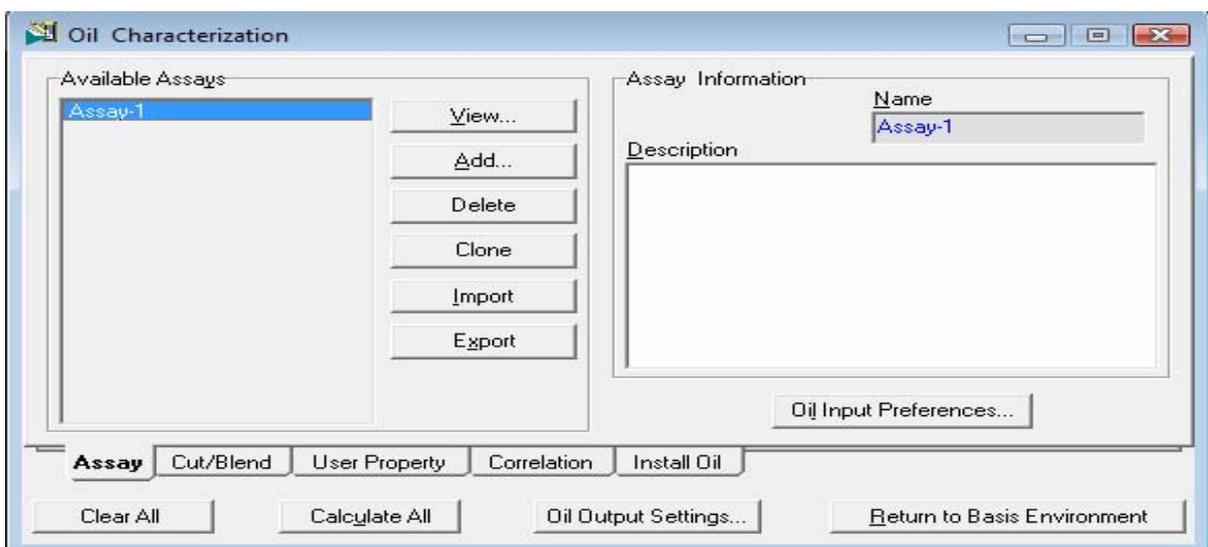


Figura 13. *Oil Characterization*.

Para começar a caracterização de petróleo no HYSYS, clique em *Oil Manager* quando estiver no *Simulation Basis Manager*, em seguida clique em *Oil Environment*. O usuário estará na tela *Oil Characterization*. Essa tela é mostrada na Figura 13.

Em seguida, o usuário clica em *Assay/Add*, onde poderá entrar com alguns dados de destilação.

Na Figura 14, na parte *Input data*, o usuário poderá definir os dados que ele irá entrar no software, tais como: composição de leves, dados de temperatura de ebulição x volume de líquido (qual tipo de curva, ou seja, qual método utilizado, TBP ou as curvas ASTM), viscosidade, densidade e peso molecular em cada temperatura de ebulição. Quanto maior o número de dados mais preciso serão seus resultados. Em *Calculations Defaults*, pode-se escolher quais métodos serão utilizados para extrapolação dos dados, estes são: Langrange, Probabilidade e Mínimos quadrados e escolher os métodos de inter-conversão entre as curvas de destilação. A tela onde mostra os métodos está na Figura 15.

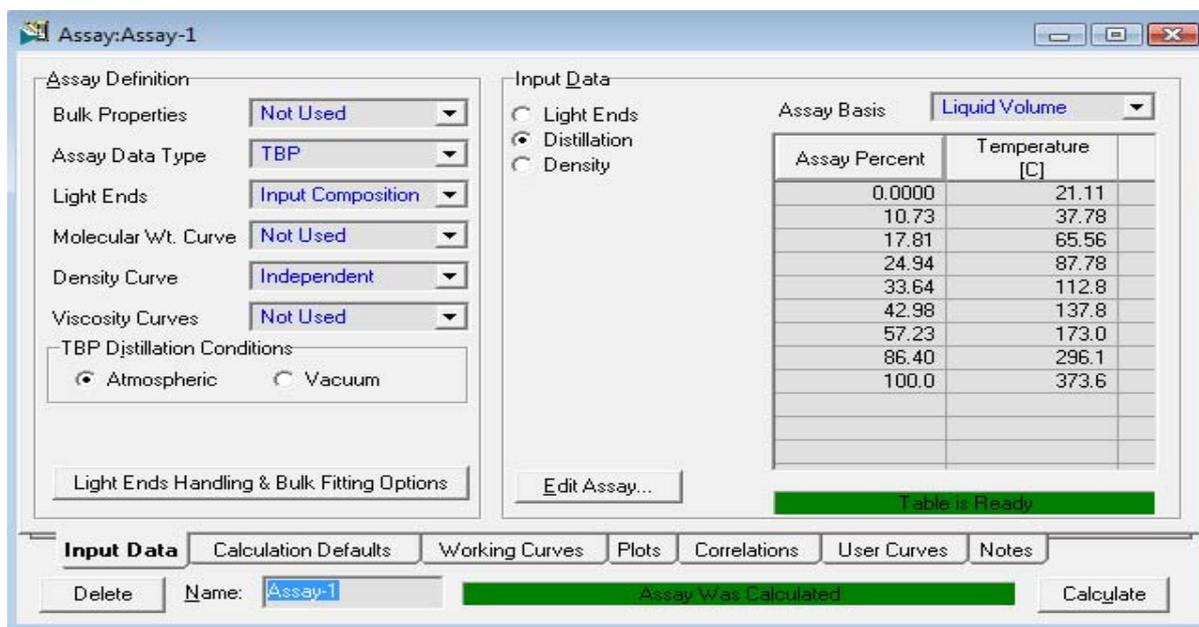


Figura 14. Dados para caracterização.

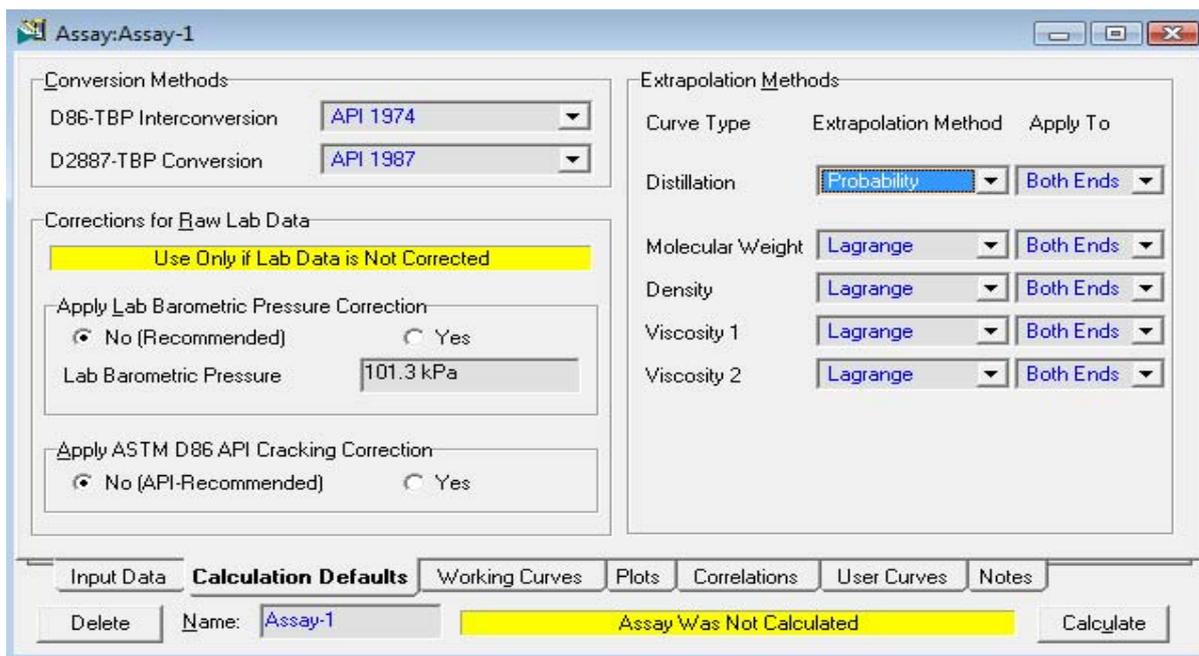


Figura 15. Métodos de inter-conversão de curvas de destilação e extrapolação de dados.

Depois o usuário volta em *Oil characterization/Cut/Blend/Add*. Em *Cut/Blend/Data*, o usuário pode adicionar um *Blend* de petróleo. O software gera uma certa quantidade de componentes hipotéticos com suas respectivas propriedades, isto pode ser visto em *Oil Characterization/Assay/Working Curves* e será mostrado na Figura 16. Na opção *Cut Option Selection*, utilizando *User Ranges*, pode-se determinar quantos componentes estarão em cada corte. Isto pode ser visto na Figura 17.

The screenshot shows the 'Assay: Assay-1' window with the 'Working Curves' tab active. The table displays the following data:

Point #	Moles	Cum. Moles	NBP [C]	Mole Wt	Mass Density [kg/m3]	Viscosity 1 [cP]	Viscosity 2 [cP]
0	0.00000	0.00000	21.11	66.08	613.6	0.176	0.102
1	0.01000	0.01000	21.89	66.40	619.1	0.180	0.104
2	0.01000	0.02000	23.44	66.99	624.6	0.185	0.107
3	0.01000	0.03000	24.99	67.55	630.1	0.190	0.110
4	0.01000	0.04000	26.55	68.08	635.6	0.196	0.113
5	0.01000	0.05000	28.10	68.59	640.8	0.202	0.116
6	0.01000	0.06000	29.65	68.75	655.1	0.216	0.124
7	0.01000	0.07000	31.21	68.78	670.5	0.235	0.133
8	0.01000	0.08000	32.76	68.80	686.2	0.255	0.142
9	0.01000	0.09000	34.31	68.83	701.3	0.276	0.152
10	0.01000	0.10000	35.16	68.85	709.3	0.288	0.158
11	0.02500	0.12500	39.70	68.92	731.3	0.346	0.184
12	0.02500	0.15000	49.28	72.67	743.2	0.351	0.191
13	0.02500	0.17500	59.41	76.81	754.3	0.324	0.186
14	0.02500	0.20000	68.72	80.88	761.8	0.331	0.197

At the bottom, the 'Working Curves' tab is active. The 'Name' field is 'Assay-1'. A green status bar indicates 'Assay Was Calculated'. The 'Calculate' button is visible.

Figura 16. Componentes hipotéticos e suas respectivas propriedades.

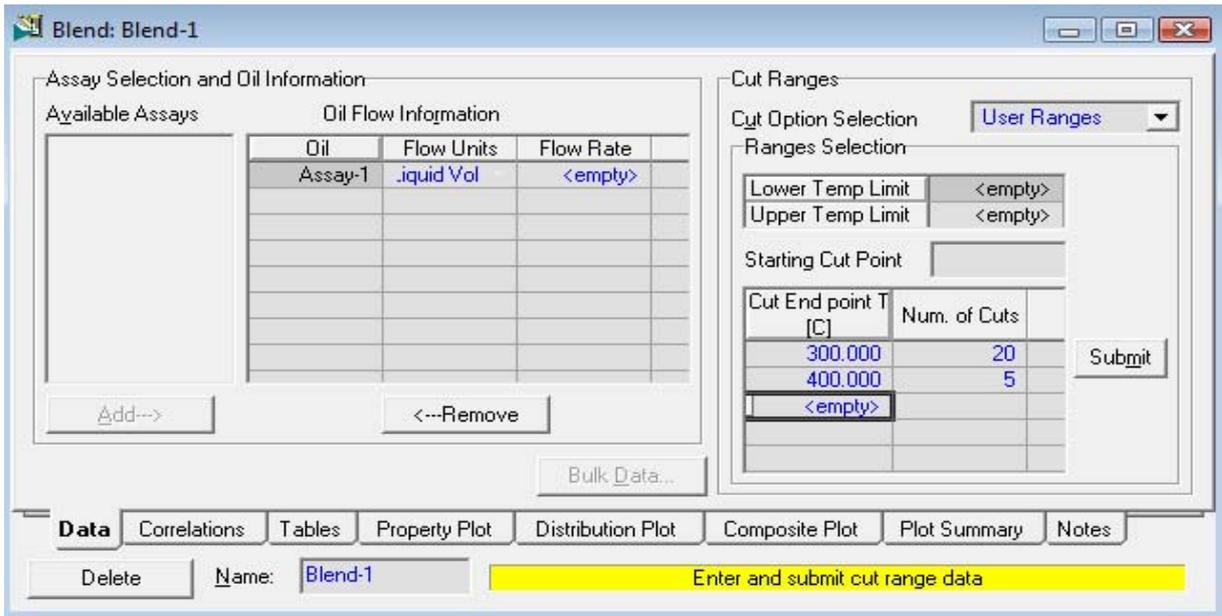


Figura 17. Tela que mostra onde utilizar a ferramenta *Cut Ranges*.

Em *Cut/Blend/Property Plot*, o usuário pode ver a curva de destilação gerada. Em *Cut/Blend/Distribution Plot*, o usuário define qual as temperaturas de corte, com isso pode ver a fração volumétrica de cada corte.

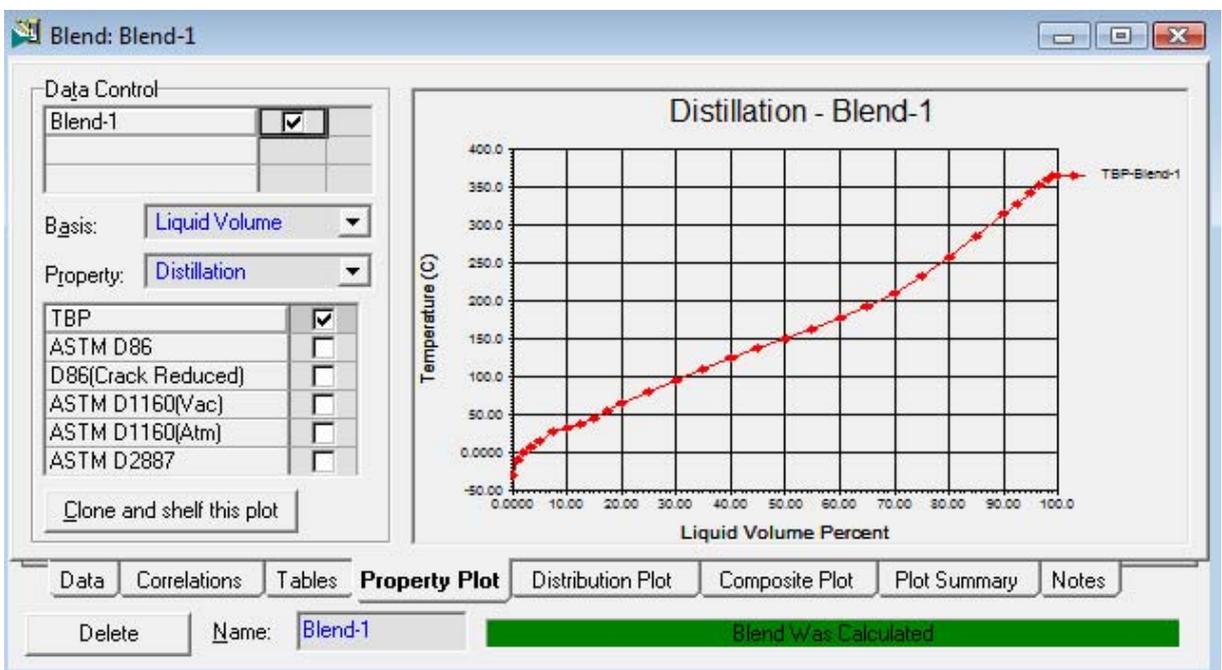


Figura 18. Curva de destilação gerada pelo software.

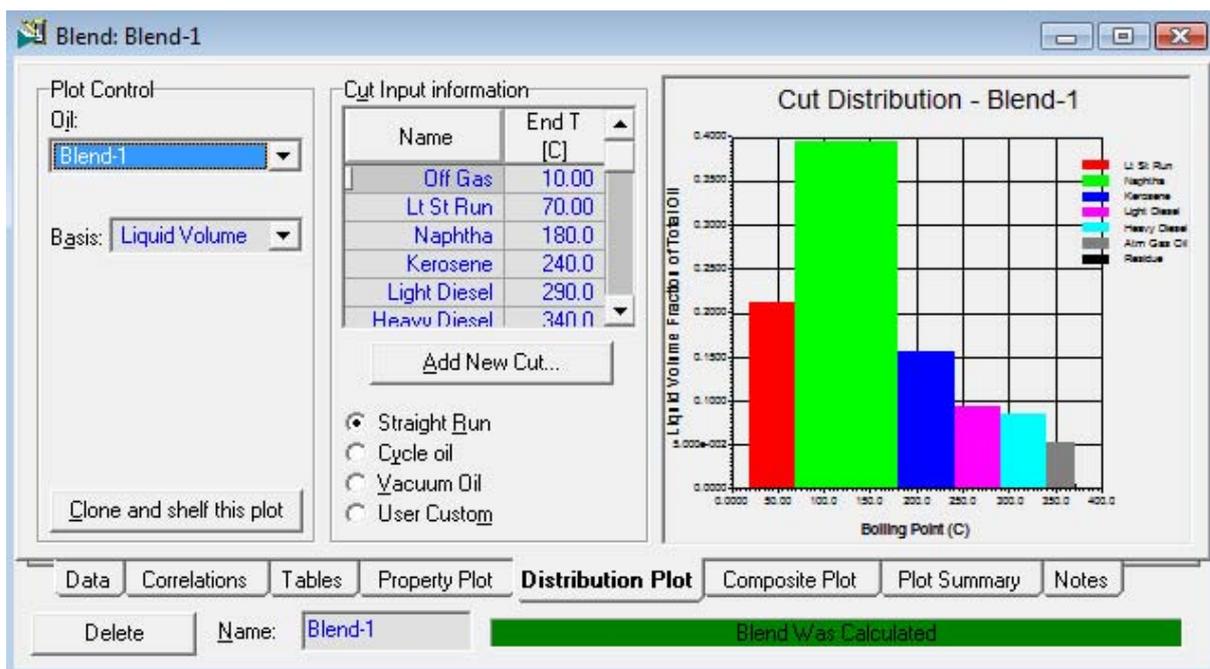


Figura 19. Composição volumétrica de cada fração de petróleo.

Feito todos esses passos, clique em *Return to Basis Environment/Return to Simulation Environment* para começar a simulação no *flowsheet*.

4.5.3. Exemplo da utilização do software

Foi feito um exemplo de uma coluna de absorção. Nesse caso, CO_2 é absorvido em carbonato de propileno em uma coluna com recheio. A corrente de gás é 20mol% de CO_2 e 80mol% em metano. O fluxo volumétrico de gás é $2 \text{ m}^3/\text{s}$ e a coluna opera a $60 \text{ }^\circ\text{C}$ e $60,1 \text{ atm}$. O fluxo de solvente é 2000 kmol/h . Determine a concentração de saída de CO_2 .

