



## **PROGRAMA EQ-ANP**

**Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria  
do Petróleo e Gás Natural**



**Estudo técnico e de viabilidade econômica de  
Desasfaltação com Fluido Supercrítico**

**Luiz Carlos Rodrigues Junior**

**Projeto de Final de Curso**

**Orientador(es)**

**Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa , D.Sc.**

**Prof. Peter Rudolf Seidl, Ph.D.**

**Setembro de 2009**

# **ESTUDO TÉCNICO E DE VIABILIDADE ECONÔMICA DE DESASFALTAÇÃO COM FLUIDO SUPERCRÍTICO**

*Luiz Carlos Rodrigues Junior*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

Aprovado por:

---

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc.

---

Bruno Nunes de Oliveira, Eng. Químico  
(CHEMTECH)

---

Bernardo Almeida Rego Nascimento, Eng. Químico  
(CHEMTECH)

Orientado por:

---

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa , D.Sc.

---

Prof. Peter Rudolf Seidl, Ph.D.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Setembro de 2009

## **Ficha Catalográfica**

Junior, Luiz Carlos Rodrigues

Estudo Técnico e de viabilidade econômica de desasfaltação com fluido supercrítico /

Luiz Carlos Rodrigues Junior. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2009

xiii, 74 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2009.

Orientador(es): Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Peter Rudolf Seidl

1.Simulação 2.Refino 3.Fluido Supercrítico 4.Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5.

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Peter Rudolf Seidl I. Título.

A todos aqueles que acreditam que a engenharia é o motor do desenvolvimento tecnológico da humanidade.

“Nunca te é concedido um desejo sem que te seja concedida também a facilidade de torná-lo realidade. Entretanto, é possível que tenhas que lutar por ele.”

Richard Bach

## AGRADECIMENTOS

Meus mais sinceros agradecimentos,

à Deus, a força maior;

à minha família, a origem de tudo. Em especial a minha mãe, meu pai, meu irmão e meus avós, que me deram a base e a educação para chegar até aqui;

à minha namorada, Maria Clara, por toda paciência, dedicação e amor nas incontáveis horas de estudo, e a toda sua família por sempre me darem força;

aos meus amigos, tão importantes para tornar este longo caminho menos penoso e até divertido;

ao meu orientador Peter, por acreditar em mim desde o início da minha caminhada acadêmica;

ao meu orientador Fernando, por sua amizade e disponibilidade em ajudar nesta última etapa da graduação;

à todos os docentes e funcionários da Escola de Química da UFRJ, que de alguma forma acrescentaram conhecimento e experiência durante estes 5 anos de graduação;

aos amigos da Chemtech, por acreditarem em mim desde cedo;

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-ANP/MCT, em particular ao PRH 13, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

## **ESTUDO TÉCNICO E DE VIABILIDADE ECONÔMICA DE DESASFALTAÇÃO COM FLUIDO SUPERCRÍTICO**

Luiz Carlos Rodrigues Junior  
Setembro, 2009

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.  
Prof. Peter Seidl, Ph.D.

O uso de petróleos pesados é uma tendência mundial. Previsões econômicas mostram que no ano de 2025 o óleo pesado será a principal fonte de energia fóssil no mundo, já que as reservas de óleos pesados mundiais são significativamente grandes. E no Brasil, principalmente, as jazidas recém encontradas confirmam esta tendência. Por causa desta característica marcante, o refino do petróleo brasileiro exige diferentes técnicas para a obtenção das frações economicamente de interesse.

Um desses processos é a desasfaltação a propano que tem por objetivo extrair, através da ação do propano líquido em alta pressão, um gasóleo de alta viscosidade contido no resíduo de vácuo. Como subproduto da extração, obtém-se o resíduo asfáltico que, conforme o tipo de resíduo de vácuo processado e a severidade operacional pode ser enquadrado como asfalto ou óleo combustível ultra-viscoso. Estes processos de desasfaltação de resíduo de destilação ainda possuem custos muito elevados e, portanto, novas metodologias e novos estudos técnico-econômicos precisam ser feitos visando à otimização destes processos.

Diante do uso de petróleos mais pesados, o resíduo atmosférico é cada vez uma fração mais pesada, tornando menos atrativo economicamente o processo de destilação a vácuo. No presente trabalho, o objetivo é propor um novo sistema para a desasfaltação a propano, visando obter o mesmo produto do tradicional processo de destilação a vácuo, a partir da mesma matéria-prima, o RAT, com um menor custo utilizando propano em condições supercríticas.

O princípio fundamental do processo de extração com fluido supercrítico é que o poder de solubilização destes é maior quanto mais denso ele for e nas proximidades do ponto crítico, um pequeno aumento de pressão produz um grande aumento do poder de solubilização do solvente.

Inicialmente, foi proposto um fluxograma para o novo processo. Em seguida foi realizado um estudo de avaliação técnica fazendo uma comparação com a destilação a vácuo. Com o fluxograma validado, foi então realizada uma otimização das principais variáveis. Por fim, foi feito um estudo de viabilidade econômica.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Engenheiro Químico with emphasis on Petroleum and Natural Gas – Refining and Processing.

## **TECHNICAL STUDY AND ECONOMIC FEASIBILITY OF DESASFALTATION WITH SUPERCRITICAL FLUID**

Luiz Carlos Rodrigues Junior  
September, 2009

Supervisors: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.  
Prof. Peter Seidl, Ph.D.

The use of heavy oil is a world tendency. Economics forecasts shows that in 2025 the heavy oil will be the most important source of fossil energy in the world, since heavy oil reserves worldwide are significantly large. In the Brazil, in special, the newly found sources confirm this trend. Because of this characteristic, the Brazilian oil refining requires different techniques to obtain the fractions of economic interest.

One of these techniques is the propane desasfaltation that aims to extract, through the action of liquid propane at high pressure, a high viscosity oil in the vacuum residue. As a byproduct of the extraction, the asphalt residue is obtained and depending on the type of vacuum residue processed and the operational severity, this can be framed as asphalt or ultra-viscous oil. These processes of distillation residue desasfaltation still have very high costs and, therefore, new approaches and new techno-economic studies need to be made to optimize these processes.

Considering the use of heavier oils, the atmospheric residue is becoming a heavier fraction, making the vacuum distillation process economically less attractive. In this work, the objective is to propose a new system for the propane desasfaltation, so as to obtain the same product of the traditional vacuum distillation process, from the same raw material, atmospheric residue, with a lower cost using propane in supercritical conditions.

The fundamental principle of the extraction with supercritical fluid process is that the power of solubilization of the fluid is greater the more dense it is in the proximity of the critic point. A small increase in the pressure produces a large increase in the solubilization power of the solvent.

Initially it was proposed a flowchart for the new process. Then a study of technical evaluation was conducted by a comparison with vacuum distillation. Once validated, was then carried out an optimization of the main variables. Finally, a study of economic viability was made.



## ÍNDICE

I	- INTRODUÇÃO .....	1
II	- CENÁRIO.....	3
	II.1 - Refino de Petróleo .....	3
	II.2 - Unidade de Destilação .....	6
	II.3 - Desasfaltação a Solvente.....	7
	II.3.1 – Principais Processos.....	8
	II.4 – Fluido Supercrítico.....	10
	II.4.1 - Propano Supercrítico .....	13
	II.4.2 - Vantagens da Extração com Fluido Supercrítico (EFSC) .....	13
III	- SÍNTESE E ANÁLISE DO PROCESSO.....	15
	III.1 – Síntese do Processo.....	15
	III.1.1 - Principais Equipamentos .....	17
	III.2 – Análise do Processo .....	18
	III.2.1 – Seleção do Modelo Termodinâmico.....	19
	III.2.2 – Caracterização da Carga .....	21
	III.2.3 - Principais Dados de Entrada.....	24
	III.3 – Resultados .....	25
	III.4 – Comparação com Destilação a Vácuo .....	28
IV	- OTIMIZAÇÃO.....	30
	IV.1 – Teoria.....	30
	IV.2 – Função Objetivo .....	30
	IV.2.1 – Propano.....	31
	IV.2.2 – Utilidade .....	31
	IV.2.3 – Equipamentos.....	31
	IV.3 – Pesquisa de Variáveis de Decisão .....	35
	IV.4 – Otimizador HYSYS®.....	41
	IV.5 – Otimização no HYSYS®.....	43
	IV.5.1 – Entrada de Dados .....	43
	IV.5.2 – Configuração do Otimizador .....	44
	IV.5.3 – Resultado da Otimização.....	47
V	- ANÁLISE ECONÔMICA.....	50
	V.1 – Estimativa de Custos de Equipamentos .....	51

V.1.1- Correlações de GUTHRIE.....	52
V.1.2 – Vaso.....	54
V.1.3 – Bomba.....	57
V.1.4 – Compressor .....	57
V.1.5 – Trocadores de Calor .....	58
V.1.6 – Torre de Absorção .....	59
V.2 – ISBL.....	62
V.3 – Utilidades e Matéria-Prima .....	63
V.4 – Investimento Total .....	64
V.5 – Análise de Viabilidade Econômica.....	65
V.5.1 – Investimento Total da unidade de Destilação à Vácuo .....	66
V.5.2 – Estimativa de custo de uma unidade de Destilação à Vácuo.....	67
V.5.3 – Viabilidade econômica .....	69
VI – CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....	70
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	71
APÊNDICE A1 .....	73

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1 – Principais frações obtidas na unidade de destilação [2] .....	7
Figura II.2 – Fluxograma simplificado do processo UOP [4].....	8
Figura II.3 – Fluxograma simplificado do processo ROSE [4].....	10
Figura II.4 – Diagrama de Fases.....	11
Figura III.1 – Fluxograma do processo de Extração com Fluido Supercrítico .....	18
Figura III.2– Curva PEV do RAT do óleo Hamaca.....	23
Figura III.3 - Curva de destilação TPB: RV [7] x Simulada.....	28
Figura IV.1 - Análise de Sensibilidade da Razão Solvente/Carga .....	37
Figura IV.2 - Análise de Sensibilidade da Temperatura da Carga .....	38
Figura IV.3 - Análise de Sensibilidade da Pressão da Carga.....	39
Figura IV.4 - Análise de Sensibilidade da Temperatura do Solvente.....	40
Figura IV.5 - Análise de Sensibilidade da Pressão do Solvente.....	41
Figura IV.6 - Planilha de cálculo HYSYS® .....	44
Figura IV.7 – Configuração do modelo de otimização.....	44
Figura IV.8 – Variável Primária.....	45
Figura IV.9 – Função Objetivo e Restrições .....	46
Figura IV.10 - Configuração do Otimizador.....	47
Figura IV.11 - Curva de Destilação TBP (RV x Simulado).....	49
Figura V.1 - Índices de atualização de preços [19] .....	53
Figura V.2 - Gráfico para obtenção da velocidade do vapor [17] .....	60
Figura V.3 - % dos Custos do ISBL .....	63
Figura V.4 - Custo de investimento de uma unidade de Destilação à vácuo (1999 U.S. Gulf Coast) .....	67

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela II.1 – Principais derivados de petróleo .....	5
Tabela II.2 – Dados críticos de solventes [6] .....	12
Tabela III.1 - Massa Específica e Curva de Destilação do RV [8].....	16
Tabela III.2 – Propriedades do RAT Hamaca [8].....	22
Tabela III.3 – Curva PEV do RAT do óleo Hamaca [8].....	23
Tabela III.4 – Composição (Fração Molar) do RAT Hamaca obtida pela curva de destilação .....	24
Tabela III.5 – Dados da simulação .....	25
Tabela III.6 – Resultados da simulação .....	26
Tabela IV.1 – Fatores de custo para os Equipamentos [11].....	32
Tabela IV.2 - Estimativas de Coeficiente de Transferência de calor global para trocadores de calor casco e tubo [12].....	33
Tabela IV.3 - Variação da Razão Solvente / Carga .....	36
Tabela IV.4 - Variação da Temperatura da Carga.....	37
Tabela IV.5 - Variação da Pressão da Carga.....	38
Tabela IV.6 - Variação da Temperatura do Solvente .....	39
Tabela IV.7 - Variação da Pressão do Solvente .....	40
Tabela IV.8 - Aplicação dos métodos de otimização [13] .....	42
Tabela IV.9 - Variáveis de otimização.....	43
Tabela IV.10 – Resultado da Otimização: Iterações.....	47
Tabela IV.11 – Resultado da Otimização: Componentes Extraídos.....	48
Tabela V.1 – Fator de Lang [10] .....	51
Tabela V.2 - Cálculo das dimensões do V-101 .....	55
Tabela V.3 - Cálculo de pressão de projeto (kgf/cm <sup>2</sup> ) .....	56
Tabela V.4 - Variação do fator Fp com pressão .....	56

Tabela V.5 - Variação do fator $F_m$ com o material.....	56
Tabela V.6 - Cálculo do custo do Vaso .....	56
Tabela V.7 - Cálculo do custo da Bomba .....	57
Tabela V.8 - Variação do fator $F_d$ com o tipo de compressor .....	57
Tabela V.9 - Cálculo do custo da Bomba .....	58
Tabela V.10 - Variação do Fator $F_d$ com tipo de trocador .....	58
Tabela V.11 - Variação do fator $F_p$ com a pressão de projeto.....	58
Tabela V.12 - Variação do fator $F_m$ com o material do trocador .....	59
Tabela V.13 - Cálculo do custo dos Trocadores de calor .....	59
Tabela V.14 - Dimensionamento da Torre de Absorção .....	61
Tabela V.15 - Variação do Fator $F_p$ com a pressão de projeto .....	61
Tabela V.16 - Variação do Fator $F_m$ com o material do casco da coluna .....	62
Tabela V.17 - Cálculo do custo da torre de absorção .....	62
Tabela V.18 - Cálculo do ISBL.....	62
Tabela V.19 - Cálculo do custo de utilidade / matéria-prima .....	64
Tabela V.20 - Cálculo do Investimento Total .....	65
Tabela V.21 - Fatores de capacidade para processos de refino [15] .....	68
Tabela V.22 – Cálculo do custo da unidade de destilação à vácuo .....	69
Tabela V.23 - Viabilidade Econômica.....	69

## ABREVIATURAS

<b>Abreviatura</b>	<b>Descrição</b>
RAT	Resíduo Atmosférico
RV	Resíduo de Vácuo
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo (Fração do petróleo)
GC	Gás Combustível (Fração do petróleo)
GOL	Gasóleo leve (Fração do petróleo)
GOP	Gasóleo pesado (Fração do petróleo)
T <sub>c</sub>	Temperatura Crítica
P <sub>c</sub>	Pressão Crítica
Z	Fator de Compressibilidade
Equilíbrio L-V	Equilíbrio Líquido – Vapor
TBP	True Boiling Point (Curva de Destilação)
ISBL	Inside Battery Limits
OSBL	Outside Battery Limits
M&S	Marshall & Shift
C <sub>próprios</sub>	Custos Próprios
C <sub>eventuais</sub>	Custos Eventuais
I <sub>direto</sub>	Investimento Direto
I <sub>indireto</sub>	Investimento Indireto

# I - INTRODUÇÃO

O uso de petróleos pesados é uma tendência mundial e no Brasil, principalmente, as jazidas recém encontradas confirmam esta tendência. Por causa desta característica marcante, o refino do petróleo brasileiro exige diferentes técnicas para a obtenção das frações de interesse econômico.

Uma dessas técnicas é a desasfaltação a propano que tem por objetivo extrair, através da ação do propano líquido em alta pressão, um gásóleo contido no resíduo de vácuo. Como subproduto da extração, obtém-se o resíduo asfáltico que, conforme o tipo de resíduo de vácuo processado e a severidade operacional pode ser enquadrado como asfalto ou óleo combustível ultraviscoso.

Estes processos de extração ainda possuem custos muito elevados e, portanto, novas metodologias e novos estudos técnico-econômicos precisam ser feitos visando à otimização destes processos.

O objetivo do presente trabalho é propor um processo de desasfaltação a propano, utilizando como carga o RAT e o propano nas condições supercríticas, propondo um fluxograma alternativo, otimizando as variáveis do processo e fazendo um levantamento de custos preliminar do processo, para avaliar a viabilidade técnica e econômica da aplicabilidade da desasfaltação a solvente em substituição à destilação a vácuo.

No primeiro capítulo será apresentado o cenário da indústria do refino de petróleo no Brasil, assim como uma introdução a todo o assunto de interesse, mostrando desde a definição básica de petróleo e processos de refino até conceitos importantes para o desenvolvimento do trabalho, como os fluidos supercríticos.

No segundo capítulo será detalhada a simulação de uma unidade de desasfaltação com propano supercrítico. Neste serão mostradas todas as considerações feitas e os resultados obtidos.

No terceiro capítulo serão mostrados os aspectos da otimização, como a escolha da função objetivo, a escolha das variáveis de projeto, o procedimento de otimização feito no HYSYS® e, por fim, os resultados da otimização do processo.

No quarto capítulo será feita uma avaliação econômica do processo nas suas condições ótimas. Serão usadas equações para estimar os custos de cada equipamento e os gastos com as utilidades do processo. A partir destes cálculos será encontrado um valor para a estimativa do investimento total. O valor encontrado será por fim comparado com o custo de uma unidade de destilação a vácuo, visando verificar a viabilidade econômica do processo desenvolvido.

No quinto capítulo serão apresentados comentários sobre os resultados obtidos, a conclusão do trabalho e propostas de continuação de estudo do mesmo.



## II - CENÁRIO

Diante da inexistência de estudos semelhantes ao processo proposto no presente trabalho, segue-se um resumo do cenário atual da indústria petrolífera, assim como o resultado de uma pesquisa na literatura sobre processos envolvendo extração com solvente e fluidos supercríticos.

### II.1 - Refino de Petróleo

Depois de extraído e tratado no campo de produção, o petróleo segue para a refinaria, onde é convertido em uma série de derivados para atender as necessidades do mercado. A este processamento do petróleo, em suas inúmeras atividades, chamamos de refino de petróleo.

Os objetivos principais do refino de petróleo são separar, converter e tratar o petróleo e seus derivados. Portanto, as unidades de refino podem ser separadas em três grandes classes: Separação, Conversão e Tratamento

- **Separação**

Nestes processos, os constituintes da carga são separados de acordo com alguma propriedade física que os caracterize tal como o ponto de ebulição, a solubilidade, entre outros. Nestes processos não há nenhuma transformação química dos constituintes da carga. [2]

Alguns dos principais processos de separação são:

- Destilação Atmosférica;
- Destilação a Vácuo;
- Desasfaltação a Propano;
- Desaromatização a furfural, Desparafinação a solvente, Extração de Aromáticos, Adsorção de n-parafinas.

- **Conversão**

Os constituintes da carga são transformados em outros por meio de processos químicos, catalíticos ou não. Frequentemente estes processos são complementados por processos físicos que separam a fração não convertida dos constituintes obtidos pela transformação da carga. [2]:

Alguns dos principais processos de conversão são:

- Craqueamento Catalítico;
- Coqueamento Retardado;
- Reforma Catalítica;
- Craqueamento Térmico;
- Hidrocraqueamento;
- Viscorredução;
- Isomerização e Alquilação Catalítica.

- **Tratamento**

Não ocorre alteração física ou química nos hidrocarbonetos, havendo apenas a remoção ou transformação dos contaminantes da carga por meio de processos químicos ou físicos [2]:

Alguns dos principais processos de tratamento são:

- Dessalgação Eletrostática;
- Tratamento Cáustico;
- Tratamento MEROX;
- Tratamento Bender;
- Tratamento DEA / MEA;
- Hidrotratamento.

Existem ainda numa refinaria os processos auxiliares, que irão fornecer insumos para os processos principais. Pode-se citar:

- Geração de Hidrogênio;

- Recuperação de Enxofre;
- Utilidades.

