

CARLOS EUSTÁQUIO SOUKEF DOMINGOS

Dissertação de Mestrado

Estudo de viabilidade técnico-econômica para a implementação de unidades produtoras de propeno e polipropileno, a partir do gás liquefeito de petróleo produzido na refinaria Gabriel Passos (Betim-MG), utilizando a técnica de opções reais.

**Dissertação de Mestrado apresentada ao
Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química
da Universidade Federal de Minas Gerais**

Orientador: Prof^a. Tânia Lúcia Santos Miranda

Co-Orientador: Prof. Marcelo Borges Mansur

Belo Horizonte

Escola de Engenharia da UFMG

2005

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Dissertação de Mestrado

Estudo de viabilidade técnico-econômica para a implementação de unidades produtoras de propeno e polipropileno, a partir do gás liqüefeito de petróleo produzido na refinaria Gabriel Passos (Betim-MG), utilizando a técnica de opções reais.

Autor: Carlos Eustáquio Soukef Domingos
Orientadora: Prof^a. Tânia Lúcia Santos Miranda
Co-Orientador: Prof. Marcelo Borges Mansur

Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de
MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA

Belo Horizonte

2005

D671e

Domingos, Carlos Eustáquio Soukef.

Estudo de viabilidade técnico-econômica para a implementação de unidades produtoras de propeno e polipropileno, a partir do gás liqüefeito de petróleo produzido na refinaria Gabriel Passos (Betim-MG), utilizando a técnica de opções reais [manuscrito] / Carlos Eustáquio Soukef Domingos. – 2005.

xiii, 118 f., enc.: il.

Orientador: Tânia Lúcia Santos Miranda.

Coorientador: Marcelo Borges Mansur.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.

Anexos: f. 102-118.

Bibliografia: 99-101.

1. Engenharia química - Teses. 2. Polipropileno - Teses. 3. Fluxo de caixa - Teses. 4. Gás liquefeito de petróleo - Teses. I. Miranda, Tânia Lúcia Santos. II. Mansur, Marcelo Borges. III. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia. IV. Título.

CDU: 66.0(043)

Da queda, um passo de dança ...

AGRADECIMENTOS

Aos Meus Orientadores

Tânia Lúcia Santos Miranda

Marcelo Borges Mansur

Pelo apoio, paciência, dedicação e profissionalismo em toda a extensão desse trabalho

Aos Professores da Pós-Graduação

Pelas proveitosas aulas que se prolongarão na memória

A todos os Colegas da Pós-Graduação, em especial aos mestrandos da Petrobras: Dussé, Nelmo, Leandro, Casali e José Márcio

A PETROBRAS S.A. pela grande oportunidade, patrocínio e estrutura oferecidos

Familiares

Soderini: pelo amor, incentivo e carinho

Denise: pelos comentários, sugestões e revisões

Mariana e Caio: pelo ensino da vida

Fernanda: pela motivação de viver

Mãe : obrigado por tudo. Te amo muito!

Pai : quanto éramos distantes e quanto somos próximos ...

RESUMO

Foi realizado, neste trabalho, o estudo de viabilidade técnica-econômica para a implantação de um complexo para a produção de polipropileno no estado de Minas Gerais, utilizando-se a técnica de opções reais. O complexo petroquímico é composto por duas unidades de processamento: unidade de separação de propeno e unidade para produção de polipropileno. A matéria prima para a produção do polipropileno é o propeno, principal componente presente no gás liquefeito de petróleo (GLP) produzido nas unidades de craqueamento catalítico e coqueamento retardado da refinaria Gabriel Passos, localizada na cidade de Betim-MG. A opção real analisada foi a de espera ou diferimento, opção típica americana, com vencimento nos anos de 2006, 2007 ou 2008. O desembolso do investimento considerado foi de três anos. Dessa forma, a partir de um fluxo de caixa montado para o projeto, analisou-se o valor da opção de espera, para subsidiar o tomador da decisão, o melhor momento para se investir no complexo petroquímico. Para o levantamento da distribuição de probabilidade do ativo subjacente ao risco, o valor presente líquido (VPL), utilizou-se a técnica de simulação estocástica de Monte Carlo, levando-se em conta as seguintes incertezas combinadas: preço do GLP, preço do polipropileno e custos de investimentos nas unidades separadora de propeno e produção de polipropileno. Para o cálculo da opção de espera, utilizou-se uma distribuição binomial, a partir da volatilidade do VPL resultante da simulação de Monte Carlo, considerando um intervalo de tempo de 1 ano. O estudo demonstrou que o projeto é altamente atrativo, com $VPL(0) = 61,70$ milhões de dólares, sendo recomendado o investimento imediato.

ABSTRACT

The technical and economical feasibility study were developed for the implementation of an industrial polypropylene complex in the Minas Gerais, State, Brazil, applying the Real Options analysis. The petrochemical complex comprises two process plants: propylene separation plant and polypropylene plant. The raw material for polypropylene production is the propylene, main component of liquefied petroleum gas (LPG), produced in catalytic cracking and in delayed coking units of Regap refinery, located in Betim city, MG state. The real option analyzed was “waiting-to-invest or defer”, a typical American option, valid in 2006, 2007 and 2008. A three years cashflow investment was considered. In this way, based on a cashflow developed for the project, “waiting option value” was analyzed to subsidize the “decision maker” the best moment to invest in the petrochemical complex. To gathering the distribution of probability of the asset subject to risk, the net present value (NPV), Monte Carlo simulation method was applied, taking in account the following combined uncertainties: LPG and polypropylene prices, cost of investment for propylene separation plant and polypropylene production unit. For calculation of waiting-to-invest option, a binomial distribution has been used, from NPV volatility resulting from Monte Carlo simulation, considering one year time interval. Study has shown that the project is highly attractive with NPV = 61,70 US\$ million, being recommended for immediate investment.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Possibilidades de utilização do propeno contido no GLP da REGAP .	02
Figura 2.1 - Classificação de um projeto quanto ao interesse estratégico para a empresa e a sua rentabilidade	09
Figura 2.2 - Esquema da cadeia petroquímica nacional	11
Figura 3.1 - Processo de implementação para análise de uma opção real (Amram e Kulatilaka, 1999)	25
Figura 3.2 - Comprador de uma opção de compra.	28
Figura 3.3 - Lançador de uma opção de compra.	29
Figura 3.4 - Comprador de uma opção de venda.	29
Figura 3.5 - Lançador de uma opção de venda.	30
Figura 3.6 - Representação da função normal $N(d)$.	36
Figura 3.7 - Estrutura do modelo binomial considerando quatro intervalos de tempo.	44
Figura 3.8 - Curva de distribuição de probabilidade gerada a partir de simulação de Monte Carlo.	46
Figura 4.1 - Esquema de Produção de GLP na REGAP.	47
Figura 4.2 - Esquema proposto para produção de propeno e polipropileno na REGAP.	48
Figura 4.3 - Fluxograma de processo simplificado da Unidade de Separação de Propeno.	50
Figura 5.1 - Distribuição de investimento na unidade de separação de propeno.	72
Figura 5.2 - Investimento nas unidades de polipropileno x capacidade.	73
Figura 5.3 - Distribuição de investimento na unidade de produção de polipropileno	74
Figura 5.4 - Distribuição de probabilidade do preço do GLP.	75
Figura 5.5 - Série histórica de preço do GLP	76
Figura 5.6 - Série histórica do preço do polipropileno	79
Figura 5.7 - Curva normal de distribuição do preço do polipropileno	80
Figura 6.1 - Curva de distribuição de probabilidade do VPL	88
Figura 6.2 - Árvore binomial do VPL com as respectivas probabilidades de ocorrência	91
Figura 6.3 - Árvore de eventos do VPL	92
Figura 6.4 - Valor da opção de espera x Volatilidade do VPL	94
Figura A.1 - Fluxograma esquemático do processo Novolen	104
Figura A.2 - Fluxograma esquemático do processo Basell Spheripol	105
Figura A.3 - Fluxograma esquemático do processo Basell Spherizone	107

Figura A.4 - Fluxograma esquemático do processo Borstar PP.....	109
Figura A.5 - Fluxograma esquemático do processo BP.....	111
Figura A.6 - Fluxograma esquemático do processo Chisso.....	113
Figura A.7 - Fluxograma esquemático do processo UNIPOL PP.....	115
Figura A.8 - Fluxograma esquemático do processo Mitsui Chemicals, Inc	117