Depois de ter escolhido os componentes e o pacote termodinâmico, clique em *Enter Simulation Environment*. Assim, o usuário entrará no *flowsheet*. Com isso, adiciona as correntes de massa, clicando na seta azul do *Palette*, este é onde está listados todos os equipamentos de processo. Depois de clicar na seta azul, aparece uma tela como na Figura abaixo. Então, o usuário pode nomear a corrente e informar as variáveis dessa. Geralmente, entra-se com temperatura, pressão, vazão mássica ou molar e a composição da corrente.

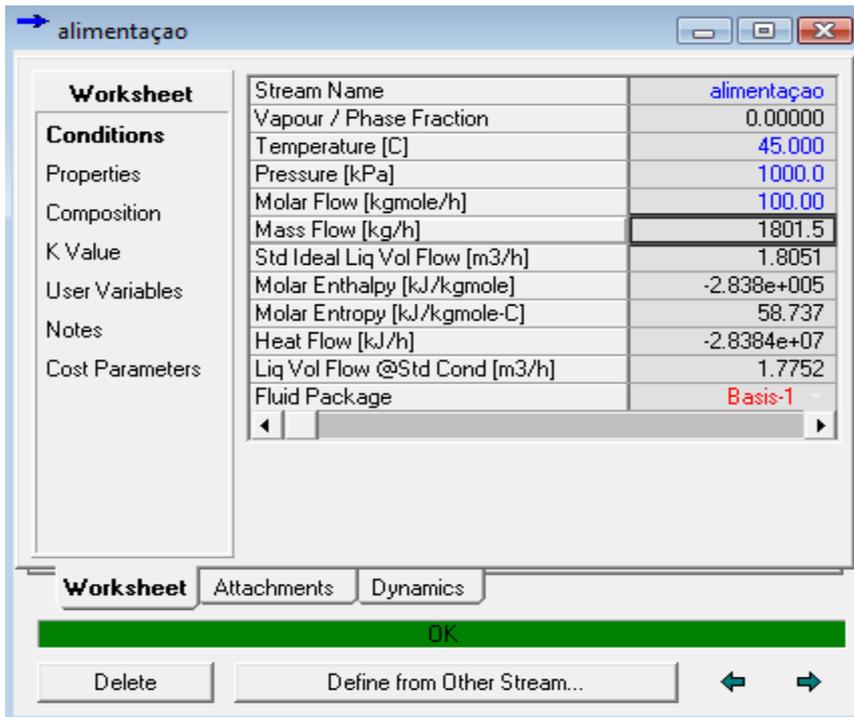


Figura 20. Tabela para inserir dados de entrada da corrente de massa.

Depois de entrar com as duas correntes, clique no absorvedor na *Palette*. Com um clique duplo em cima do equipamento, o software mostrará a tela para introdução das variáveis do equipamento. Nesta tela, pode-se conectar as correntes de entrada, adicionar as correntes de saída e introduzir o número de pratos da torre. Mas esta torre será com recheio, por isso não foi informado este dado.

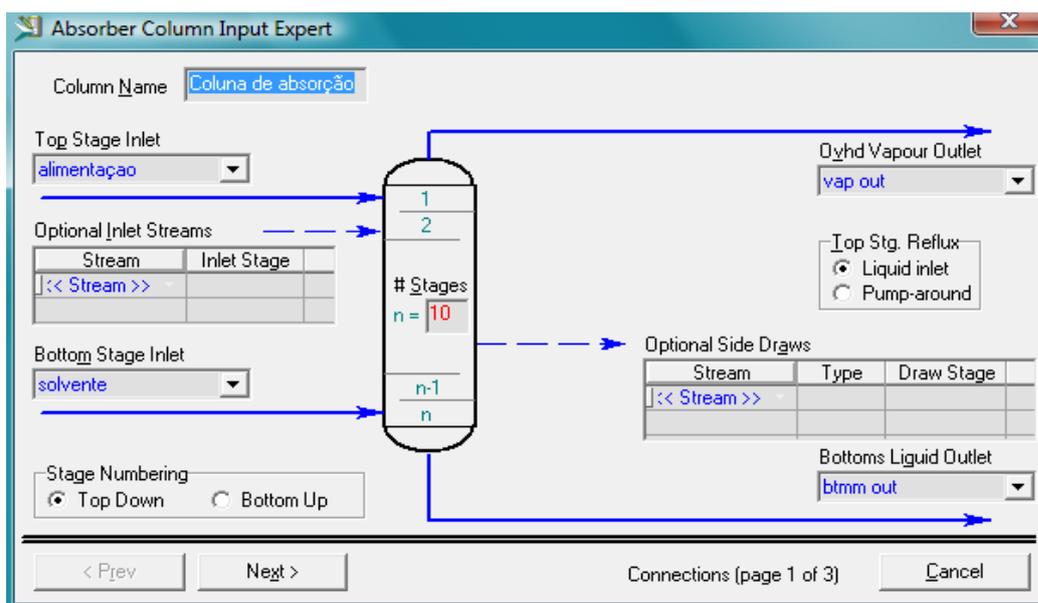


Figura 21. Tela para entrada de dados do equipamento.

Depois clica-se no botão *Next*, onde coloca-se a pressão de operação da torre.

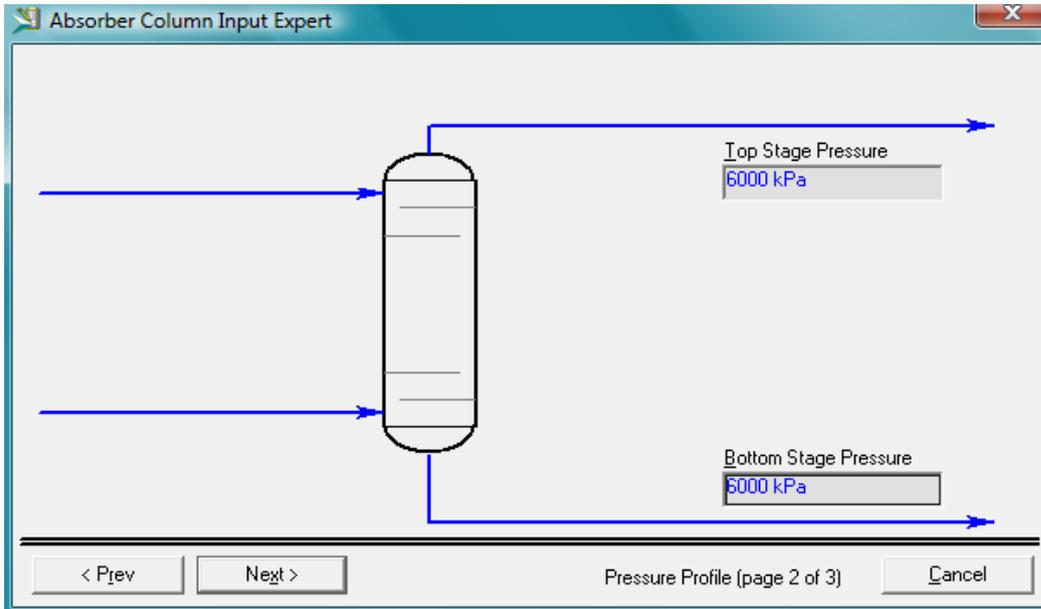


Figura 22. Tela para colocar a pressão de operação da torre.

Em seguida, clica-se novamente no botão *Next* para colocar a temperatura de operação.

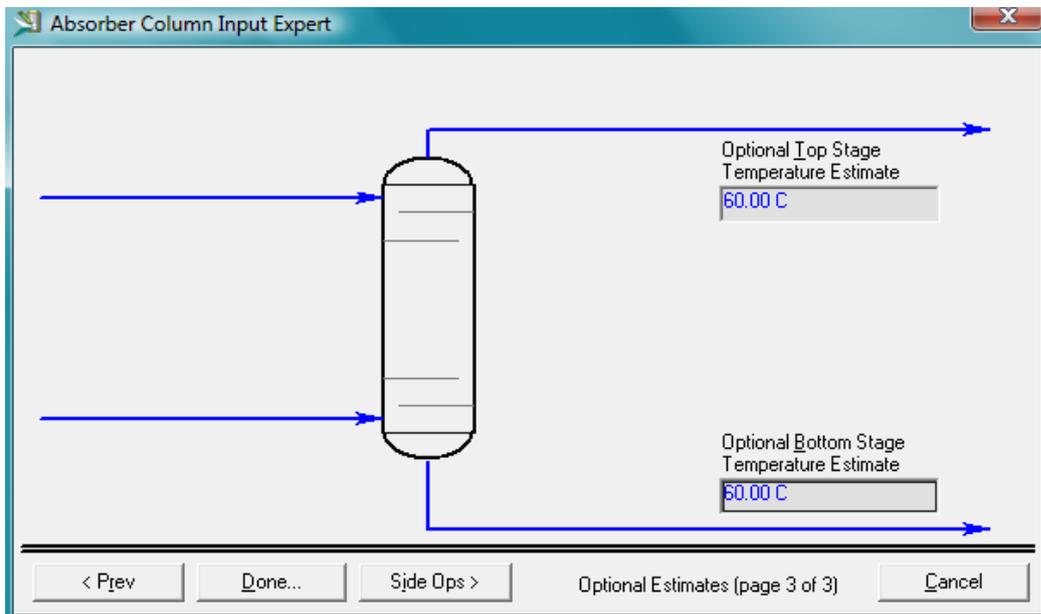


Figura 23. Entrada de dados da temperatura da torre.

Finalmente, clica-se em *Done* para finalizar esta etapa. Clica-se em *Run* para rodar a simulação, mas essa não irá rodar devido não ter sido escolhido o número de pratos por que a torre é de recheio. A tela ficará como mostra a Figura abaixo, informando no quadro vermelho *Unconverged*.

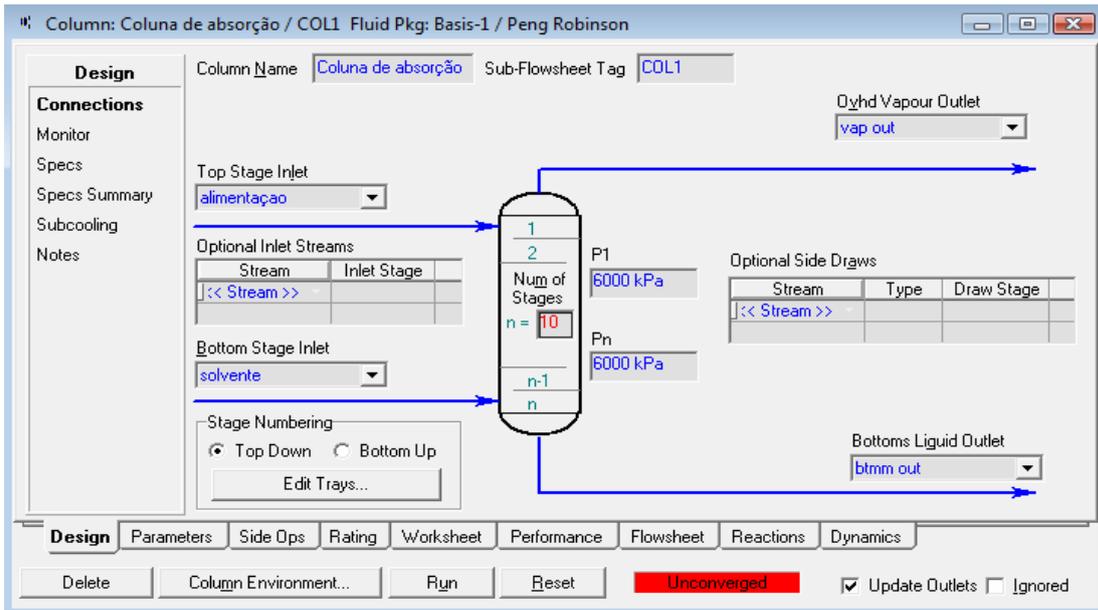


Figura 24. Tela que mostra a torre depois de rodar a simulação.

Para fazer a mudança de pratos para recheio deve-se proceder da seguinte maneira. Clica-se em *Tools/Utilities*. Em seguida, clique em *Tray sizing/Add Utility*. Com isso aparecerá a tela como mostra a Figura abaixo.

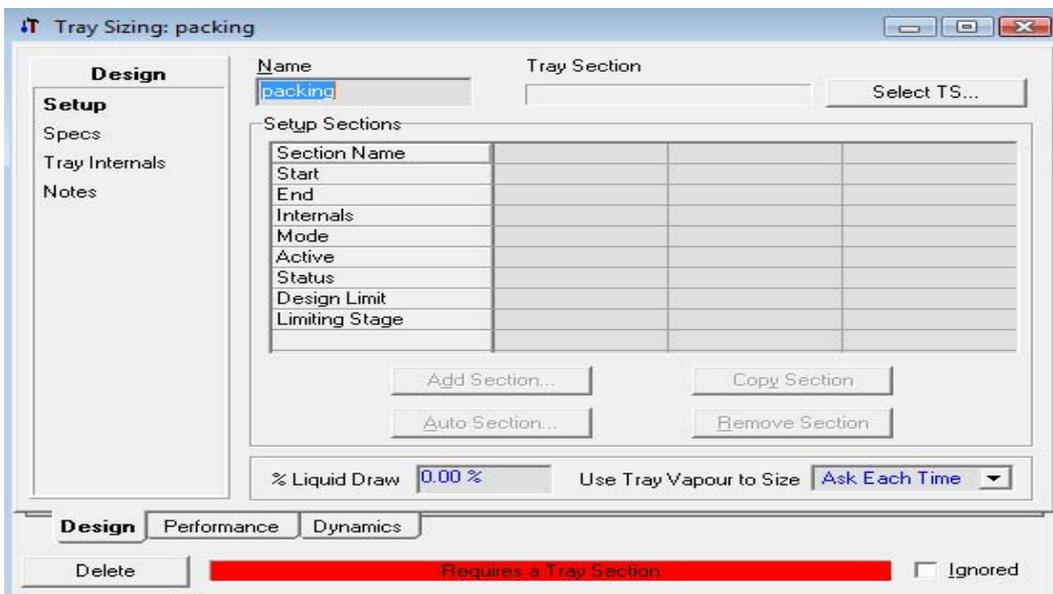


Figura 25. Tela para escolha do recheio da torre.

Em *Design*, pode-se nomear o recheio em *Name*, por exemplo *packing*. Em *Select TS*, o usuário escolhe qual torre será recheado, visto que pode existir mais de uma torre no

flowsheet. Então, clique em *Auto Section/Packed*, para escolha do tipo de recheio e suas principais variáveis, como mostra na figura abaixo.

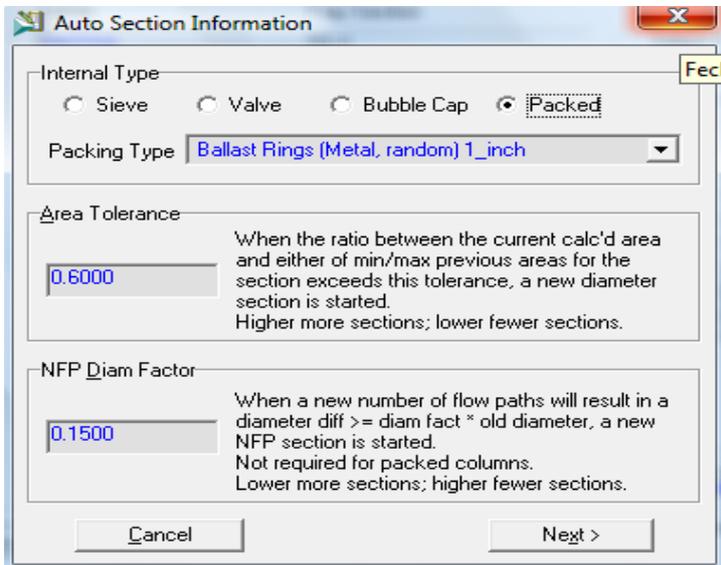


Figura 26. Tipo de recheio e suas variáveis.

Então, clique em *Next/Complete AutoSection* para finalizar a escolha do recheio. Finalmente, volte para *flowsheet*, dê um clique duplo no equipamento, clique em *Run*. Daí, é só ir na corrente de saída e ver a concentração de saída do CO₂.

4.5.4. Algumas equações utilizadas pelo software

Nesta seção mostra-se algumas equações que o software usa para resolução dos cálculos. As equações de estado utilizadas são as seguintes:

Soave Redlich Kwong:

$$P = \frac{R*T}{V-b} - \frac{a}{V*(V+b)}$$

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)*Z - A*B = 0$$

Peng Robinson:

$$P = \frac{R*T}{V-b} - \frac{a}{V*(V+b)+b*(V-b)}$$

$$Z^3 - (1 - B) * Z^2 + (A - 2B - 3B^2) * Z - (A * B - B^2 - B^3) = 0$$

Para as duas equações, os parâmetros “a” e “b” podem ser encontrados em [14]. Os parâmetros “A” e “B” são mostrados abaixo.

$$A = \frac{a * P}{(R * T)^2} \quad B = \frac{b * P}{R * T}$$

Já para o cálculo da entropia e entalpia de partida, usa-se as seguintes relações abaixo.

Segue as relações termodinâmicas

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{RT} * \int_{\infty}^V \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV$$

$$\frac{S - S_o^{ID}}{RT} = \ln Z - \ln \frac{P}{P^o} + \int_{\infty}^V \left[\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - \frac{1}{V} \right] dV$$

Utilizando as equações de estado (Peng Robinson e SRK)

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{2^{1,5} bRT} \left[a - T \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0,5} + 1)b}{V + (2^{0,5} - 1)b} \right)$$

$$\frac{S - S_o^{ID}}{RT} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P^o} - \frac{a}{2^{1,5} bRT} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0,5} + 1)b}{V + (2^{0,5} - 1)b} \right)$$

Onde:

R= constante gás ideal

H= Entalpia

S= Entropia

5. CARACTERIZAÇÃO DO PETRÓLEO NO HYSYS

Como já foi dito, a caracterização do petróleo foi feita no próprio software. Foi utilizado os dados de um petróleo da região da Arábia Saudita, obtido do banco de dados do software CHEMcad. O petróleo apresenta as seguintes características.

Tabela 4. Composição volumétrica e temperatura de ebulição média das frações.

Volume líquido (%)	Temperatura (°C)
0	-12
4	32
9	74
14	116
20	154
30	224
40	273
50	327
60	393
70	450
76	490
80	516

Tabela 5. Composição volumétrica das substâncias leves.