Os derivados não são gerados de uma só vez em um mesmo local da refinaria, sendo em sua maioria obtidos após passarem por uma seqüência de processos diferentes. Cada um desses processos é chamado de unidade de refino, que são compostos por uma série de equipamentos e correntes.

A seqüência de unidades varia em cada refinaria de acordo com o petróleo bruto utilizado e os produtos de maior interesse. A esta seqüência de processos chamamos de esquema de refino. O esquema de refino acaba por limitar os derivados produzidos em cada refinaria. Alguns desses produtos estão presentes em todas as refinarias, porém outros são produzidos apenas em algumas. A tabela II.1 mostra os principais derivados de petróleo obtidos nas refinarias.

**Tabela II.1 – Principais derivados de petróleo**

<b>Principais Derivados</b>
Gás Combustível
GLP
Gasolina
Nafta
Querosene
Diesel
Óleo Combustível leve
Óleo Combustível Residual
Óleos Lubrificantes
Graxas
Asfalto
Coque

Além disso, é fundamental que toda refinaria tenha certo grau de flexibilidade, para então poder mudar o tipo de petróleo recebido, mudar as especificações dos produtos ou a quantidade produzida de cada produto. Portanto, a flexibilidade é uma capacidade de reprogramação do funcionamento das unidades de refino.

## II.2 - Unidade de Destilação

A unidade de destilação é a primeira unidade de processamento de uma refinaria. Ela recebe o petróleo cru, e inicia seu processamento. Separa o petróleo em diferentes frações baseadas no ponto de ebulição.

É a única unidade de uma refinaria que tem como matéria prima o petróleo cru, e os produtos desta unidade servem de matéria prima para todas as outras unidades existentes na refinaria. Logo, esta unidade está presente na maioria das refinarias de petróleo do mundo.

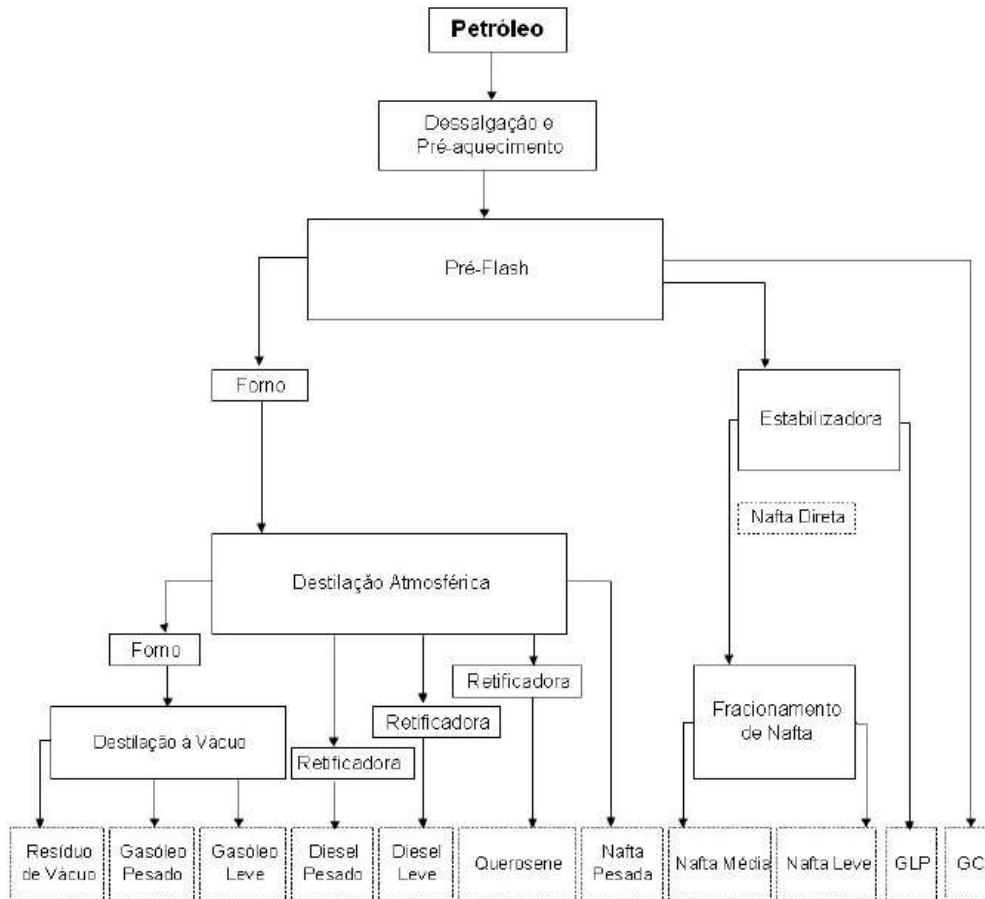
Pode-se separar a unidade de destilação em 3 partes: a dessalgação, a destilação atmosférica e a destilação a vácuo.

A dessalgação é a primeira etapa da unidade de destilação. É composta por grandes vasos que tem por finalidade retirar sais misturados ao óleo, visando minimizar a corrosão causada pela deposição em superfícies de trocas térmicas e formações de ácidos pela decomposição de sais clorídricos. É empregada sempre que a concentração de sal, representado pelo NaCl, ultrapassa níveis aceitáveis.

A destilação atmosférica é a primeira operação da refinaria que obtém produtos e ainda matérias primas para as outras unidades. Seu equipamento principal é a torre de destilação atmosférica, operando com temperaturas da ordem de 400°C.

A destilação a vácuo é importante para fracionar as partes mais pesadas do petróleo. Trabalha a pressões muito baixas, mas nunca a vácuo absoluto, e com isso consegue abaixar o ponto de ebulição dos componentes pesados. Em geral, as torres de destilação a vácuo são equipamentos com menor altura e maior diâmetro que as torres a pressão atmosférica.

Os principais produtos de uma unidade de destilação típica são mostrados na figura II.1:



**Figura II.1** – Principais frações obtidas na unidade de destilação [2]

### II.3 - Desasfaltação a Solvente

A tecnologia de desasfaltação a solvente é usada para extrair do resíduo de vácuo uma boa carga para uma unidade de craqueamento catalítico e hidrocraqueamento.

Os principais produtos da unidade de desasfaltação a solvente são o óleo desasfaltado, resinas para especificação de asfalto e combustíveis residuais [4].

## II.3.1 – Principais Processos

Existem várias tecnologias licenciadas para este processo, porém os dois mais comumente utilizados são o DEMEX, licenciado pela UOP, e o ROSE licenciado pela Kerr-McGee.

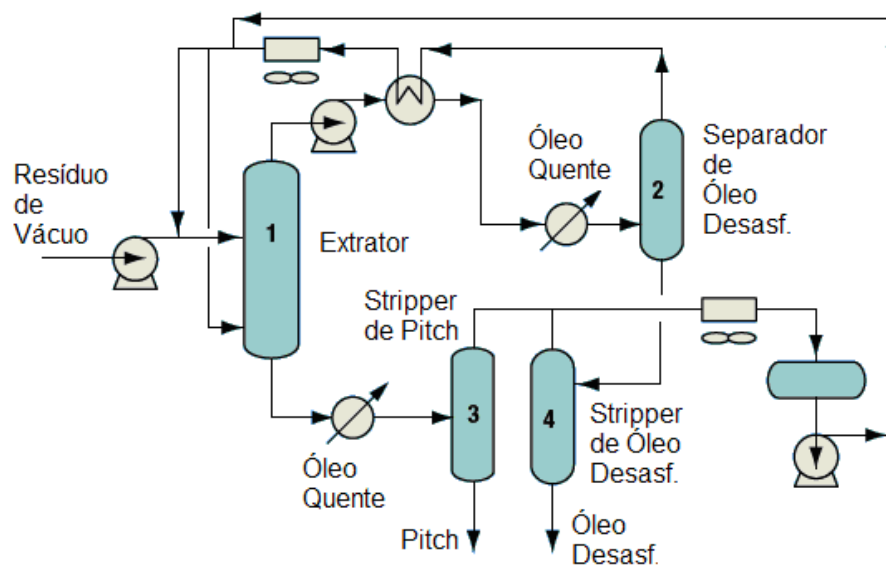
### II.3.1.1 – DEMEX – UOP [4]

A carga e o solvente parafínico leve são misturados para serem introduzidos no extrator 1. O óleo desasfaltado e o *pitch*, ambos misturados ao solvente, deixam o extrator 1.

A mistura de óleo desasfaltado e solvente que sai pelo topo do extrator 1, é colocada em condição supercrítica para então ser separada, no vaso 2. Já o *pitch* sai pelo fundo do vaso 2 misturado também com o solvente e é tratado. Tanto o óleo desasfaltado quanto o *pitch* são esgotados com solvente novo, nos vasos 3 e 4.

Um segundo estágio de extração é usado quando existe o interesse em produzir resinas.

A figura II.2 mostra o fluxograma simplificado do processo UOP.



**Figura II.2** – Fluxograma simplificado do processo UOP [4]

As principais condições de operação do processo UOP são os seguintes [4]:

*Solvente:* Misturas de Hidrocarbonetos C3-C7, inclusive com nafta leve

*Pressão:* 2060 – 4120 kPa

*Temperatura:* 49 – 232 °C

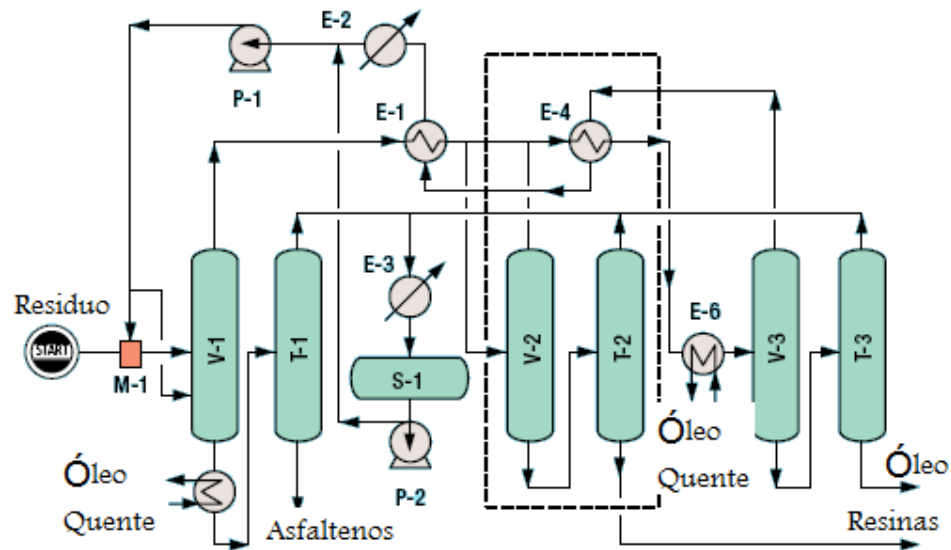
*Razão Carga / Solvente:* 4/1 - 13/1

### **II.3.1.2 – ROSE [4]**

A carga é introduzida em um misturador onde é misturada com o solvente antes de entrar no separador de asfaltenos (V-1), o qual usa internos especiais para possibilitar maior benefício da configuração em contracorrente do resíduo e do solvente. O solvente extrai primeiro os não asfáltênicos, o óleo parafínico desasfaltado. A corrente rica em asfaltenos sai pelo fundo do separador. A corrente com o óleo extraído e o solvente que saíram pelo topo do vaso separador passam por uma série de trocadores de calor (E-1 , E-4 , E6) que aquece esta corrente, levando o solvente a atingir suas condições supercríticas, onde então passa para uma fase onde tem propriedades de transporte de gás, separando-se do óleo que fica na fase líquida.

O solvente recuperado deixa o topo do separador (V-3) para ser resfriado nos trocadores de calor (E-4, E-1, E-2). A pequena parcela de solvente ainda não recuperada, pois está dissolvida nas frações, será recuperada nos *strippers* de produto. Alternativamente, um produto rico em resinas pode ser produzido no V-2 e na T-2.

Os vasos separadores V-1, V-2 e V-3 são equipados com internos de alta performance (ROSEMAX), para aumentar a qualidade do produto e diminuir o tamanho dos vasos e os custos dos equipamentos. A figura II.3 mostra um fluxograma simplificado do processo ROSE.



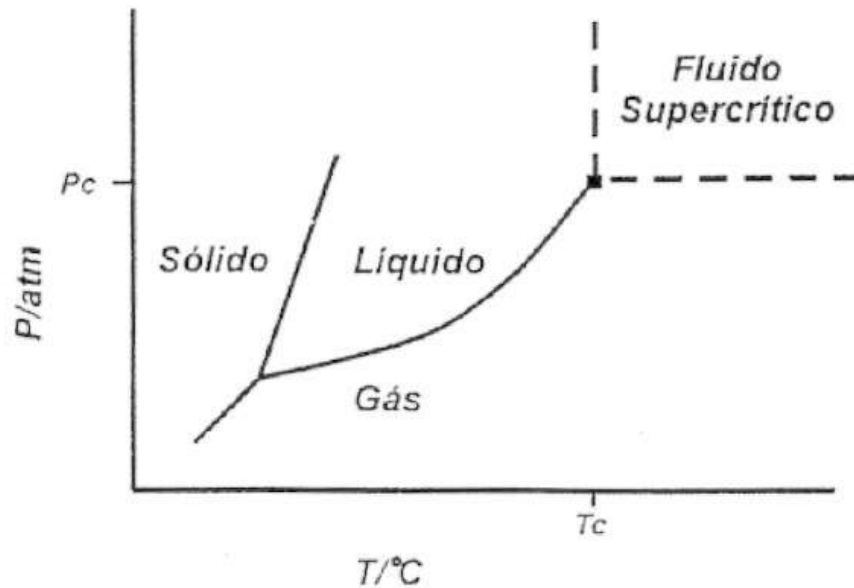
**Figura II.3** – Fluxograma simplificado do processo ROSE [4]

## II.4 – Fluido Supercrítico

Quando um composto é confinado em um espaço determinado, a fase líquida e o seu vapor coexistem em equilíbrio. Através do aquecimento ou do aumento da pressão do sistema, as propriedades intensivas das substâncias convergem até serem idênticas no ponto crítico. O ponto crítico marca a temperatura mais alta de coexistência de duas fases. Novo aquecimento resultará numa fase supercrítica. Um fluido supercrítico é, portanto, qualquer fluido que esteja a uma temperatura acima da sua temperatura crítica e a uma pressão acima da sua pressão crítica. [5]

Na figura II.4 vemos um diagrama de fases geral, onde está destacado a região acima da pressão crítica e temperatura crítica, a qual é chamada de região de fluido supercrítico. Este tipo de diagrama varia para cada substância e é importante, uma vez que a partir dele podemos ver os diferentes estados físicos das substâncias, além de obter o ponto crítico.





**Figura II.4 – Diagrama de Fases**

Apesar da descoberta do grande poder de solubilização dos fluidos supercríticos ter ocorrido no final do século XIX, seu uso em química somente se verificou quase um século depois, no final do século XX. Sua primeira aplicação industrial se deu na Alemanha, na década de 1970, no processo de remoção da cafeína do café. Esta demora é explicada por razões de segurança, uma vez que era difícil operar em temperaturas e pressões elevadas. Ainda assim, o uso de fluidos supercríticos tem sido extremamente modesto no Brasil, fato não justificado considerando-se o enorme potencial de aplicação dos mesmos em várias técnicas, destacando-se a cromatografia com fluido supercrítico e a extração com fluido supercrítico. [18]

As propriedades físico-químicas do fluido influenciam diretamente o seu poder de solubilização. A densidade de um fluido supercrítico é maior que a dos gases e próxima a dos líquidos. Existe uma relação direta entre a densidade de um fluido supercrítico e seu poder de solubilidade, a qual, devido à sua alta compressibilidade, é extremamente dependente da pressão. Conseqüentemente, a pressão é uma ferramenta importantíssima para auxiliar na separação de misturas complexas. A viscosidade do fluido supercrítico é similar a dos gases, com isso a queda de pressão através da coluna é reduzida em relação à observada em líquidos. Os coeficientes de difusão dos solutos

são maiores em fluidos supercríticos que nos líquidos, porém é menor que nos gases. Então, a transferência de massa é mais rápida em fluidos supercríticos que em fases móveis líquidas, o que significa uma maior eficiência por unidade de tempo.

O fluido supercrítico, portanto, possui valores intermediários de propriedades físico-químicas entre o líquido e o gás. Propriedades como a densidade, diretamente relacionada ao poder de solubilização, aproxima-se às do líquido. Já propriedades relacionadas ao transporte de matérias, como viscosidade e difusividade alcançam valores de gases. É conhecido que os líquidos são excelentes solventes, porém tem alta viscosidade e baixa mobilidade, enquanto que os gases são péssimos solventes, porém com baixa viscosidade e difusão extremamente facilitada. Combinando estas características boas dos líquidos e dos gases tornam os fluidos supercríticos extratores rápidos e eficientes. O princípio fundamental do processo de extração com fluido supercrítico, como dito, é que o poder de solubilização destes é maior quanto mais denso ele for. Nas proximidades do ponto crítico, um pequeno aumento de pressão produz um grande aumento do poder de solubilização do solvente e vice versa. A tabela II.2 mostra as propriedades críticas de alguns solventes:

**Tabela II.2 – Dados críticos de solventes [6]**

<b>Solvente</b>	<b>Tcrítica /°C</b>	<b>Pcrítica /MPa</b>	<b>dcrítica / g mL-1</b>
Xenônio	16,6	5,76	1,1
Trifluorometano	25,9	4,69	0,52
Clorotrifluorometano	29	3,87	0,58
Dióxido de Carbono	31	7,29	0,47
Óxido Nitroso	36,5	7,17	0,45
Hexafluoreto de Enxofre	45,5	3,71	0,74
Clorodifluorometano	96,4	4,85	----
Propano	96,8	4,24	0,22
Amônia	132,4	11,13	0,24
Triclorofluorometano	198	4,35	----
Água	374	21,77	0,3

### **II.4.1 - Propano Supercrítico**

O propano tem algumas propriedades que fazem com que este seja largamente utilizado na indústria de petróleo. Como apresenta menor massa molecular frente a outros solventes tradicionais (butano e pentano), o propano tem maior rendimento na extração dos componentes mais leves do petróleo. Entretanto, é necessária uma maior vazão deste solvente, encarecendo o processo de recuperação do mesmo. Porém, na extração supercrítica, o solvente é recuperado apenas pela redução da pressão e da temperatura, com uma conseqüente redução do poder de solubilização do solvente, e a separação das frações do petróleo antes dissolvidas. Desta maneira, mesmo tendo uma maior vazão espera-se que o propano seja viável economicamente pela simplicidade do processo de recuperação do solvente.

Como mostrado na tabela II.2, as propriedades críticas do propano são:  
 $T_C = 96,8^\circ\text{C} / P_C = 4,24 \text{ Mpa}$ .

### **II.4.2 - Vantagens da Extração com Fluido Supercrítico (EFSC)**

- Permite o processamento a baixas temperaturas [5];

Dessa forma, evita-se a degradação desses compostos, que é um problema duas vezes prejudicial: os produtos degradados comprometem a qualidade do produto final e geram rejeitos industriais indesejáveis que precisam ser tratados antes de eliminados.

- Processo de recuperação do solvente supercrítico após o processo de extração simples, apenas pelo ajuste de pressão e/ou temperatura, sendo o mesmo continuamente reciclado [5];

Esta simplicidade elimina uma das etapas mais caras dos processos de extração convencionais que é a separação entre produto extraído e solvente. Como conseqüência positiva da eficiente separação entre soluto e solvente

supercrítico tem-se a obtenção de produtos com alto grau de pureza, já que o processo não deixa resíduos de solvente no produto final.