LISTA DE TABELAS

Tabela I.1 - Composição típica do GLP produzido pela REGAP.....	01
Tabela III.1 - Opção financeira x opção real	27
Tabela III.2 - Influência dos fatores nas opções de compra e venda.	37
Tabela IV.1 - Especificação comercial do propeno (Maccamm, 2000).....	55
Tabela IV.2 - Capacidade de produção de propeno das refinarias da Petrobras.....	56
Tabela IV.3 - Potencial de produção de propeno das refinarias da Petrobras.....	57
Tabela IV.4 - Produção de propeno nas Centrais Petroquímicas do Brasil	57
Tabela IV.5 - Principais aplicações do propeno no mundo	60
Tabela IV.6 - Demanda mundial de polímeros.	61
Tabela IV.7 - Empresas consumidoras de propeno no Brasil	62
Tabela V.1 - Modelo de fluxo de caixa.....	69
Tabela V.2 - Consumo específico de utilidades.....	76
Tabela V.3 - Custos de utilidades.....	77
Tabela VI.1 - Fluxo de caixa do projeto	81
Tabela VI.2 - Planilha Invest	82
Tabela VI.3 - Planilha C.Oper.Prop	83
Tabela VI.4 - Planilha C.Oper.PP	84
Tabela VI.5 - Planilha Custos	85
Tabela VI.6 - Planilha C.Logíst	85
Tabela VI.7 - Planilha Receita	86
Tabela VI.8 - Planilha NCG	87
Tabela VI.9 - Resultados estatísticos da simulação de Monte Carlo	89
Tabela VI.10 - VPL médio projetado.....	92
Tabela VI.11 - VPLs descontados para o ano de 2008.	93
Tabela A.1 - Matéria-prima e consumo de utilidades para a produção de 1.000 kg de PP (Maccamm, 2000).	103

NOMENCLATURA

c	valor da opção de compra, \$
d	parâmetro de descida do ativo
FC_k	fluxo de caixa líquido no período k
i	taxa de desconto, %
IL	índice de lucratividade
K	preço do exercício, \$
k	número de períodos da vida econômica do projeto, anos
$N(d)$	função normal cumulativa de d
n	número de intervalos de movimento do ativo
r_f	taxa livre de risco, %
r_m	taxa de retorno do mercado, %
r_p	taxa de retorno do capital próprio, %
S	preço do ativo básico ou subjacente, \$
T	tempo de expiração da opção, ano
TMA	taxa mínima de atratividade, %
TIR	taxa interna de retorno, %
VO	valor das opções, \$
VPL	valor presente líquido, \$
VPLE	valor presente líquido estratégico, \$
u	parâmetro de subida do ativo
Z	termo que representa um processo de Wiener padrão
w	variável de substituição
y	variável de substituição

GREGO

β	relação entre a covariância de r_p e r_m pela variância de r_m
Δ	unidades do ativo base protegido pela opção
δ	dividendos, %
ε_t	variável aleatória de distribuição normal
σ	volatilidade do ativo básico, %
μ	taxa de retorno média esperada do ativo base, %
Π	valor total do portfólio

SUBSCRITO

i	parâmetro para integração
j	parâmetro para integração
m	número de intervalos de integração para t
n	número de intervalos de integração para s

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	01
2. ANÁLISE DE INVESTIMENTO	06
2.1 – A IMPORTÂNCIA DA ANÁLISE DE INVESTIMENTO	06
2.2 – ESTRATÉGIA NA ANÁLISE DE PROJETOS DE INVESTIMENTO.....	08
2.3 – TÉCNICAS PARA A ANÁLISE DE INVESTIMENTO.....	12
2.3.1 – VALOR PRESENTE LÍQUIDO (VPL).	12
2.3.2 – TAXA INTERNA RETORNO (TIR).	15
2.3.3 – COMPARAÇÃO ENTRE VPL E TIR	16
2.3.4 – ÍNDICE DE LUCRATIVIDADE (IL).....	17
2.3.5 – TEMPO DE RETORNO DO INVESTIMENTO.....	18
2.3.6 – PONTO DE NIVELAMENTO.	18
3 – OPÇÕES REAIS	19
3.1 – TRATAMENTO MATEMÁTICO DA TÉCNICA OPÇÕES REAIS	25
3.1.1 – RESOLUÇÃO DE EQUAÇÕES DIFERENCIAIS PARCIAIS.....	29
3.1.1.1 – SOLUÇÃO ANALÍTICA: MODELO DE BLACK E SCHOLES.....	30
3.1.1.2 – SOLUÇÃO NUMÉRICA: MÉTODO DAS DIFERENÇAS FINITAS.....	38
3.1.2 – MODELO BINOMIAL	40
3.1.3 – MÉTODO DE SIMULAÇÃO DE MONTE CARLO.....	43
4 – PRODUÇÃO DE PROPENO E POLIPROPILENO E SUAS APLICAÇÕES.	46
4.1 – PRODUÇÃO DE GLP NA REGAP	46
4.2 – DESCRIÇÃO DA UNIDADE DE SEPARAÇÃO DE PROPENO PROPOSTA PARA A REGAP	48
4.3 – CARACTERÍSTICAS DO PROPENO A SER PRODUZIDO PELA REGAP.....	53
4.4 – DADOS DE MERCADO DE PROPENO PRODUZIDOS NO PAÍS	55
4.5 – OUTROS PRODUTOS QUÍMICOS OBTIDOS A PARTIR DO PROPENO.....	57
4.6 – DADOS DE MERCADO DE POLIPROPILENO.....	59
4.7 – TECNOLOGIAS PARA A PRODUÇÃO DE POLIPROPILENO	62

5 – METODOLOGIA DE ANÁLISE DAS OPÇÕES ESTUDADAS	64
5.1 – DEFINIÇÃO DO ESTUDO DE CASO.....	64
5.2 – METODOLOGIA ADOTADA.....	64
5.3 – PREMISSAS E RESTRIÇÕES ADOTADAS PARA O DESENVOLVIMENTO DO FLUXO DE CAIXA	67
5.3.1 – PREMISSAS GERAIS.....	68
5.3.2 – INVESTIMENTO	69
5.3.3 – CUSTOS.....	72
5.3.4 – RECEITA	76
 6 – RESULTADOS E DISCUSSÃO	78
6.1 – FLUXO DE CAIXA DO PROJETO.....	78
6.2 – ANÁLISE DE OPÇÕES REAIS.....	86
6.2.1 – CÁLCULO DA VOLATILIDADE DO VPL.....	86
6.2.2 – CONSTRUÇÃO DA ÁRVORE DE EVENTOS	88
6.2.3 – DETERMINAÇÃO DO MELHOR MOMENTO DE INVESTIR	89
 7 – CONCLUSÕES	94
 8 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	95
 9 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	97
 APÊNDICE A – ROTAS TECNOLÓGICAS PARA A PRODUÇÃO DE POLIPROPILENO	99
A.1 – PROCESSO NOVOLEN	100
A.2 – PROCESSO BASELL SPHERIPOL	102
A.3 – PROCESSO BASELL SPHERIZONE	103
A.4 – PROCESSO BORSTAR	105
A.5 – PROCESSO BP.....	107
A.6 – PROCESSO CHISSO.....	109
A.7 – PROCESSO UNIPOL PP.....	111
A.8 – PROCESSO MITSUI.....	113

1 – INTRODUÇÃO

O gás liquefeito de petróleo ou GLP é um produto do refino do petróleo que pode ser utilizado tanto como combustível doméstico quanto como combustível industrial. No Brasil, o uso do GLP é principalmente voltado ao consumo doméstico. A composição típica do GLP produzido na Refinaria Gabriel Passos (REGAP) em Betim-MG é mostrada na Tabela I.1.

Tabela I.1 - Composição típica do GLP produzido pela REGAP.

Componente	% volume
Metano	0,01
Eteno	0,09
Etano	2,37
Propeno	22,28
Propano	19,13
i-Buteno	9,74
1-Buteno	5,62
Cis-2-Buteno	4,00
Trans-2-Buteno	6,35
Isobutano	15,46
n-Butano	13,94
1,3-Butadieno	0,17
i-Pentano	0,62
n-Pentano	0,22

Verifica-se, pela Tabela I.1, que o propeno é o componente presente em maior quantidade no GLP produzido na REGAP, em torno de 22% em volume. Com relação à aplicação do propeno, tem-se que este é um monômero de elevado valor agregado e de forte demanda

mundial, uma vez que é utilizado como matéria-prima para a produção de uma série de derivados petroquímicos como o polipropileno, ácido acrílico, óxido de propeno, cumeno, fenóis etc. O preço do propeno no mercado internacional gira em torno de US\$/t 360,00, enquanto o do GLP, em torno de US\$/t 180,00. Como o preço do propeno é duas vezes maior que o do GLP, torna-se interessante investigar a possibilidade de viabilização de um investimento, pela REGAP, para a implementação de uma Unidade de Separação do Propeno presente no GLP.

Diversas são as opções a ser investigadas para a utilização do propeno produzido atualmente na REGAP, como pode ser observado através do esquema mostrado na Figura 1.1.