Volume líquido (%)	Substâncias leves
0	Água
6,5E-3	Metano
2,25E-2	Etano
0,32	Propano
0,26	i-butano
1,75	n-butano
1,65	i-pentano
2,25	n-pentano

O “*Oil Enviroment*” (HYSYS) fornece a locação onde as características do fluido de petróleo podem ser representadas pelo uso de componentes hipotéticos. O método de caracterização no HYSYS converte suas análises de condensados, óleos cru, cortes de petróleo em uma série de componentes hipotéticos. O programa produz um grupo completo de propriedades físicas e críticas para os componentes hipotéticos com um mínimo de informação. Esta caracterização já foi descrita na revisão bibliográfica

Os procedimentos que o HYSYS usa para transformar seus dados de entrada numa série de componentes hipotéticos envolvem estes quatro passos abaixo:

1. Com base em suas curvas de entrada, HYSYS calcula um conjunto detalhado de propriedades que incluem a temperatura de ebulição verdadeira, peso molecular, densidade e viscosidade.
2. Em seguida, usando o *default* ou escolha do usuário para os grupos de temperatura de corte, a fração correspondente de cada componente hipotético é determinada a partir da PEV.
3. O ponto ebulição normal (NBP - *Normal Boiling Point*), peso molecular, densidade e viscosidade de cada componente hipotético são graficamente determinadas da curva PEV.
4. Para cada componente hipotético, HYSYS calcula as propriedades críticas e físicas com as correlações designadas, baseadas nos NBP dos componentes hipotéticos, peso molecular e densidade.

O modelo termodinâmico utilizado para o cálculo das propriedades foi à equação de Peng Robinson. De acordo com o próprio software, este é o modelo que fornece resultados mais precisos. Os dados acima são da curva PEV do petróleo. A Figura 27 mostra a comparação dos dados de entrada com o calculado pelo programa.

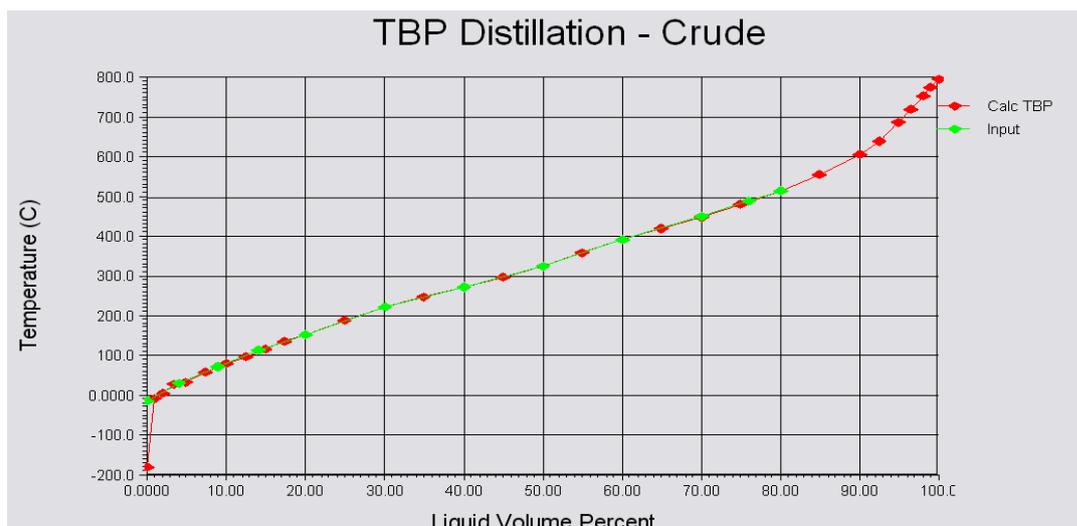


Figura 27. Comparação da curva PEV obtida do software com a curva dos dados de entrada.

Na Figura 28, mostra-se a composição volumétrica das frações do petróleo utilizado. Isso é feito depois de nomear todas as frações de petróleo com suas respectivas temperaturas de corte.

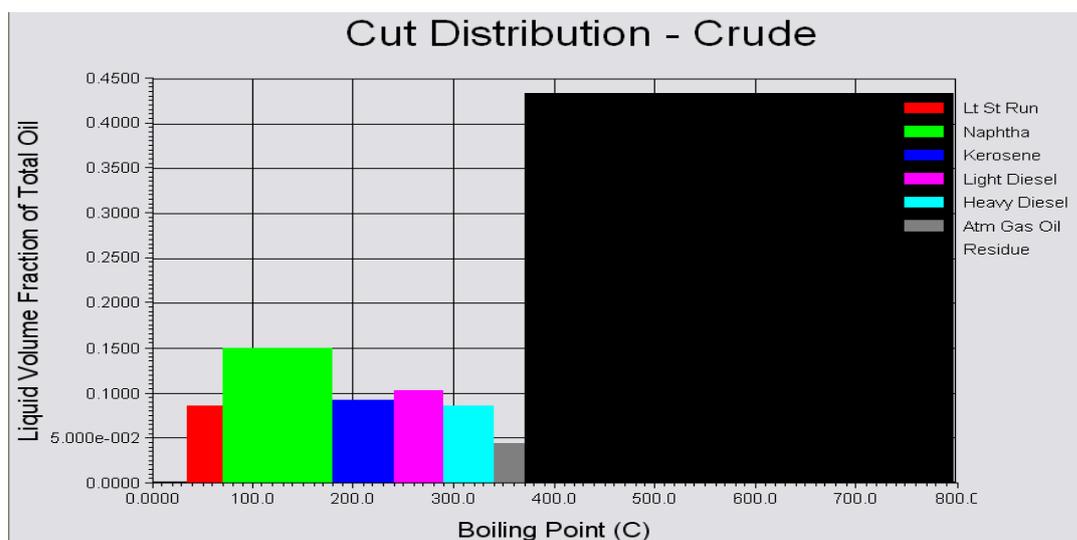


Figura 28. Composição volumétrica das frações de petróleo.

Através de correlações, o HYSYS converte a curva PEV nas curvas ASTM. Na Figura 29, apresenta a curva PEV (TBP, no inglês) e as outras curvas ASTM para o petróleo utilizado. Estas correlações podem ser encontradas em (API Petroleum Refining, 1997).

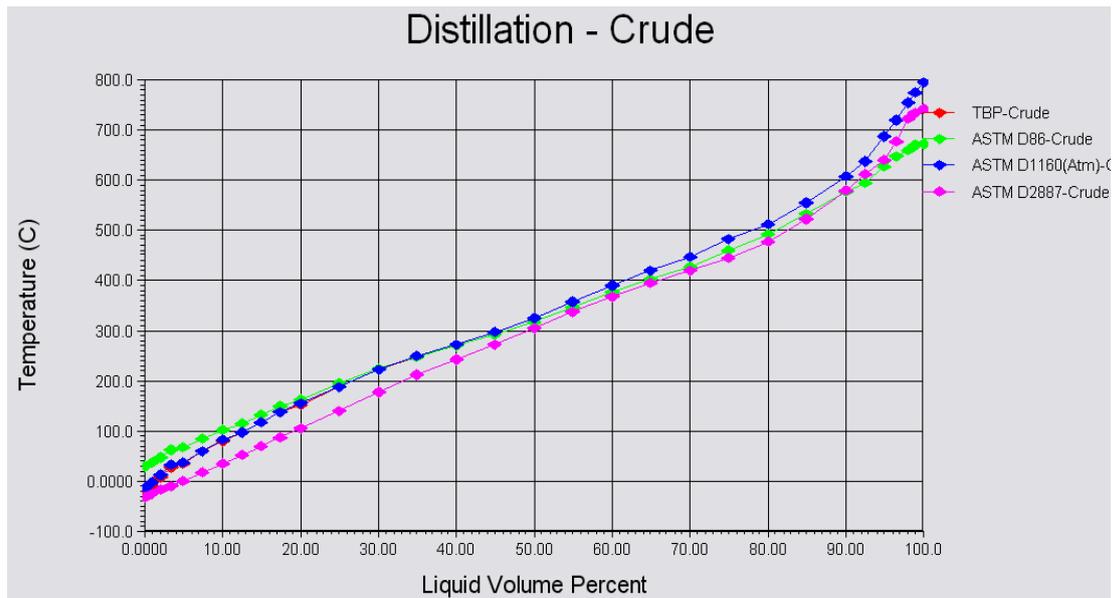


Figura 29. Curvas de destilação por diferentes métodos.

6. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A unidade de destilação tem capacidade de processar 51471 barril/dia ($340 \text{ m}^3/\text{h}$) de petróleo cru, esta foi baseada na capacidade de refino da Refinaria de Capuava (RECAP-SP), onde o petróleo usado neste trabalho tem 29°API ($881,24 \text{ kg/m}^3$). Os equipamentos de maior importância utilizados são: bombas, trocadores de calor, refulvedores, condensadores, vasos de separação (dessalgadora e torre *flash*) e torres de destilação (atmosférica). O petróleo bruto passa por uma bateria de trocadores onde sua temperatura é elevada a $118,6^\circ\text{C}$, depois passa por uma dessalgadora para a retirada de areia e água. Adiante, é aquecido a $187,96^\circ\text{C}$, bombeado para uma torre *flash* onde os gases mais leves são retirados no topo. Em seguida, passa por um forno para elevar a temperatura a 400°C . A corrente aquecida entra na coluna de destilação atmosférica no prato 28, onde parte da carga é vaporizada, se fraciona em vários cortes, através de 29 estágios teóricos mais o condensador. A quantidade final de pratos na coluna dependerá da eficiência de cada prato. As frações leves são retiradas na parte superior da coluna e as frações pesadas no fundo. O *flowsheet* do processo é mostrada na Figura 30.

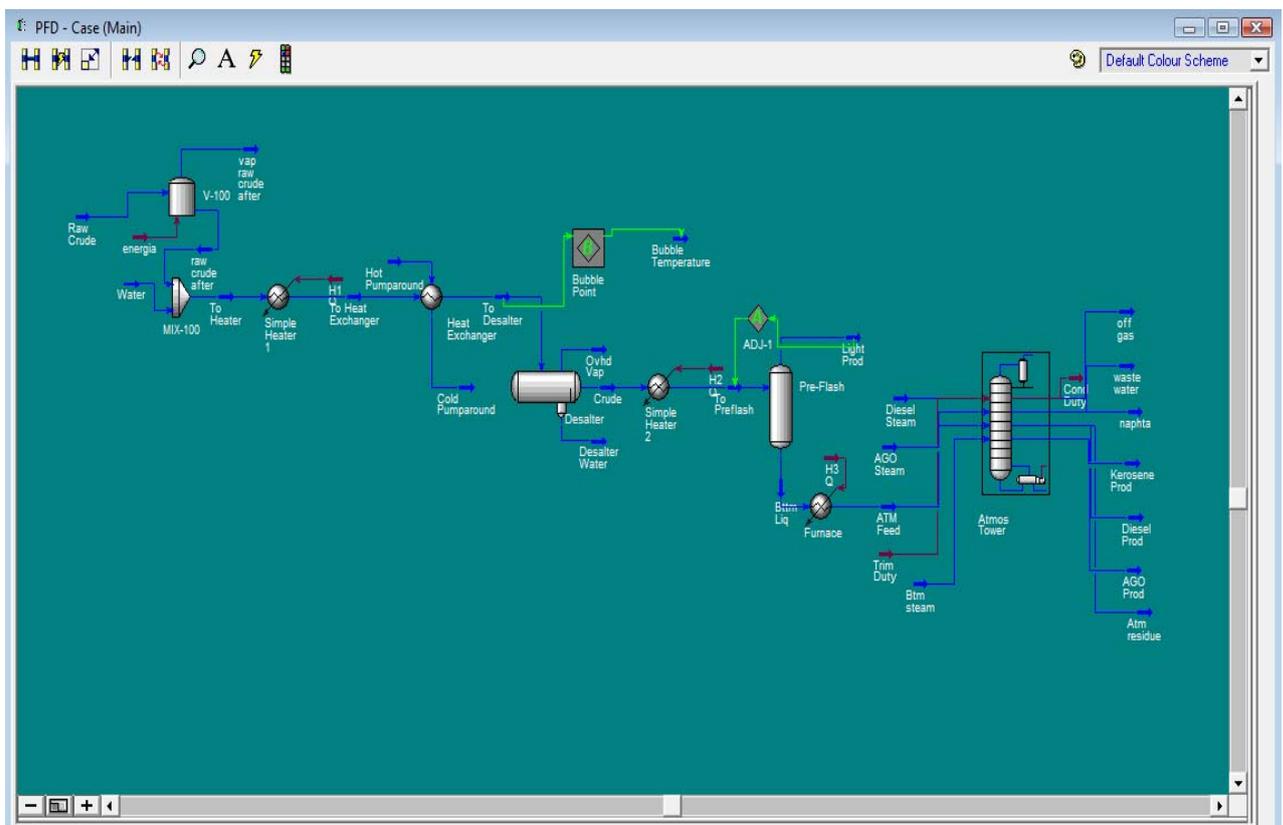


Figura 30. Fluxograma do processo implementado no simulador HYSYS.

A torre atmosférica não tem um refeedor propriamente dela. A energia que a torre recebe é devido uma corrente de vapor superaquecido que é introduzida no fundo da coluna, especificamente no prato 29. O condensador da torre atmosférica é trifásico, onde libera gás, água residual, devido a condensação do vapor injetado, e uma certa quantidade de nafta, todos a 65,4°C.

Existem saídas laterais na coluna, em determinadas temperaturas de cortes, As saídas laterais da torre atmosférica são as seguintes: querosene (265,1°C), diesel (281 °C) e gasóleo (333 °C). No fundo da torre sai o resíduo atmosférico (378,3°C).

Na coluna de destilação existem trocadores de calor que servem para melhorar a eficiência da coluna. Eles operam retirando um líquido de um estágio e resfriando-o, e depois bombeando para um estágio superior (como a torre foi numerada de cima para baixo, num prato de menor numeração). Este processo adiciona um refluxo entre dois estágios, servindo também para manter o nível de líquido nos pratos e as mesmas temperaturas de operação da torre. Neste caso, existem três trocadores deste tipo. O primeiro opera com refluxo de querosene. Ele retira querosene a 237,6°C no prato 9 e injeta num prato 8 a 176,2°C. O segundo opera com refluxo de diesel, retirando a 296°C no prato 17 e injetando no prato 16 a 220°C. Por fim, existe um refluxo de gasóleo sendo retirado no prato 22 a 357,4°C e injetado no prato 21 a 288,7. Todas essas correntes estão na fase líquida.

Na coluna de destilação também existem as torres de *stripping*. Estas torres são usadas para melhorar a qualidade dos produtos retirados na torre (querosene, diesel e gasóleo). Estas servem para fracionar mais os leves e refluxam os pesados para a coluna. Existem três torres de *stripping* na coluna. Os três produtos que vão para torre são os mesmos que passaram pelos trocadores de calor. As torres têm 3 pratos cada. Na primeira torre ocorre refluxo de querosene. Para provocar a vaporização da carga precisa-se de energia. Nessa torre existe um refeedor que alimenta esta. Por isso foi dito que a coluna de destilação não tinha refeedor, por que esse alimenta somente uma torre de *stripping* e não toda a coluna. Os três produtos entram e saem da coluna nos mesmos pratos onde aconteceram os refluxos pelos trocadores. Portanto, os três produtos saem com as mesmas temperaturas que foram para os trocadores. Mas neste caso, os produtos depois de passar pelas torres são injetados na coluna na forma de vapor. Nas duas torres de *stripping* onde não tem o refeedor, são injetados correntes de

vapor diretamente. Mas as temperaturas de saída são diferentes, e estas são: querosene (250,2°C), diesel (291,6) e gasóleo (350,4°C).

Na Figura 31 mostra-se os trocadores de calor e as torres de *stripping*.

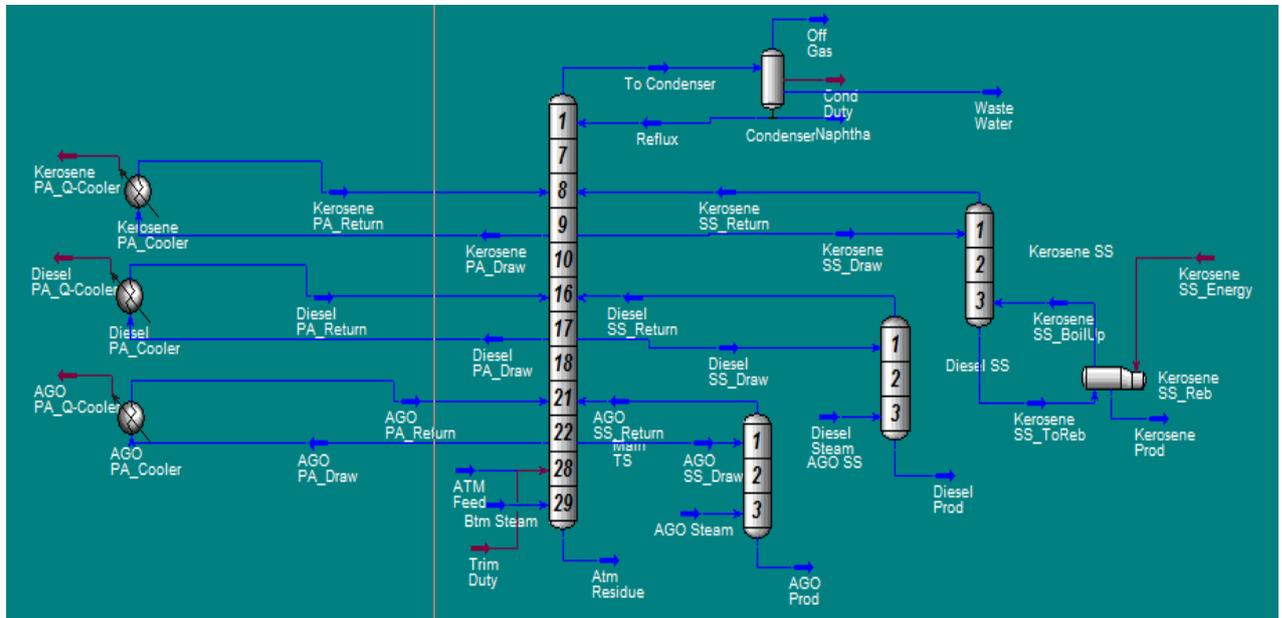


Figura 31. Coluna de destilação com os trocadores e as torres de *stripping*.

Na Figura 32, mostra-se a produção acumulada na saída da torre atmosférica.

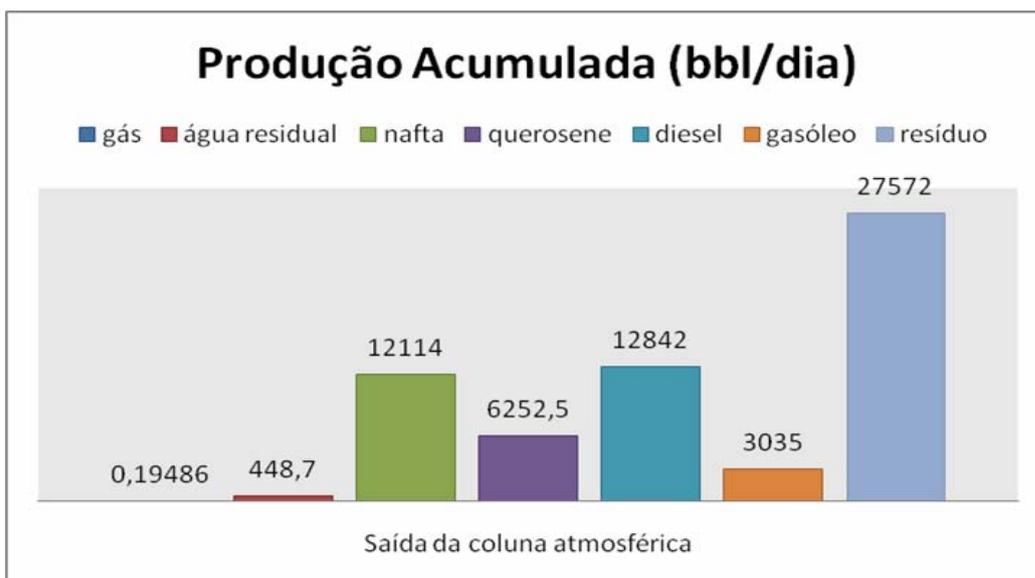


Figura 32. Produção acumulada da coluna amosférica.