- Redução dos gastos com energia térmica [5];

Quando comparados aos de certos processos convencionais energeticamente intensivos, como, por exemplo, a destilação. Cortar gastos com energia mostra melhor administração da questão ambiental. No momento atual, otimizar a utilização de energia no Brasil passou a ser uma prioridade.

- Maior velocidade no processamento dos materiais [5];

Com as propriedades de baixa viscosidade, alta difusividade e grande poder de solubilização do solvente supercrítico além da alta eficiência de separação, com alta seletividade entre os produtos extraídos, torna-o um processo competitivo frente a outras tecnologias.

## III - SÍNTESE E ANÁLISE DO PROCESSO

### III.1 – Síntese do Processo

A etapa de síntese de um processo consiste na geração das estruturas viáveis de acordo com a finalidade do sistema. Para os processos, ela envolve a seleção dos equipamentos e a definição dos fluxogramas. [10]

Para o processo de desasfaltação com fluido supercrítico, o fluxograma desenvolvido começa com a entrada do RAT na unidade. Como este resíduo é oriundo do processo de destilação atmosférica, se encontra nas condições da coluna (Atmosférica) e por tornou-se necessária uma bomba para aumentar sua pressão antes de entrar no processo. O propano foi considerado como já estando nas condições supercríticas (100°C e 4450 kPa) e, portanto entrando diretamente na unidade.

O propano supercrítico foi considerado como sendo um gás de alta densidade. A partir dessa consideração foi adotada uma equação de estado para observar o comportamento do equilíbrio Líquido - Vapor e para executar a extração foi escolhida uma torre absorvedora. Nesta coluna, o propano deve entrar pelo fundo, por ser o solvente, e o RAT pelo topo. Pelo fundo deste equipamento sai a fração pesada do RAT, que não foi extraída pelo propano. É a parte mais pesada, similar ao RV, que tem as propriedades constantes na tabela III.1. Pelo topo do equipamento saem os hidrocarbonetos extraídos pelo propano, misturados ao solvente.

**Tabela III.1 - Massa Específica e Curva de Destilação do RV [8]**

Massa Específica (kg/m <sup>3</sup> )	1068,2
% Vol	TBP
Início	570
5	588
10	608
30	698
50	806
70	944
90	1138
95	1258

A partir daí vem o processo de separação da mistura produto / propano (saída do topo), totalmente baseado na retirada do solvente de sua condição supercrítica, diminuindo assim sua solubilidade. Inicialmente, como a torre trabalha com temperaturas da ordem de 380°C, foram inseridos dois trocadores de calor em série para resfriar a corrente de topo, e logo em seguida esta corrente sofre uma perda de carga numa válvula, retirando então o solvente da condição supercrítica e diminuindo seu poder de solubilidade. Esta corrente bifásica entra em um vaso separador Líquido - Vapor. Neste vaso, a corrente de fundo é o produto da extração que será enviado para outra unidade para ser tratado, e a corrente de topo é o propano, com 99,99% de pureza. Este propano será reciclado.

Para retornar o propano para as condições supercríticas é necessário um compressor e um trocador de calor para resfriar ainda mais o solvente (100°C), uma vez que este é resfriado pelos trocadores de calor do topo da torre de absorção, e diminui ainda mais sua temperatura na válvula responsável por dar a perda de carga, saindo desta a 138 °C. Desta forma o propano recuperado é reciclado para a torre, só sendo necessária uma corrente de make-up do propano para a alimentação da unidade.

### III.1.1 - Principais Equipamentos

Um resumo com os principais equipamentos da unidade e suas respectivas funções é mostrado em seguida:

#### 1- Torre Absorvedora:

Recebe o RAT em contra corrente com o propano supercrítico para que os componentes de interesse do RAT sejam extraídos.

#### 2- Trocadores de Calor:

Existem 3 trocadores de calor principais na unidade:

E-100 → Responsável por resfriar a corrente de reciclo de propano.

E-102 / 103 → Responsável por resfriar a corrente de topo da extratora, e assim ajudar na posterior separação do solvente, sendo necessária uma menor queda de pressão até o vaso separador.

#### 3- Vaso Separador:

Apenas separa a parte líquida (produto extraído) do solvente vaporizado.

#### 4- Compressor:

Ajusta a pressão da corrente de reciclo de propano.

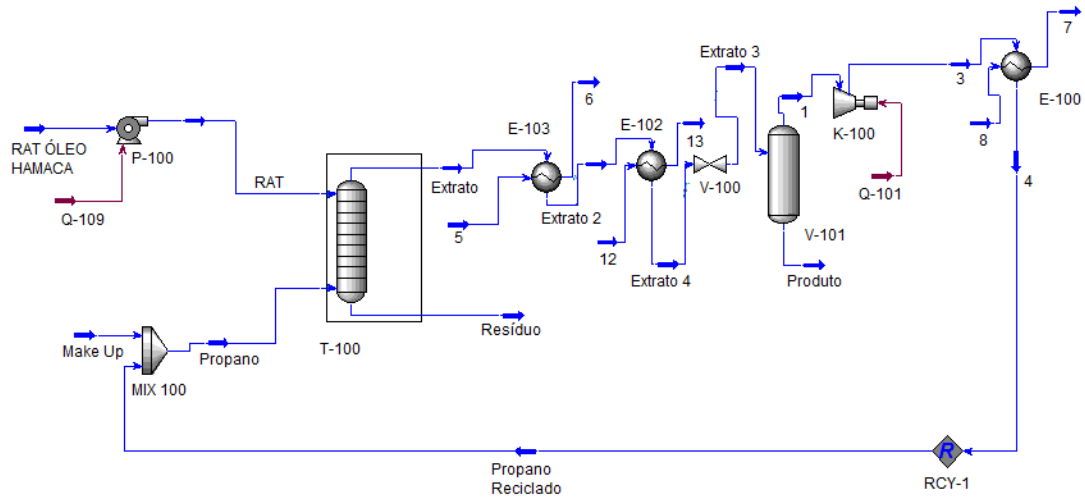
#### 5- Bomba de Carga

Ajusta a pressão de entrada do RAT na coluna.

#### 6- Válvula (VLV-100)

Fornece o  $\Delta P$  necessário para retirar o propano da condição supercrítica e separar os produtos extraídos do solvente.

A figura III.1 mostra o processo desenvolvido, estruturado no simulador de processos comercial HYSYS®:



**Figura III.1 – Fluxograma do processo de Extração com Fluido Supercrítico**

### III.2 – Análise do Processo

A segunda etapa de um projeto, onde o fluxograma proposto na etapa de síntese é submetido a uma análise para identificar o seu desempenho. É nesta etapa que utilizamos a chamada simulação de processos que, através dos simuladores, consegue prever o comportamento do sistema.

Simulação de processos é uma forma bastante utilizada para mostrar o comportamento de um processo que ainda não existe. É todo baseado numa modelagem matemática da operação que leva em conta os fenômenos físico-químicos envolvidos [7]. Sua importância é grande no desenvolvimento dos processos, otimização e validação. Além disso, tem grande importância na validação de processos já existentes, podendo ser usado para propor melhorias para os processos. Além destas aplicações, é frequentemente utilizada em treinamento individual, permitindo interações entre o participante e o processo, mostrando as implicações de algumas decisões tomadas para resolver alguns problemas.

Os simuladores de processo são programas que possuem em seu interior um grande banco de dados de propriedades de substâncias e diversos modelos termodinâmicos. Eles realizam balanços de massa e energia e para



isso utilizam seu banco de dados para calcular as propriedades físico-químicas das substâncias envolvidas. Devido ao bom desempenho e a grande interface gráfica, estes simuladores são hoje bastante utilizados na indústria química.

No presente trabalho, a simulação de uma unidade de desasfaltação a propano supercrítico será feita no simulador de processos HYSYS®, e os resultados comparados com dados da literatura dos produtos gerados na unidade de destilação à vácuo (Gasóleo Leve (GOL) , Gasóleo Pesado (GOP) e Resíduo de Vácuo (RV))

### **III.2.1 – Seleção do Modelo Termodinâmico**

O estudo do comportamento das complexas fases que compõem os óleos crus e as misturas de hidrocarbonetos, assim como a velocidade de transferência de espécies químicas entre fases, vem sendo objeto de diversos estudos e a escolha do modelo termodinâmico a ser usado é fundamental para descrever o equilíbrio das fases e a mistura dos fluidos.

Conforme mostrado anteriormente, o fluido supercrítico está sendo considerado como um gás de alta densidade e, portanto o processo de extração supercrítica envolve um equilíbrio Líquido - Vapor. Levando-se em conta a natureza química dos componentes da simulação como hidrocarbonetos, o modelo termodinâmico pode ser bem representado por equações de estado. Existem algumas vantagens na utilização das equações de estado, como as grandes faixas de temperatura e de pressão em que são aplicáveis e a possibilidade de cálculo do equilíbrio líquido - vapor, líquido - líquido e fase supercrítica. [9]

Muitas equações de estado já foram propostas na literatura, e a escolha passa por uma análise da mistura em questão. No presente trabalho, esta escolha deve ser focada em equações de estado que descrevam bem o equilíbrio L-V e algumas equações de estado clássicas não são adequadas para tal serviço, como a de Virial, Van der Waals e Redlich-Kwong. Para este

equilíbrio, as equações de Soave-Redlich-Kwong e Peng-Robinson vêm sendo amplamente utilizadas na modelagem do comportamento de hidrocarbonetos. De acordo com a literatura, ambos os processos conseguem resultados semelhantes para o sistema em estudo, assim escolheu-se a equação de estado de Peng-Robinson para representar o sistema.

A equação de estado de Peng e Robinson prevê, com boa precisão, as propriedades para moléculas apolares no equilíbrio Líquido - Vapor, e considerando que a influência de moléculas polares no petróleo é desprezível devido aos baixos teores, podemos concluir que a equação de Peng-Robinson pode ser utilizada para o atual processo.

### III.2.1.1 – Equação de Estado Peng-Robinson

A equação de estado de Peng-Robinson, após ser manipulada e colocada em função do fator de compressibilidade, fica sendo definida como função dos parâmetros A e B, que serão definidos posteriormente, e do fator de compressibilidade (Z) :

$$z^3 - z^2(B-1) + z(A-3B^2-2B) + (-AB+B^2+B^3) = 0 \dots\dots\dots(1)$$

Onde:  $z = PV/RT$                        $A=a_iP/R^2T^2$                        $B=b_iP/RT$

Os fatores  $a_i$  e  $b_i$ , para componentes puros, podem ser obtidos pelas seguintes relações:

$$a_i = a_{crítica} * \alpha_i \dots\dots\dots(2)$$

$$b_i = 0.08664 * RT_{crítica} / P_{crítica} \dots\dots\dots(3)$$

Onde:

$$a_{crítica} = 0.42747 * R^2 T_{crítica}^2 / P_{crítica} \dots\dots\dots(4)$$

$$\alpha_i = [1+m_i(1-\sqrt{T/T_{crítica}})]^2 \dots\dots\dots(5)$$

$$m_i = 0.480 + 1.574 * w_i - 0.176 * w_i^2 \dots\dots\dots(6)$$

A regra de mistura utilizada é mostrada a seguir:

$$A = \sum \sum x_i x_j a_{ij} \dots \dots \dots (7)$$

$$B = \sum x_i b_i \dots \dots \dots (8)$$

Onde:

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) * \sqrt{a_i a_j}, i \neq j \dots \dots \dots (9)$$

O cálculo dos coeficientes de fugacidade ( $\delta$ ) da fase líquida e da fase vapor é feito pela equação a seguir, substituindo apenas as propriedades do líquido ou do vapor:

$$\ln \delta_{i,j} = b_i/b * (Z_1 - 1) - \ln(Z_1 - B) - A/B * (2/a * \sum x_j * a_{ij} - b_i/b) * \ln(1 + B/Z_1) \dots \dots \dots (10)$$

Onde  $Z_1$  é a raiz referente à fase líquida ou fase vapor provenientes da expressão da compressibilidade.

### III.2.2 – Caracterização da Carga

A complexidade química do petróleo é muito grande, sendo formado por diferentes hidrocarbonetos com diversas propriedades químicas diferentes. Por isso existem algumas formas de caracterização do petróleo:

#### III.2.2.1 – ° API

É uma escala comumente utilizada na indústria do petróleo. Este valor é obtido pela seguinte relação:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{d_{15,6/15,6}} - 131,5$$

Logo, para que seja caracterizado o °API do óleo, basta que se faça uma análise de densidade relativa, a qual é a relação entre a massa específica do óleo e massa específica de um padrão.

### III.2.2.2 – Pseudo-Componentes

Devido a grande variedade de hidrocarbonetos que compõe o petróleo, não é possível caracterizar este em termos de componentes puros. Desta forma, os componentes do petróleo são agrupados em frações de petróleo que são misturas complexas de hidrocarbonetos sendo identificadas pela determinação, de maneira indireta e experimental, de propriedades médias [1].

Para que estes pseudo-componentes sejam caracterizados são utilizadas a curva PEV e a curva de densidades.

Este tipo de representação é muito utilizada nos simuladores de processo, onde é importante uma caracterização apenas representativa do óleo.

### III.2.2.3 – Curva PEV

É o procedimento conhecido como Ponto de Ebulição Verdadeira, onde o petróleo é separado em frações de acordo com o ponto de ebulição.

É em geral conduzida com retirada de produto à temperatura constante, que obtém melhor separação, porém pode ser também feita a volume constante.

O RAT utilizado no simulador será do óleo Hamaca, cujas propriedades estão mostrados na tabela III.2 e no anexo I do presente trabalho.

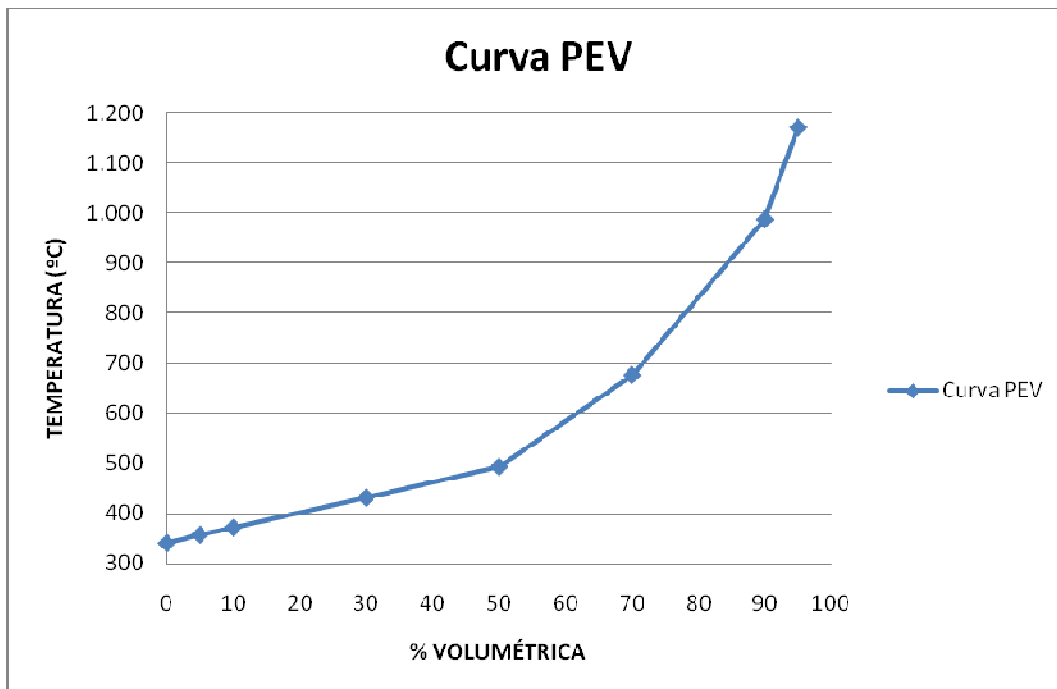
**Tabela III.2 – Propriedades do RAT Hamaca [8]**

°API	12,8
Densidade	0,9807
Viscosidade @100C (cSt)	119

Para este RAT ser caracterizado no HYSYS® foi utilizado a curva de destilação PEV mostrada na figura III.2. Os dados que originaram esta curva, e serão utilizados no HYSYS®, estão mostrados na Tabela III.3.

**Tabela III.3 – Curva PEV do RAT do óleo Hamaca [8]**

%Vol	T ( °C)
Início	340
5	357
10	371
30	431
50	493
70	676
90	987
95	1171
Final	Final



**Figura III.2– Curva PEV do RAT do óleo Hamaca**

Com estes dados foi gerada uma mistura de pseudo-componentes que irão representar o RAT na simulação. Os pseudo-componentes bem como suas frações molares estão mostrados na tabela III.4:

**Tabela III.4 – Composição (Fração Molar) do RAT Hamaca obtida pela curva de destilação**

PSEUDOS	FRAÇÃO MOLAR	CARACTERIZAÇÃO DAS FRAÇÕES
NBP(0)348	0,07	Leve
NBP(0)362	0,08	Leve
NBP(0)376	0,07	Leve
NBP(0)391	0,07	Leve
NBP(0)405	0,06	Leve
NBP(0)420	0,06	Leve
NBP(0)441	0,11	Leve
NBP(0)468	0,11	Leve
NBP(0)494	0,06	Leve
NBP(0)523	0,04	Médio
NBP(0)551	0,03	Médio
NBP(0)579	0,02	Médio
NBP(0)607	0,02	Médio
NBP(0)635	0,02	Pesado
NBP(0)676	0,03	Pesado
NBP(0)733	0,02	Pesado
NBP(0)790	0,02	Pesado
NBP(0)847	0,02	Pesado
NBP(0)903	0,02	Pesado
NBP(0)960	0,02	Pesado
NBP(0)1016	0,02	Pesado
NBP(0)1072	0,02	Pesado

### III.2.3 - Principais Dados de Entrada

Foi utilizada uma relação de 15:1 entre o solvente e a carga. Então, uma vez fixada a vazão de carga, foi calculada a vazão de propano. Como premissa foi adotada uma perda de carga de 69kPa para cada equipamento da unidade

A tabela III.5 mostra os dados de entrada no HYSYS® para a simulação que foi executada:

**Tabela III.5 – Dados da simulação**

<b>GERAL</b>	
Modelo Termodinâmico	Peng Robinson
<b>RAT</b>	
Temperatura (°C)	370
Pressão (kPa)	4450
Vazão (kg/h)	9807
<b>PROPANO</b>	
Temperatura (°C)	100
Pressão (kPa)	4450
Vazão (kg/h)	147110
<b>TORRE ABSORVEDORA</b>	
Pressão Topo (kPa)	4381
Pressão no Fundo (kPa)	4450
N° de Pratos:	13
<b>OUTROS PARÂMETROS</b>	
Temperatura de entrada na Válvula (°C)	140
Pressão de entrada no vaso separador (kPa)	4043

### III.3 – Resultados

Segue na tabela III.6, a composição do produto da extração dos hidrocarbonetos do RAT pelo propano supercrítico.