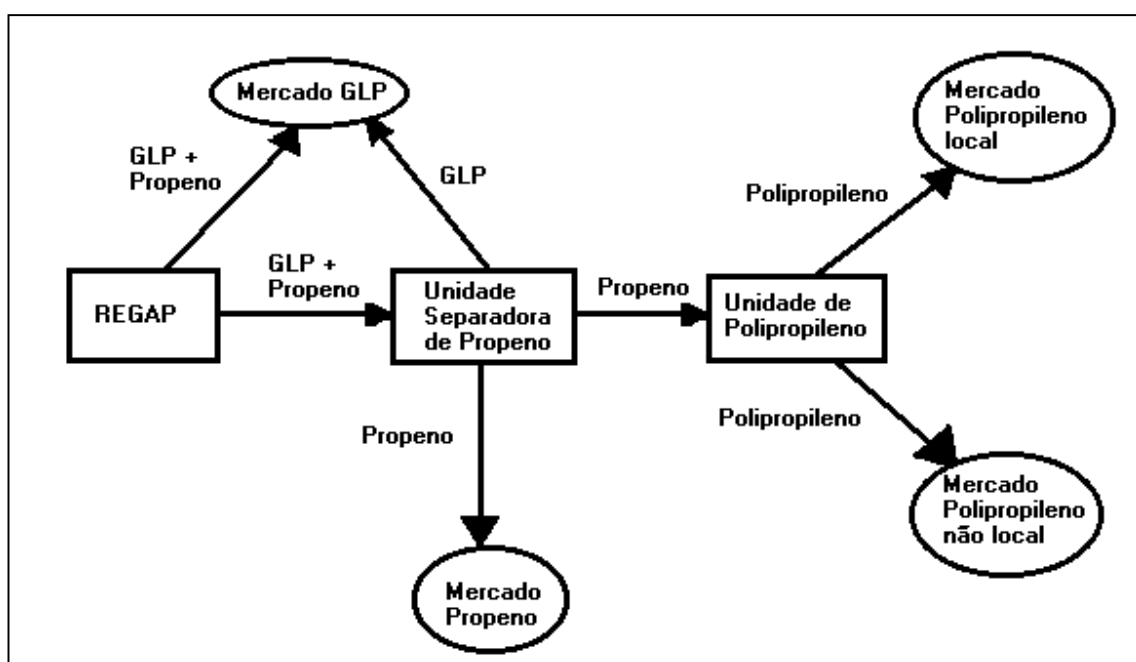


Figura 1.1 - Possibilidades de utilização do propeno contido no GLP da REGAP.

A REGAP pode optar por colocar o GLP no mercado sem extrair o propeno, como faz atualmente, ou investir em uma Unidade de Fracionamento de Propeno para vender o

propeno puro e o GLP separadamente. Como a diferença no preço entre o GLP e o propeno puro é alta (relação 2:1), esta opção pode ser atrativa, ou seja, viável economicamente. Porém, não existe, ainda, mercado local para o consumo do volume de propeno a ser produzido, cuja oferta seria de 93.000 t/a. Neste caso, o investimento teria que considerar, também, alternativas para o transporte do propeno puro produzido até o mercado consumidor de propeno. Assim, pode-se imaginar a construção de um duto ligando a REGAP até o mercado consumidor, ou então assumir um custo operacional de transporte do propeno em caminhões-tanque.

Uma outra possibilidade a ser considerada trata-se do investimento pela PETROBRAS na construção de uma Unidade de Produção de Polipropileno em Betim-MG, anexo à refinaria, em parceria com um empreendedor externo. A vantagem deste negócio para a REGAP seria a venda do propeno como matéria-prima de alto valor agregado. Para o empreendedor, as vantagens no empreendimento estariam centradas na existência de um mercado local de polipropileno, com crescente demanda, e a vantagem logística em relação aos seus concorrentes que obtêm o polímero de outras regiões. Os possíveis obstáculos para essa opção seriam a não absorção de toda a produção do insumo produzido e a existência de uma economia de escala para as Unidades Produtoras de Polipropileno. Embora existam, no mundo, unidades com capacidade de produção menores que 100.000 t/a de polipropileno, a escala consagrada como mínima para estas unidades gira em torno de 200.000 t/a.

A análise destas alternativas é complexa e depende de critérios técnicos tais como mercado, custo, demanda e tecnologia, além de critérios econômicos tais como incertezas do mercado e da economia. A análise desse tipo de investimento pode ser feita por técnicas tradicionais como o Fluxo de Caixa Descontado (FCD). Esse método de avaliação, apesar de ser largamente utilizado para a análise de investimentos em empresas, não consegue captar as opções embutidas no projeto, uma vez que não leva em conta as incertezas, nem assume um gerenciamento ativo do projeto (Copeland e Antikarov, 2002). O indicador Valor Presente Líquido ou VPL, obtido através do FCD, assume implicitamente preocupações sobre a

expectativa de cenário do fluxo de caixa de um projeto considerando um gerenciamento passivo durante o tempo de vida esperado do projeto (Dias, 1998).

Entretanto, como o mercado atual é caracterizado por mudanças, incertezas e constantes interações competitivas, a realização do fluxo de caixa por essas técnicas pode diferir significativamente do que seria previsto inicialmente pelo gerente do projeto. Assim, grandes empresas vêm utilizando, cada vez mais, uma nova técnica de análise de investimentos conhecida como Opções Reais. Esta técnica, formulada a partir de técnicas tradicionais de análise de investimento, leva em conta o melhor momento, a irreversibilidade de se investir e as incertezas associadas ao projeto, sendo, pois, de previsão mais realista dos possíveis cenários futuros aos quais estarão sujeitos o andamento do projeto.

Nesse contexto é que se insere a presente Dissertação de Mestrado, que pretende desenvolver o estudo da viabilidade técnica-econômica para a implantação de uma linha de produção de polipropileno em Betim-MG, utilizando como ferramenta a teoria das Opções Reais. A opção real analisada nesta dissertação de mestrado é a de espera ou diferimento, ou seja, determinar se é melhor investir agora ou adiar o investimento para a implantação de um complexo industrial para a produção de polipropileno em Betim-MG.

Para fundamentar o estudo, é apresentada, no capítulo 2, a revisão da literatura contendo informações sobre a importância da análise de investimentos, as estratégias e técnicas tradicionais como o VPL, por exemplo. O estudo da técnica das “Opções Reais” é realizado no capítulo 3, sendo apresentadas as diversas metodologias empregadas na análise de investimento utilizando-se esta técnica.

No capítulo 4, são apresentados os dados referentes à produção de GPL na REGAP, incluindo a descrição da Unidade de Separação de Propeno proposta para a REGAP, além de abordar aspectos de mercado de propeno e polipropileno no País.

No capítulo 5, é apresentada a metodologia a ser empregada neste trabalho para avaliar a viabilidade econômica de implantação de um complexo industrial para a produção de polipropileno em Betim-MG utilizando-se a técnica de “Opções Reais”.

A análise e discussão dos resultados obtidos neste estudo são apresentados no Capítulo 6, seguida das conclusões do trabalho reunidas no Capítulo 7. Por fim, no Capítulo 8, são apresentadas as sugestões para trabalhos futuros.

2 – ANÁLISE DE INVESTIMENTO

2.1 – A IMPORTÂNCIA DA ANÁLISE DE INVESTIMENTO

O objetivo primordial de qualquer empresa reside na criação de valor para os seus acionistas. Para tal, é necessário que os executivos da empresa façam investimentos tais que retornem, no mínimo, o custo de oportunidade do capital ou a taxa de atratividade mínima estabelecida pela empresa, determinada em função dos custos de capital próprio e de terceiros. A maximização de riqueza do acionista determina a opção de investimento deste em uma determinada empresa, em detrimento da opção de investimento em outras empresas, ou ainda negócios com risco equivalente. Em outras palavras, a análise econômica de projetos, que precede a tomada de decisões de investimento, está associada ao objetivo da empresa no que concerne às funções de maximização de riqueza e utilidades, aliada à minimização de custos.

Segundo Porter (1980), o investimento é o fator mais importante da vantagem competitiva. A orçamentação de capital se preocupa com a alocação de recursos entre projetos de investimento, numa base de longo prazo. A criação de valor para os acionistas depende, portanto, da carteira de projetos de investimentos da empresa.

Define-se investimento como sendo o ato de incorrer em um custo imediato visando uma recompensa futura, sendo esta a criadora de um valor futuro para os acionistas, que pode ser tangível ou intangível. O investimento envolve o adiamento do consumo imediato a fim de viabilizar o consumo em um período futuro. A troca entre o consumo hoje e consumo no futuro, ou em outros termos, entre o consumo e o investimento, é o coração das escolhas que um indivíduo ou empresa deve fazer, seja diretamente, seja implicitamente no seu dia a dia (Trigeorgis, 1999).