7. FLUXOGRAMAS

Os fluxogramas para plantas industriais são divididos em: bloco, processo e engenharia. O fluxograma em bloco é simplesmente feita utilizando blocos como se fossem determinadas operações ou equipamentos. Já o fluxograma de processo é feito, utilizando programas onde cada equipamento tem seu próprio desenho específico. Cada equipamento será rotulado de acordo com normas já estabelecidas. As correntes de processo são todas numeradas e devem ter as seguintes informações: qual(is) substância(s), fluxo mássico, fração mássica, pressão e temperatura. O fluxograma de engenharia passa para outro nível de detalhamento da planta. Nesse fluxograma deve conter todas informações que existe no de processo, incluindo diâmetro e material da tubulação e estratégia de controle com seus elementos de controle, tais como: medidores, válvulas e controladores.

Existe outro tipo de fluxograma que é o de utilidades. Nesse fluxograma foram numeradas e descritas todas as correntes da mesma maneira como foi feita no de processo. As correntes são: vapor, água de resfriamento, nitrogênio, ar para equipamento, etc. Esses três fluxogramas são os mais importantes para descrição da planta. Foram feitos mais dois fluxogramas para melhor entendimento do processo, esses são: caldeira e torre de resfriamento.

Os fluxogramas serão mostrados nos anexos. Esses foram divididos em: Processo, Engenharia 1 e 2, Utilidades (mostra as correntes existentes), Caldeira e Torre de Resfriamento. Também são mostradas todas correntes numeradas e com as informações necessárias, tabelas contendo lista de equipamentos, válvulas e instrumentos.

8. DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

8.1. Trocador de calor

Para dimensionamento dos trocadores de calor o simulador HYSYS usa o método Bell-Delaware. Este método baseia-se no cálculo do coeficiente de convecção para o escoamento perpendicular a tubos, sendo este valor depois corrigido por fatores de correção listados abaixo. O coeficiente de convecção dos tubos é mesmo calculado pelo método Kern.

- Fugas entre os tubos e os defletores e entre os defletores e o corpo, J_L .
- By-pass através das folgas entre os tubos e o corpo, J_B .
- Efeito da configuração dos defletores corrigindo o fato do escoamento não ser em corrente cruzada, J_C .

Abaixo está a fórmula para o cálculo do coeficiente.

$$h_o = J_L * J_B * J_C * h_{CF}$$

A perda de carga nos tubos é calculada da mesma forma que no método Kern. Já na parte externa é calculada de maneira diferente, onde na parte exterior existe a perda de carga através dos tubos e também devido à zona de janela.

Perda através dos tubos:

$$\Delta P_C = N_C * K_f * \frac{\rho * V_{\max}^2}{2}$$

Perda através da zona de janela :

$$\Delta P_W = \frac{26 * w_2 * \mu_2}{\rho_2 * \sqrt{S_m * S_w}} * \left[\frac{N_{CW}}{S - D_0} - \frac{L_C}{D_W^2} \right] + \frac{w_2^2}{S_m * S_w * \rho_2} \quad \text{Para } Re < 100$$

$$\Delta P_W = \frac{(2 + 0,6 * N_{cw}) * w_2^2}{2 * S_m * S_w * \rho_2} \quad \text{Para } Re > 100$$

A perda de carga total é a soma dessas duas parcelas, e é dado pela fórmula abaixo.

$$\Delta P = [(N - 1) * \Delta P_C * R_B + N * \Delta P_W] * R_L + 2 * \Delta P_C * R_B * \left(1 - \frac{N_{CW}}{N_C}\right) \text{ Perda Total}$$

Onde:

N_c = Número de filas de tubos em escoamento cruzado

w_2 = vazão mássica

S_w = área de escoamento pela 'janela' do defletor

D_w = diâmetro equivalente da janela do defletor

S_m = área de escoamento cruzado

L_c = altura do corte dos defletores que é o mesmo que a altura das janelas

N_{cw} = número de linhas de tubos em cross-flow

Para cálculo da troca térmica, a equação é modificada de um termo F_T devido trocadores 1-n terem escoamento paralelo-contracorrente.

$$Q = U * A * F_T * (MLDT)$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} * \ln \frac{1 - S}{1 - R * S}}{R - 1 * \ln \frac{2 - S * (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S * (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}}$$

Onde:

T_1 e T_2 = Temperaturas de entrada e saída do fluido quente

t_1 e t_2 = Temperaturas de entrada e saída do fluido frio

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

Os detalhes e as equações estão em (Azevedo, 2005).

Nas Tabelas 6 a 14, mostra-se o *data sheet* dos trocadores de calor, forno, refeedor e condensador, onde os dois últimos existentes na coluna de destilação atmosférica.

Tabela 6. Parâmetros de 01 – Trocador de Calor (SIMPLE HEATER 1).

Data Sheet Trocador de calor	Equipamento (Taq): TC-101
	Descrição: Aquecimento
	Tipo: Casco-Tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de trocadores	1
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	23,25
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8339
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	20
Número de Tubos	194
Número de Chicanas	11
Corte da Chicana (%)	45
Espaçamento da Chicana (in)	19,5634
Área de Superfície Total (m ²)	94,4
Razão de Área	1,1118
Queda de Pressão no Casco (psi)	2,22
Queda de Pressão no Tubo (psi)	1,90
MLDT (°C)	143,66
Coeficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	2472,94
Fluido de Utilidade	Vapor a 165 psia
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	14984,67
Energia Transferida (GJ/h)	29,86 GJ/h
Equipamento (Taq): TC-101	Projeto: 1

Tabela 7. Parâmetros de 02 - Trocador de Calor (HEAT Exchanger).

Data Sheet Trocador de calor	Equipamento (Taq): TC-102
	Descrição: Aquecimento
	Tipo: Casco-Tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de trocadores	3
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	42
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8339
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	20
Número de Tubos	734
Número de Chicanas	6
Corte da Chicana (%)	45
Espaçamento da Chicana (in)	33,33
Área por trocador (m ²)	357
Área de Superfície Total (m ²)	1071
Razão de Área	1,0315
Queda de Pressão no Casco (psi)	1,52
Queda de Pressão no Tubo (psi)	0,25
MLDT (°C)	41,32
Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	860
Fluido de Utilidade	-
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	-
Energia Transferida (GJ/h)	36,28
Equipamento (Taq): TC-102	Projeto: 1

Tabela 8. Parâmetros de 03- Trocador de Calor (Simple Heater 2).

Data Sheet Trocador de calor	Equipamento (Taq): TC-103
	Descrição: Aquecimento
	Tipo: Casco-Tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	37
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8339
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	20
Número de Tubos	608
Número de Chicanas	14
Corte da Chicana (%)	30
Espaçamento da Chicana (in)	13,85
Área de Superfície Total (m ²)	295,8
Razão de Área	1,0071
Queda de Pressão no Casco (psi)	3,82
Queda de Pressão no Tubo (psi)	3,21
MLDT (°C)	67,25
Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	2738,45
Fluido de Utilidade	Vapor à 400 psia
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	29803,75
Energia Transferida (GJ/h)	53,11
Equipamento (Taq): TC-103	Projeto: 1

Tabela 9. Parâmetros de 04- Trocador de Calor (furnace).

Data Sheet Forno	Equipamento (Taq): TC-104
	Descrição: Aquecimento
	Tipo: Caixa
Dados de operação	
Energia Transferida (GJ/h)	288,10
Eficiência Térmica (%)	70
Energia absorvida (KJ/h)	201672940,40
Equipamento (Taq): TC-104	Projeto: 1

Tabela 10. Parâmetros de 06- Trocador de Calor (Kerosene PA cooler).

Data Sheet Trocador de calor	Equipamento (Taq): TC-205
	Descrição: Resfriamento
	Tipo: Casco-Tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	27
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8389
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	8
Número de Tubos	310
Número de Chicanas	12
Corte da Chicana (%)	15
Espaçamento da Chicana (in)	5,68
Área de Superfície (m ²)	60,3
Razão de Área	1,3805
Queda de Pressão no Casco (psi)	4,87

Queda de Pressão no Tubo (psi)	3,99
MLDT (°C)	178,28
Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	2830
Fluido de Utilidade	Água
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	501163
Energia Transferida (GJ/h)	22,48
Equipamento (Taq): TC-205	Projeto: 2

Tabela 11. Parâmetros de 07- Trocador de Calor (diesel PA-cooler).

Data Sheet Trocador de calor	Equipamento (Taq): TC-206
	Descrição: Resfriamento
	Tipo: Casco-Tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	31
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8389
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	4
Número de Tubos	440
Número de Chicanas	4
Corte da Chicana (%)	15
Espaçamento da Chicana (in)	6,49
Área de Superfície (m ²)	42,8
Razão de Área	1,0108
Queda de Pressão no Casco (psi)	1,02
Queda de Pressão no Tubo (psi)	1,34
MLDT (°C)	224

Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	2037
Fluido de Utilidade	Água
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	412068
Energia Transferida (GJ/h)	18,49
Equipamento (Taq): TC-206	Projeto: 2

Tabela 12. Parâmetros de 08- Trocador de Calor (AGO PA-cooler).

Data Sheet Trocador de calor	Equipamento (Taq): TC-207
	Descrição: Resfriamento
	Tipo: Casco-Tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	25
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8389
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	4
Número de Tubos	270
Número de Chicanas	5
Corte da Chicana (%)	15
Espaçamento da Chicana (in)	5,2
Área de Superfície (m ²)	26,3
Razão de Área	1,0445
Queda de Pressão no Casco (psi)	1,93
Queda de Pressão no Tubo (psi)	2,48
MLDT (°C)	289
Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	2625
Fluido de Utilidade	Água
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	412068

Energia Transferida (GJ/h)	18,49
Equipamento (Taq): TC-207	Projeto: 2

Tabela 13. Parâmetros de 12- Trocador de Calor (Condensador torre atmosférica).

Data Sheet Condensador	Equipamento (Taq): CN-201
	Descrição: Resfriamento
	Tipo: Condensador tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BEU
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	51
Diâmetro Interno do Tubo (in)	0,8389
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1
Espaçamento do Tubo (in)	1,25
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	16
Número de Tubos	1220
Número de Chicanas	7
Corte da Chicana (%)	35
Espaçamento da Chicana (in)	21,38
Área de Superfície (m ²)	474,8
Razão de Área	1,1948
Queda de Pressão no Casco (psi)	2,85
Queda de Pressão no Tubo (psi)	4,29
MLDT (°C)	77,45
Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	2165
Fluido de Utilidade	Água
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	1472580
Energia Transferida (GJ/h)	66,10
Equipamento (Taq): CN-201	Projeto: 2

Tabela 14. Parâmetros de 12- Trocador de Calor (Refervedor torre atmosférica).

Data Sheet Refervedor	Equipamento (Taq): RF-201
	Descrição: Aquecimento
	Tipo: Refervedor Kettle tubo U
Dados de operação e mecânicos	
Classificação Tema	BKU
Número de Passagens no Casco	1
Número de Passagens nos Tubos	2
Diâmetro Interno da Carcaça (in)	48
Diâmetro Interno da Carcaça – Lado Largo (in)	65,25
Diâmetro Interno do Tubo (in)	1,0839
Diâmetro Externo do Tubo (in)	1,25
Espaçamento do Tubo (in)	1,95
Tipo de passo	Triangular
Comprimento do Tubo (ft)	4
Número de Tubos	318
Número de Chicanas	-
Corte da Chicana (%)	-
Espaçamento da Chicana (in)	-
Área de Superfície (m ²)	38,7
Razão de Área	1,52
Queda de Pressão no Casco (psi)	1,64
Queda de Pressão no Tubo (psi)	2,39
MLDT (°C)	106,93
Coefficiente de transferência global (KJ/h.m.°C)	1518
Fluido de Utilidade	Óleo de Aquecimento
Fluxo Mássico do Fluido de Utilidade (kg/h)	62598
Energia Transferida (GJ/h)	3,95
Equipamento (Taq): RF-201	Projeto: 2

8.2. Separador Gás-líquido

Uma importante variável na construção de um separador gás-líquido é a velocidade terminal das gotas de líquidos, e essa pode ser estimada pela equação abaixo.

$$u_t = 0,07 * \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}$$

Onde:

u_t = velocidade terminal, m/s

ρ_L = densidade do líquido, kg/m³

ρ_V = densidade do vapor, kg/m³

No caso de separadores verticais, o diâmetro do vaso deve ser suficiente para que não haja o arraste das gotas. Então, o mínimo diâmetro permitido é dado pela equação abaixo.

$$D_v = \sqrt{\frac{4 * V_v}{\pi * u_s}}$$

Onde:

D_v = Diâmetro mínimo do vaso, m

V_v = fluxo volumétrico de vapor, m³/s

u_s = u_t , velocidade de decaimento, m/s

A altura do separador vertical dependerá do tempo de retenção do líquido, por que com o tempo e o fluxo volumétrico de líquido encontra-se o volume de líquido. Como o diâmetro já foi obtido, calcula-se a área da seção transversal da torre, conseguindo obter a altura de líquido no separador. Em seguida, através de normas estabelecidas como mostra a Figura 33, em função do diâmetro calcula-se a altura acima da parte líquida.

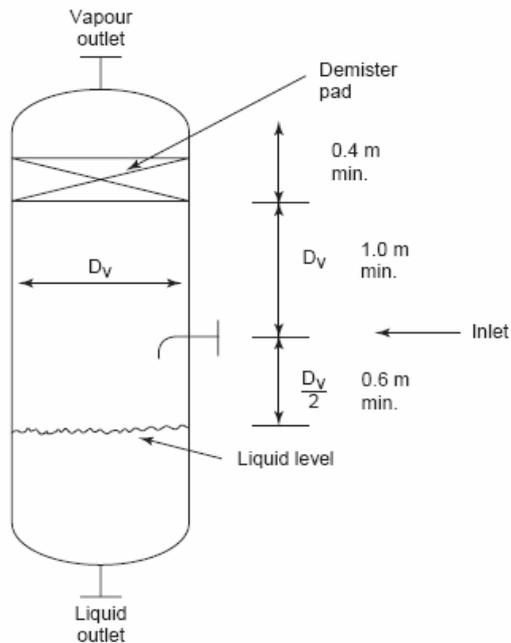


Figura 33. Separador gás-líquido vertical.
Fonte: (Towler, 2008)

Em separadores horizontais, grandes tempos de retenção devem ser assumidos. No dimensionamento de separadores horizontais, o diâmetro do vaso não pode ser determinada independente do comprimento como no separador vertical. O diâmetro, o comprimento e nível de líquido devem ser escolhidos para dar um tempo de residência do vapor suficiente para que as gotas de líquidos atravessem o vapor e para que o tempo de retenção de líquido seja alcançado.

As razões mais econômicas de diâmetro versus comprimento são mostradas da tabelas abaixo.

Tabela 15. Relações econômicas para separadores horizontais.

Pressão de operação (bar)	Comprimento/Diâmetro
0-20	3
20-35	4
>35	5

Fonte: (Towler, 2008)

Nas Tabelas 16 e 17, mostra-se o data sheet dos separadores gás-líquido horizontal e vertical.

8.2.1. Dessalgadora (Separador Trifásico)

Tabela 16. Parâmetros de Separador Trifásico (dessalter).

Data Sheet Vaso Separador	Equipamento (Taq): DE-101
	Descrição: Separação
	Tipo: Trifásico - horizontal
Dados de operação e mecânicos	
Critério de Solução	Mínimo Diâmetro
Diâmetro do Bocal de Entrada (in)	10
Máxima Velocidade Terminal (m/s)	0,0042
Diâmetro Interno (m)	4,57
Comprimento (m)	22,1
Razão Comprimento por Diâmetro	4,83
Área de Líquido Leve (m ²)	0,83
Área de Líquido pesado (m ²)	0,47
Área de Retenção - Holdup (m ²)	9,74
Área de Expulsão - Surge (m ²)	3,04
Área Total da Seção Transversal (m ²)	16,42
Altura do Líquido Leve (mm)	304,8
Altura do Líquido Pesado (mm)	304,8
Altura de Retenção (mm)	3877,8
Altura de Expulsão (mm)	1975,5
Elevação NLL- do fundo (mm)	2912
Elevação HLL- do fundo (mm)	3658
Tempo de Residência do Líquido Leve (s)	2894
Tempo de Residência do Líquido Pesado(s)	5242
Tempo de Retenção (s)	2071
Tempo de Expulsão (s)	646
Volume de Retenção (m ³)	215,21
Volume de Expulsão (m ³)	67,19
Volume Total (m ³)	362,79
Espessura da Parede (mm)	44,4

Peso – Aço Carbono (Kg)	76373,60
Equipamento (Taq): DE-101	Projeto: 1

8.2.2. Torre Flash (Separador vertical)

Tabela 17. Parâmetros de Separador Vertical (pré – flash).

Data Sheet Vaso Separador	Equipamento (Taq): TF-101
	Descrição: Separação
	Tipo: Flash - vertical
Dados de operação e mecânicos	
Critério de Solução	Mínimo Diâmetro
Diâmetro do Bocal de Entrada (in)	19
Fator de Separação Líquido – Vapor (m/s)	0,11
Velocidade Terminal do Vapor (m/s)	0,8819
Diâmetro Interno (m)	2,59
Altura (m)	12,34
Espessura do Eliminador de Vapor (mm)	100
Altura Acima do Eliminador de Vapor (mm)	400
Razão Altura – Diâmetro	4,76
Área Total da Seção Transversal (m ²)	5,27
Altura de Retenção (mm)	5968
Altura de Expulsão (mm)	3581
Elevação NLL- do fundo (mm)	6121
Elevação HLL- do fundo (mm)	9702
Elevação do Eliminador de Vapor (mm)	11785
Tempo de Retenção (s)	300
Tempo de Expulsão (s)	180
Volume de Retenção (m ³)	31,47
Volume de Expulsão (m ³)	18,88
Volume Total (m ³)	65,08
Espessura da Parede (mm)	25,40
Peso – Aço Carbono (Kg)	13928

Equipamento (Taq): TF-101	Projeto: 1
---------------------------	------------

8.3. Coluna de Destilação Atmosférica

Listou-se algumas equações que se julgam mais importantes para o dimensionamento da coluna de destilação.