**Tabela III.6 – Resultados da simulação**

	CARGA RAT (kgmole/h)	Classificação	Produto de Topo (kgmole/h)	% Recuperação
NPB348	1,28088	Leve	1,28088	100,0000
NPB362	1,48858	Leve	1,48858	100,0000
NPB376	1,41732	Leve	1,41732	100,0000
NPB391	1,31863	Leve	1,31863	100,0000
NPB405	1,26194	Leve	1,26194	100,0000
NPB420	1,20070	Leve	1,20070	100,0000
NPB441	2,15676	Leve	2,15676	100,0000
NPB468	2,07916	Leve	2,07916	100,0000
NPB494	1,19750	Leve	1,19750	100,0000
NPB523	0,78276	Médio	0,78276	100,0000
NPB551	0,60247	Médio	0,60247	100,0000
NPB579	0,48568	Médio	0,48566	99,9956
NPB607	0,40869	Médio	0,39781	97,3379
NPB635	0,35468	Pesado	0,18311	51,6266
NPB676	0,57586	Pesado	0,09574	16,6258
NPB733	0,46178	Pesado	0,01648	3,5687
NPB790	0,41376	Pesado	0,00306	0,7400
NPB847	0,39535	Pesado	0,00057	0,1449
NPB903	0,39688	Pesado	0,00011	0,0285
NPB960	0,41607	Pesado	0,00002	0,0058
NPB1016	0,46012	Pesado	0,00001	0,0015
NPB1072	0,41287	Pesado	0,00000	0,0006

Pela tabela III.6, vemos que para as condições da simulação, todos os leves e aproximadamente todos os médios foram extraídos, ficando apenas as frações mais pesadas como resíduo.

Apresenta-se abaixo um resumo das condições de operação dos equipamentos do fluxograma:

### **1 - Coluna de Extração (T-100)**

- $\Delta P = 69,0$  kPa
- Número de Estágios: 13
- Pressão no topo da coluna: 4381 kPa
- Pressão no fundo da coluna: 4450 kPa

### **2- Bomba (P-100)**

- Eficiência Adiabática: 75%
- $\Delta P = 4349,0$  kPa



- Potência: 21,35 kW
- Capacidade: 13,26 m<sup>3</sup>/h

### **3 – Vaso de Flash (V-101)**

- Pressão de Operação: 4043 kPa
- Temperatura de Operação: 138°C

## **4 – Trocadores de Calor**

### **4.1 – E-100**

- $\Delta P$  Casco: 69 kPa
- $\Delta P$  Tubo: 69 kPa
- Temperatura de entrada do solvente: 145,3 °C
- Temperatura de saída do solvente: 100,0 °C
- Temperatura de entrada da água de resfriamento: 31 °C
- Temperatura de saída da água de resfriamento: 43 °C
- Vazão de água de resfriamento: 5,1019\*10<sup>5</sup> kg/h
- Carga Térmica: 2,639 \* 10<sup>7</sup> kJ/h

### **4.2 – E-102**

- $\Delta P$  Casco: 69 kPa
- $\Delta P$  Tubo: 69 kPa
- Temperatura de entrada do fluido de processo: 250 °C
- Temperatura de saída do fluido de processo: 140 °C
- Temperatura de entrada da água de resfriamento: 31 °C
- Temperatura de saída da água de resfriamento: 43 °C
- Vazão de água de resfriamento: 8,8969\*10<sup>5</sup> kg/h
- Carga Térmica: 4,602 \* 10<sup>7</sup> kJ/h

### **4.3 – E-103**

- $\Delta P$  Casco: 69 kPa
- $\Delta P$  Tubo: 69 kPa
- Temperatura de entrada do fluido de processo: 397,4 °C

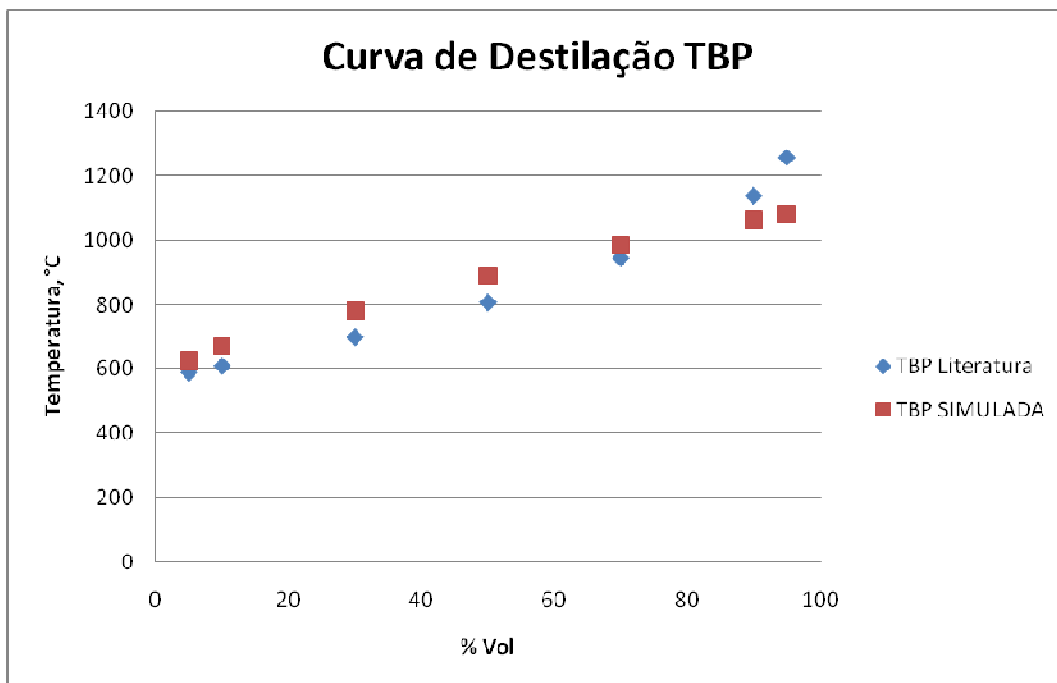
- Temperatura de saída do fluido de processo: 250 °C
- Temperatura de entrada da água de resfriamento: 31 °C
- Temperatura de saída da água de resfriamento: 43 °C
- Vazão de água de resfriamento:  $1,3262 \cdot 10^6$  kg/h
- Carga Térmica:  $6,859 \cdot 10^7$  kJ/h

### 5- Compressor (K-100)

- Eficiência Adiabática: 75%
- $\Delta P = 476,0$  kPa
- Potência: 331,43 kW
- Capacidade: 288,9 m<sup>3</sup>/h

### III.4 – Comparação com Destilação a Vácuo

De forma a validar a simulação, foi plotada a curva de destilação do Resíduo de vácuo da literatura e comparado com a mesma curva, porém retirada da simulação (corrente resíduo). A figura III.3 mostra estas duas curvas.



**Figura III.3 - Curva de destilação TPB: RV [7] x Simulada**

Os valores mostrados na figura III.3 estão bem próximos, o que é uma indicação que os dois processos são semelhantes. Portanto, podemos considerar que a corrente mostrada é similar à corrente do RV e sendo a mesma carga considerada, os produtos obtidos são também os mesmos. Neste caso, porém, os produtos típicos da unidade de destilação a vácuo (GOL e GOP) estão misturados na corrente de topo da torre de absorção.

No próximo capítulo será procedida uma otimização a partir destes resultados para que consigamos obter os valores ótimos da razão Propano / RAT, das condições do RAT e das condições do propano, além disso, esta curva de destilação será melhorada, pretendendo aproximar ainda mais o desempenho do processo simulado com a destilação a vácuo.

## IV – OTIMIZAÇÃO

### IV.1 – Teoria

Otimizar significa buscar a solução ótima de um problema. Otimização, a busca da solução ótima [10].

É comum que problemas de dimensionamento, seja de equipamento ou de um processo completo, passem por uma etapa de otimização. Isto se deve ao fato de um problema poder apresentar mais de uma solução e, portanto, todas as variáveis devem ser escolhidas baseadas no valor ótimo.

Alguns elementos são comuns a qualquer problema de otimização [10]:

- Variáveis de Decisão: são as variáveis do processo manipuladas para que se atinja a solução ótima. Elas são as chamadas variáveis de projeto e correspondem em número aos graus de liberdade do problema.
- Critério: é o que vai definir o valor ótimo. Pode ser de natureza econômica, de desempenho, etc.
- Função Objetivo: é a expressão matemática que reflete o critério de otimização escolhido, em função das variáveis. Esta função será minimizada ou maximizada.
- Restrições: são os limites estabelecidos pelo sistema físico. Podem ser restrições de igualdade ou desigualdade.

### IV.2 – Função Objetivo

Uma função objetivo pode assumir diversas formas, dependendo das características do problema em questão. No presente trabalho, optou-se por um critério de natureza econômica. Portanto, foi proposta uma função que inclui os custos dos principais equipamentos e os custos das utilidades, conforme equação 11:

$$F(x) = (\text{Custo do Propano} + \text{Custo de Utilidades} + \text{Custo dos Equipamentos}) / \text{kg de produto extraído} \dots\dots\dots(11)$$

#### IV.2.1 – Propano

Seu custo no processo é calculado pela multiplicação da vazão pelo preço, conforme equação 12.

Preço do Propano: 0,89 US\$ / kg

Vazão : Variável

$$\text{Custo} = \text{Vazão} \times \text{Preço} \dots\dots\dots(12)$$

#### IV.2.2 – Utilidade

O processo utiliza apenas uma utilidade, água de resfriamento, nos 3 trocadores de calor da unidade. Desta forma, o custo da utilidade será calculado novamente pela multiplicação da vazão pelo preço, conforme equação 12.

Atendendo à tendência atual de reaproveitamento máximo de água, foi considerada uma água de resfriamento vinda de uma torre de resfriamento, cujo preço segue abaixo:

Preço da Água de Resfriamento [14]: 0,03 \$ / 1000 gal

Vazão : Variável

#### IV.2.3 – Equipamentos

Não foi considerada, nesta função objetivo, a torre de absorção, uma vez que o número de pratos será mantido fixo e o seu dimensionamento não é alterado consideravelmente durante a otimização não afetando.

Foi usado um conjunto de dados propostos por Rudd & Watson [11], que apesar de serem do ano de 1961, é um conjunto consistente de dados largamente utilizado na resolução de problemas de otimização na indústria química. Este conjunto se baseia na equação 13:

$$I_{Ei} = I_{Ebi} * (Q_i/Q_{bi})^{M_i} \dots\dots\dots(13)$$

Onde:

$I_{Ebi}$  – Custo para uma capacidade de referência  $Q_{bi}$ ;

$M_i$  – Fator experimental de escala;

$Q_{bi}$  – Capacidade de referência;

Na tabela IV.1 se encontram os valores de  $I_{Ebi}$  e  $Q_{bi}$  para os diferentes equipamentos:

**Tabela IV.1 – Fatores de custo para os Equipamentos [11]**

Equipamento	Ieb (\$, 1961)	Qb	Faixa de Q	M
<b>Sopradores</b>				
1 psi	360	70 cfm	70 - 1400	0,46
7 psi	6900	1400 cfm	1400 - 6000	0,35
<b>Caldeira</b>	9800	4000	4000 - 20000	0,67
<b>Centrífugas</b>				
Aço Carbono	28700	40 in (cesta)	40 - 66	0,81
Aço Inoxidável	43000	40 in	40 - 66	0,63
<b>Compressor</b>	80000	240 hp	240 - 2000	0,29
<b>Cristalizador</b>	22100	10 t/d	10 - 1000	0,63
<b>Evaporadores (película)</b>	9200	4 ft2	4 - 9	0,24
	11200	9 ft2	9 - 33	0,36
	17900	33 ft2	33 - 66	0,55
<b>Filtros-Prensa</b>	800	10 ft2	10 - 300	0,85
<b>Trocadores de Calor</b>				
Casco e Tubo	1350	50 ft2	50 - 300	0,48
Tubos Aletados	5400	700 ft2	700 - 3000	0,58
Refervedor	4070	400 ft2	400 - 600	0,25
<b>Misturador</b>	3900	15 hp	15 - 25	0,19
<b>Vasos de Pressão</b>	1060	3000 lb	3000 - 6000	0,6
(Aço Carbono)	4830	30000lb	30000 - 100000	0,8
<b>Bombas Centrífugas</b>	1300	10 hp	10 - 25	0,68
(ligas)	2480	25 hp	25 - 100	0,86
<b>Tanques</b>				
Aço Carbono	240	300 gal	300 - 1400	0,66
Aço Inoxidável	730	150	150 - 500	0,69

### IV.2.2.1 – Trocadores de Calor

A equação 13 será considerada para o custo dos 3 trocadores de calor casco e tubo.

De acordo com a tabela IV.2, para os trocadores de calor (Resfriadores), utilizando água como fluido frio, de acordo com o fluido quente temos uma faixa de valor de coeficiente global de transferência de calor (U). Foi escolhido um valor médio de U para o cálculo da área de troca térmica a partir do valor de UA dado pela simulação.

**Tabela IV.2 - Estimativas de Coeficiente de Transferência de calor global para trocadores de calor casco e tubo [12]**

Fluido quente	Fluido frio	U (W/m <sup>2</sup> K)
<b>Trocadores</b>		
Água	Água	800 - 1500
Solv. Org.	Solv. Org.	100 - 300
Óleos Leves	Óleos Leves	100 - 400
Óleos Pesados	Óleos Pesados	50 - 300
Gases	Gases	10 - 50
<b>Resfriadores</b>		
Solv. Org.	Água	250 - 750
Óleos Leves	Água	350 - 900
Óleos Pesados	Água	60 - 300
Gases	Água	20 - 300
Solv. Org.	Salmoura	150 - 500
Água	Ar	300 - 450
Org. Leves	Ar	300 - 700
Org. Pesados	Ar	50 - 150
Gases (até 10 bar)	Ar	50 - 100
Gases (até 30 bar)	Ar	100 - 300
<b>Aquecedores</b>		
Vapor	Água	1500 - 4000
Vapor	Solv. Org.	500 - 1000
Vapor	Óleos Leves	300 - 900
Vapor	Óleos Pesados	60 - 450
Vapor	Gases	30 - 300
Dowtherm	Óleos Pesados	50 - 300
Dowtherm	Gases	20 - 200
<b>Condensadores</b>		
Vapores Aquosos	Água	1000 - 1500
Vapores Org.	Água	700 - 1000
Vapores Org.	Ar	300 - 600
<b>Vaporizadores</b>		
Vapor	Sol. Aquosas	1000 - 1500
Vapor	Org. Leves	900 - 1200
Vapor	Org. Pesados	600 - 900

Estes valores de U escolhidos e os valores de UA retirados da simulação estão mostrados a seguir para cada trocador da unidade simulada:

- **E-100 – Propano Reciclado** –  $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K} \rightarrow UA = 3,16 \cdot 10^5 \text{ kJ/}^\circ\text{C}\cdot\text{h} = 87805,6 \text{ W/K}$
- **E-102 – Óleo Leve extraído** –  $U = 625 \text{ W/m}^2\text{K} \rightarrow UA = 3,04 \cdot 10^5 \text{ kJ/}^\circ\text{C}\cdot\text{h} = 84444,4 \text{ W/K}$
- **E-103 – Óleo Leve extraído** –  $U = 625 \text{ W/m}^2\text{K} \rightarrow UA = 2,489 \cdot 10^5 \text{ kJ/}^\circ\text{C}\cdot\text{h} = 67972,2 \text{ W/K}$

A partir desses dados, foram calculadas as áreas de troca térmica estimadas de cada trocador. Este cálculo está mostrado a seguir:

$$E-100 \rightarrow UA = 87805,6 = 500 \cdot A \Rightarrow A = 175,6 \text{ m}^2 = \mathbf{1890,1 \text{ ft}^2}$$

$$E-102 \rightarrow UA = 84444,4 = 625 \cdot A \Rightarrow A = 135,1 \text{ m}^2 = \mathbf{1454,2 \text{ ft}^2}$$

$$E-103 \rightarrow UA = 67972,2 = 625 \cdot A \Rightarrow A = 108,8 \text{ m}^2 = \mathbf{1171,1 \text{ ft}^2}$$

De acordo com a tabela IV.2, para trocadores de calor  $700\text{ft}^2 < A < 3000 \text{ ft}^2$ , os valores dos coeficientes deixam a equação (3), para o custo dos 3 trocadores de calor da unidade, conforme mostrado a seguir na equação 14:

$$I_{Ei} = 5400 \cdot (Q_i/700)^{0,58} \dots\dots\dots(14)$$

#### IV.2.2.1.2 – Compressor

A equação 15, a seguir, será considerada para o custo do compressor da unidade. [11]

$$I_{Ei} = 80000 \cdot (Q_i/240)^{0,29} \dots\dots\dots(15)$$

Válido para  $240 \text{ hp} < Q_i < 2000 \text{ hp}$



#### IV.2.2.1.3 – Bomba

A equação 16, a seguir, será considerada para o custo da bomba da unidade. [11]

$$I_{Ei} = 2480 * (Q_i/25)^{0,86} \dots\dots\dots(16)$$

Válido para 25 hp < Qi < 100 hp

#### IV.2.2.1.3 – Vaso

A equação 17, a seguir, será considerada para o custo do vaso da unidade. [11]

$$I_{Ei} = 4830 * (Q_i /30000)^{0,80} \dots\dots\dots(17)$$

Válido para 30000 lb < Qi < 100000 lb

Para obter o valor do peso do vaso, foi considerado este cheio de água ( $\rho=1000 \text{ kg/m}^3$ ), o que é um procedimento comum em projetos de engenharia.

#### IV.3 – Pesquisa de Variáveis de Decisão

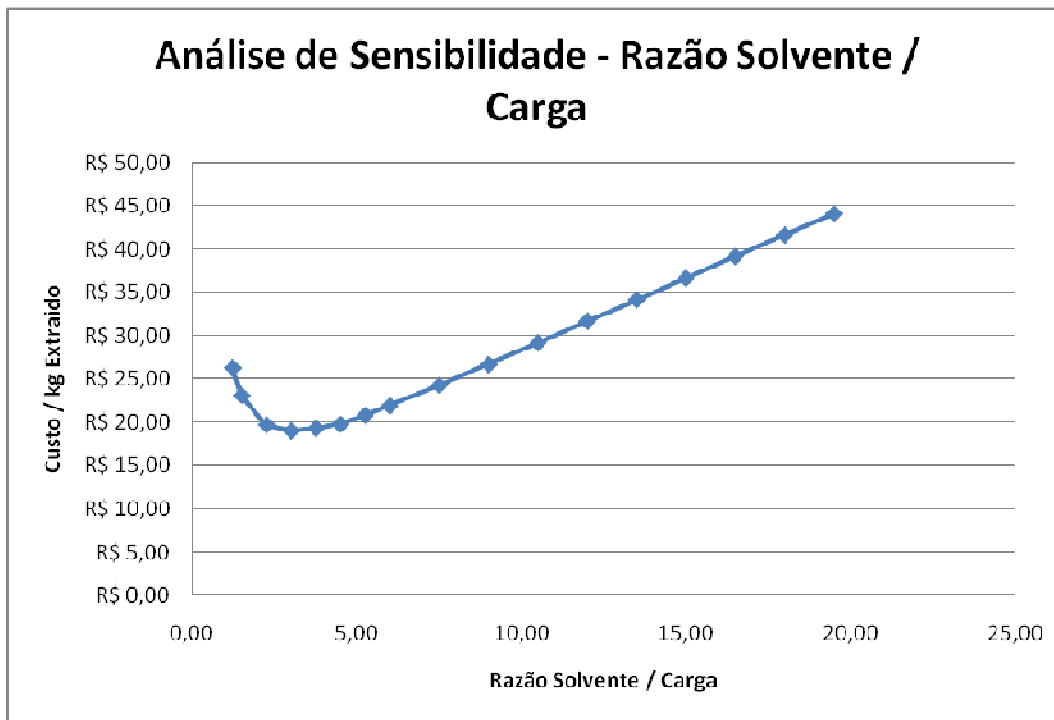
Uma vez estabelecida a função objetivo, falta encontrar as variáveis do processo que, alteradas, mais afetam a função objetivo. A partir daí, estas variáveis serão manipuladas em busca da solução ótima (Minimização de Custos). De acordo com estudos anteriores, algumas variáveis operacionais afetam mais o processo e por isso deseja-se investigar a influência destas, que são:

- 1- Razão Solvente / Carga
- 2- Temperatura da Carga
- 3- Pressão da Carga
- 4- Temperatura do Solvente
- 5- Pressão do Solvente

Para isso, no HYSYS®, foi executada uma análise de sensibilidade das variáveis de estudo para a função objetivo proposta, por simplicidade, alterando uma variável, mantendo as outras conforme os valores da simulação inicial e observando o valor da função objetivo. As tabelas (IV.3, IV.4, IV.5, IV.6 e IV.7) e gráficos (IV.1, IV.2, IV.3, IV.4 e IV.5) abaixo mostram esta análise de sensibilidade.