Segundo Dixit e Pindyck (1994), a decisão do investimento se baseia nas seguintes características:

- Decisão parcialmente ou completamente irreversível. O comprometimento de recursos é, em geral, irreversível. Por exemplo, não se pode reaver todo o valor despendido na aquisição de um determinado equipamento destinado inicialmente para um dado projeto que foi parcialmente ou totalmente desativado.
- Decisão cheia de incertezas sobre a recompensa futura. Este tipo de decisão é típico quando existem incertezas sobre as receitas do fluxo de caixa do projeto, como é o caso de incertezas técnicas e de mercado, por exemplo.
- Decisão no momento adequado. O investimento dificilmente é do tipo agora ou nunca. Neste caso, pode-se adiar o investimento para que se obtenham novas informações, contudo é preciso estar ciente de que as incertezas nunca serão totalmente eliminadas.

Essas três características interagem entre si para determinar o melhor momento de decisão de investimento para a empresa. Algumas decisões são opostas ao investimento, ou seja, garantem benefício imediato a um custo incerto no futuro. Este tipo de investimento também é irreversível, como, por exemplo, a exploração de madeiras de florestas tropicais.

Empresas envolvidas na construção de plantas industriais, na instalação de novos equipamentos, ou ainda, pessoas que aprimoram seus estudos em programas de capacitação, por exemplo, são investidores que almejam um benefício futuro. Esses exemplos são claros, mas como citado por Dixit e Pindyck (1994), existem investimentos menos óbvios, como, por exemplo, a decisão de parar uma fábrica que está dando prejuízo visto que a recompensa se refletiria na redução de perdas futuras.

Os recursos básicos de uma empresa são provenientes dos fluxos de caixa (capital próprio) e de capital de terceiros (dívidas). Parte dos fluxos de caixa produzidos pertencem aos acionistas, que são os proprietários da empresa com maior risco, devendo ter sua utilidade individual maximizada. Uma empresa poderá garantir o interesse dos acionistas simplesmente adotando como meta a maximização da riqueza destes. Cada acionista, então, usa a sua parte para maximizar sua utilidade. A função crucial do gerenciamento é decidir onde alocar os recursos disponíveis na organização: P&D, treinamento, aumento de capacidade, sistemas de informação etc. Porém, como o volume de recursos disponíveis para a carteira de investimento é finito, o gerenciamento deve decidir quais projetos serão implementados.

2.2 – ESTRATÉGIA NA ANÁLISE DE PROJETOS DE INVESTIMENTO

A realização de um projeto é o resultado de um sistema de metas que se inicia com o planejamento estratégico de uma companhia. Neste sentido, o investimento (premissas e resultados) deverá ser coerente com o interesse estratégico da empresa.

Qualquer investimento em estudo situa-se dentro das combinações mostradas esquematicamente na Figura 2.1.

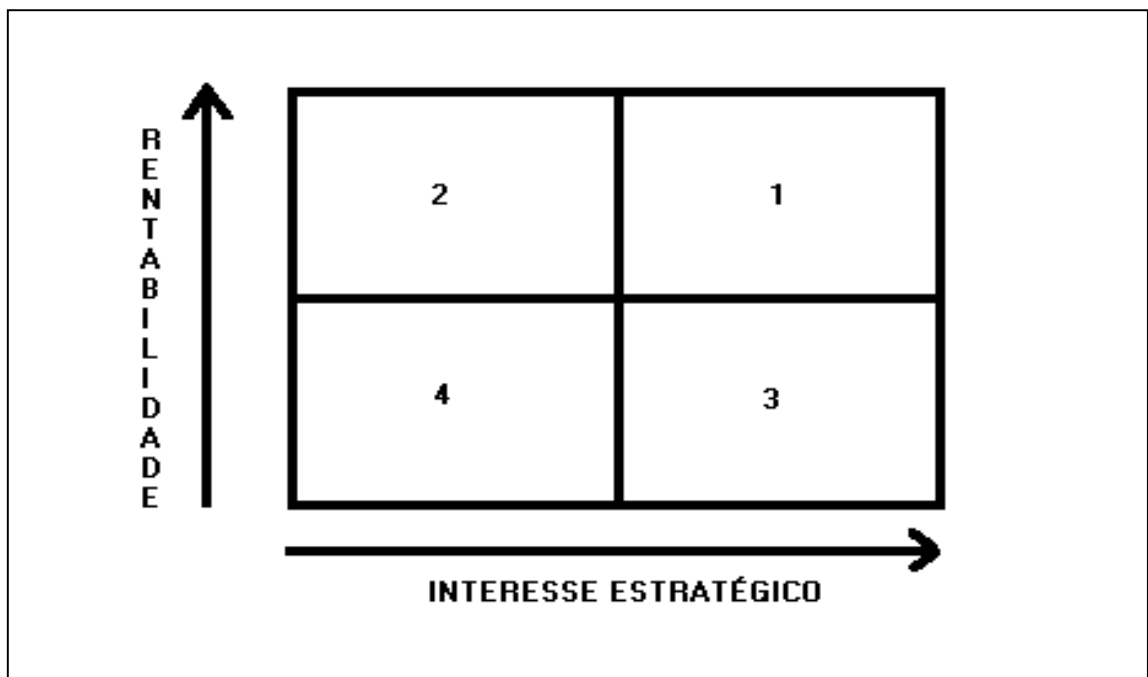


Figura 2.1 - Classificação de um projeto quanto ao interesse estratégico para a empresa e a sua rentabilidade.

Quadrante 1 - Situação ideal. Dificilmente um projeto conjuga interesses estratégicos e econômicos de maneira favorável.

Quadrante 2 - Projeto sem interesse estratégico, mas com bom resultado empresarial. Representa um desvio dos objetivos da empresa. Caso o projeto seja robusto, este sugere novas oportunidades para a empresa, devendo a mesma rever suas estratégias ou simplesmente descartar o projeto.

Quadrante 3 - Baixa rentabilidade, mas com interesse estratégico. São geralmente projetos em pesquisa, plantas piloto, cujos resultados são obtidos a longo prazo. Nestes casos, é necessária uma análise cuidadosa do real interesse estratégico do projeto.

Quadrante 4 - Projeto rejeitado sem conflito.

No planejamento estratégico da Petrobras (Plano Estratégico Petrobras, 2003), as seguintes diretrizes para a área petroquímica encontram-se definidas:

- 1- Atuar, através de parcerias, com gestão compartilhada, no negócio de poliolefinas.
- 2- Associar-se a empresas detentoras de tecnologia para a produção de outros petroquímicos.
- 3- Promover as sinergias entre os ativos de petroquímica do Cone Sul (Brasil e Argentina).
- 4- Otimizar o *portfolio* petroquímico.

O investimento na produção de propeno/polipropileno na REGAP se encaixa em todos os quatro itens da estratégia de negócios da Petrobras. A empresa é líder de produção de polipropileno no Cone Sul, assim, estaria otimizando o seu *portfolio* se produzisse propeno e propileno nas suas refinarias para o mercado interno, ou mesmo em parceria com outras empresas através de gestão compartilhada. Atualmente, no Brasil, a Petrobras só produz e comercializa o monômero propeno oriundo das Unidades de Craqueamento Catalítico e Coqueamento Retardado nas seguintes refinarias: RLAM, REDUC, RECAP/RPBC. Conforme apresentado no capítulo 1, o propeno produzido na REGAP está sendo queimado como combustível no GLP. O destino mais nobre do propeno é como matéria-prima para a fabricação de produtos químicos e petroquímicos, tais como polipropileno, acrilonitrila, ácido acrílico, acrilatos, óxido de propeno, isopropanol, n-butanol etc. Esta atuação poderia se dar na forma de parcerias com empresas que já operam com propeno e/ou propileno no mercado mundial, com aquisição de tecnologia ou associação com empresas detentoras de tecnologia. No caso da REGAP, estuda-se a possibilidade de implementação de uma rota de produção de polipropileno a partir do propeno. O mercado de polipropileno é promissor em Minas Gerais, já que o Estado se destaca na indústria automobilística, grande consumidora deste polímero. Além disso, a integração da produção e do refino de petróleo com a petroquímica pode criar um mecanismo de proteção denominado *hedge*, que contrabalançaria os resultados em um período de baixa margem de lucratividade na área do

refino, preço do petróleo e do gás, pois os produtos petroquímicos agregam valor e rentabilidade. Os grandes competidores do setor de exploração, produção e refino de óleo e gás também atuam na área petroquímica.

A Petrobras busca um posicionamento na gestão de negócios com foco na integração da cadeia petroquímica. O esquema da cadeia petroquímica nacional pode ser visto na Figura 2.2.