8.3.1. Diâmetro e altura da coluna

Baseado na equação de Lowenstein (1961), onde o diâmetro depende da velocidade de vapor. A velocidade de vapor é dada pela seguinte equação abaixo.

$$u_v = (-0,171 * l_t^2 + 0,27 * l_t - 0,047) * \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Onde:

u_v = Velocidade de vapor, baseada na área total transversal da coluna (m/s)

l_t = Espaçamento dos pratos (m)

ρ_v = Densidade do vapor

ρ_l = Densidade do líquido

O diâmetro da coluna pode ser calculado da seguinte forma:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 * V_w}{\pi * \rho_v * u_v}}$$

Onde:

V_w = Vazão mássica de vapor

D_c = Diâmetro da coluna

A altura total da coluna dependerá do espaçamento dos pratos. Normalmente são utilizados espaçamento de 0,15 m (6 in) a 1 m (36 in). O espaçamento escolhido dependerá do diâmetro da coluna e as condições de funcionamento. Por fim, com o número de pratos encontra-se a altura total da coluna.

8.3.2. Condições de operação

8.3.2.1. Alagamento da coluna (Flooding)

A condição de alagamento fixa o limite máximo da velocidade de vapor. Com vapor de alta velocidade é necessário uma placa de alta eficiência, bem como a velocidade será, normalmente, entre 70 e 90 por cento do que o que iria provocar inundações. Pelo projeto, um valor de 80 para 85 por cento da velocidade de inundação deve ser utilizado. A velocidade de inundação pode ser estimada a partir da correlação dada por Fair (1961).

$$u_f = K_1 * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Onde:

u_f = velocidade de inundação (m/s)

K_1 = constante

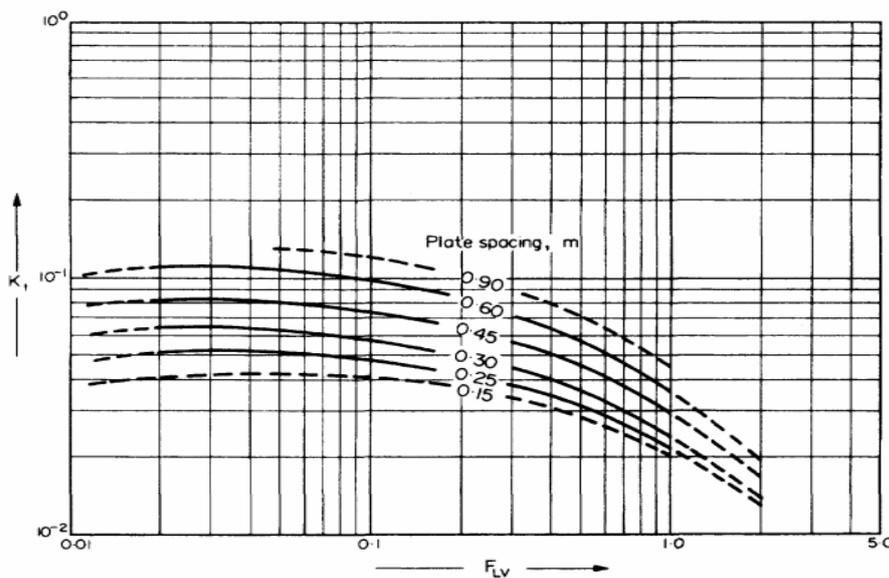


Figura 34. Velocidade de inundação.

Fonte: (Towler, 2008)

O fator fluxo líquido-vapor F_{LV} na Figura 13 é dada por:

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} * \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

Onde:

L_w = Vazão mássica de líquido, kg/s

V_w = Vazão mássica de vapor, kg/s

8.3.2.2. Exsudação da coluna (*Weeping*)

O limite inferior de funcionamento ocorre quando líquido sai através dos buracos da placa se torna excessivo. Isto é conhecido como o ponto exsudação. A velocidade de vapor nesse ponto é o valor mínimo para a operação estável. A velocidade pode ser correlacionada pela equação abaixo:

$$u_h = \left[\frac{K_2 - 0,90 * (25,4 - d_h)}{\rho_V^{1/2}} \right]$$

Onde:

u_h = mínima velocidade do vapor nos buracos (m/s)

d_h = diâmetro do buraco (mm)

K_2 = constante dependendo da altura de líquido no prato

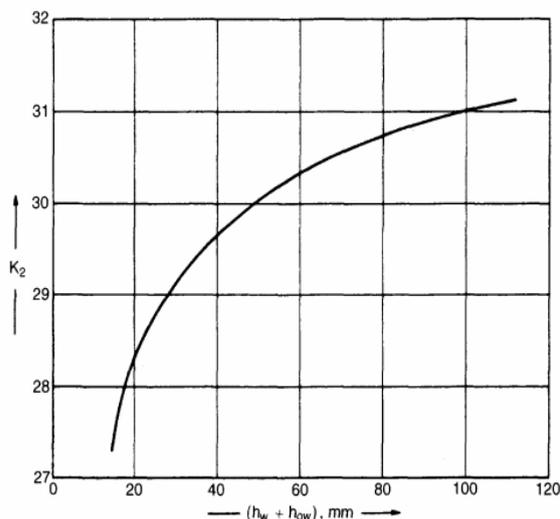


Figura 35. Correlação ponto de exsudação.

Fonte: (Towler, 2008)

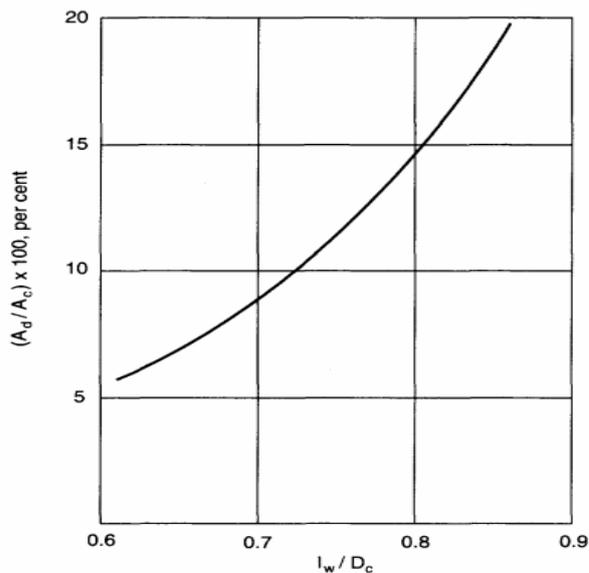


Figura 36. Relação entre área *downcomer* e comprimento da represa.
Fonte: (Towler, 2008)

Onde:

$h_{ow} + h_o$ = altura de líquido, mm

A_c = área total da seção transversal, m^2

A_d = área *downcomer*, m^2

l_w = comprimento represa, mm

O comprimento da represa é 0,77 o diâmetro da coluna, que corresponde à área de *downcomer* de 12%.

8.3.3. Área perfurada

A área disponível para a perfuração será reduzida pela obstrução causada pelos membros de estruturas (o apoio de anéis e vigas). Os tamanhos dos buracos utilizados variam de 2,5 a 12 mm, sendo 5 mm o tamanho preferido. Para aço carbono, tamanho de buraco é aproximadamente igual a espessura da chapa, mas para o aço inoxidável o tamanho do buraco é no mínimo cerca de duas vezes a espessura da chapa. Típicas espessuras de prato utilizadas são: 5 mm (3 / 16 pol) para aço carbono, e 3 mm de aço inoxidável. O espaçamento dos buracos (distância entre os centros dos buracos) l_p não deverá ser inferior a duas vezes o diâmetro do buraco, e da faixa normal será de 2,5 a 4,0 diâmetros. Área de buracos é uma fração da área perfurada, e para passo triangular dos buracos, pode ser correlacionado pela seguinte equação:

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 * \left[\frac{d_h}{l_p} \right]^2$$

Onde:

A_h = Área perfurada, m²

A_p = Área de buracos, m²

d_h = diâmetro do buraco, mm

l_p = espaçamento entre buracos, mm

8.3.4. Perda de pressão no prato

A queda de pressão sobre as placas é uma importante consideração de projeto. Existem duas principais fontes de perda de pressão: devido ao fluxo de vapor através dos orifícios e devido à altura de líquido estático sobre o prato.

$$h_p = h_o + h_{cl}$$

A primeira parte, que é devido ao fluxo de vapor através dos orifícios pode ser calculada pela fórmula abaixo.

$$h_o = K_1 + K_2 * \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) * u_v$$

O termo h_o está em cm. Para pratos perfurados, temos as seguintes correlações:

$$K_1 = 0$$

$$K_2 = \frac{5,08}{C_v^2}$$

$$C_v = 0,59 + 0,721 * R_p + 0,231 * R_{ed} + 0,119 * R_{ed}^3$$

$$0,1 < R_{ed} < 1,2$$

$$0,05 < R_p < 0,2$$

O termo u_v é a velocidade de vapor nos buracos, consultar (Trambouze, 1999).

A segunda contribuição para perda de carga, que é devido a altura de líquido estático sobre o prato é definido por:

$$h_{cl} = \beta * h_L$$

Onde:

h_L = altura de líquido no prato, cm.

β = fator de aeração, normalmente tem o valor de 0,6

É conveniente expressar a pressão em termos de altura de líquido. Em unidades de pressão, temos:

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} * h_p * \rho_L$$

Onde:

ΔP_t = Perda de pressão total, PA (N/m²)

h_t = Perda de pressão total, mm líquido

8.3.5. Design Downcomer

A área do *downcomer* e espaçamento da placa deve ser tal que o nível do líquido e vapor no *downcomer* está bem abaixo do topo da saída da represa do prato acima. Se o nível sobe acima da saída da represa, a coluna será inundada. O *back-up* de líquido no *downcomer* é causado pela queda de pressão sobre a placa e da resistência ao fluxo no próprio *downcomer*.

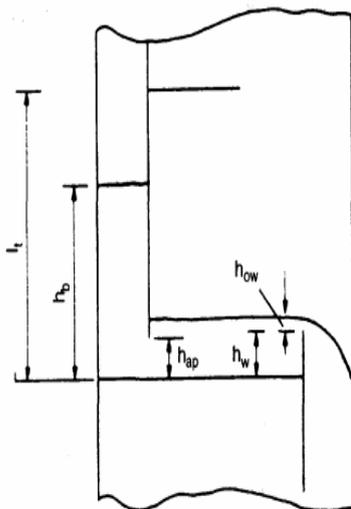


Figura 37. *Downcomer*.

Fonte: (Towler, 2008)

8.3.6. Método ShortCut

O método *shortcut* é uma maneira simplificada de encontrar alguns parâmetros importantes no dimensionamento da coluna de destilação. Este método é baseado em equações e correlações gráficas. Através da equação de *Fenske*, pode-se encontrar o número de estágios mínimos utilizando refluxo total. Com as equações de *Underwood*, pode-se calcular o taxa de refluxo mínimo. Obtido essas duas variáveis, com a correlação gráfica de *Gilliland*, encontra-se o número de estágios teóricos. Finalmente, com a equação de *Kirkbride*, determina a prato de alimentação da torre. As equações serão mostradas abaixo.

A equação de *Fenske* é mostrada abaixo.

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d * \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\alpha_{LK}}$$

Onde:

N_m = Número de estágios mínimos, para refluxo total

x_{LK} = concentração do componente leve, sendo 'd' no topo e 'b' no fundo

x_{HK} = concentração do componente pesado, sendo 'd' no topo e 'b' no fundo

α_{LK} = volatilidade relativa do componente leve em relação ao pesado

As equações de *Underwood* são listadas abaixo.

$$\sum \frac{\alpha_{LK} * x_{LK,d}}{\alpha_{LK} - \theta} = R_m + 1$$

$$\sum \frac{\alpha_{LK} * x_{LK,f}}{\alpha_{LK} - \theta} = 1 - q$$

Onde:

$x_{LK,d}$ = concentração do componente leve no destilado (topo) com refluxo mínimo

$x_{LK,f}$ = concentração do componente leve na alimentação

R_m = Refluxo mínimo

θ = raiz da equação

q = adimensional (calor para vaporizar 1 mol da alimentação dividido por calor latente molar da alimentação)

A correlação gráfica de *Gilliland* é mostrada na Figura 38 e serve para determinar o número de estágios teóricos. Depois de conseguir o número de pratos mínimo e refluxo mínimo, escolhe um refluxo adequado e descobre o número de pratos teóricos.

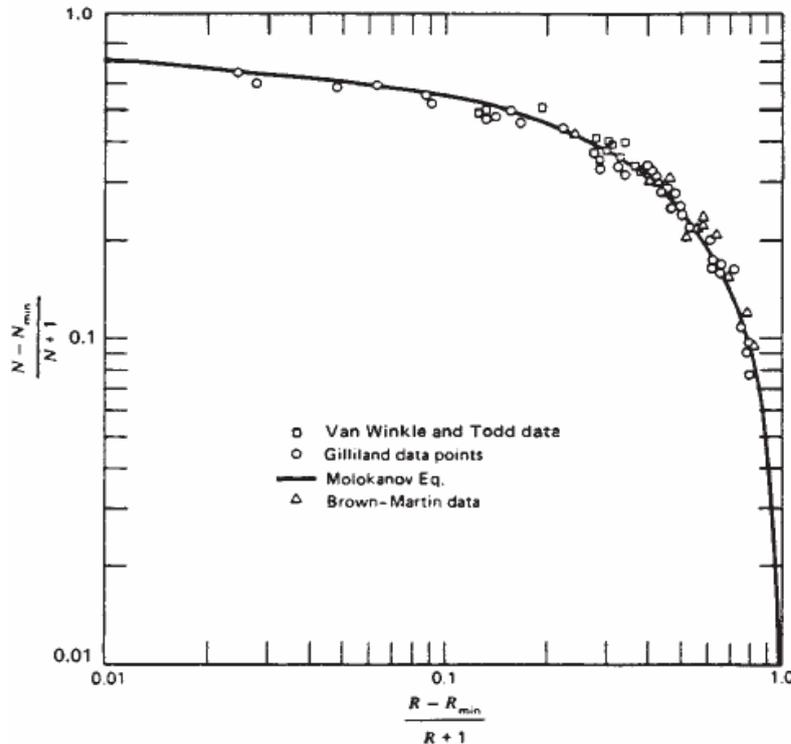


Figura 38. Correlação gráfica de *Gilliland*.
Fonte: (Perry, 1963)

A equação de Kirkbride serve para determinar o prato de alimentação da torre e é dada pela equação abaixo.

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 * \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) * \left(\frac{x_{HK,f}}{x_{LK,f}} \right) * \left(\frac{x_{LK,b}}{x_{HK,d}} \right) \right]$$

Onde:

N_r = Número de pratos acima da alimentação, incluindo condensador

N_s = Número de pratos abaixo da alimentação, incluindo refeedor

B = vazão molar de topo

D = vazão molar de fundo

$x_{LK,f}$ = concentração do componente leve na alimentação

$x_{HK,f}$ = concentração do componente pesado na alimentação

$x_{LK,b}$ = concentração do componente leve no produto de fundo

$x_{HK,d}$ = concentração do componente pesado no produto de topo

A Tabela 18 mostra o *data sheet* da coluna de destilação.

Tabela 18. Parâmetros da Coluna de destilação atmosférica.

Data Sheet Coluna de Destilação	Equipamento (Taq): CD-201
	Descrição: Separação
	Tipo: Prato
Dados de operação e mecânicos	
Tipo de prato	Prato perfurado (sieve)
Diâmetro (m)	3,05
Máximo alagamento represa (%)	80,97
Área da seção transversal (m ²)	7,30
Altura coluna (m)	17,68
Perda de pressão (bar)	0,11
Downcomer backup (%)	51,50
Máxima perda pressão por prato (bar)	0,012
Espaçamento prato (m)	0,6
Quantidade de pratos teóricos	29
Altura represa (mm)	50,8
Comprimento da represa (m)	2,61
Área ativa (m ²)	6,44
Downcomer clearance (mm)	38,1
Área downcomer (m ²)	0,43
Área de buracos (m ²)	0,99
Equipamento (Taq): CD-201	Projeto: 2

8.4. Tanques de armazenamento

Tanques cilíndricos verticais, com bases fixas e telhados cônicos, são universalmente utilizados para a armazenagem de líquidos à pressão atmosférica. Os tanques de armazenamento são dimensionados a partir de API Standard 650 (Tanques de aço para estocagem de óleo). Esta norma determina as dimensões do tanque (diâmetro e altura), sendo já encontrada o volume total. As principais cargas a serem considerados na concepção destes tanques é a pressão hidrostática do líquido. Nas refinarias, geralmente os tanques são de

grande volume, então é usado tanques verticais com teto fixo tipo cone ou com teto flutuante, quando existe grande variação de vapor. Depois de obter o volume, diâmetro e altura do tanque, pode-se calcular a mínima espessura da parede capaz de suportar esta pressão hidrostática de líquido através da equação abaixo.

$$T_t = \frac{\rho_L * H_{Lg} * D_t}{2 * S_t * E * 10^3}$$

Onde:

T_t : Espessura do tanque, mm;

H_L : Profundidade do líquido, m;

ρ_L : Densidade do líquido, kg/m³;

E: Eficiência conjunta (se aplicável);

g: Aceleração gravitacional, 9,81 m/s²;

S_t : Tensão máxima admissível pelo material do tanque, N/mm²;

D_t : tanque diâmetro, m.

Para grandes reservatórios, como tem uma variação da pressão hidrostática do líquido com a profundidade, é econômico, aumentar a espessura da chapa progressivamente a partir do topo para fundo do tanque. O critério utilizado para definir o volume dos tanques foi de 5 dias de armazenamento. Nas tabelas 19 a 23 estão os *data sheet* dos tanques.

Tabela 19. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (óleo cru).

Data Sheet Tanque	Equipamento (Taq): TA-101
	Descrição: Armazenamento
	Tipo: Vertical
Dados de operação e mecânicos	
Temperatura (°C)	15
Pressão (bar)	10
Diâmetro Interno (m)	33,07
Altura (m)	26,52
Razão Altura Diâmetro	0,8018
Número de Vasos Requeridos	2

Capacidade de Armazenamento por Vaso (m ³)	20425,9
Capacidade de Segurança por Vaso (m ³)	2352,2
Capacidade Total por Vaso (m ³)	22778
Equipamento (Taq): TA-101	Projeto: 1

Tabela 20. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (Naphta).

Data Sheet Tanque	Equipamento (Taq): TA-101
	Descrição: Armazenamento
	Tipo: Vertical
Dados de operação e mecânicos	
Temperatura (°C)	65,41
Pressão (bar)	1,4
Diâmetro Interno (m)	25,76
Altura (m)	20,73
Razão Altura Diâmetro	0,8047
Número de Vasos Requeridos	1
Capacidade de Armazenamento por Vaso (m ³)	9632
Capacidade de Segurança por Vaso (m ³)	1166
Capacidade Total por Vaso (m ³)	10798
Equipamento (Taq): TA-202	Projeto: 2

Tabela 21. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (Kerosene).