**Tabela IV.3 - Variação da Razão Solvente / Carga**

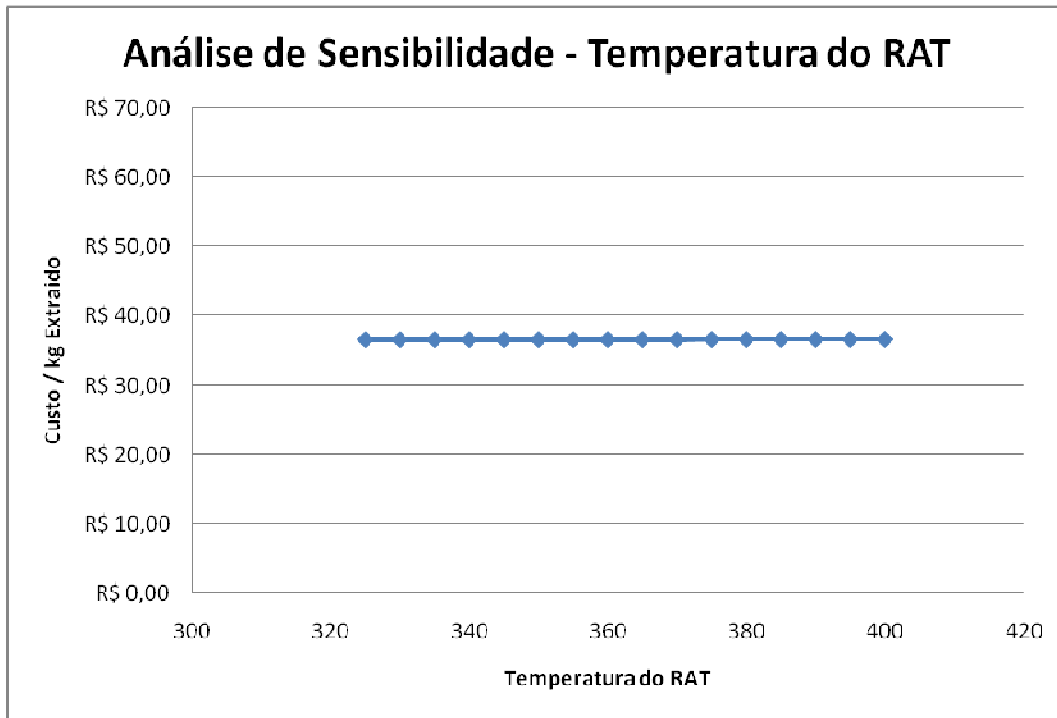
Razão Solvente / Carga	Vazão de propano (kg/h)	Custo / kg extraído
1,22	12000	R\$ 26,32
1,50	14711	R\$ 23,13
2,25	22067	R\$ 19,76
3,00	29422	R\$ 19,06
3,75	36778	R\$ 19,36
4,50	44133	R\$ 19,82
5,25	51489	R\$ 20,84
6,00	58844	R\$ 21,94
7,50	73555	R\$ 24,31
9,00	88266	R\$ 26,73
10,50	102977	R\$ 29,21
12,00	117688	R\$ 31,69
13,50	132399	R\$ 34,15
15,00	147110	R\$ 36,64
16,50	161821	R\$ 39,14
18,00	176532	R\$ 41,61
19,50	191243	R\$ 44,07



**Figura IV.1 - Análise de Sensibilidade da Razão Solvente/Carga**

**Tabela IV.4 - Variação da Temperatura da Carga**

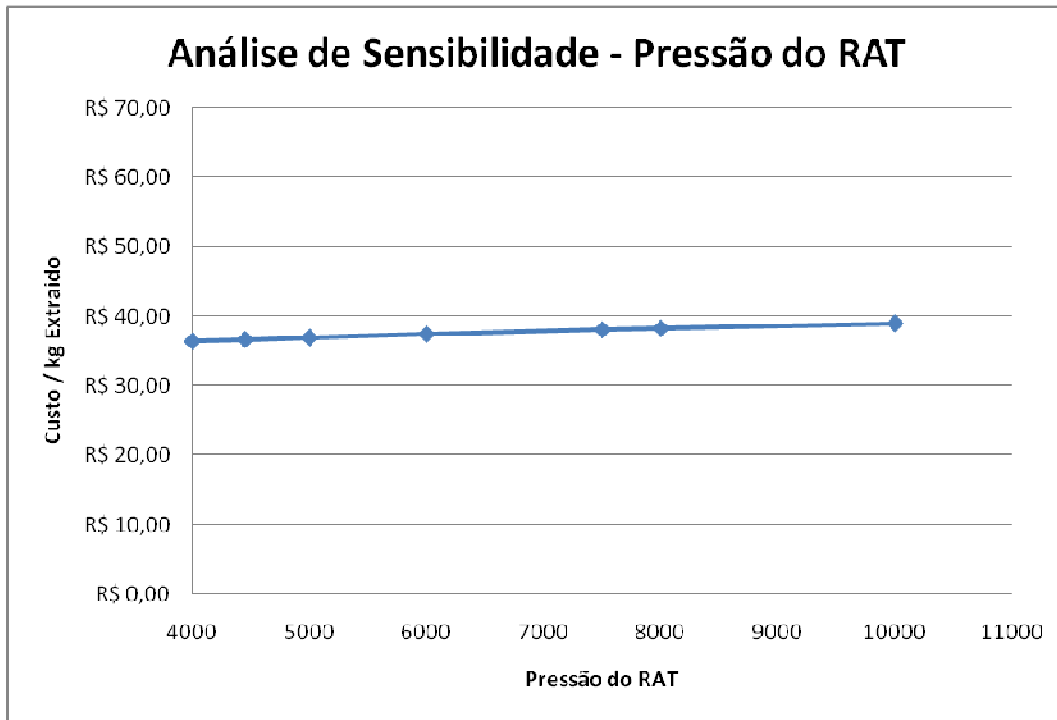
Temperatura do RAT (°C)	Custo / kg extraído
325	R\$ 36,62
330	R\$ 36,62
335	R\$ 36,63
340	R\$ 36,63
345	R\$ 36,63
350	R\$ 36,63
355	R\$ 36,63
360	R\$ 36,64
365	R\$ 36,64
370	R\$ 36,64
375	R\$ 36,64
380	R\$ 36,65
385	R\$ 36,65
390	R\$ 36,65
395	R\$ 36,65
400	R\$ 36,66



**Figura IV.2 - Análise de Sensibilidade da Temperatura da Carga**

**Tabela IV.5 - Variação da Pressão da Carga**

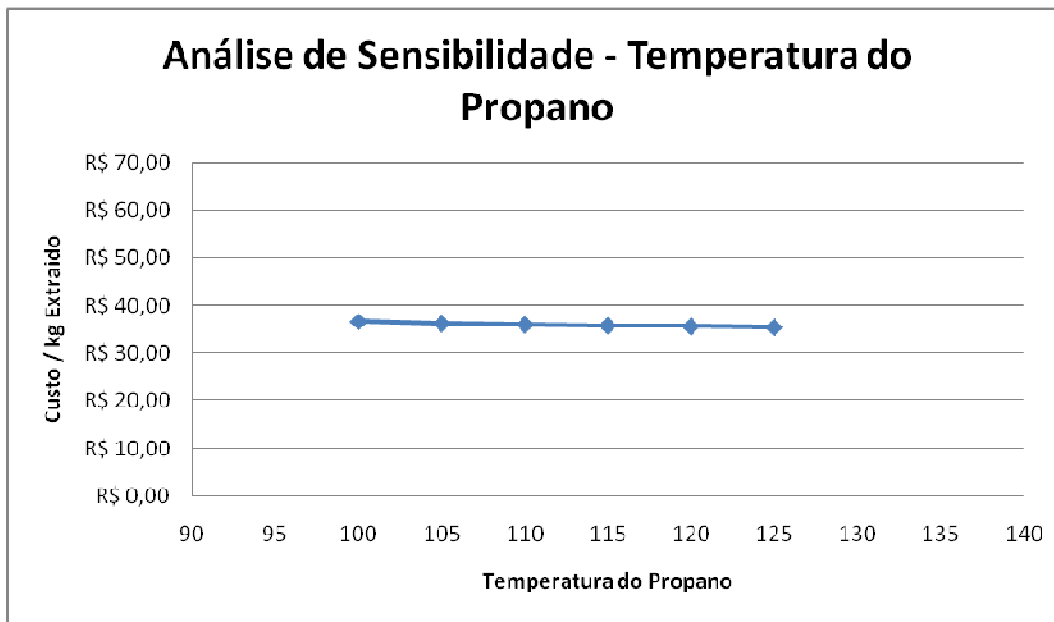
Pressão do RAT (kPa)	Custo / kg extraído
3500	R\$ 36,08
4000	R\$ 36,38
4450	R\$ 36,64
5000	R\$ 36,93
6000	R\$ 37,42
7500	R\$ 38,06
8000	R\$ 38,26
10000	R\$ 38,97



**Figura IV.3 - Análise de Sensibilidade da Pressão da Carga**

**Tabela IV.6 - Variação da Temperatura do Solvente**

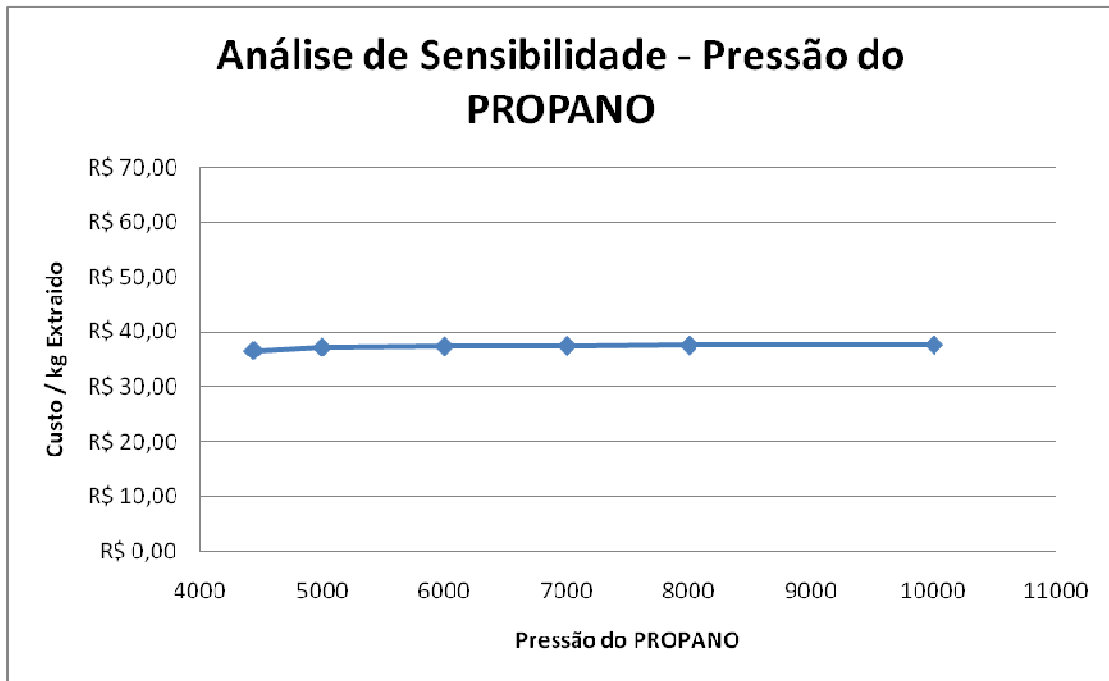
Temperatura do Propano (°C)	Custo / kg extraído
100	R\$ 36,64
105	R\$ 36,24
110	R\$ 36,01
115	R\$ 35,82
120	R\$ 35,64
125	R\$ 35,46



**Figura IV.4 - Análise de Sensibilidade da Temperatura do Solvente**

**Tabela IV.7 - Variação da Pressão do Solvente**

Pressão do PROPANO(kPa)	Custo / kg extraído
4430	R\$ 36,59
4450	R\$ 36,64
5000	R\$ 37,18
6000	R\$ 37,36
7000	R\$ 37,46
8000	R\$ 37,53
10000	R\$ 37,64



**Figura IV.5 - Análise de Sensibilidade da Pressão do Solvente**

Baseado nos resultados obtidos nas tabelas IV.3, IV.4, IV.5, IV.6 e IV.7 e nas figuras IV.1, IV.2, IV.3, IV.4 e IV.5 vemos que a função objetivo proposta é sensível apenas a variações da vazão de propano e, portanto, esta será a única variável de decisão a ser usada durante a otimização.

#### **IV.4 – Otimizador HYSYS®**

O HYSYS® possui um otimizador multivariável acoplado a simulações em estado estacionário. O programa funciona determinando máximos e mínimos de funções objetivos, manipulando variáveis de projetos escolhidas pelo usuário, a partir de um processo já convergido [13].

Neste otimizador existem diversos modos de otimização. O escolhido para este trabalho foi o ORIGINAL, por sua maior simplicidade operacional, sem prejuízo da qualidade dos resultados [13].

Para o otimizador ORIGINAL, existem ainda alguns métodos de otimização que diferem pelas técnicas de busca da solução ótima, utilizando ou

não derivadas, utilizando programações e ainda os que unem 2 outros métodos. Os principais esquemas de otimização disponíveis no HYSYS® são:

- BOX;
- SQP;
- Mixed;
- Fletcher Reeves / Quasi-Newton

**Tabela IV.8 - Aplicação dos métodos de otimização [13]**

	Sem Restrições	Rest.de Desigualdade	Rest. de Igualdade	Derivadas
<b>BOX</b>	X	X		
<b>SQP</b>	X	X	X	X
<b>Mixed</b>	X	X		
<b>Fletcher - Reeves</b>	X			X
<b>Quasi - Newton</b>	X			X

Neste trabalho foi escolhido o método SQP por ser considerado o mais eficiente para minimização com restrições lineares e não lineares, quando existem poucas variáveis de projeto e é dado um bom valor inicial. Além disso, de acordo com a tabela IV.8 este método é aplicável a qualquer problema [13].

O método SQP minimiza funções pelas aproximações quadráticas da função lagrangeana, a qual está submetida a aproximações lineares das restrições. A matriz das segundas derivadas da função lagrangeana é estimada automaticamente. Além disso, um procedimento de busca linear é usado para forçar a convergência.

Alguns aspectos devem ser bem definidos para que o otimizador ORIGINAL do HYSYS® funcione de maneira satisfatória. São eles:

- Limites consistentes da variável primária → São extremamente importantes, pois estes valores são necessários para evitar uma situação fisicamente não realizável. As variáveis são escaladas entre zero e 1 no algoritmo otimizador usando estes valores.
- Na falta de convergência de alguma restrição deve-se aumentar o valor da penalidade da variável.



## IV.5 – Otimização no HYSYS®

### IV.5.1 – Entrada de Dados

Para operar o otimizador é necessário entrar com alguns dados diretamente no programa como as variáveis primárias, a função objetivo e as restrições.

As variáveis importantes para a otimização foram retiradas da simulação, e colocadas numa planilha no interior do HYSYS. Além destas, o preço das utilidades também foi colocado nesta planilha. Estas variáveis estão listadas na tabela IV.9.

**Tabela IV.9 - Variáveis de otimização**

Dados
Vazão Propano (kg/h)
Vazão de Água E-100 (kg/h)
UA E-100 (kJ/°C h)
Vazão de Água E-102 (kg/h)
UA E-102 (kJ/°C h)
Vazão de Água E-103 (kg/h)
UA E-103 (kJ/°C h)
Compressor K-100 (kW)
Bomba (kW)
Peso do Vaso (lb)
Outros Fatores
Preço Propano
Preço Água Resfriamento

Nesta mesma planilha são calculados os custos dos equipamentos, das utilidades e por fim o valor da função objetivo. O otimizador do HYSYS® trabalha em conjunto com esta planilha, lendo a função objetivo a cada variação da variável primária, e assim vai fazendo suas iterações conforme o método de otimização utilizado. A figura IV.6 mostra a planilha com os dados necessários para a otimização.

Current Cell											
Imported From: PROPANO		Exportable <input type="checkbox"/>									
A1		Variable: Mass Flow		Angles in: <input type="text"/>							
1	1.471e+005 kg/h	Vazao Propano			Extrato	1.533e+005 kg/h			U	UA Convertido	Area [ft^2]
2	5.102e+005 kg/h	Água E-100			Propano	1.471e+005 kg/h		E-100	500.0	8.781e+004 kJ/C-F	1890 m2
3	3.161e+005 kJ/C-F	UA E-100						E-102	625.0	8.447e+004 kJ/C-F	1455 m2
4								E-103	625.0	6.799e+004 kJ/C-F	1171 m2
5											
6	8.897e+005 kg/h	Água E-102									
7	3.041e+005 kJ/C-F	UA E-102									
8	1.326e+006 kg/h	Água E-103		Unidades							
9	2.448e+005 kJ/C-F	UA E-103		1.489e+005							
10	331.4 kW	Compressor K-100									
11	21.35 kW	Bomba		Compressor							
12				4.336e+004							
13	Outros Fatores										
14	Preço Propano	0.8900	\$/kg	Trocador							
15	Preço Água Resf.	3.000e-002	\$/ 1000 gal	9608	E-100						
16				8254	E-102					RV	1068
17				7277	E-103					>2%	1090
18										<2%	1047
19				Bomba							
20	37.46 kg/m3			2821				Custo TOTAL	36.64 Cost/m3	1066 kg/m3	519.4 kg/m3
21											
22	M&S 2007	1374		Vaso	Vazao de Gas	1997 ACT_m3/h					
23			Diametro (m)	2.216	Vazao de Gas	0.5547 ACT_m3/h					
24			Altura (m)	6.649	L/D	3.000					
25			Volume (m3)	25.66	Rho L	798.1 kg/m3					
26			Peso c/ água (lb)	5.656e+004	Rho G	73.32 kg/m3					
27			Custo	8022	fator	0.1500					

Figura IV.6 - Planilha de cálculo HYSYS®

#### IV.5.2 – Configuração do Otimizador

O primeiro passo foi a escolha do modelo de otimização ORIGINAL. A figura IV.7 mostra a seleção do modelo.