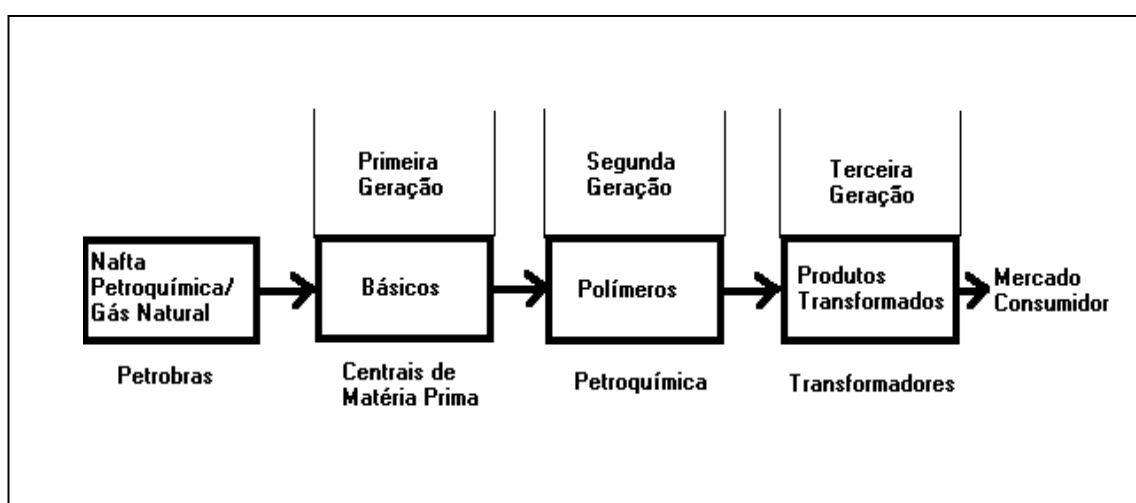


Figura 2.2 - Esquema da cadeia petroquímica nacional.

O Brasil possui 3 centrais de matéria-prima: (1) Braskem, localizada no pólo petroquímico de Camaçari-BA, (2) COPESUL, na cidade de Triunfo-RS e (3) PQU, em Mauá-SP. Essas empresas são, basicamente, geradoras de monômeros como propeno, etileno, butadieno, benzeno, butenos etc., que são destinados para as Unidades Produtoras de Polímeros. As centrais de matéria-prima são preparadas para consumir nafta ou gás natural para a produção de monômeros básicos. As refinarias têm correntes com concentrações de espécies em potencial para a geração de monômeros a partir de correntes geradas nas unidades. No caso da REGAP, o propeno contido no GLP pode ser separado na Unidade de Propeno, a ser construída na REGAP, e alimentado diretamente à indústria petroquímica para a produção do polímero. Esta constitui uma das possibilidades analisada no presente trabalho.

2.3 – TÉCNICAS PARA ANÁLISE DE INVESTIMENTO

Para se definir a carteira de projetos a ser implementada, a gerência das empresas utiliza técnicas quantitativas e qualitativas. A análise de investimento é feita normalmente através de modelos de avaliação do fluxo de caixa projetado. Dentre as técnicas disponíveis, o Fluxo de Caixa Descontado (FCD) é a mais utilizada e, também, a que possui, aliado a sua facilidade de aplicação, o maior apelo intuitivo. A técnica se baseia no cálculo dos seguintes indicadores econômicos:

- VPL: Valor Presente Líquido
- TIR: Taxa Interna Retorno
- IL: Índice de Lucratividade

Esses indicadores são bastante recomendados na análise dos projetos de investimento. Entretanto, outros indicadores também podem proporcionar informações adicionais importantes, a saber:

- Tempo de Retorno do Investimento
- Ponto de Nivelamento

Todos esses indicadores serão discutidos a seguir.

2.3.1 – VALOR PRESENTE LÍQUIDO (VPL)

O VPL consiste na soma algébrica dos custos e dos benefícios líquidos de um projeto durante a sua vida econômica, trazidos à data de atualização do fluxo de caixa, utilizando-se, para isto, uma taxa de desconto apropriada. O cálculo do VPL é expresso pela seguinte equação:

$$VPL = \sum_{k=0}^n FC_k / (1 + i)^k \quad (2.1)$$

em que FC é o valor genérico do fluxo de caixa líquido no período k (positivo se for benefício, negativo se for custo), i é a taxa de desconto e k é o número de períodos da vida econômica do projeto.

O fluxo de caixa livre do projeto deverá pagar as duas fontes de capital (dívida e capital próprio) empregadas no projeto. Assim, o VPL positivo significa que a atualização dos benefícios supera a dos custos estimados e seu montante representa o quanto a empresa deverá ganhar se realizar o projeto, em comparação à não realização do mesmo. Em outras palavras, representa o ganho adicional esperado à remuneração obtida pela aplicação do dinheiro na taxa de desconto adotada. O VPL nulo significa que os fluxos de caixa do projeto são exatamente suficientes para remunerar o capital investido, ou seja, dívida e capital próprio. Já um VPL menor que zero significa que o projeto deve ser rejeitado. A avaliação de projetos de investimento pela metodologia do VPL é consagrada na teoria e na prática financeira.

Os recursos para o investimento são oriundos de duas fontes: capital próprio e capital de terceiros. A dificuldade no cálculo do VPL está na estimativa da taxa de desconto a ser utilizada, principalmente na determinação do custo de capital próprio e, até mesmo, na projeção dos fluxos de caixa futuros. O cálculo dessa taxa deve considerar o benefício fiscal do uso do capital de terceiros, custos de transação, custos de emissão de novos títulos e custos referentes a dificuldades financeiras e subsídios. As principais técnicas utilizadas para a determinação da taxa são o Custo Médio Ponderado de Capital (CMPC) e a técnica do Valor Presente Ajustado (VPA).

O CMPC se baseia no fato de que o projeto deve ser lucrativo o suficiente para pagar os juros (líquido de benefício fiscal) do débito usado para financiá-lo e, adicionalmente, gerar uma taxa de retorno esperada superior ao exigido pelos acionistas que também o financiam. Desta forma, o CMPC é calculado como uma média ponderada entre o custo do capital próprio e o custo do capital de terceiros, descontando-se o benefício fiscal.

O VPA parte do cálculo do valor presente líquido, considerando inicialmente que o projeto seja totalmente financiado por capital próprio, e ajusta o VPL ao financiamento do projeto. Segundo Marreco (2001), o modelo mais utilizado para a estimativa do custo do capital próprio é denominado *Capital Asset Pricing Model* (CAPM), que considera que o retorno requerido de uma dada ação pelos acionistas pode ser estimado pela soma de duas parcelas, a taxa livre de risco e o prêmio de risco do mercado, ponderado pela sensibilidade do retorno do ativo em relação ao retorno do mercado. A fórmula para estimar o custo do capital próprio pelo modelo CAPM é dada por:

$$r_p = r_f + \beta \cdot (r_m - r_f) \quad (2.2)$$

em que:

r_p é a taxa de retorno do capital próprio,

r_f é a taxa livre de risco,

r_m é a taxa de retorno do mercado,

$\beta = \text{cov}(r_p - r_m) / \text{var}(r_m)$, representando a sensibilidade do retorno do ativo em relação ao retorno do mercado, matematicamente dado pela relação entre a covariância de r_p e r_m pela variância de r_m , e

$(r_m - r_f)$ representa o prêmio esperado sobre o risco de mercado

Já o custo de capital de terceiros deve ser a taxa de longo prazo que reflete a taxa atualmente demandada pelos credores. Isso ocorre porque as taxas de curto prazo não incorporam as expectativas de longo prazo para a inflação (Rappaport, 1998).

Segundo Copeland e Antikarov (2002), o VPL é o indicador mais utilizado pelas grandes empresas na tomada de decisões de investimento. Klammer (1972) relata que um levantamento feito junto a 100 grandes empresas indicou que, em 1959, apenas 19% delas aplicava o VPL, tendo este índice aumentado para 57%, em 1970. Em 1978, Schall *et al.* (1978) tomaram uma amostragem de 424 grandes empresas e verificaram que 86% destas recorriam ao VPL para tomarem suas decisões de investimentos.

2.3.2 – TAXA INTERNA DE RETORNO (TIR)

A TIR é a taxa na qual os desembolsos (ou os valores negativos) igualam-se aos embolsos (valores positivos) do fluxo de caixa. Matematicamente, a TIR é o valor que anula o VPL do fluxo de caixa. Essa taxa é calculada obtendo-se as raízes da Eq. (2.1), ou seja:

$$\sum_{k=0}^n FC_k / (1+i)^k = 0 \quad (2.3)$$

Essa equação é resolvida por algoritmos matemáticos iterativos, uma vez que a TIR é calculada obtendo-se as raízes de um polinômio de grau “n” que representa o número de períodos do fluxo de caixa.