Data Sheet Tanque	Equipamento (Taq): TA-203
	Descrição: Armazenamento
	Tipo: Vertical
Dados de operação e mecânicos	
Temperatura (°C)	265
Pressão (bar)	2,123
Diâmetro Interno (m)	20,73
Altura (m)	16,61
Razão Altura Diâmetro	0,8015

Número de Vasos Requeridos	1
Capacidade de Armazenamento por Vaso (m ³)	4952
Capacidade de Segurança por Vaso (m ³)	652
Capacidade Total por Vaso (m ³)	5604
Equipamento (Taq): TA-203	Projeto: 2

Tabela 22. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (diesel).

Data Sheet Tanque	Equipamento (Taq): TA-204
	Descrição: Armazenamento
	Tipo: Vertical
Dados de operação e mecânicos	
Temperatura (°C)	281
Pressão (bar)	2,28
Diâmetro Interno (m)	26,37
Altura (m)	21
Razão Altura Diâmetro	0,7977
Número de Vasos Requeridos	1
Capacidade de Armazenamento por Vaso (m ³)	10209
Capacidade de Segurança por Vaso (m ³)	1273
Capacidade Total por Vaso (m ³)	11482
Equipamento (Taq): TA-204	Projeto: 2

Tabela 23. Parâmetros do Tanque de Armazenamento (gásóleo pesado - AGO).

Data Sheet Tanque	Equipamento (Taq): TA-205
	Descrição: Armazenamento
	Tipo: Vertical
Dados de operação e mecânicos	
Temperatura (°C)	332,95
Pressão (bar)	2,37
Diâmetro Interno (m)	16,31
Altura (m)	13,11
Razão Altura Diâmetro	0,8037

Número de Vasos Requeridos	1
Capacidade de Armazenamento por Vaso (m ³)	2412,5
Capacidade de Segurança por Vaso (m ³)	324,7
Capacidade Total por Vaso (m ³)	2737,2
Equipamento (Taq): TA-205	Projeto: 2

8.5. Bombas

Primeiramente tem-se o estudo para a definição do tipo de bomba usada, em seguida, calculam-se os diâmetros de sucção e recalque. Com os dados de vazão da bomba e altura manométrica total, através do catálogo de bombas, pode-se escolher a bomba adequada. Nas Tabelas 24 a 27 mostram o *data-sheet* das bombas.

Tabela 24. Parâmetros da Bomba – 1.

Data Sheet Bomba	Equipamento (Taq): BO-101
	Descrição: Fluxo
	Tipo: Centrífuga
Dados de operação e técnicos	
Temperatura (°C)	15
Pressão (bar)	12
Densidade específica	0,8839
Capacidade (m ³ /s)	0,11
Altura (m)	25,3
Hydraulic power (KW)	23,23
Design Power (KW)	30,98
Driver Power (HP)	50
Capacity- head factor (galUS.ft/min)	139575
Eficiência (%)	75
Equipamento (Taq): BO-101	Projeto: 1

Tabela 25. Parâmetros da Bomba – 2.

Data Sheet Bomba	Equipamento (Taq): BO-102
	Descrição: Fluxo

	Tipo: Centrífuga
Dados de operação e técnicos	
Temperatura (°C)	119
Pressão (bar)	11,15
Densidade específica	0,8030
Capacidade (m ³ /s)	0,11
Altura (m)	27,8
Hydraulic power (KW)	24,96
Design Power (KW)	33,28
Driver Power (HP)	50
Capacity- head factor (galUS.ft/min)	165052
Eficiência (%)	75
Equipamento (Taq): BO-102	Projeto: 1

Tabela 26. Parâmetros da Bomba – 3.

Data Sheet Bomba	Equipamento (Taq): BO-103
	Descrição: Fluxo
	Tipo: Centrífuga
Dados de operação e técnicos	
Temperatura (°C)	189,9
Pressão (bar)	7,4
Densidade específica	0,7629
Capacidade (m ³ /s)	0,12
Altura (m)	29,5
Hydraulic power (KW)	25,21
Design Power (KW)	33,62
Driver Power (HP)	50
Capacity- head factor (galUS.ft/min)	177027
Eficiência (%)	75
Equipamento (Taq): BO-103	Projeto: 1

Tabela 27. Parâmetros da Bomba – 4.

Data Sheet Bomba	Equipamento (Taq): BO-103
	Descrição: Fluxo
	Tipo: Centrífuga
Dados de operação e técnicos	
Temperatura (°C)	374,7
Pressão (bar)	4,3
Densidade específica	0,7184
Capacidade (m ³ /s)	0,06
Altura (m)	31,2
Hydraulic power (KW)	12,23
Design Power (KW)	16,31
Driver Power (HP)	25
Capacity- head factor (galUS.ft/min)	90445
Eficiência (%)	75
Equipamento (Taq): BO-204	Projeto: 2

8.6. Caldeira

Caldeira é um equipamento cuja função é, entre muitas, a produção de vapor através do aquecimento da água. As caldeiras em geral são empregadas para alimentar máquinas térmicas, autoclaves para esterilização de materiais diversos, cozimento de alimentos através do vapor, ou calefação ambiental. Quanto a passagem da água, as caldeiras podem ser classificadas em dois tipos: fogotubulares, onde os gases quentes de combustão passam por dentro dos tubos, circundados pela água e aquatubulares, onde os gases quentes envolvem os tubos por onde passa a água. A planta de destilação em estudo necessita de 60000kg/h de vapor superaquecido a 10bar e 185°C.

As caldeiras utilizadas na planta são todas aquatubulares. Para o cálculo do consumo de combustível, necessita-se saber a energia útil absorvida pela água no interior do equipamento. Essa energia é dada pela equação abaixo.

$$q_u = m_v * (h_v - h_a)$$

Onde:

q_u = Energia absorvida pelo vapor (kW)

m_v = Fluxo de vapor (kg/s)

h_v = Entalpia do vapor (kJ/kg)

h_a = Entalpia da água de alimentação (kJ/kg)

A entalpia do vapor é 2820,7 kJ/kg e a da água de alimentação (65°C e 10 bar) é 272,5 kJ/kg. Portanto, a energia absorvida é de 42470 kW, ou 152892000 kJ/h. O combustível usado na caldeira tem entalpia específica de 43000 kJ/kg. Daí, será preciso 42676 kg/h de combustível para obter a fluxo de vapor necessário, assumindo um fator de 20% em excesso.

8.7. Torre de Resfriamento

As torres de resfriamento são equipamentos utilizados para o resfriamento de água industrial, como aquela proveniente de condensadores de usinas de geração de potência, ou de instalações de refrigeração, trocadores de calor, etc. A água aquecida é gotejada na parte superior da torre e desce lentamente através de “enchimentos” de diferentes tipos, em contracorrente com uma corrente de ar frio (normalmente à temperatura ambiente). A torre é essencialmente um processo de transferência de massa e calor.

Na planta há uma necessidade de 3000000 kg/h (3000m³/h) de água de resfriamento. A especificação das caldeiras será feito de acordo com o catálogo da Alpina S.A. – Indústria e Comércio. Para escolha das torres serão necessárias o conhecimento de algumas variáveis:

a) Vazão da água em circulação (G_w) = 3000m³/h

Como a vazão é muito grande, resolveu-se dividir em 10 torres de 300m³/h.

b) Temperatura da água quente (t_{w1}) = 35°C

c) Temperatura da água fria (t_{w1}) = 30°C

d) Quantidade de calor a ser removida da água quente (Q)

$$Q = m * c * \Delta t ; Q = 17,5 \text{ kW}$$

e) Temperatura de bulbo úmido (t_f) = 27°C

f) Diferenças térmicas

$$Z = t_{w1} - t_{w2} = 35 - 30 = 5^\circ\text{C}$$

$$a = t_{w2} - t_f = 30 - 27 = 3^\circ\text{C}$$

Tabela 28. Valores das grandezas para o projeto da torre de resfriamento.

Natureza da instalação	$a = t_{w2} - t_f$	t_{w2}	$Z = t_{w1} - t_{w2}$
1. Ar condicionado	3,0-5,0°C	29,5 °C	4,0-5,5 °C
2. Turbocompressores	2,5-5,0 °C	29,0 °C	6,0-8,0 °C
3. Laticínios	2,5-5,0 °C	29,0 °C	6,0-8,0 °C
4. Usina de açúcar	2,0-4,5 °C	28,0 °C	6,0-8,0 °C
5. Motores diesel	9,0-15,0 °C	35,0 °C	15,0-25,0 °C
6. Metalurgia	10,0-15,0 °C	35,0 °C	8,0-12,0 °C

Fonte: (Macintyre, 1997)

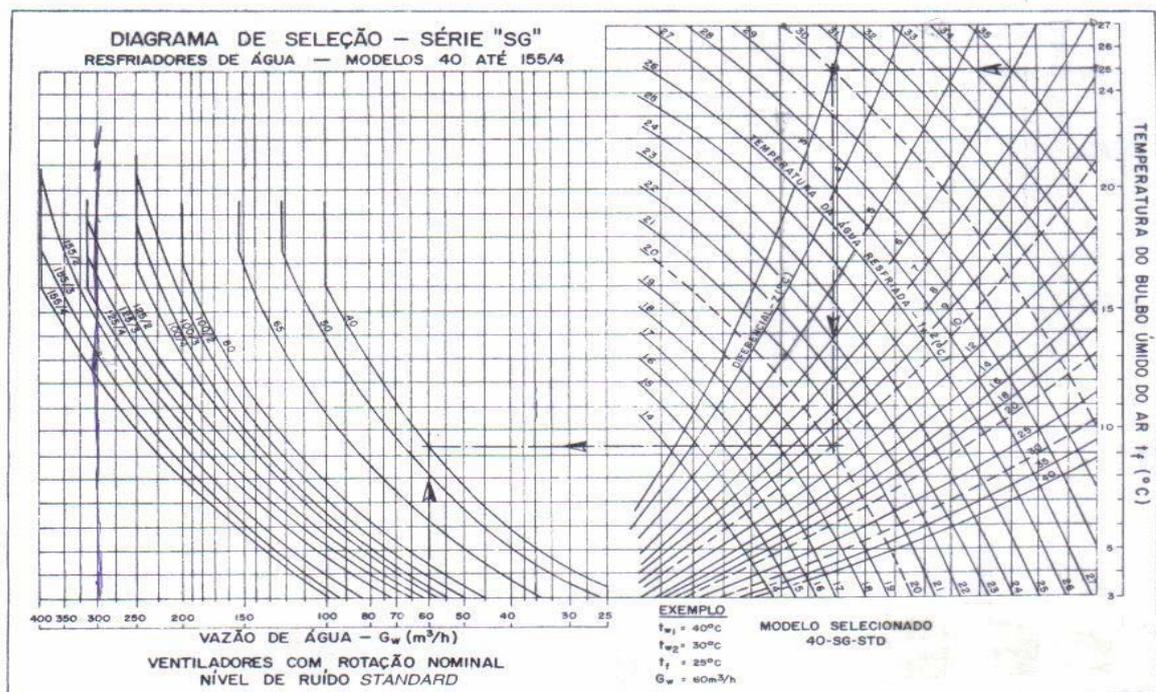


Fig. 39. Diagrama de resfriamento. Modelo 40 até 155 - Série SG Standard. Alpina S.A., Indústria e comércio. Fonte: (Macintyre, 1997)

Através da Tabela 28 e as variáveis da torre de resfriamento (listadas de “a” a “e”), escolhe-se o tipo de natureza de instalação da torre. Com o gráfico (Fig. 31) e as variáveis antes encontradas, pode-se determinar o modelo da torre de resfriamento. O modelo selecionado foi 155/4 – SG – STD. Com esse modelo, as 10 torres podem operar com uma capacidade de até 325 m³/h. As dimensões da torre podem ser encontradas em “Alpina S.A. Indústria e Comércio – resfriamento de água; compactos de *fiberglass* Alpina. Seleção, instalação e manutenção, 1978. Resfriadores de água.”.

9. MATERIAL DOS EQUIPAMENTOS

Muitos fatores devem ser considerados quanto à escolha de materiais, mas para plantas de processo químico, as considerações imperiosas são elevadas temperaturas de resistência e capacidade de resistir a corrosão. O engenheiro será responsável por recomendar materiais que serão adequados para as condições do processo. O engenheiro de processo também deve considerar as exigências do engenheiro mecânico, o material selecionada deve ter força e poder ser facilmente trabalhado.

O material mais econômico que satisfaça os requerimentos de processo e mecânicos deve ser selecionado, que será o material que apresenta o menor custo ao longo da vida útil da planta, permitindo a manutenção e substituição. Outros fatores, tais como a contaminação dos produtos e a segurança do processo, deve também ser consideradas.

As características mais importantes a serem consideradas quanto à escolha de um material de construção são:

1. Propriedades mecânicas
 - a. Força - resistência à tração
 - b. Rigidez - módulo de elasticidade (Módulo de Young)
 - c. Tenacidade - a resistência à ruptura
 - d. Dureza
 - e. Resistência à fadiga
2. O efeito da alta e baixa temperatura, e ciclagem térmica
3. Resistência à corrosão
4. Propriedades especiais, tais como condutividade térmica, resistência elétrica, propriedades magnéticas
5. A facilidade de fabricação, moldagem e soldagem
6. Disponibilidade nos tamanhos padrões - chapas, perfis, tubos
7. Custo

Tabela 29. Material de construção dos equipamentos.

Equipamentos	Material	Tipo (ANSI)	Range temperatura (°C)
Trocadores de calor			
Casco	Aço carbono		30 - 740
Tubo	Aço inoxidável	304L	20 - 800
Refrervedor			
Casco	Aço carbono		30 - 740
Tubo	Aço inoxidável	304L	20 - 800
Condensador			
Casco	Aço carbono		30 - 740
Tubo	Aço inoxidável	304L	20 - 800
Separador Trifásico	Liga baixo carbono	4340(AISI)	30 - 740
Separador Vertical	Liga baixo carbono	4340(AISI)	30 - 740
Coluna Atmosférica	Aço inoxidável	316L	20 - 800
Caldeira	Aço inoxidável	316L	20 - 800
Torre de resfriamento	<i>Fiberglass</i>	-	-
Tanques	Liga baixo carbono	4340(AISI)	20 - 800

10. CUSTOS DA PLANTA E EQUIPAMENTOS

O investimento total exigido para um novo processo pode ser dividido em cinco partes: investimento na planta, investimento nas utilidades, investimentos em obras cíveis, taxas de engenharia e capital de giro. Nesta monografia não foram contabilizados os custos em obras cíveis. O custo de um equipamento específico será função dos seguintes itens: dimensão, material de construção, pressão e temperatura de operação. O custo é freqüentemente apresentado como o custo versus a capacidade do equipamento ou expresso como uma função de sua potência.

$$C_E = C_B * \left(\frac{Q}{Q_B} \right)^M * f_m * f_T * f_P$$

Em que C_E é o custo do equipamento com capacidade Q . C_B é o custo conhecido de um equipamento com capacidade conhecida Q_B . M é uma constante que depende do tipo de equipamento. O fator f_m é para correção do material de construção, f_p é fator de correção para pressão de operação e f_T é fator de correção para temperatura de operação. Existem na literatura aberta várias fontes de dados sobre custo de equipamento de processo (Perry, 1963; Smith, 2005; Towler, 2008).

Existe outra forma também de calcular o custo dos equipamentos. Uma forma semelhante, mudando apenas a fórmula de cálculo desses custos.

$$C_e = a + b * S^n$$

Onde C_e é o custo dos equipamentos, 'a' e 'b' são constantes de custos, S é o parâmetro de referência (exemplo: trocador de calor, área total) e 'n' é um expoente de que depende do tipo de equipamento. Para maiores detalhes a respeito, consultar esta referência (Towler, 2008).

Além do custo de cada equipamento existem os custos com: custo de instalação; tubulação e válvulas; sistema de controle; sistema elétricos; sistema de segurança; honorários de engenharia e contingências. Há os custos com utilidades: geração de eletricidade; geração e distribuição de vapor; tratamento de água; sistema de arrefecimento; tratamento de efluentes; sistema de compressão de gás; sistema de inertização e sistema de combate de incêndio.

O custo total da planta pode ser obtido multiplicando os diversos fatores que compõem uma planta de processo pelo custo individual de cada equipamento (C_F), através da fórmula abaixo. Estes fatores podem ser vistos na Tabela 30.

$$C_F = \sum_i [f_M * f_T * f_P * (1 + f_{PIP})] * C_{E,i} + \left(\begin{array}{l} f_{ER} + f_{INST} + f_{ELEC} + f_{UTIL} + f_{OS} + f_{BUILD} + f_{SP} \\ + f_{DEC} + f_{CONT} + f_{WS} \end{array} \right) * \sum_i C_{E,i}$$

Em que f_{ER} é custo com montagem do equipamento, f_{INST} é custo de com instrumentação e controle, f_{ELEC} é o custo com instalação elétrica, f_{UTIL} é custo da utilidades, f_{PIP} é custo com tubulação, f_{CONT} é custo com contingência, f_{DEC} é o custo com design e engenharia, f_{WS} é custo com capital giro, f_{OS} é o custo com off-sites, f_{BUILD} é o custo com construção e f_{SP} é o custo com a preparação do local.

Tabela 30. Fatores para estimar custos de equipamentos e construção de planta.

	Processo com fluido	Processo com sólido
Custos diretos		
Entrega equipamentos	1	1
f_{ER}	0,4	0,5
f_{PIP}	0,7	0,2
f_{INST}	0,2	0,1
f_{ELEC}	0,1	0,1
f_{UTIL}	0,5	0,2
f_{OS}	0,2	0,2
f_{BUILD}	0,2	0,3
f_{SP}	0,1	0,1
Custo total de instalação e equipamentos	3,4	2,7
Custos indiretos		

f_{DEC}	1,0	0,8
f_{CONT}	0,4	0,3
Custo total do capital fixo	4,8	3,8
Capital de giro		
f_{WS}	0,7	0,6
Custo total do capital	5,8	4,4

Fonte: (Smith, 2005)

Tabela 31. Custo dos equipamentos e custo total do capital fixo.

Equipamentos	Custo (R\$)
Trocadores de calor	1.827.360,00
Condensador	374.350,00
Refrervedor	34.424,00
Bombas	339.274,00
Dessalgadora	315.718,00
Torre Flash	140.158,00
Forno (Box)	4.742.902,00
Coluna de destilação	1.059.742,00
Tanques	4.726.982,00
Caldeira	2.647.844,00
Torre de resfriamento	958.057,00
Custo total de equipamentos	
	17.166.811,00
Custo total do capital fixo (CF)	
	82400693,00*

*Esse custo total não foi incluso o capital de giro.