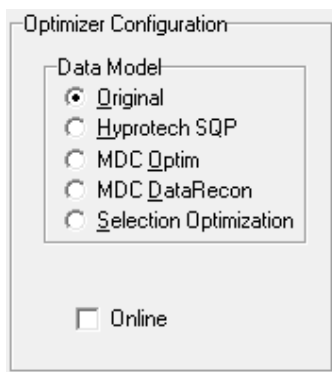
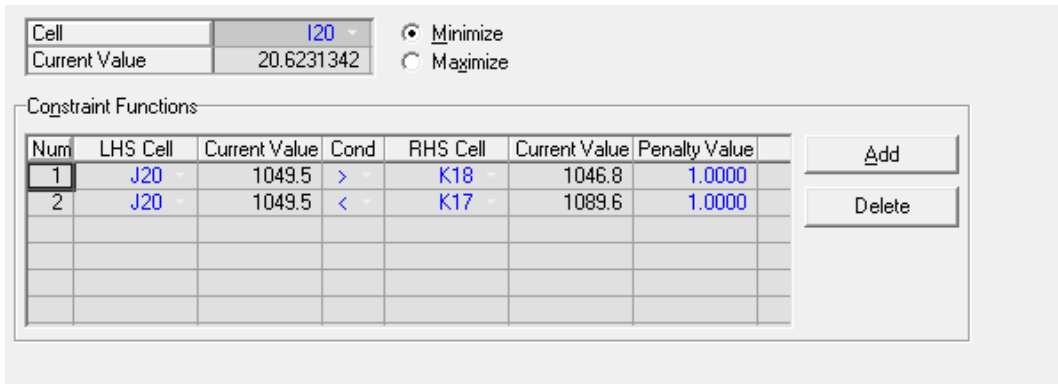


Figura IV.7 – Configuração do modelo de otimização

Em seguida foram relacionadas as variáveis primárias do problema, assim como seus limites superior e inferior. No presente trabalho a única variável primária é a vazão de propano e esta foi adicionada a otimização. O limite inferior foi estabelecido por critérios de operação da coluna de extração. Desta forma, para valores próximos de 42.000 kg/h a coluna já não extrai todos os compostos de interesse e por isso o limite inferior foi fixado neste valor. Já para o limite superior, foi colocado um valor bem alto de forma que extraísse





**Figura IV.9 – Função Objetivo e Restrições**

Por último, os seguintes parâmetros, com seus respectivos significados, foram ajustados:

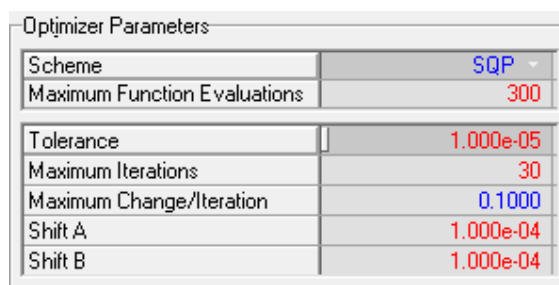
- Esquema de Otimização;
- Maximum Functions Evaluations: É o número máximo de vezes que é feita a busca pelo valor ótimo em cada iteração, já que em cada iteração a porção relevante do processo é resolvida diversas vezes dependendo do esquema de otimização e do número de variáveis primárias.
- Tolerância: Valor com o qual o HYSYS® compara as mudanças da função objetivo e das variáveis primárias normalizadas.
- Maximum Iterations: Número máximo de iterações para alcançar o valor ótimo.
- Maximum Change/Iteration: É a máxima variação permitida nas variáveis primárias normalizadas em cada iteração.
- Shift A / Shift B: Parâmetros relacionados com a escolha de próximas iterações (direção e valor). O otimizador move cada variável primária com um valor de  $x_{\text{shift}}$ , e isso explica a escolha por valores baixos destes parâmetros.

Desta forma os seguintes valores foram escolhidos para os parâmetros do otimizador:

- Método de Otimização: SQP
- Maximum Functions Evaluations: 300
- Tolerância: 0,00001
- Maximum Iterations: 30

- Maximum Change/Iteration: 0,1 (10%)
- Shift A / Shift B: 0,0004

A figura IV.10 mostra a configuração do otimizador ORIGINAL no HYSYS®.



**Figura IV.10** - Configuração do Otimizador

#### IV.5.3 – Resultado da Otimização

A tabela IV.10 mostra as iterações realizadas até atingir o valor ótimo da função objetivo (razão solvente / RAT). Além disso, mostra a distância entre os valores das restrições e seus valores desejados.

**Tabela IV.10** – Resultado da Otimização: Iterações

Iteração	Razão Solv./Óleo	Função Objetiva	Vazão Mássica (kg/h)	Restrição 1	Restrição 2
1	15,00	36,64	147110,0000	18,67	24,06
2	14,87	36,43	145873,0904	18,60	24,13
3	12,51	32,53	122715,3810	16,65	26,08
4	8,59	26,07	84270,9912	11,92	30,80
5	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
6	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
7	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
8	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
9	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
10	5,10	20,62	49968,8379	2,67	40,06
11	5,10	20,62	49987,3262	2,71	40,02

Apesar de o valor da relação solvente carga de 20,62 ter sido alcançada nas iterações 10 e 11, o valor ótimo encontrado foi o de 49968,8 kg/h, conforme marcado na tabela IV.10. Isto porque esta vazão de propano é inferior ao da iteração 11. O valor pode ser considerado ótimo, pois ambas as

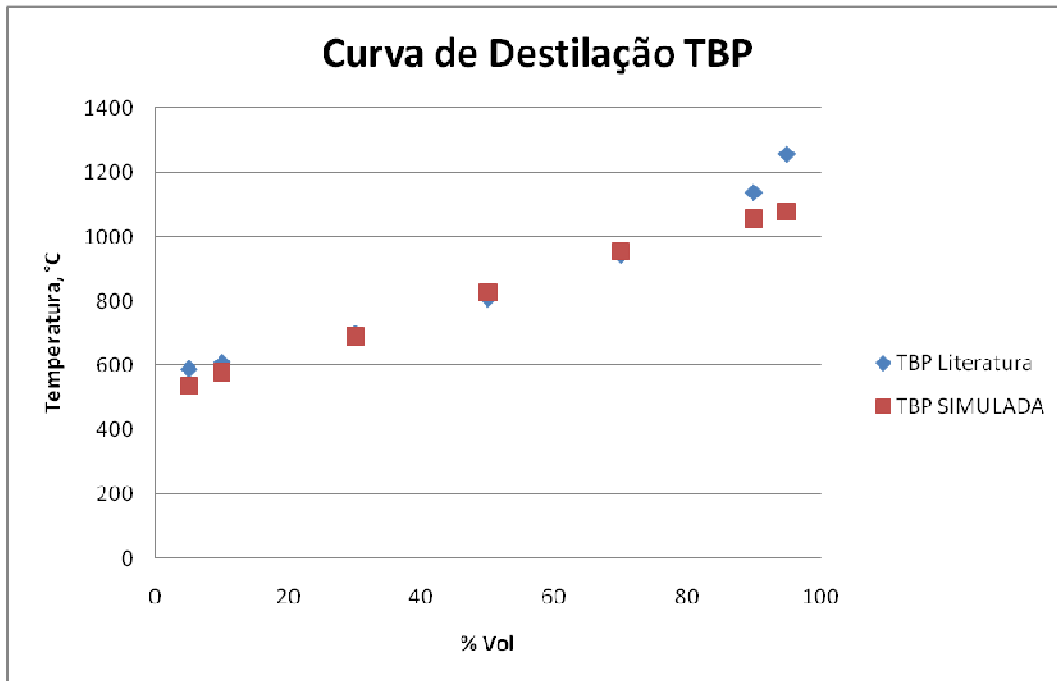
restrições foram obedecidas e ainda as variações da função objetivo próximo deste valor foram baixas.

A tabela IV.11 mostra os percentuais de cada componente extraído do RAT. Nesta tabela podemos observar que aproximadamente 100% dos componentes leves foram extraídos, e a partir dos componentes médios a extração não foi total. Entre os pesados, aproximadamente nenhum componente foi extraído.

**Tabela IV.11 – Resultado da Otimização: Componentes Extraídos**

	Carga RAT (kgmole/h)	Classificação	Produto de Topo (kgmole/h)	% Recuperação
NPB348	1,28088	<b>Leve</b>	1,2809	100,00
NPB362	1,48858	<b>Leve</b>	1,4886	100,00
NPB376	1,41732	<b>Leve</b>	1,4173	100,00
NPB391	1,31863	<b>Leve</b>	1,3186	100,00
NPB405	1,26194	<b>Leve</b>	1,2619	100,00
NPB420	1,20070	<b>Leve</b>	1,2007	100,00
NPB441	2,15676	<b>Leve</b>	2,1568	100,00
NPB468	2,07916	<b>Leve</b>	2,0792	100,00
NPB494	1,19750	<b>Leve</b>	1,1974	100,00
NPB523	0,78276	<b>Médio</b>	0,7697	98,34
NPB551	0,60247	<b>Médio</b>	0,3341	55,46
NPB579	0,48568	<b>Médio</b>	0,1223	25,19
NPB607	0,40869	<b>Médio</b>	0,0521	12,75
NPB635	0,35468	<b>Pesado</b>	0,0232	6,54
NPB676	0,57586	<b>Pesado</b>	0,0138	2,39
NPB733	0,46178	<b>Pesado</b>	0,0025	0,55
NPB790	0,41376	<b>Pesado</b>	0,0005	0,12
NPB847	0,39535	<b>Pesado</b>	0,0001	0,03
NPB903	0,39688	<b>Pesado</b>	0,0000	0,01
NPB960	0,41607	<b>Pesado</b>	0,0000	0,00
NPB1016	0,46012	<b>Pesado</b>	0,0000	0,00
NPB1072	0,41287	<b>Pesado</b>	0,0000	0,00

A seguir, de forma a comparar o desempenho da unidade simulada com a unidade de destilação a vácuo, foi traçado num mesmo gráfico a curva de destilação TBP do resíduo de vácuo [8], e a mesma curva da corrente de fundo da torre absorvedora (Resíduo). Esta comparação é mostrada na figura IV.11.



**Figura IV.11 - Curva de Destilação TBP (RV x Simulado)**

Pela figura IV.11 vemos que o comportamento da corrente simulada é bastante similar a corrente de resíduo de vácuo encontrada na literatura. O comportamento diferente mostrado no início da curva é devido a presença de propano misturado nesta corrente. Já o comportamento diferente no final da curva pode ser devido a algum problema do modelo termodinâmico, uma vez que estamos trabalhando em temperaturas da ordem de 1000°C.

Comparando com a figura III.3, vemos os mesmos comportamentos nas extremidades, porém o comportamento mostrado na figura IV.11 é mais preciso em relação aos dados da literatura, o que mostra que a otimização alcançou seu objetivo de encontrar o custo mínimo do processo aliado ao melhor desempenho, ou seja, similar ao da unidade de destilação atmosférica.

Uma vez provada a viabilidade técnica do processo, no próximo capítulo será feita uma análise de viabilidade econômica.

## V – ANÁLISE ECONÔMICA

Existem 2 principais maneiras de se fazer estimativas econômicas de um processo: Aproximada e Detalhada. A detalhada é usada em estágios avançados de um projeto, sendo conduzida por especialistas com base em informações detalhadas sobre o processo. Em estágios iniciais de um projeto uma estimativa apenas aproximada pode ser feita, sendo importante para um levantamento de ordem de grandeza do investimento. Neste estágio, muitos fatores empíricos são usados na tentativa de se aproximar do valor real do investimento. [10]

O investimento direto inclui os custos de instalação tanto do OSBL (Outside Battery Limits) quanto do ISBL (Inside Battery Limits). O investimento em ISBL é aquele realizado na aquisição, transporte e instalação dos equipamentos principais que compõem o processo. Este cálculo inclui isolamento, pintura, instrumentação, tubulações, válvulas, equipamentos e material elétrico. O cálculo do ISBL é executado somando-se o preço de compra de todos os equipamentos e multiplicando este somatório por 3 fatores, conforme a equação 18. [10]

$$ISBL = f_T * f_D * f_L * \sum I_{Ei} \dots\dots\dots(18)$$

Onde:

$I_{Ei}$  – preço de compra do equipamento  $i$ , estimado em um determinado ano, em uma determinada região;

$f_T$  – fator experimental de transferência de região, na qual foi estimado o preço, para a região onde será realizada a instalação;

$f_D$  – fator de atualização dos preços para o ano vigente;

$f_L$  – fator experimental que considera a aquisição de outros itens indispensáveis à instalação dos equipamentos, como isolamento térmico, tubulações, entre outros.



No trabalho atual o fator  $f_T$ , referente a transferência de região será negligenciado por se tratar de uma estimativa de custos apenas preliminar. Desta forma, o valor de  $f_T$  usado será 1.

O fator  $f_L$ , também chamado de fator de Lang, será utilizado da forma mais simples, de acordo com o tipo de processamento, conforme tabela V.1. Estimativa do fator de Lang mais complexa e precisa consiste no emprego de fator individual referentes a itens específicos.

**Tabela V.1 – Fator de Lang [10]**

Tipo de Processamento	$f_L$
Sólido	3,9
Sólido e fluido	4,1
Fluido	4,8

No trabalho atual, por se tratar de um processamento de fluido, vai ser utilizado um valor de  $f_L = 4,8$ .

O fator  $f_D$ , referente à atualização dos preços, será usado em cada equipamento, ao se calcular os custos individuais.

O cálculo destas estimativas aproximadas, portanto, começam com o cálculo das dimensões dos principais equipamentos da planta, e então, utilizando correlações de custo, podemos estimar o custo de compra de cada equipamento. Em seguida usamos fatores de instalação para estimar o custo dos equipamentos instalados (ISBL). Também devemos estimar o custo para a operação da planta, calculando principalmente os custos de utilidades e matérias-primas. Combinando todos estes custos, obtemos uma estimativa do investimento.

## **V.1 – Estimativa de Custos de Equipamentos**

Os custos dos equipamentos de uma planta representam a maior parte dos investimento diretos do onsite (ISBL). Valores precisos destes custos,

entretanto, só podem ser obtidos com os fornecedores dos equipamentos. Porém, em estágios de projetos conceituais ainda não se tem informações suficientes para uma cotação por parte dos fornecedores e desta maneira, uma estimativa de custos de um projeto deve sempre passar por cálculos preliminares de custos dos equipamentos.

A maior parte dos métodos usados na estimativa de custos de equipamentos usam correlações baseadas em dados obtidos no passado. Essas expressões são, em geral, funções de dados de projeto dos equipamentos, tais como áreas, potências e cargas térmicas. Essas correlações de custos são largamente utilizadas em estimativas de custos de projetos básicos, e envolvem uma precisão na faixa de -15% a +30%. Esta precisão tende a aumentar quando o projeto alcança o estágio de detalhamento, chegando neste estágio a uma precisão entre -5% a +15%. [15]

Para o presente trabalho, onde visamos apenas uma avaliação preliminar do custo da planta, vamos usar correlações que levam em conta o preço médio de mercado e o tamanho dos equipamentos.

#### **V.1.1- Correlações de GUTHRIE**

Um conjunto de correlações de custo, baseado em dados de quarenta e dois projetos de plantas de processo, foi publicado em 1969 por GUTHRIE. Essas correlações incluem informações de aquisição e de instalação dos principais equipamentos utilizados nas indústrias químicas. [14]

As correlações de GUTHRIE possuem maior quantidade de informações que a maioria das correlações de custos disponíveis na literatura, mesmo sendo tão simples de usar quanto às demais existentes [14]. Por isso, mesmo tendo sido desenvolvida em 1968, estas correlações ainda continuam sendo usadas atualmente.

Porém, de forma a atualizar as correlações de custo pela inflação, vários métodos podem ser usados, os quais envolvem, em geral, a multiplicação do custo básico em um ano base pela razão entre o índice de custo de algum outro ano e o índice do ano base. Um dos índices deste tipo foi publicado por Marshall e Swift (M&S) e é atualizado anualmente pela revista Chemical Engineering. O valor inicial deste índice foi de 100 (1926) e em 2007 o valor foi de 1373,5, o qual será utilizado para atualizar os preços neste trabalho.

A figura V.1 mostra a variação de alguns índices de atualização de preços para estimativas de custos específicos, dentre estes vemos o índice Marshall e Swift para custos de equipamentos.

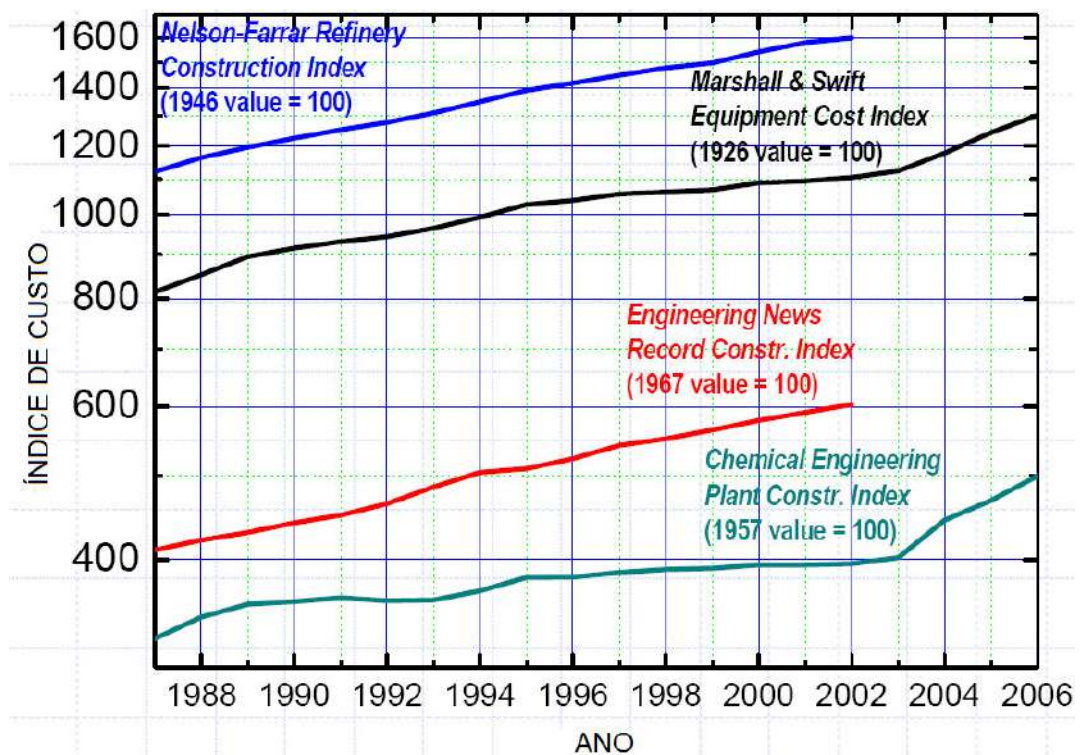


Figura V.1 - Índices de atualização de preços [19]

## V.1.2 – Vaso

### V.1.2.1 – Dimensionamento do Vaso

O V-101 separa uma corrente com vazão mássica de 55462 kg/h, dos quais 49255 kg/h são de vapor, o que representa 88,8% de vazão mássica de gás. Por isso, o V-101 considerado como sendo um vaso de gás e assim, o cálculo das dimensões foi baseado em manual de dimensionamento de vasos de gás da Petrobras [16]. O cálculo é feito utilizando as equações 19 e 20, a seguir:

$$v_{max} = \text{fator} * 0,3048 * \sqrt{(r_{hol} - r_{hog})/r_{hog}} \dots\dots\dots(19)$$

Onde: fator – Constante de velocidade, ft/s

- fator = 0,15 ft/s (sem demister)
- = 0,35 ft/s (se o interno for “Wire-mesh”)
- = 0,45 ft/s (se o interno for “Tp-Vane”)

$r_{hol}$  – Massa específica do líquido, kg/m<sup>3</sup>

$r_{hog}$  – Massa específica do gás, kg/m<sup>3</sup>

$v_{max}$  – Velocidade máxima do gás, m/s

$$d_i = \sqrt{(4 * q_{vpt})/(\pi * v_{max})} \dots\dots\dots(20)$$

Onde:  $q_{vpt}$  – Vazão de gás nas condições de operação do vaso, m<sup>3</sup>/s

$d_i$  – Diâmetro interno do vaso, m

Foi tomada como premissa uma relação L/D (Altura/Diâmetro) de 3, indicada em projetos de engenharia para vasos separadores, visando a que o arraste de líquido pelo vapor seja mínimo.