Caso o VPL calculado para uma determinada taxa de desconto seja maior que zero, tem-se que a TIR é maior que a taxa de desconto utilizada, ou seja, existe um ganho em relação a deixar o capital investido à taxa de desconto considerada. Portanto, o projeto irá pagar o custo do capital próprio e o capital de terceiros e, ainda, haverá excedente de dinheiro. Caso o VPL seja igual a zero, o projeto pagará o retorno mínimo exigido pelo capital próprio e o capital de terceiros. Caso o VPL seja menor que zero, o projeto não é viável economicamente, de acordo com a análise feita pelo fluxo de caixa descontado.

Conforme é mostrado no capítulo 3, técnicas mais atuais revelam que a decisão de investimento baseada no VPL não é tão linear assim. Segundo Dias (1998), o gerente poderá estar “engavetando” um bom projeto, descartando, assim, opções que possam estar embutidas no projeto. Se as incertezas quanto ao fluxo de caixa do projeto forem elevadas, o gerente de projeto pode trabalhar no sentido de obter novas informações que possam mudar o rumo do projeto, e não simplesmente abandoná-lo.

2.3.3 – COMPARAÇÃO ENTRE VPL E TIR

Quando não há restrição orçamentária, o VPL constitui-se no melhor critério de seleção ou ordenação de oportunidades de investimento. Porém, os orçamentos para investimento são limitados. Na análise de projetos independentes, se dois projetos ou mais se mostram atrativos, sendo que a realização de um implica na não realização do outro, pode existir um conflito na tomada de decisão sobre em qual projeto será feito o investimento.

Dependendo da taxa de desconto utilizada na análise de investimento de dois projetos A e B, pode-se obter a TIR do projeto A maior que a TIR do projeto B. Contudo, o VPL do projeto B pode ser maior que o do projeto A. Essa situação ocorre, geralmente, quando há uma diferença na escala, ou seja, quando o custo de um dos projetos é maior ou quando houver diferença no perfil de distribuição dos fluxos de caixa ao longo do tempo. Neste caso, o investidor permanece com a dúvida sobre qual critério adotar na tomada de decisão. O método da TIR busca a eficiência dos recursos investidos, enquanto o método do VPL busca a maximização da riqueza, ou seja, a criação de valor.

Há a hipótese de que a maximização de valor da empresa induz a escolha do VPL, que retrata exatamente este aumento de valor. A técnica TIR tem como base a suposição de que os fluxos de caixa gerados são reinvestidos ao valor apurado da TIR, que é um valor virtual, não sendo possível esta possibilidade. Já o VPL pressupõe que os fluxos de caixa são reinvestidos à Taxa Mínima de Atratividade (TMA), que é uma taxa para o investidor livre de risco.

O fluxo de caixa convencional considera valores de investimentos negativos no início, seguidos de valores positivos que identificam os benefícios líquidos ao longo da vida econômica do projeto, ou seja, o fluxo apresenta uma única inversão de sinais com uma única TIR que anula o fluxo de caixa. Podem ocorrer fluxos de caixa ditos não convencionais nos quais alternam-se dispêndios e benefícios ao longo da vida econômica do projeto, obtendo-se múltiplas TIR's que igualam, num determinado momento, entradas

com saídas de caixa. Já no fluxo de caixa convencional, apenas uma solução é obtida. Este é mais um problema a ser considerado no uso da TIR como critério para decisão.

Em geral, as empresas utilizam os dois métodos, mas em caso de conflito, devido a esses dois problemas relacionados à TIR, recomenda-se a utilização do VPL como principal indicador econômico do projeto, principalmente quando se está analisando alternativas mutuamente excludentes (Campos, 2001).

2.3.4 – ÍNDICE DE LUCRATIVIDADE (IL)

O índice de lucratividade (IL) é a razão entre o VPL e o investimento atualizado. Esse indicador representa a intensidade com que o investimento é capaz de gerar valor por Unidade de Investimento, sendo, pois, um indicador da rentabilidade do projeto. O investimento é atualizado trazendo os desembolsos ao valor presente. O critério adotado de decisão é:

- $IL \geq 1$, aceita-se a alternativa.
- $IL < 1$, rejeita-se a alternativa.

Assim, o projeto com VPL positivo deverá ser aceito pelo critério do IL, pois o projeto remunera uma quantia maior que o investimento. O índice de lucratividade é utilizado em complemento à TIR e ao VPL na seleção do melhor grupo de projetos realizáveis com um determinado orçamento. Entretanto, devido à independência de projetos, trata-se de uma solução imperfeita. Pode ocorrer no caso comparativo entre dois projetos que o projeto com maior IL possuir um menor VPL. Portanto, mesmo no gerenciamento do *portfolio* de investimento de uma empresa, utiliza-se o VPL na priorização dos projetos.

2.3.5 – TEMPO DE RETORNO DO INVESTIMENTO

O tempo de retorno do investimento indica o período necessário para a recuperação do capital investido. Esse indicador trata, portanto, de um critério de liquidez e não de rentabilidade, uma vez que não reflete o comportamento do projeto após a recuperação do capital investido, ou seja, não considera o que ocorre em boa parte da sua vida econômica.

Quando se compara projetos com o critério do tempo de retorno, corre-se o risco de rejeitar projetos com melhor rentabilidade pelo critério do VPL, justamente pela desconsideração do que ocorre com o fluxo de caixa após o período de retorno.

Empresas com pouca disponibilidade de caixa executam projetos que geram caixa nos prazos mais curtos possíveis, mas o critério do tempo de retorno só deverá ser usado como indicador suplementar ao VPL, à TIR e ao IL.

2.3.6 – PONTO DE NIVELAMENTO

O ponto de nivelamento representa o percentual da produção a ser comercializado que permite recuperar os custos operacionais e os investimentos, ou seja, é o nível de produção que torna o VPL igual a zero. Esse indicador é importante na análise de riscos associados ao projeto.

3 – OPÇÕES REAIS

A técnica de Opções Reais baseia-se no fluxo de caixa descontado, complementar à análise empresarial de projetos de investimento. A aplicação dessa técnica é recomendada quanto maiores forem as incertezas e as flexibilidades gerenciais relacionadas ao projeto. Contudo, tal metodologia não substitui o método do fluxo de caixa descontado, apenas pode contribuir para enriquecer a avaliação empresarial do projeto.

O VPL subestima sistematicamente toda a oportunidade de investimento durante o tempo de vida do projeto, pois é embasado em fluxos de caixa esperados. Assim, não leva em conta a flexibilidade do valor. Na abordagem do VPL, como comentado anteriormente, todo o projeto com VPL negativo é rejeitado, descartando possibilidades de prorrogação onde se pode investir em novas informações que tornem o projeto viável. Como o VPL assume um gerenciamento passivo de empreendimento, subestimando oportunidades que possam ocorrer durante o tempo de vida do projeto, o gerente do projeto só espera que ocorra aquilo que foi previsto no fluxo de caixa calculado, ficando passivo diante de novas informações que possam vir a aparecer. Algumas vezes, o desempenho de um projeto pode permitir que um segundo projeto, que não seria possível sem o primeiro, possa ser implementado. Isso é comum em muitos projetos de pesquisa e desenvolvimento. Considerada uma teoria ortodoxa por Dixit e Pindyck (1994), a técnica do VPL não reconhece as implicações qualitativas e quantitativas entre irreversibilidade, incerteza e escolha do momento de se investir.

Um exemplo simples citado por Copeland e Antikarov (2002) pode demonstrar a limitação do uso do VPL na análise de um investimento. Suponha que possamos comprar um banco hipotético que lhe permite depositar, hoje, um dólar e lhe garante, com absoluta segurança, US\$ 1,05 um ano depois. Pretende-se determinar qual o valor do banco hipotético hoje. Pela avaliação do VPL, o banco não valeria nada pois só estaria oferecendo 5%, ao passo que o mercado oferece 10%. O erro nesta avaliação reside no fato de que, enquanto os 5% oferecidos pelo banco hipotético são assegurados, o valor da taxa de juro do mercado é

incerto, ou seja, poderá cair para um valor menor que 5% durante a vigência da avaliação (1 ano). Se isto acontecer, o investimento no banco seria lucrativo. Conclui-se, portanto, que a análise pelo VPL é enganosa porque não leva em consideração o valor da opção e flexibilidade que o banco hipotético oferece.

Outro exemplo citado por Dias (1998) enfatiza a limitação da análise do VPL. Sejam dois campos de petróleo com 100 milhões de barris, ambos não desenvolvidos, e com VPL de menos US\$ 3 milhões, nas atuais expectativas do mercado. O campo A tem o direito de exploração de 6 meses e o campo B de 3 anos. Pela análise do VPL, ambos os campos não valeriam nada e nem haveria diferença de preço entre os mesmos. Mas é intuitivo perceber que estes direitos têm um valor devido à incerteza e a opção de postergar o desenvolvimento do campo. O VPL hoje é negativo, mas é possível que venha a ser positivo no futuro. Além disto, o campo B é de maior valor, devido ao maior prazo de expiração do seu direito. Quanto maior o prazo de expiração, maior será o valor da opção.