11. CONCLUSÃO E TRABALHOS FUTUROS

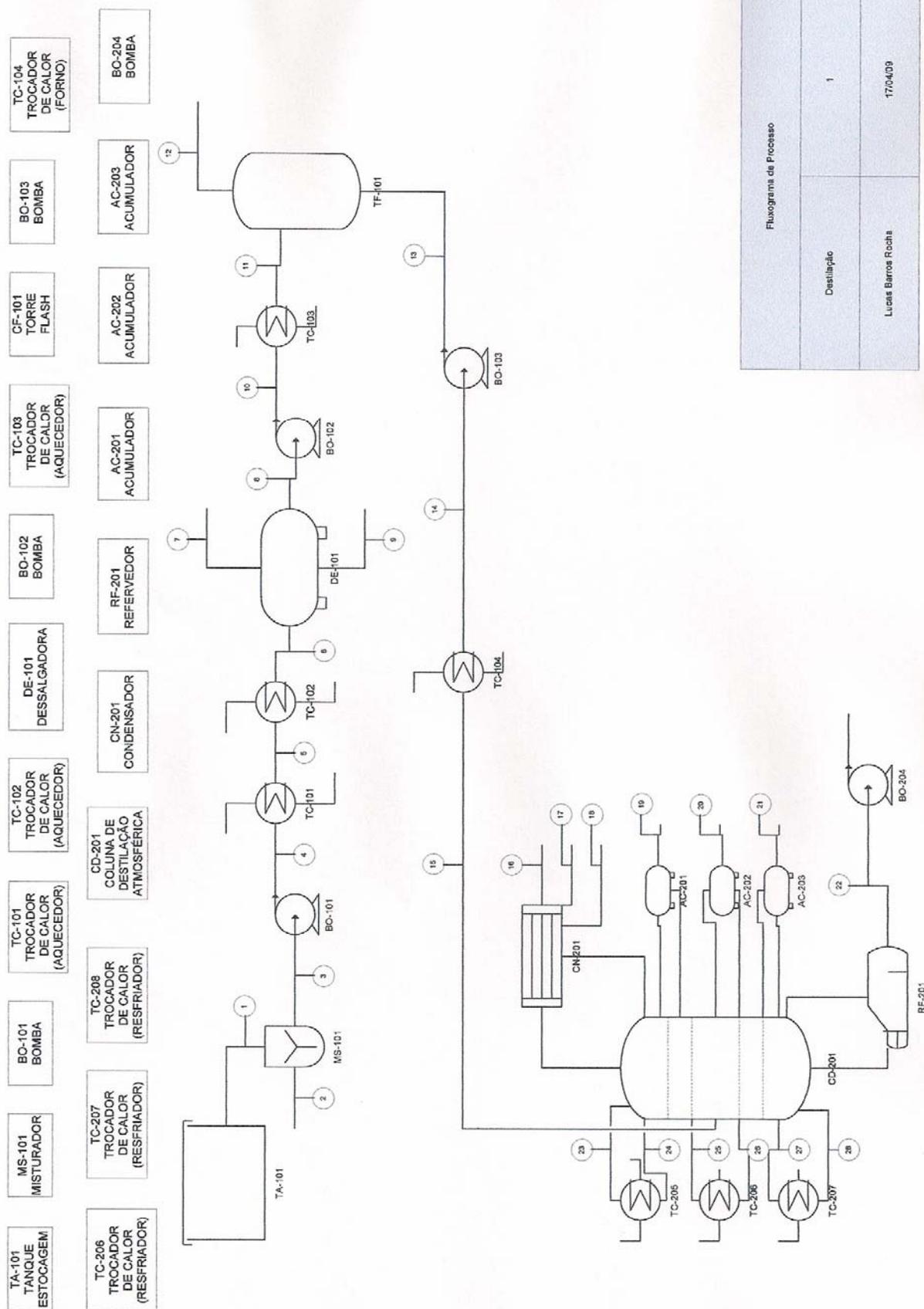
O trabalho apresentou um projeto de uma unidade de fracionamento atmosférico de petróleo. Diante disso, foi utilizado o software HYSYS como ferramenta de auxílio para o projeto. Com relação aos objetivos propostos, constatou-se que o software é uma ferramenta poderosa que permite o cálculo dos balanços de massa e energia de toda a planta, a caracterização do petróleo com um mínimo de informação, gerando uma curva de destilação e o dimensionamento de todos equipamentos de processo. O resultado final da destilação, com relação a quantidade de produtos foi bastante satisfatório devido o intervalo inserido para as temperaturas de corte serem menores que as realmente utilizadas. Isso explica o fato de um petróleo tão leve, ter gerado uma grande quantidade de resíduo. A temperatura inicial para o corte de resíduo é aproximadamente a 510°C (Sklo, 2005), enquanto no trabalho foi inserido 370 °C. Esse resíduo está em grande quantidade por que nele está inserido o gasóleo pesado, que não foi colocado suas temperaturas de corte.

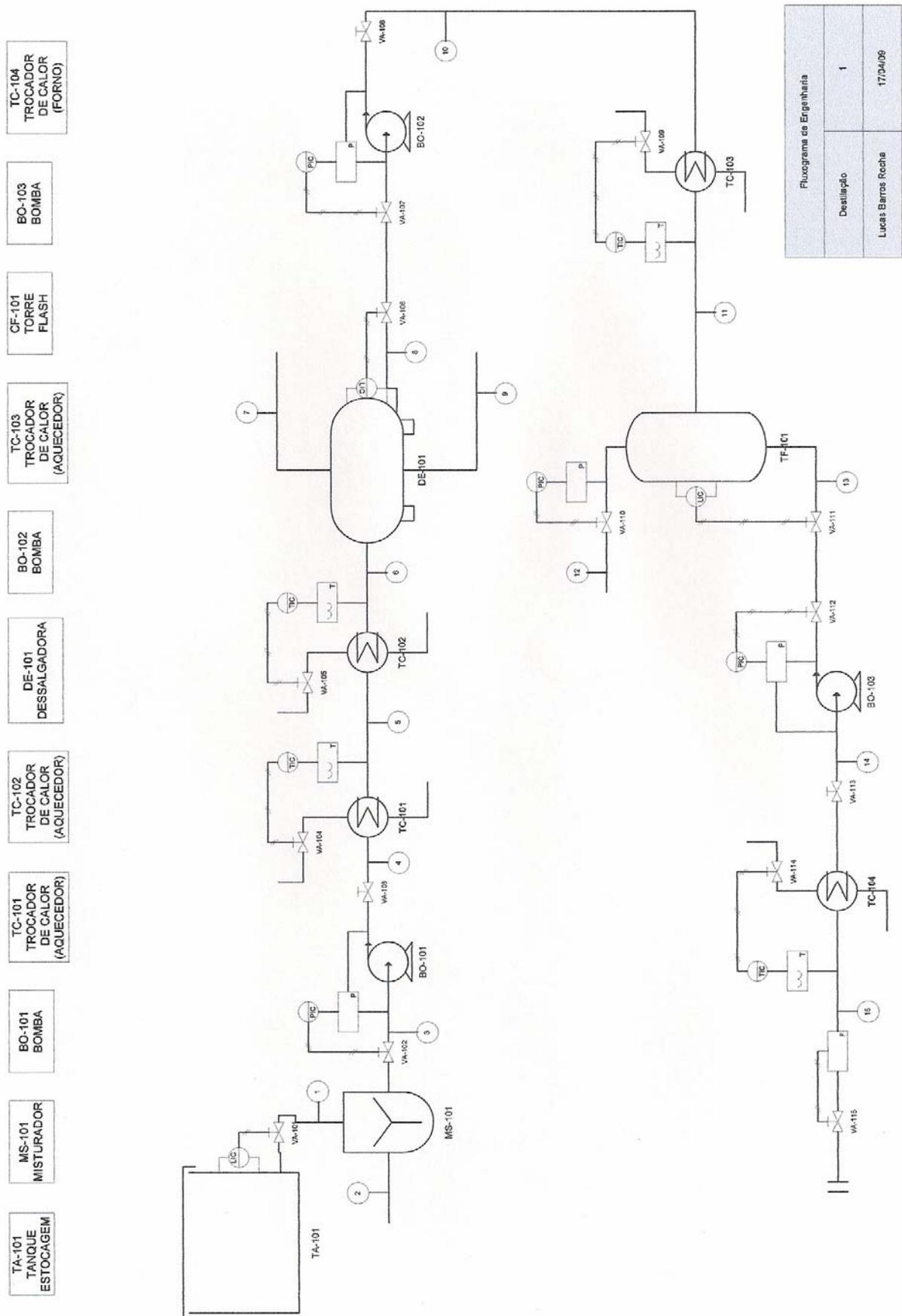
A parte econômica do trabalho não foi desenvolvida no próprio software, mas este permite esses cálculos mediante a introdução de diversos parâmetros de construção. Essa avaliação econômica da planta, foi feita calculando os preços dos equipamentos através de equações encontradas em *handbook's* de engenharia, e finalmente, estimando o capital total necessário para construção da planta, com o auxílio de fatores encontradas na literatura, e este foi de R\$ 82.400.963,00.

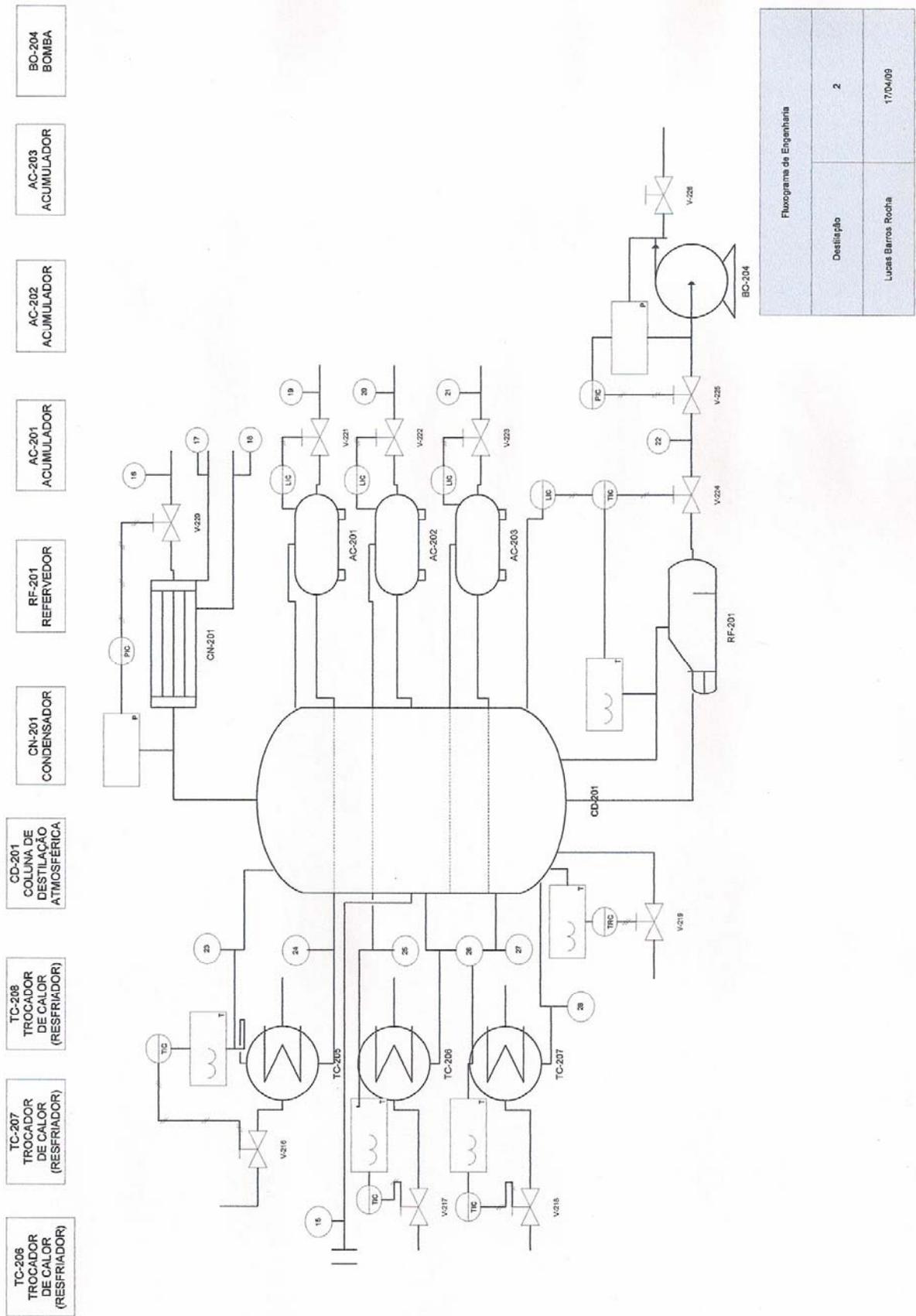
Como trabalhos futuros, pode-se explorar os seguintes itens. Como foi visto, trabalhou-se com um petróleo leve da Arábia Saudita, pode-se analisar o petróleo brasileiro que é, geralmente, de maior densidade. Outra análise que poderá ser feita é a introdução da coluna de destilação a vácuo, com o intuito de conseguir separar melhor as frações pesadas do petróleo. Dessa forma, pode-se tentar a otimização da coluna de destilação para maior obtenção dos produtos desejados.

ANEXOS
(Fluxogramas)

Na Tabela 32 será mostrado a identificação de cada corrente com sua respectiva tubulação. Na Tabela 33 é listado e rotulado os equipamentos da planta industrial. Na Tabela 34, mostra-se as válvulas existentes, informando seu tipo e como é acionada. Na Tabela 35 está a lista de instrumentos para controle da planta. Na Tabela 36 é identificada as correntes do fluxograma de utilidades.







Fluxograma de Engenharia	
Destilado	2
Lucas Barros Rocha	17/04/09

Tabela 32. Identificação das correntes do fluxograma de engenharia.

Número	1	2	3	4	5
Nome	Raw crude after	Water	To heater	depois bomba 1	To heat exchanger
Fração mássica					
Óleo	1	0	0,977199	0,977199	0,977199
Água	0	1	0,022801	0,022801	0,022801
Naphta	0	0	0	0	0
Querosene	0	0	0	0	0
Diesel	0	0	0	0	0
Gasóleo pesado	0	0	0	0	0
Fase (fração)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)
Total (kg/h)	3,00E5	7000	3,07E5	3,07E5	3,07E5
Pressão (bar)	10	10	10	12	9,5
Temperatura (°C)	15	15	15	15	65
Tubulação (in)	10	1(1/2)	10	10	10
Número	6	7	8	9	10
Nome	To Dessalter	Ovhp vap	crude	Dessalter water	depois bomba 2
Fração mássica					
Óleo	0,977199	-	0,998837	0	0,998837
Água	0,022801	-	0,001163	1	0,001163
Naphta	0	-	0	0	0
Querosene	0	-	0	0	0
Diesel	0	-	0	0	0
Gasóleo pesado	0	-	0	0	0
Fase (fração)	Líquida (1)	-	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)
Total (kg/h)	3,07E5	-	3,0035E5	6650,8	3,0035E5
Pressão (bar)	9,15		9,15	9,15	11,15
Temperatura (°C)	118,6		118,6	118,6	118,6
Tubulação (in)	10	10	10	1(1/2)	10

Número	11	12	13	14	15
Nome	To pre-flash	Light prod	Btm liquid	depois bomba 3	ATM feed
Fração mássica					
Óleo	0,998837	0,979932	0,999805	0,999805	0,999805
Água	0,001163	0,020068	0,000195	0,000195	0,000195
Naphta	0	0	0	0	0
Querosene	0	0	0	0	0
Diesel	0	0	0	0	0
Gasóleo pesado	0	0	0	0	0
Fase (fração)	Líquida (0,86493)	Vapor (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Vapor (0,76916)
Total (kg/h)	3,0035E5	14626	2,8572E5	2,8572E5	2,8572E5
Pressão (bar)	5,4	5,4	5,4	3,4	2,9
Temperatura (°C)	187,6	187,6	187,6	187,6	400
Tubulação (in)	10	6	10	10	10
Número	16	17	18	19	20
Nome	Off gas	Waste water	Naphta	Kerosene Prod	Diesel Prod
Fração mássica					
Óleo	0,943014	0	0	0	0
Água	0,056986	1	0,000435	0	0,000482
Naphta	0	0	0,999565	0	0
Querosene	0	0	0	1	0
Diesel	0	0	0	0	0,999518
Gasóleo pesado	0	0	0	0	0
Fase (fração)	Vapor (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)
Total (kg/h)	4,3232E-6	2908,2	56859	26175	57558
Pressão (bar)	1,4	1,4	1,4	2,12	2,28
Temperatura (°C)	65,41	65,41	65,41	265	281

Tubulação (in)	(1/8)	1(1/2)	5	4	5
Número	21	22	23	24	25
Nome	AGO Prod	ATM residue	Kerosene PA Return	Kerosene PA Draw	Diesel PA Return
Fração mássica					
Óleo	0	0,999689	0	0	0
Água	0,000467	0,000311	0,000122	0,000122	0,000078
Naphta	0	0	0	0	0
Querosene	0	0	0,999878	0,999878	0
Diesel	0	0	0	0	0,999922
Gasóleo pesado	0,999533	0	0	0	0
Fase (fração)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)
Total (kg/h)	13963	1,3121E5	1,3909E5	1,3909E5	88020
Pressão (bar)	2,37	2,492	2,14	2,14	2,28
Temperatura (°C)	332,95	378,3	180,32	241,29	220
Tubulação (in)	2(1/2)	8	8	8	6
Número	26	27	28		
Nome	Diesel PA Draw	AGO PA Return	AGO PA Draw		
Fração mássica					
Óleo	0	0	0		
Água	0,000078	0,000050	0,000050		
Naphta	0	0	0		
Querosene	0	0	0		
Diesel	0,999922	0	0		
Gasóleo pesado	0	0,999950	0,999950		
Fase (fração)	Líquida (1)	Líquida (1)	Líquida (1)		
Total (kg/h)	88020	92123	92123		
Pressão (bar)	2,28	2,37	2,37		

Temperatura (°C)	295,96	288,72	357,34		
Tubulação (in)	6	6	6		

Tabela 33. Lista de equipamentos.

Taq	Equipamento	Observação
AC-101	Acumulador	-
AC-102	Acumulador	-
AC-103	Acumulador	-
BO-101	Bomba	Centrífuga
BO-102	Bomba	Centrífuga
BO-103	Bomba	Centrífuga
BO-204	Bomba	Centrífuga
BO-301	Bomba	Centrífuga
BO-401	Bomba	Centrífuga
BO-402	Bomba	Centrífuga
CA-301	Caldeira	Aquatubular
CD-201	Coluna destilação	Atmosférica
CN-201	Condensador	Fluido: Água
DE-101	Dessalgadora	Separador trifásico
MS-101	Misturador	-
RF-201	Refervedor	Fluido: Óleo aquecimento
TA-101	Tanque	Armazenamento
TA-301	Tanque	Armazenamento
TC-101	Trocador de calor	A vapor
TC-102	Trocador de calor	A vapor
TC-103	Trocador de calor	A vapor
TC-104	Forno	Óleo combustível
TC-205	Trocador de calor	Água de resfriamento
TC-206	Trocador de calor	Água de resfriamento
TC-207	Trocador de calor	Água de resfriamento
TF-101	Torre Flash	Separador Vertical
TR-401	Torre de Resfriamento	Conta-corrente (ar)

Tabela 34. Lista de válvulas.