A planilha a seguir (Tabela V.2) mostra o cálculo das dimensões e volume do V-101.

**Tabela V.2 - Cálculo das dimensões do V-101**

DADOS DE ENTRADA	
Vazão de Gás (m <sup>3</sup> /h)	672,14
Vazão de Gás (m <sup>3</sup> /s)	0,19
L/D	3
ρ Líquido (kg/m <sup>3</sup> )	788,48
ρ Gás (kg/m <sup>3</sup> )	73,283
fator (ft/s)	0,15
CALCULOS	
V <sub>max</sub> (m/s)	0,1428
Diâmetro (m)	1,2901
Altura (m)	3,8703
Volume (m <sup>3</sup> )	5,0592

#### V.1.2.2 – Custo do V-101

A correlação de GUTHRIE utilizada para o cálculo do custo instalado do vaso V-101 é mostrada na equação 21:

$$\text{Custo} = (\text{M\&S}/280) * (101,9 * D^{1.066} * H^{0,802} * (\text{Fc} + 2,18)) \dots\dots\dots(21)$$

Onde:  $\text{Fc} = \text{Fp} * \text{Fm}$

As tabelas V.4 e V.5 mostram a variação dos fatores  $\text{Fp}$  e  $\text{Fm}$  de acordo com a pressão de projeto e o material do vaso respectivamente.

A pressão de projeto do vaso será calculada conforme a tabela V.3, onde a pressão de operação manométrica ( $\text{P}_{\text{mom}}$ ) é dada em  $\text{kgf/cm}^2$  e a pressão de projeto é calculada na mesma unidade. Desta forma, sendo a pressão de operação do vaso de 4043 kPa, a pressão de projeto é resultado do produto desta pressão por 1,15, resultando em 47,4  $\text{kgf/cm}^2$  g.

**Tabela V.3 - Cálculo de pressão de projeto (kgf/cm<sup>2</sup>)**

Pressão máxima de operação (P <sub>om</sub> )	Pressão de projeto (P <sub>pm</sub> )
0 < P <sub>om</sub> ≤ 2	3,5
2 < P <sub>om</sub> ≤ 14	P <sub>om</sub> + 2
14 < P <sub>om</sub> ≤ 100	P <sub>om</sub> * 1,15
P <sub>om</sub> > 100	P <sub>om</sub> * 1,1

Assim, temos pela tabela V.4 que o valor de F<sub>p</sub> é de 1,8 (674,2 psi). Já para o material do vaso foi escolhido aço carbono, resultando num valor de F<sub>m</sub> de 1,0 pela tabela V.5. Assim, o valor do fator F<sub>c</sub> é de 1,8.

**Tabela V.4 - Variação do fator F<sub>p</sub> com pressão**

Pressão (psi)	F <sub>p</sub>
Até 50	1,00
100	1,05
200	1,15
300	1,20
400	1,35
500	1,45
600	1,60
700	1,80
800	1,90
900	2,30
1000	2,50

**Tabela V.5 - Variação do fator F<sub>m</sub> com o material**

Material	Aço Carbono	Aço Inox	Monel	Titânio
F <sub>m</sub>	1	2,25	3,89	4,25

O cálculo do custo instalado do vaso é mostrado a seguir:

**Tabela V.6 - Cálculo do custo do Vaso**

D (m)	1,290
H (m)	3,870
F <sub>c</sub>	1,6
Custo (US\$)	\$67.497,49

### V.1.3 – Bomba

Não foi encontrada na literatura uma correlação de GUTHRIE utilizada para o cálculo do custo de bombas. Por isso, esse custo será estimado através da mesma equação utilizada no capítulo IV, mesmo esta sendo menos precisa, com a incorporação da atualização dos preços. A equação utilizada portanto é a equação 4

O cálculo do custo de compra da bomba é mostrado a seguir:

**Tabela V.7 - Cálculo do custo da Bomba**

Potência (kJ/h)	76860
Potência (hp)	28,6319
Custo (US\$)	13670,52

### V.1.4 – Compressor

A correlação de GUTHRIE utilizada para o cálculo do custo instalado do compressor é mostrada na equação 22:

$$\text{Custo} = (M\&S/280) * (517,5) * (\text{bhp})^{0,82} * (\text{Fc} + 2,11) \dots \dots \dots (22)$$

Onde  $F_c = F_d$

A tabela V.8 mostra a variação do valor de  $F_d$ , conforme o tipo de compressor. No atual trabalho foi escolhido um compressor centrífugo com motor, e assim o valor de  $F_d$  é igual a 1.

**Tabela V.8 - Variação do fator  $F_d$  com o tipo de compressor**

Tipo de Compressor	$F_d$
Centrífugo, motor	1,00
Alternativo, vapor	1,07
Centrífugo, turbina	1,15
Alternativo, motor	1,29
Alternativo, gas	1,82

O custo do compressor foi calculado a seguir:

**Tabela V.9 - Cálculo do custo da Bomba**

Potência (kW)	111,563
Potência (bhp)	149,608
Custo (US\$)	\$479.517,35

### V.1.5 – Trocadores de Calor

A correlação de GUTHRIE utilizada para o cálculo do custo instalado dos trocadores de calor é mostrada na equação 23:

$$\text{Custo} = (\text{M\&S}/280) * (101,3 * A^{0,65} * (\text{Fc} + 2,29)) \dots\dots\dots(23)$$

$$\text{Onde } \text{Fc} = (\text{Fd} + \text{Fp}) * \text{Fm}$$

A pressão de projeto dos trocadores foi estimada conforme a tabela 21 e os valores de Fd, Fp e Fm são obtidos nas tabelas V.10, V.11 e V.12, respectivamente. No atual trabalho foram escolhidos 3 trocadores com cabeçote flutuante e feixes de tubo removível (AES), com casco e tubo de aço carbono. Os valores selecionados no atual trabalho são mostrados na tabela V.13.

**Tabela V.10 - Variação do Fator Fd com tipo de trocador**

Tipo de Trocador	Fd
Kettle, Reboiler	1,35
Cabeçote Flutuante	1
Tubo U	0,85
Tubo fixo	0,8

**Tabela V.11 - Variação do fator Fp com a pressão de projeto**

Pressão de Projeto (psi)	Fp
Até 50	0
300	0,1
400	0,25
800	0,52
1000	0,55



**Tabela V.12 - Variação do fator Fm com o material do trocador**

Material (Casco / Tubo)	Aço Carbono / Aço Carbono	Aço Carbono / Aço Inox	Aço Inox / Aço Inox	Aço Carbono / Monel
Fm	1,00	2,81	3,75	3,10

O cálculo do custo dos trocadores de calor da unidade simulada é mostrado na tabela V.13.

**Tabela V.13 - Cálculo do custo dos Trocadores de calor**

	<b>E-100</b>	<b>E-102</b>	<b>E-103</b>
Pressão de operação (kPa a)	6069	5862	5931
Pressão de Projeto (psia)	1009,1	974,8	986,3
Fp	0,55	0,55	0,55
Fm	1	1	1
Fd	1	1	1
Fc	1,55	1,55	1,55
UA (kj/°C m2 h)	106500	110000	87480
UA (W/k)	29586	30558	24302
U (W/m^2*K )	500	625	625
Área (m^2)	59,17	48,89	38,88
Área (ft^2)	636,92	526,28	418,53
Custo (US\$)	\$126.934,70	\$112.128,72	\$96.616,72

## V.1.6 – Torre de Absorção

### V.1.6.1 – Dimensionamento da T-100

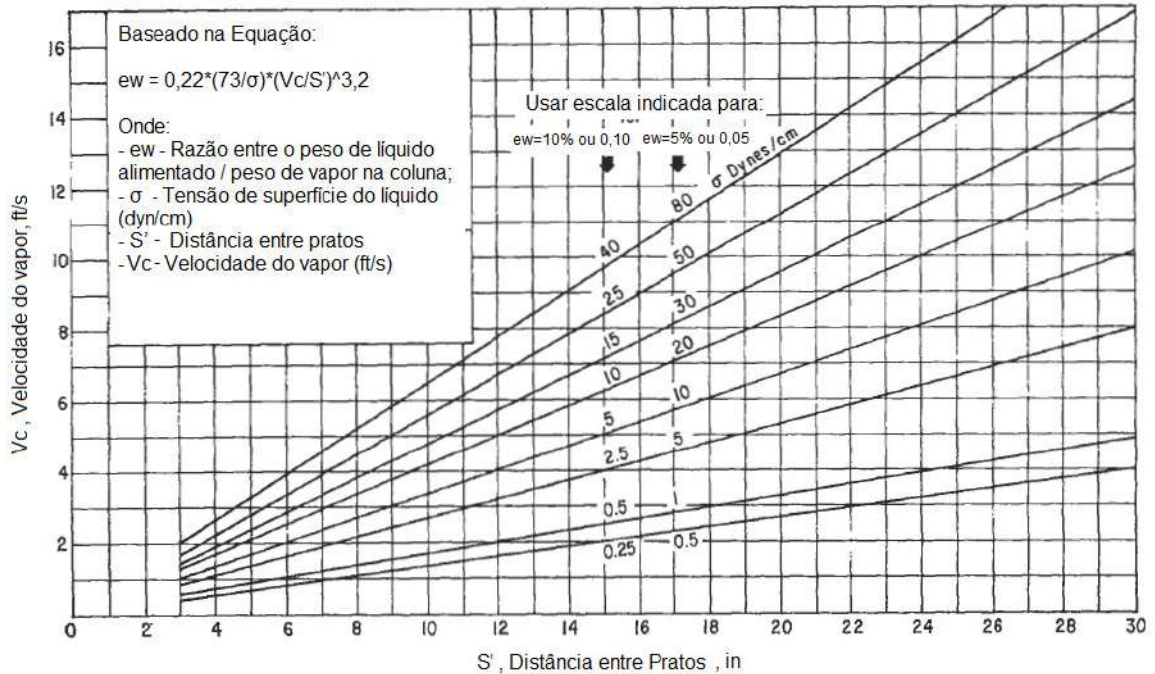
A torre de absorção terá suas principais dimensões (diâmetro e altura) estimadas a partir de procedimento descrito em [17]. A equação 14 foi utilizada para calcular o diâmetro da coluna:

$$D = [4/\pi * (V/v_c)]^{1/2} \dots\dots\dots(14)$$

Onde: V = Taxa de Vapor (ft<sup>3</sup>/s)

V<sub>c</sub>= Velocidade do vapor (ft/s)

O valor de V<sub>c</sub> é obtido através do gráfico mostrado na figura V.2.



**Figura V.2 - Gráfico para obtenção da velocidade do vapor [17]**

Para o valor de  $v_c$  ser obtido, como fica claro na figura V.2, são necessários os seguintes dados:

ew - Razão entre o peso de líquido alimentado / peso de vapor na coluna

$\sigma$  - Tensão de superfície do líquido (dyn/cm)

S' - Distância entre pratos

O valor de ew foi assumido conforme sugerido em [17], em valores entre 0,001 e 0,5 lb/lb. O valor da distância entre pratos (S') também foi estipulado conforme um valor típico informado em [17]. Já o valor da tensão superficial foi retirado da simulação (corrente de alimentação de RAT). Estes valores são mostrados a seguir:

ew	0,05
$\sigma$	11,385 dyn/cm
S'	12 in

Com estes valores, foi obtido um valor de  $V_c = 4\text{ft/s}$ , a partir da figura V.2. Em seguida foi calculado, a partir da equação 14, o diâmetro da torre de

absorção, conforme tabela V.14. A altura foi obtida somando-se as distâncias entre os pratos, para os 13 pratos. Este valor também está mostrado na tabela V.14.

**Tabela V.14 - Dimensionamento da Torre de Absorção**

ew	5%	
$\sigma$	11,385	dyn/cm
S'	12	in
Vc	4	ft/s
V	13,53	ft <sup>3</sup> /s
Diâmetro	0,63	m
N de Pratos	13	
Altura	3,96	m

**V.1.6.2 – Custo da T-100**

A correlação de GUTHRIE utilizada para o cálculo do custo instalado da torre de absorção (T-100) que será utilizada é a mesma utilizada para o cálculo de estimativas de custo para colunas de destilação, e está mostrada na equação 25 a seguir:

$$\text{Custo} = (M\&S/280) * (101,9 * D^{1.066} * H^{0.802} * (F_c + 2,19)) \dots\dots\dots(25)$$

Onde:  $F_c = F_p * F_m$

A pressão de projeto da torre de absorção foi estimada conforme a tabela V.3 (pressão de operação de 4450 kPa) e os valores de  $F_p$  e  $F_m$  são obtidos nas tabelas V.15 e V.16, respectivamente. Os valores selecionados no atual trabalho são mostrados na planilha de cálculo do custo da torre de absorção.

**Tabela V.15 - Variação do Fator  $F_p$  com a pressão de projeto**

Pressão de Projeto (psi)	50	100	200	300	500	700	1000
$F_p$	1,00	1,05	1,15	1,20	1,45	1,80	2,50

**Tabela V.16 - Variação do Fator Fm com o material do casco da coluna**

Material do Casco	Aço Carbono	Aço Inoxidável	Monel	Titânio
Fm	1,00	2,25	3,89	4,25

O cálculo do custo instalado da torre de absorção da unidade simulada é mostrado a seguir. Foi considerado que o custo instalado dos internos da torre é de 20% do custo instalado do vaso. [10]

**Tabela V.17 - Cálculo do custo da torre de absorção**

Fp	2,50
Fm	1,00
Fc	3,5
Diâmetro (m)	0,63
Altura (m)	3,96
Custo (US\$)	\$58.146,26

## V.2 – ISBL

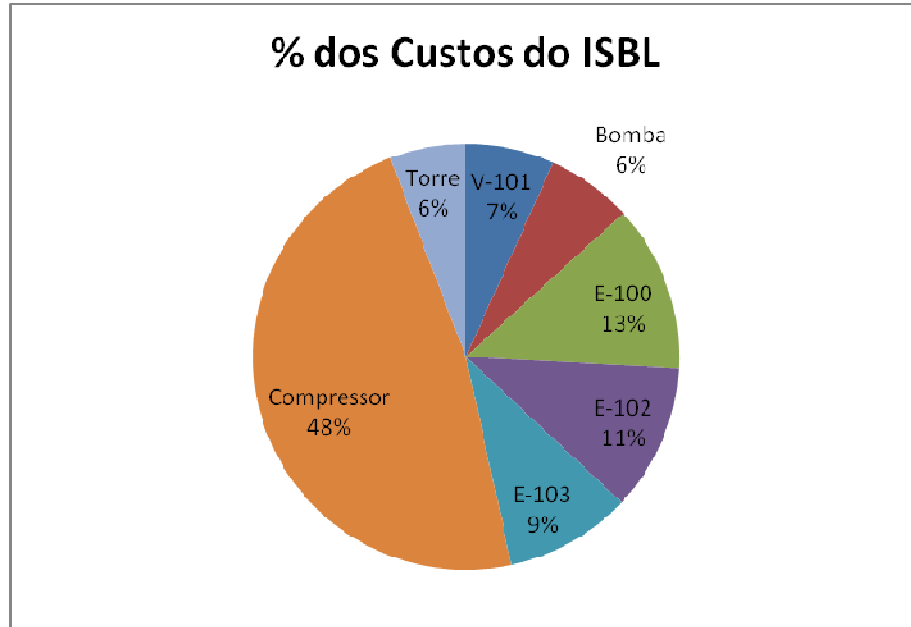
Após o cálculo dos custos dos equipamentos e a atualização do preços, podemos calcular o valor do ISBL. Este cálculo é feito a partir da equação 18.

A tabela V.18, a seguir, mostra o cálculo do valor do ISBL. Note que apenas o custo da bomba foi multiplicado pelo fator de Lang ( $f_L$ ), já que para os demais equipamentos, os custos calculados já levaram em consideração o custo instalado do equipamento.

**Tabela V.18 - Cálculo do ISBL**

Equipamentos	Custo de Compra	$f_L$	$f_T$	Custo Total
V-101	\$67.497,49	-	1,0	\$67.497,49
Bomba	\$13.670,52	4,8	1,0	\$65.618,50
E-100	\$126.934,70	-	1,0	\$126.934,70
E-102	\$112.128,72	-	1,0	\$112.128,72
E-103	\$96.616,72	-	1,0	\$96.616,72
Compressor	\$479.517,35	-	1,0	\$479.517,35
Torre	\$58.146,26	-	1,0	\$58.146,26
			<b>ISBL</b>	<b>\$1.006.459,73</b>

Destaca-se o alto custo do compressor, que representa quase metade do valor total do ISBL. Os resultados da tabela V.18 são mostrados como percentuais do ISBL para cada equipamento na figura V.3.



**Figura V.3 - % dos Custos do ISBL**

### V.3 – Utilidades e Matéria-Prima

Os custos da utilidade e da matéria-prima não serão utilizados no cálculo do investimento total, uma vez que estes custos já estão considerados na estimativa do OSBL que será feita no item V.4. Porém, este cálculo será feito apenas para demonstrar o valor deste tipo de investimento. O cálculo foi feito a partir da equação 26:

$$\text{Custo} = \text{Vazão de Matéria-Prima} * \text{Preço de Matéria-Prima} + \text{Vazão de Utilidade} * \text{Preço de Utilidade} \dots\dots\dots(26)$$

A tabela V.19, a seguir, mostra o cálculo dos custos de Utilidade e Matéria-Prima:

**Tabela V.19 - Cálculo do custo de utilidade / matéria-prima**

Matéria Prima: Propano		
Valor (US\$/kg)		0,89
Vazão (kg/h)		49987
Custo (US\$/h)		\$44.488,43
Utilidade: Água de Resfriamento		
Valor (US\$ / 1000 gal)		0,03
Vazão (kg/h)	E-100	17196
	E-102	32185
	E-103	470060
Custo (US\$/h)		\$3.424,89
TOTAL (US\$/h)		\$47.913,32

#### V.4 – Investimento Total

O investimento total corresponde ao somatório de recursos comprometidos com o empreendimento. É o resultado da soma do Investimento fixo, do capital de giro e do investimento para a partida. O investimento fixo corresponde ao somatório dos recursos necessários para a construção do processo, incluindo o investimento direto (material necessário para a montagem das instalações) e o investimento indireto. O capital de giro significa o capital necessário para manter a planta em operação na eventualidade de interrupções de produção ocorrerem. O investimento para a partida serve para cobrir custos antes de a planta entrar em operação e no momento de entrada em operação. [10]

O OSBL é o investimento em itens que são relacionados com o processo, porém não estão localizados dentro da área de processamento. Inclui as edificações para abrigar os equipamentos, edificações gerais, serviços gerais, serviços de utilidades, armazenamento de produto e matéria prima e investimento no terreno onde a planta está localizada. No trabalho atual, será estimado como 45% do ISBL, conforme recomendado em [10].

Além do Investimento direto (ISBL + OSBL), temos o investimento indireto que inclui despesas com o projeto, construção e despesas eventuais. Novamente estes valores serão estimados conforme [10]:

$$C_{\text{próprios}} = 0,05 I_{\text{direto}}$$

$$C_{\text{eventuais}} = 0,20 I_{\text{direto}}$$

$$I_{\text{indireto}} = 0,25 I_{\text{direto}}$$

Ainda devem ser incluídas estimativas do capital de giro, que é o recurso necessário à operação da planta, incluindo matéria-prima em estoque, produtos em estoque, contas a receber, impostos, contas a pagar e caixa para despesas gerais. Será estimado em 15% do investimento total, conforme [10]. Por fim o investimento para partida, que compreende os recursos adicionais para pessoal na partida, para perdas eventuais e modificações na partida. Será estimado em 10% do investimento fixo.