A análise econômica de projetos sempre usou ferramentas desenvolvidas para análise de ativos financeiros (Dias, 1998). A teoria das opções reais surgiu a partir de uma analogia com as opções financeiras. Uma opção financeira provê ao seu titular o direito (e não a obrigação) de comprar ou vender um determinado ativo em uma data preestabelecida por um preço determinado no contrato (preço de exercício). Em uma opção européia, o titular só pode exercer o seu direito na data de expiração estabelecida no contrato. Já em uma opção americana, o titular poderá exercer o seu direito de compra/venda em qualquer momento, até a data do vencimento.

Tanto a abordagem do Fluxo de Caixa Descontado (FDC) quanto a das Opções Reais consideram todos os fluxos de caixa ao longo da vida de um projeto. Ambas descontam os fluxos de caixa para o presente e ambas usam o custo de oportunidade de mercado para o capital. No entanto, o FDC é uma abordagem de opções reais sem considerar flexibilidade na tomada de decisão.

No VPL, não são consideradas todas as variáveis importantes do negócio, mas somente o valor presente dos custos fixos e o valor presente dos fluxos de caixa operacionais, utilizando-se uma taxa de desconto ajustada ao risco. Na análise de opções reais, ao contrário, além das considerações utilizadas no VPL, também são levadas em consideração o tempo de expiração, incertezas técnicas, econômicas e as ações de outros investidores. A análise pode ser vista como um problema de otimização, sendo a função objetivo o VPL, que é desejado ser maximizado.

Dixit e Pindyck (1994) demonstraram que a adoção dos critérios do VPL como regra de decisão isolada levam à rejeição de projetos que, quando analisados pela Teoria das Opções Reais, seriam aceitos. Isso geralmente ocorre com projetos que têm opções, como projetos de P&D. Os mesmos autores sugerem, ainda, um Valor Presente Líquido Expandido ou Valor Presente Líquido Estratégico (VPLE), dado pela Eq. (3.1), considerando as incertezas e opções embutidas no projeto.

$$\text{VPLE} = \text{VPL} + \text{VO} \quad (3.1)$$

Em que VPLE é o Valor Presente Líquido Estratégico (expandido), VPL é o Valor Presente Líquido tradicional e VO representa o Valor das Opções embutidas no projeto.

Alguns exemplos de decisão de investimento apoiados pela técnica de opções reais envolvem: (1) a determinação do custo para se investir em uma flexibilidade, (2) o valor que o produto deve alcançar para dar início a um projeto, (3) a possibilidade de investimento em pesquisa de mercado, (4) a busca por uma tecnologia alternativa, incluindo custo, que possa ser introduzida em determinado processo etc.

O Fluxo de Caixa Descontado estabelece investir em projetos com $\text{VPL} > 0$ e rejeitar projetos com $\text{VPL} < 0$. A análise através das opções reais pode recomendar projetos estratégicos e através de um gerenciamento ativo, iniciar investimentos sequenciais para obtenção de informações, que poderiam reduzir as incertezas técnicas e econômicas do

projeto, ou seja, a informação possui um valor econômico e estratégico que pode mudar o rumo do projeto. Muitos gerentes acreditam que incertezas são um problema e deveriam ser evitadas. Se uma empresa está devidamente posicionada, ela poderia tirar vantagem das incertezas. A incerteza tem o lado bom e o lado ruim.

Portanto, uma opção real é o direito, mas não a obrigação, de empreender uma ação (por exemplo, diferir, expandir, contrair ou abandonar) a um custo pré-determinado que se denomina preço de exercício, por um período pré-estabelecido – a vida da opção. Uma oportunidade irreversível de investimento é parecida com uma opção de compra financeira.

De acordo com Trigeorgis (1995), os principais tipos de opção são:

- Opção de espera ou diferimento. Nenhum investimento é do tipo “agora ou nunca”. Pode-se aguardar por novas informações, antes de investir, adiando, assim, o início do projeto. Essa opção ocorre na maioria dos projetos em que haja a possibilidade de adiar o seu início. Ela é importante em indústrias de extração de recursos naturais, produtos de papel, fazendas etc.
- Opção de crescimento ou expansão. Pode-se pagar a opção de aumentar a capacidade de um projeto. É uma opção de compra americana. Está embutida em indústrias com geração de múltiplos produtos, de alta tecnologia e P&D. Essa opção pode também ter uma importância estratégica, especialmente se permitir à empresa capitalizar futuras oportunidades de crescimento.
- Opção de parada (e reinício) de operação. É uma opção natural do projeto. A decisão de parar a produção de uma fábrica é uma decisão de investimento. Se o fluxo de caixa da empresa ou do projeto não está sendo suficiente para cobrir o custo operacional, poderá ser melhor parar a produção de uma fábrica temporariamente, especialmente se os custos de parar e retornar são pequenos, esperando, assim, o melhor momento para reiniciar a operação.

- Opção de contração. Reduzir a dimensão de um projeto. Se as condições do mercado são desfavoráveis relativo às previstas anteriormente, a empresa pode operar abaixo da capacidade nominal ou até reduzir a capacidade, economizando parte do investimento. Esse tipo de opção é particularmente valorizado na introdução de um novo produto num mercado incerto.

- Opções de conversão. São opções de sair e entrar em um ramo de atividade, ou de fechar e reabrir uma fábrica. Por exemplo, equipamentos geradores para carga de pico, em geral turbinas alimentadas a gás, são ligados quando os preços da energia elétrica aumentam, e desligadas quando os preços da eletricidade diminuem.

- Opções de abandono. Se as condições de mercado declinam rapidamente, o gerente pode abandonar a operação corrente definitivamente e revender os equipamentos em um mercado de segunda mão. Esta opção tem importância em indústrias de capital intensivo, tais como aviação e ferrovias, serviços financeiros, introdução de novos produtos em mercados incertos etc.

- Opções corporativas de crescimento. Projetos na vida real sempre envolvem várias opções presentes em combinação. O valor das opções combinadas pode diferir da soma do valor das opções separadas. Apesar de um VPL negativo, investimentos em infra-estrutura, pesquisa e desenvolvimento, potenciais produtos secundários desenvolvidos durante a geração do produto principal, podem criar opções estratégicas para a empresa.

Para facilitar o entendimento das várias opções embutidas em um investimento de capital, é apresentado, a seguir, o exemplo proposto por Trigeorgis (1995). Uma grande companhia de petróleo possui o direito de um ano de iniciar a perfuração de uma área não desenvolvida, com potencial de reserva de petróleo. Inicialmente, o projeto requer certo custo de exploração, seguido por investimentos em infra-estrutura e construção de acessos.

Em seguida, pode-se ter que investir na construção de facilidades para o processo de perfuração. A extração do óleo poderá ser iniciada somente quando os primeiros investimentos forem completados, ou seja, o fluxo de caixa somente será gerado a partir do último investimento. Durante a construção, se as condições do mercado se deteriorarem, o gerenciamento poderá escolher interromper qualquer futuro investimento. O gerenciamento poderá também escolher reduzir a escala de operação, economizando uma parte do investimento restante, se o mercado estiver fraco. Ao contrário, a unidade poderá ter seu projeto ampliado se os preços do óleo sinalizarem uma elevação. A qualquer período do tempo de construção, o gerenciamento poderá salvar uma parte do investimento vendendo a planta ou os equipamentos, ou mesmo mudando o projeto para um uso alternativo. Uma refinaria de óleo associada ao empreendimento poderá ser projetada com fontes alternativas de energia para processar o óleo gerando uma variedade de produtos refinados. Esse tipo de projeto apresenta uma variedade de opções reais.

Algumas empresas obtêm suas opções de investimento como resultado de patentes ou propriedades de terrenos ou recursos naturais – opções naturais presentes no negócio. Mas, geralmente, elas surgem de conhecimento tecnológico, posição no mercado, reputação e escala que são criados ao longo do tempo possibilitando a empresa investir produtivamente enquanto outros indivíduos ou firmas não conseguem realizar. O mais importante é que tais opções de investir são valorizadas. O valor da empresa é atribuído substancialmente às opções presentes no negócio e à possibilidade de crescer no futuro em oposição ao capital que a empresa possui.