Taq	Tipo	Acionamento
VA-101	Controle de nível	Pneumático
VA-102	Controle de pressão	Pneumático
VA-103	Segurança	Manual
VA-104	Controle de temperatura	Pneumático

VA-105	Controle de temperatura	Pneumático
VA-106	Controle de nível	Pneumático
VA-107	Controle de pressão	Pneumático
VA-108	Segurança	Manual
VA-109	Controle de temperatura	Pneumático
VA-110	Controle de pressão	Pneumático
VA-111	Controle de nível	Pneumático
VA-112	Controle de pressão	Pneumático
VA-113	Segurança	Manual
VA-114	Controle de temperatura	Pneumático
VA-115	Controle de fluxo	Pneumático
VA-216	Controle de temperatura	Pneumático
VA-217	Controle de temperatura	Pneumático
VA-218	Controle de temperatura	Pneumático
VA-219	Controle de temperatura	Pneumático
VA-220	Controle de pressão	Pneumático
VA-221	Controle de nível	Pneumático
VA-222	Controle de nível	Pneumático
VA-223	Controle de nível	Pneumático
VA-224	Controle de temperatura e nível	Pneumático
VA-225	Controle de pressão	Pneumático
VA-226	Segurança	Manual
VA-301	Controle de temperatura	Pneumático
VA-302	Controle de pressão	Pneumático
VA-303	Controle de nível	Pneumático
VA-304	Controle de pressão	Pneumático
VA-305	Segurança	Manual
VA-401	Controle de temperatura	Pneumático
VA-402	Controle de pressão	Pneumático
VA-403	Controle de pressão	Pneumático
VA-404	Segurança	Manual

VA-405	Controle de pressão	Pneumático
VA-406	Segurança	Manual

Tabela 35. Lista de instrumentos.

Taq	Controlador/Indicador	Quantidade
LIC	Nível	9
PIC	Pressão	12
FIC	Fluxo	1
TIC	Temperatura	10
Taq	Medidores	Quantidade
L	Nível	9
P	Pressão	12
F	Fluxo	1
T	Temperatura	10

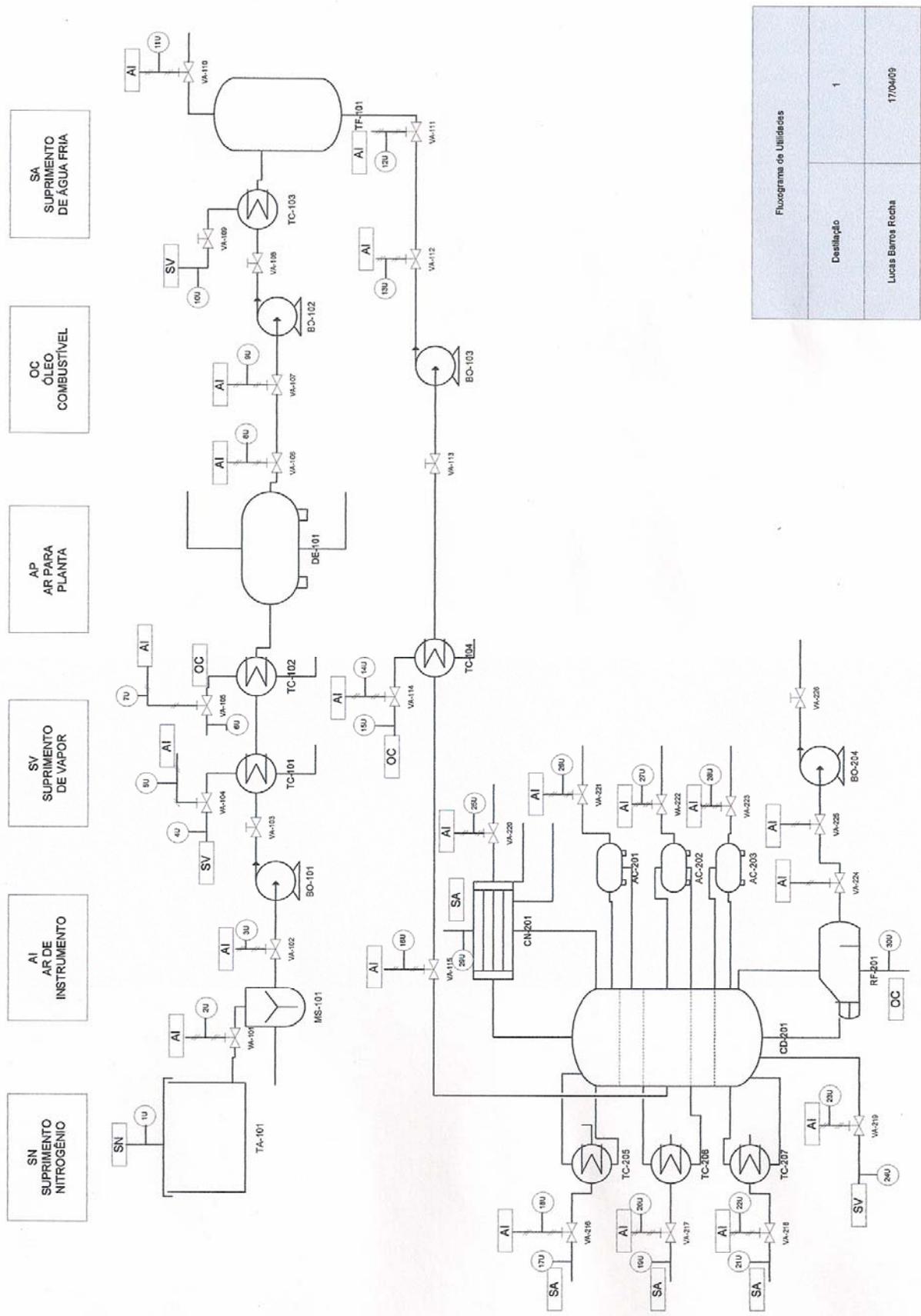


Tabela 36. Identificação das correntes do fluxograma de utilidades.

Número	1U	2U	3U	4U	5U
AI	-	1	1	-	1
AP	-	-	-	-	-
SA	-	-	-	-	-
SN	1		-	-	-
SV	-	-	-	1	-
OC	-	-	-	-	-
Fase (fração)	Vapor (1)				
Total (kg/h)	-	-	-	14984,67	-
Pressão (bar)	-	5	5	11,376	5
Temperatura (°C)	-	25	25	185,56	25
Número	6U	7U	8U	9U	10U
AI	-	1	1	1	-
AP	-	-	-	-	-
SA	-	-	-	-	-
SN	-	-	-	-	-
SV	-	-	-	-	1
OC	1	-	-	-	-
Fase (fração)	Vapor (1)				
Total (kg/h)	158020	-	-	-	29803
Pressão (bar)	2	5	5	5	27,58
Temperatura (°C)	180	25	25	25	229,44
Número	11U	12U	13U	14U	15U
AI	1	1	1	1	-
AP	-	-	-	-	-
SA	-	-	-	-	-
SN	-	-	-	-	-
SV	-	-	-	-	-
OC	-	-	-	-	1

Fase (fração)	Vapor (1)	Vapor (1)	Vapor (1)	Vapor (1)	Vapor (1)
Total (kg/h)	--	-	-	-	4840
Pressão (bar)	5	5	5	5	1,724
Temperatura (°C)	25	25	25	25	385
Número	16U	17U	18U	19U	20U
AI	1	-	1	-	1
AP	-	-	-	-	-
SA	-	1	-	1	-
SN	-	-	-	-	-
SV	-	-	-	-	-
OC	-	-	-	-	-
Fase (fração)	Vapor (1)	Líquido (1)	Vapor (1)	Líquido (1)	Vapor (1)
Total (kg/h)	-	501163	-	412068	-
Pressão (bar)	5	3,4474	5	3,4474	5
Temperatura (°C)	25	23,9	25	23,9	25
Número	21U	22U	23U	24U	25U
AI	-	1	1	-	1
AP	-	-	-	-	-
SA	1	-	-	-	-
SN	-	-	-	-	-
SV	-	-	-	1	-
OC	-	-	-	-	-
Fase (fração)	Líquido (1)	Vapor (1)	Vapor (1)	Vapor (1)	Vapor (1)
Total (kg/h)	412068	-	-	1700	-
Pressão (bar)	3,4474	5	5	13,8	5
Temperatura (°C)	23,9	25	25	194,6	25
Número	26U	27U	28U	29U	30U
AI	1	1	1	-	-

AP	-	-	-	-	-
SA	-	-	-	1	-
SN	-	-	-	-	-
SV	-	-	-	-	-
OC	-	-	-	-	1
Fase (fração)	Vapor (1)	Vapor (1)	Vapor (1)	Líquida (1)	Vapor (1)
Total (kg/h)	-	-	-	1472580	62598
Pressão (bar)	5	5	5	3,4474	1,724
Temperatura (°C)	25	25	25	23,9	385

Abaixo tem-se a legenda da tabela 11.

AI - ar para instrumento

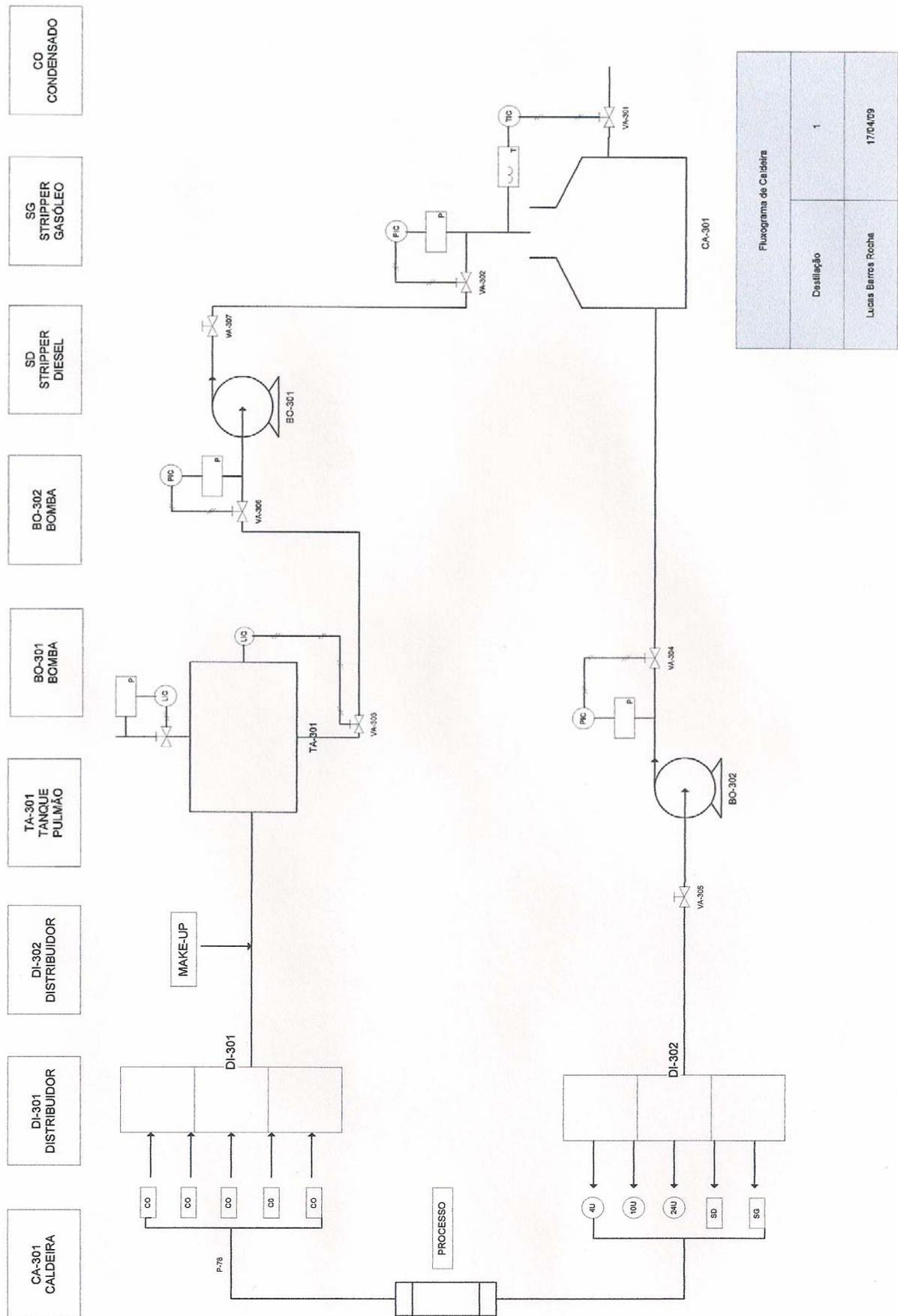
AP - ar para planta

SA - suprimento água fria

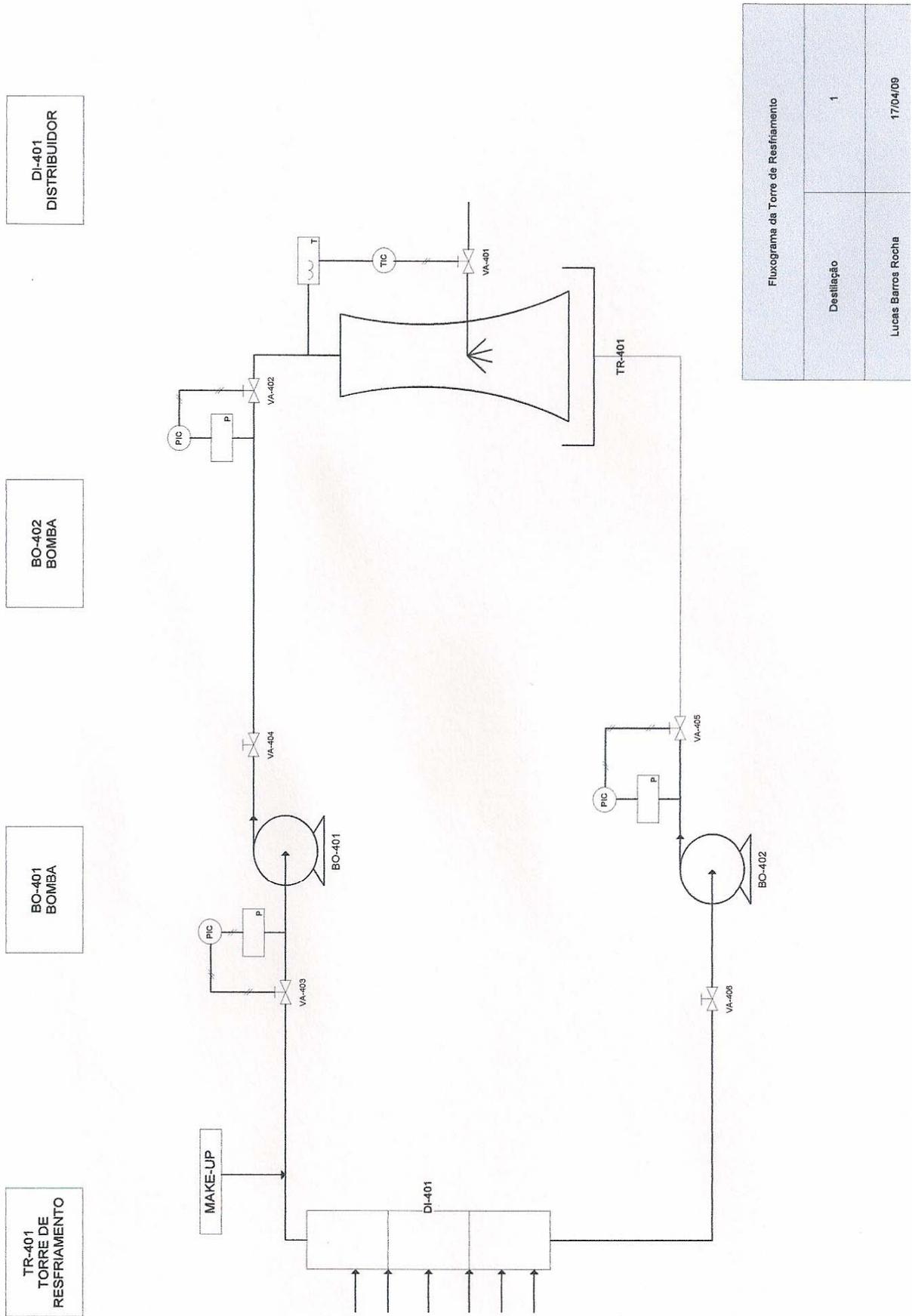
SN - suprimento de nitrogênio

SV - suprimento de vapor

OC - óleo combustível



Fluxograma de Caldeira	
Destilação	1
Lucas Barros Rocha	17/04/09



Fluxograma da Torre de Resfriamento	
Destilação	1
Lucas Barroa Rocha	17/04/09

hgjhjug

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Azevedo, João Luís Toste. **Apontamento de permutadores de calor**. Apostila de Azevedo, jun., 2005.

BRASIL. Ministério Minas e Energia. **Balanço Energético Nacional - Matrizes Energéticas. Exercício 2008**. Resenha Energética Brasileira – abril 2009.

Claro, Sergio Fernandes. **Estudo de Complexos de Ni (II) com os Ligantes Dodecanotiol e Ácido Hexanóico**. Rio de Janeiro, PUC-Rio, 2005. Dissertação (Dissertação de Mestrado apresentada para obtenção do Título de Mestre em Química). Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

Chemical Engineering. API Petroleum Refining. 7^o ed. USA:, 1997.

Foust, Alan S. **Princípios das operações unitárias**. 2^a Ed. Editora LTC, 1982.

Hamid, Mohd Kamaruddin Abd. **HYSYS: An Introduction to Chemical Engineering Simulation**. Apostila de Hamid, maio., 2007.

MACINTYRE, A.J. Equipamentos industriais e de processo. 1^oed. Rio de Janeiro: LTC, 1997.

McCabe, Warren L.; Smith Julian C. **Operaciones unitárias em ingeniería química**. 4^a Ed. Espana. 1991.

Perry, J.H.; **Chemical Engineer Handbook**, 4th Ed, McGraw-Hill Book Company, 1963.

Silvestre, Diego S. **Inferência da Curva de Destilação ASTM da Destilação Atmosférica para Controle Avançado**. Florianópolis, UFSC, 2005. 109. Monografia (Graduação em Engenharia de controle e automação industrial). Universidade Federal de Santa Catarina, 2005.

SMITH R., **Chemical Process Design and Integration**. 111 River Street, Hoboken, NJ 07030, USA, 2005.

Szklo, Alexandre S. **Fundamentos do refino do petróleo**. 1^a Ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2005.

Teixeira, Alexandre Casagrande. **Inferências em coluna de destilação multicomponente**. Florianópolis, UFSC, 2003. 38. Monografia (Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina, 2003.

Thomas, José E. **Fundamentos de engenharia de petróleo**. 2^a Ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2001.

TOWLER, Gavin; SINNOT, Ray. **CHEMICAL ENGINEERING DESIGN. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 1^o ed. USA: Elsevier. 2008.

TRAMBOUZE, P. **MATÉRIELS ET ÉQUIPEMENTS**. Paris : Technip, 1999.

Van ness, H.C.; Smith, J.M.;Abbott, M.M. **Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**. 4ª Ed. New York. Mc Graw-Hill, 1996.

WALAS, Stanley M. **Chemical process equipment. Selection and Design**. 1º ed. USA: Elsevier, 1990.