Os valores de cada um destes parâmetros estimados, assim como o valor do Investimento total se encontram na tabela V.20.

**Tabela V.20 - Cálculo do Investimento Total**

ISBL	\$1.006.459,73	
OSBL	\$452.906,88	45% do ISBL
Investimento direto	\$1.459.366,62	ISBL + OSBL
Investimento indireto	\$364.841,65	25% I direto
Investimento fixo	\$1.824.208,27	
Investimento Partida	\$182.420,83	10% fixo
Capital de Giro	\$300.994,36	15% Itotal
<b>INVESTIMENTO TOTAL</b>	<b>\$2.307.623,46</b>	

## V.5 – Análise de Viabilidade Econômica

A seguir foi executada uma comparação do investimento total calculado para a nova unidade proposta, com dados da literatura para custos de uma unidade de destilação à vácuo, de mesma capacidade. Está análise será feita a partir de um gráfico de custo de 1999, da U.S. Gulf Coast [3]. A partir do custo retirado do gráfico para certa capacidade de processamento, será feito uma

extrapolação para igual capacidade da unidade simulada a partir de procedimento de levantamento de custos descrito em [15].

Uma vez igualada a capacidade de processamento, o custo da unidade de destilação a vácuo será comparada com o investimento total estimado da unidade simulada. Assim, será analisada a viabilidade econômica do novo processo, uma vez que ambos exercem o mesmo serviço.

### **V.5.1 – Investimento Total da unidade de Destilação à Vácuo**

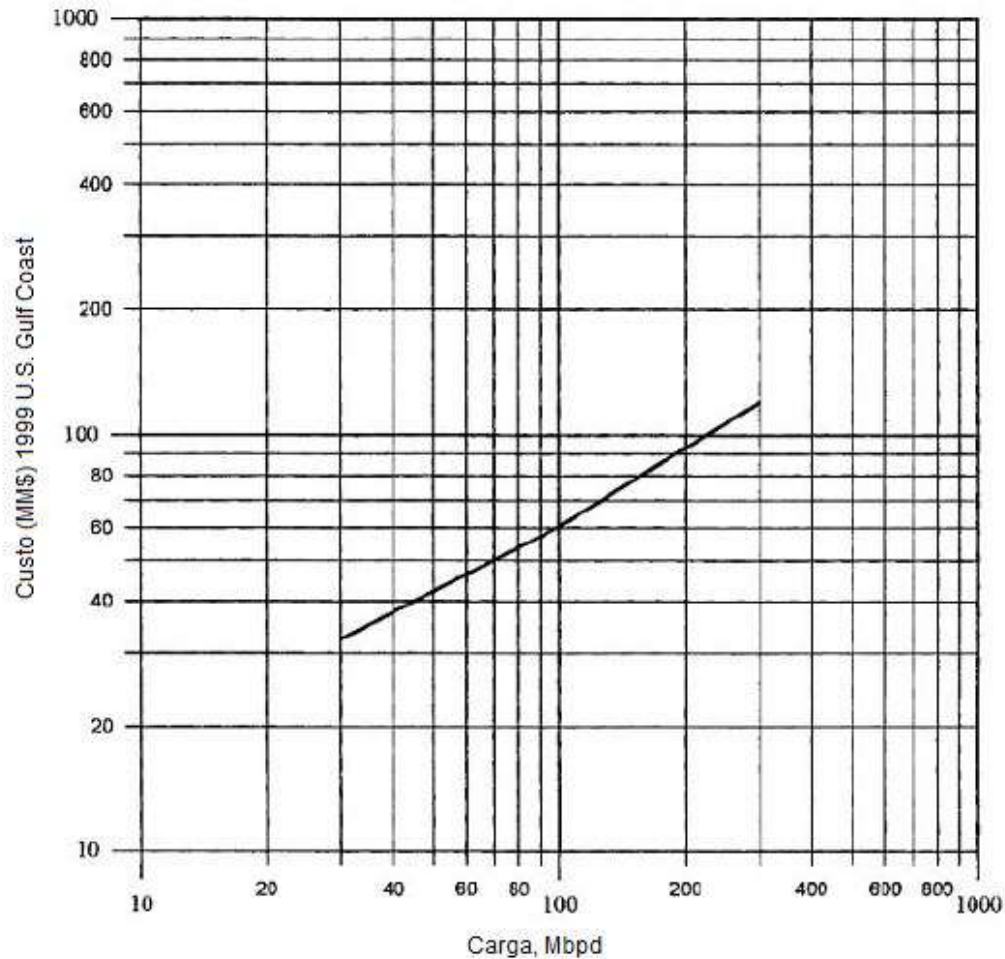
A figura V.4 mostra a variação do custo de uma unidade de destilação à vácuo com a carga processada na unidade. Este custo inclui: [3]

- 1- Todas as facilidades requeridas para produzir um gasóleo de vácuo limpo;
- 2- Sistema de ejetores de 3 estágios para operação da zona de flash entre 30 mmHg e 40 mmHg;
- 3- Resfriadores e trocadores de calor para reduzir o gasóleo de vácuo para a temperatura ambiente;

Estes custos não incluem:

- 1- Água de resfriamento, vapor e fornecimento de energia;
- 2- Resfriadores de fundo (204 °C);
- 3- Pré-aquecedor de carga até 354 °C (assumindo carga vinda diretamente da unidade de destilação atmosférica);
- 4- Tratamento e disposição final da água ácida;
- 5- Estocagem de carga e de produto;
- 6- Produção de óleos lubrificantes.





**Figura V.4 -** Custo de investimento de uma unidade de Destilação à vácuo (1999 U.S. Gulf Coast)

Será utilizados como carga da unidade de destilação à vácuo 100.000 bpd (cem mil barris de petróleo por dia). O custo segundo a figura V.4 é de 60.000.000 (sessenta milhões de dólares).

## V.5.2 – Estimativa de custo de uma unidade de Destilação à Vácuo

### V.5.2.1 – Método do Fator de Potência [15]

Este método é utilizado para estimar a ordem de magnitude do capital investido em uma nova planta de processo. Esta metodologia utiliza dados previamente obtidos a partir de custos de unidade semelhante, e assim o capital investido pode ser estimado pela equação 27:

$$C_n = C * (R)^x \dots\dots\dots(27)$$

Onde:

$C_n$  – Custo da unidade de interesse

$C$  – Custo da unidade base

$R$  – Capacidade de interesse / capacidade base

$X$  – Fator de capacidade

Os valores do fator de capacidade são mostrados na tabela V.21.

**Tabela V.21** - Fatores de capacidade para processos de refino [15]

Processo	x
Alquilação (H2SO4)	0,6
Coqueamento Retardado	0,38
Craqueamento Térmico	0,7
Craqueamento Catalítico	0,7
Destilação Atmosférica	0,5
Destilação à Vácuo	0,7
Hidrotratamento	0,65
Reforma	0,6
Polimerização	0,58

Como visto na tabela V.21, o valor do fator de capacidade para uma unidade de destilação à vácuo é de 0,7.

### V.5.2.2 – Cálculo do Investimento

A carga de RAT da unidade simulada é de 1509,6 bpd. Portanto a seguir foi calculado o custo de uma unidade de destilação à vácuo com esta mesma carga, a partir do custo de uma unidade de 100.000 bpd. Este cálculo é mostrado na tabela V.22.

**Tabela V.22 – Cálculo do custo da unidade de destilação à vácuo**

Carga Original (bpd)	100000
Custo Original (1999)	R\$ 60.000.000,00
Fator de Capacidade (x)	0,7
M&S	
1999	1050
2007	1373,5
Custo Original Atualizado (2007)	R\$ 78.485.714,29
Carga Simulada (bpd)	1509,6
<b>CUSTO FINAL</b>	<b>R\$ 4.168.635,63</b>

### V.5.3 – Viabilidade econômica

Os custos calculados para o processo convencional (destilação à vácuo) e para o processo simulado (desasfaltação a propano supercrítico) foram comparados. Foi calculado em termos percentuais, a diferença entre as estimativas de investimentos.

É importante ressaltar que os dois dados de investimentos calculados foram obtidos por métodos diferentes de estimativa de investimento. Mesmo assim, como o interesse no trabalho atual é apenas um levantamento preliminar de custos para comparação, estes dados foram considerados válidos.

A tabela V.23 mostra a comparação entre os processos destacados anteriormente:

**Tabela V.23 - Viabilidade Econômica**

Processo	Custo
Convencional (Dest. Vácuo)	\$4.168.635,63
Simulado (EFSC)	\$2.307.623,46
Diferença	44,64%

A diferença entre os custos dos dois processos foi bastante significativa. Portanto, de acordo com o cálculo, o processo proposto se mostrou viável economicamente.

## VI – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

O processo desenvolvido tem como objetivo substituir o tradicional processo de destilação a vácuo que, por seus altos custos, não vêm sendo utilizado nas novas refinarias da Petrobras que processam o óleo pesado nacional. Para este fim, o processo de desasfaltação a propano supercrítico se mostrou viável tecnicamente, uma vez que reproduziu os resultados existentes na literatura para o processo de destilação a vácuo. Apesar de neste trabalho não ter sido feita a separação da corrente de produto em gasóleo leve e pesado, conforme o processo de destilação à vácuo, essa separação é viável acrescentando mais um vaso separador na unidade. Foi também demonstrada a viabilidade econômica do processo, uma vez que pelo levantamento econômico preliminar de custos, o investimento total do novo processo foi da ordem de 45% menor que o investimento numa unidade de destilação a vácuo. Esta grande diferença de investimento poderia viabilizar a instalação desta unidade mesmo processando um óleo pesado nacional.

Um aspecto importante do processo é a pressão de operação do solvente. Esta pressão deve ser a mais próxima possível da sua pressão crítica, uma vez que, quando trabalha-se com pressões mais altas, o custo dos equipamentos (compra e operação), principalmente do compressor, sobe muito e pode inviabilizar economicamente o processo.

Como sugestão para trabalhos futuros, fica um estudo mais detalhado do processo, trabalhando com um aumento da carga processada para um valor real de uma refinaria, otimizando-o energeticamente e executando um levantamento mais detalhado de custos.

Outra sugestão para trabalhos futuros é a busca do melhor solvente para o processo, utilizando desde solventes próximos do propano puros até misturas de solventes, sempre trabalhando com pressão crítica próxima ou inferior a do propano.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 . BRASIL, N. I. . Destilação . Apostila, Petróleo Brasileiro S. A., 1995.
- 2 . FARAH, M. A. . Caracterização do Petróleo e seus Produtos . Apostila . Petróleo Brasileiro S.A., 1995.
3. Gary, J. H.; Handwerk, G.H. Petroleum Refining. Technology and economics, 4ª Edição, 2001
4. Refining Processes 2008 Handbook
5. Acesso em: 31 maio 2009 . Disponível em: <http://www.agronex.ufba.br/fluido.html>
6. Pinto, G.M.F.; Pinto, J.F.; Jardim, I.C.S.F. Extração com Fluido Supercrítico. Março, 2006.  
Disponível em : [http://www.chemkeys.com/visualiza\\_artigo.php?id=10](http://www.chemkeys.com/visualiza_artigo.php?id=10) . Acesso em 31 de maio de 2009
7. Porto, J.P.P. Simulação da torre atmosférica de uma refinaria de petróleo. Rio de Janeiro. Monografia. (Graduação em Engenharia Química) – Escola de Química -UFRJ, 2006.
- 8- Disponível em: [http://en.wikipedia.org/wiki/crude\\_oil\\_assay](http://en.wikipedia.org/wiki/crude_oil_assay). Acesso em: 01 de novembro de 2008
- 9 – Wei, Y.S.; Sadus, R.J. Equations of state for the calculation of fluid-phase equilibria. Alche Journal, v.46, p.169-196, 2000
- 10 – Perlingeiro, C.A.G. – Engenharia de Processos - Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos, 1 Edição. Editora Edgard Blucher, 2005.
- 11 – Rudd, D.F.; Watson, C.C. Strategy of Process Engineering, Editora J. Wiley, 1968.
- 12 - SINNOTT, R.K.– An Introduction to Chemical Engineering Design, Volume 6, Editora Pergamon Press, Oxford, (1986).
- 13 – Manual do Otimizador HYSYS
- 14 - Douglas J.M. Conceptual Design of Chemical Processes – Edição Internacional. Editora McGraw-Hill, p. 568-577, 1988.
- 15 - Timmerhaus, K.D.; Peters, M.S. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4 Edição. Editora McGraw-Hill, p. 185-187, 1991.
- 16 – MPP-1231-010-1001 Rev.0, Manual de Projeto Petrobras, Dimensionamento de Equipamentos e Sistemas, Vasos depuradores, 2004.

17- Ludwig, E. E. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, 3ª Edição. pag. 176 e 177, 1997

18 – Maul, A. A. Fluidos Supercríticos – Situação atual e futuro da extração supercrítica, Biotecnologia, Ciência e Desenvolvimento. Pag. 42-46.

19 - Disponível em: <http://www.capelab.dipic.unipd.it> Acesso em: 10 de maio de 2009.

# APÊNDICE A1

As tabelas mostradas neste apêndice mostram as propriedades do óleo Hamaca, utilizado nas simulações do presente trabalho, disponíveis em [8].

HAMACA - SUMMARY OF MAJOR CUTS

	Whole Crude	Light Naphtha	Medium Naphtha	Heavy Naphtha	Kero	Atm Gas Oil	Light VGO	Heavy VGO	Vacuum Resid	Atm Resid
TBP Temp At Start, °C	Start	10	80	150	200	260	340	450	570	340
TBP Temp At End, °C	End	80	160	200	260	340	450	570	End	End
TBP Temp At Start, °F	Start	55	175	300	400	500	650	850	1050	650
TBP Temp At End, °F	End	175	300	400	500	650	850	1050	End	End
Yield at Start, vol%		2.0	5.9	12.9	19.9	30.1	47.8	67.9	79.1	47.8
Yield at End, vol%		5.9	12.9	19.9	30.1	47.8	67.9	79.1	100.0	100.0
Yield of Cut (wt% of Crude)		2.9	5.9	8.3	9.7	17.1	20.5	11.7	24.8	57.0
Yield of Cut (vol% of Crude)		3.9	7.0	7.0	10.3	17.7	20.1	11.2	20.9	52.2
Gravity, °API	26.0	85.0	54.8	44.7	35.8	31.0	23.2	19.7	1.0	12.8
Specific Gravity	0.8994	0.6536	0.7597	0.9031	0.8458	0.8708	0.9146	0.9359	1.0682	0.9807
Sulfur, wt%	1.55	0.00	0.00	0.00	0.01	0.20	1.31	1.11	4.50	2.66
Mercaptan Sulfur, ppm		0	1	2	0	0	1	1		
Nitrogen, ppm	2474	0	0	1	1	50	583	910	9031	4327
Hydrogen, wt%	14.2	16.4	14.5	18.7	17.9	17.0	15.5	13.4	8.7	12.1
Viscosity @ 40 °C (104 °F), cSt	11.09			0.912	1.73	5.28	35.9	142	#####	544
Viscosity @ 50 °C (122 °F), cSt	9.22			0.821	1.40	4.13	22.9	88.2	8.45E+08	394
Viscosity @ 100 °C (212 °F), cSt	4.56			0.546	0.648	1.72	4.94	17.2	1.21E+05	119
Viscosity @ 135 °C (275 °F), cSt	3.23			0.443	0.452	1.14	2.54	8.38	7210	66.9
Freeze Point, °C			-92.000	-89.000	-85.000	-31.000				
Freeze Point, °F			-115	-92	-87	-23				
Pour Point, °C	6		-92	-78	-64	-39	-9	19	144	42
Pour Point, °F	43		-133	-108	-84	-38	15	66	282	108
Smoke Point, mm (ASTM)			30	24	20	16				
Aniline Point, °C			43	55	54	68	78	93		
Aniline Point, °F			109	131	130	155	173	199		
Total Acid Number, mg KOH/g	0.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2	1.2	0.8		
Cetane Index, ASTM D976				31	38	46				
Diesel Index			60	58	47	48	40	39		
Characterization Factor (K Factor)	11.8	12.9	11.7	11.6	11.5	11.6	11.6	11.9	11.4	11.7
Research Octane Number, Clear		64.9	54.4	50.2						
Motor Octane Number, Clear		64.1	52.9							
Paraffins, vol%		64.3	47.6	30.4	28.3	28.3	14.6			
Naphthenes, vol%		5.7	42.8	58.0	52.7	43.5	46.3			
Aromatics, vol%		0.0	9.6	11.6	18.8	27.3	35.1			
Thiophenes, vol%				0.0	0.1	0.9	3.9			
Molecular Weight	266	103	115	142	171	223	306	441	1294	420
Gross Heating Value, MM BTU/bbl	6.04	4.79	5.37	5.60	5.81	5.94	6.11	6.23	6.59	6.36
Gross Heating Value, kcal/kg	10880	11610	11210	11060	10900	10810	10800	10580	9780	10290
Gross Heating Value, MJ/kg	44.7	48.6	46.9	46.3	45.6	45.2	44.4	44.3	40.9	43.1
Heptane Asphaltenes, wt%	6.4								25.8	11.2
Micro Carbon Residue, wt%	7.3								29.4	12.8
Ramsbottom Carbon, wt%	7.1								28.6	12.5
Vanadium, ppm	152								613	267
Nickel, ppm	42								170	74
Iron, ppm	13								51	22

HAMACA - DISTILLATION SUMMARY

	Whole Crude	Light Naphtha	Medium Naphtha	Heavy Naphtha	Kero	Atm Gas Oil	Light VGO	Heavy VGO	Vacuum Resid	Atm Resid
TBP Temp At Start, °C		10	80	160	200	260	340	460	570	340
TBP Temp At End, °C		80	150	200	260	340	460	570	End	End
TBP Temp At Start, °F		55	175	300	400	500	650	850	1050	650
TBP Temp At End, °F		175	300	400	500	650	850	1050	End	End
Yield at Start, vol%		2.0	5.9	12.9	19.9	30.1	47.8	67.9	79.1	47.8
Yield at End, vol%		5.9	12.9	19.9	30.1	47.8	67.9	79.1	100.0	100.0
Yield of Cut (wt% of Crude)		2.9	5.9	8.3	9.7	17.1	20.5	11.7	24.8	67.0
Yield of Cut (vol% of Crude)		3.9	7.0	7.0	10.3	17.7	20.1	11.2	20.9	62.2
TBP Distillation, vol%	°C Start	10	80	160	200	260	340	460	570	340
	°C 5%	23	81	162	207	264	349	468	588	367
	°C 10%	28	90	168	210	268	354	463	608	371
	°C 30%	36	99	168	222	286	374	482	698	431
	°C 50%	59	118	178	234	304	394	492	808	493
	°C 70%	64	136	193	245	321	421	502	944	676
	°C 90%	70	146	201	255	336	444	563	1138	987
	°C 95%	71	161	203	257	339	451	566	1258	1171
	°C End	80	160	200	260	340	460	580	End	End
TBP Distillation, vol%	°F Start	50	175	300	400	500	650	850	1050	650
	°F 5%	74	177	308	404	507	661	867	1091	674
	°F 10%	82	184	312	410	515	670	866	1127	700
	°F 30%	96	210	331	432	547	706	900	1289	808
	°F 50%	139	245	353	453	579	742	917	1483	920
	°F 70%	148	277	380	473	609	789	936	1732	1249
	°F 90%	168	295	394	491	636	832	1027	2081	1808
	°F 95%	160	304	397	495	643	844	1050	2296	2140
	°F End	175	320	400	500	650	860	1070	End	End