A flexibilidade possui sempre um valor positivo, mas a questão é saber se o preço que se paga por ela é justo ou não. É necessário reconhecer inicialmente que a técnica do FCD não consegue captar esta flexibilidade e detectar quando a utilização das opções reais pode alterar sensivelmente a resposta. Copeland e Antikarov (2002) ilustram bem esta situação resposta, pois, segundo estes autores, quando há muita incerteza e quando os executivos têm flexibilidade para reagir a ela, as opções reais são muito importantes. Se a rentabilidade do projeto é alta (alto VPL), a maioria das opções que oferecem flexibilidade terá pouca

probabilidade de ser exercida e, portanto, terá baixo valor relativo. Já, se o VPL for muito baixo, nenhuma opção salvará o projeto. Entretanto, para um VPL próximo de zero, o valor da flexibilidade poderá fazer uma grande diferença.

3.1 – TRATAMENTO MATEMÁTICO DA TÉCNICA DE OPÇÕES REAIS

Ao se aplicar a técnica de opções reais, o primeiro passo consiste na identificação das opções embutidas no projeto para, em seguida, escolher o modelo de valoração destas opções e se obter o valor justo do prêmio. A Figura 3.1 resume o processo de implementação e ferramentas para valorar uma opção.

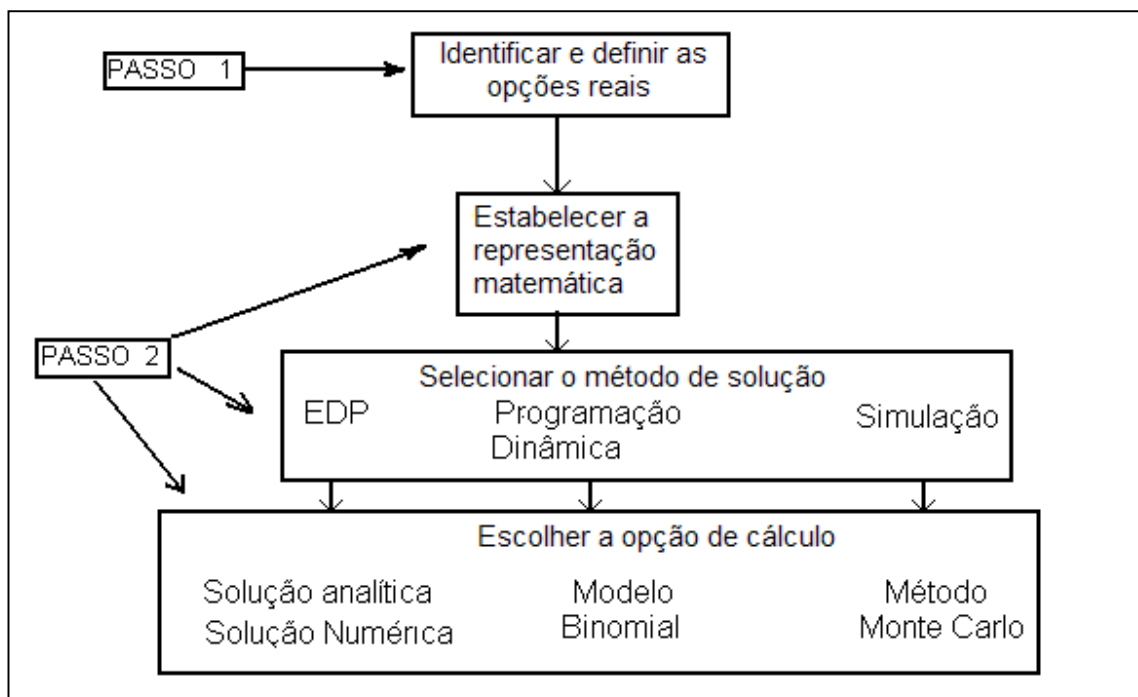


Figura 3.1 - Processo de implementação para análise de uma opção real (Amram e Kulatilaka, 1999).

Conforme se observa na Figura 3.1, existem três formas para o cálculo do valor das opções: (1) Resolução de equações diferenciais parciais – EDP, (2) Programação dinâmica, e (3)

Simulações mediante processo estocástico. Essas formas de soluções são explicados posteriormente, neste capítulo.

O valor de uma opção se relaciona com as variáveis definidas a seguir:

- Preço do ativo básico ou subjacente (S). Quanto maior o preço do ativo básico, maior será a opção de compra e menor a opção de venda. O ativo básico ou subjacente de uma opção financeira é um valor mobiliário como uma ação ordinária ou um título, enquanto no caso de opções reais, o ativo subjacente é algo tangível como, por exemplo, uma unidade de negócios, um equipamento ou um projeto.
- Preço do exercício (K). Quanto maior o preço de exercício, maior será o preço das opções de venda e menor o preço das opções de compra.
- Tempo de expiração (T). Representa o tempo entre a compra e a data de exercício da opção. Quanto maior for o tempo de expiração, maior será o valor tanto da opção de compra quanto da opção de venda.
- Volatilidade (σ). Mede o comportamento do ativo básico em relação ao mercado. Quanto maior a volatilidade, maior o valor de uma opção, visto que o comprador de uma opção perde, no máximo, o valor do prêmio pago pela opção, sendo os seus ganhos ilimitados.
- Taxa livre de risco (r_f). O aumento da taxa livre de risco implica em um aumento da opção de compra e uma redução da opção de venda, isto porque um aumento na taxa livre de risco tende a aumentar a taxa de crescimento das empresas.

- Dividendos (δ). Esses reduzem o preço do ativo básico na data de sua distribuição, tendo, portanto, o efeito de quanto maior for o pagamento de dividendos, maior será o preço da opção de venda e menor o preço da opção de compra.

A teoria das opções reais, assim como o VPL, foi motivada usando os conceitos do mercado financeiro. As diferenças entre uma opção financeira e uma opção real são apresentadas mostradas na Tabela III.1.

Tabela III.1 – Opção financeira x opção real

Opções financeiras	Opções reais
O ativo é do tipo financeiro: opção de compra e opção de venda	O ativo é real ou produtivo: projeto de P&D, equipamento, máquina, projeto de produção de um remédio
São de curto prazo de expiração (< 1 ano)	Podem ser até perpétuas
Preço de exercício certo	Preço de exercício pode ser incerto
Não existe o tempo de construção	Existe o tempo de construção

Segundo Lander e Pinches (1998) , a teoria das opções reais não está sendo amplamente utilizada na prática para a tomada de decisão de investimento pelos seguintes motivos:

- Os modelos usados atualmente não são bem conhecidos e entendidos pelos gerentes e técnicos. Além disso, gerentes, técnicos e até acadêmicos não possuem habilidades matemáticas para usar os modelos de maneira confortável e/ou confiável.

- Muitas premissas para a modelagem são geralmente violados na prática da teoria das opções reais.

- As informações requeridas para o tratamento matemático limita o escopo de aplicação.

De uma maneira geral, pode-se representar graficamente os resultados de um lançador e de um comprador de opções de compra e venda das seguintes formas:

a) Comprador de uma opção de compra.

O comprador de uma opção de compra aposta na elevação do preço do ativo base S .

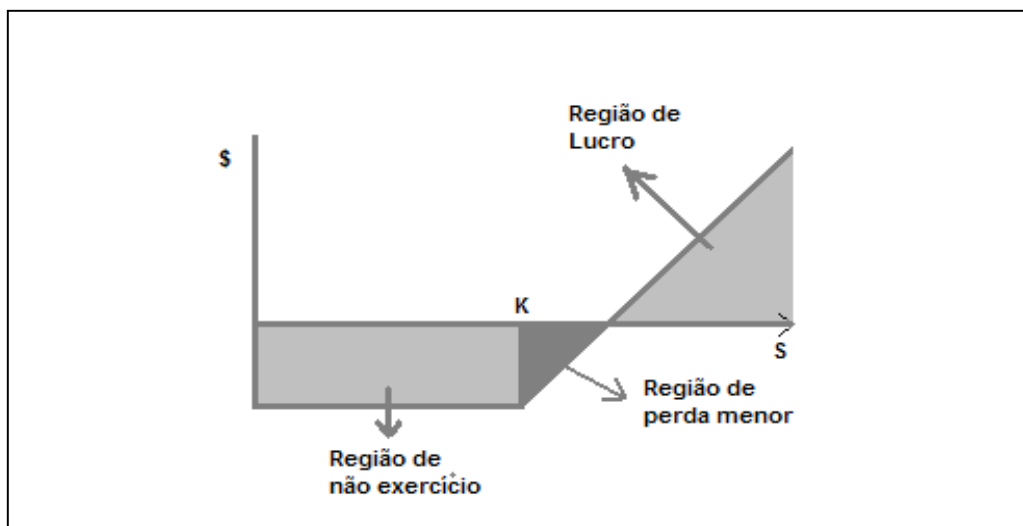


Figura 3.2 - Comprador de uma opção de compra.

b) Lançador de uma opção de compra.

O lançador de uma opção de compra aposta na queda do preço do ativo base S .

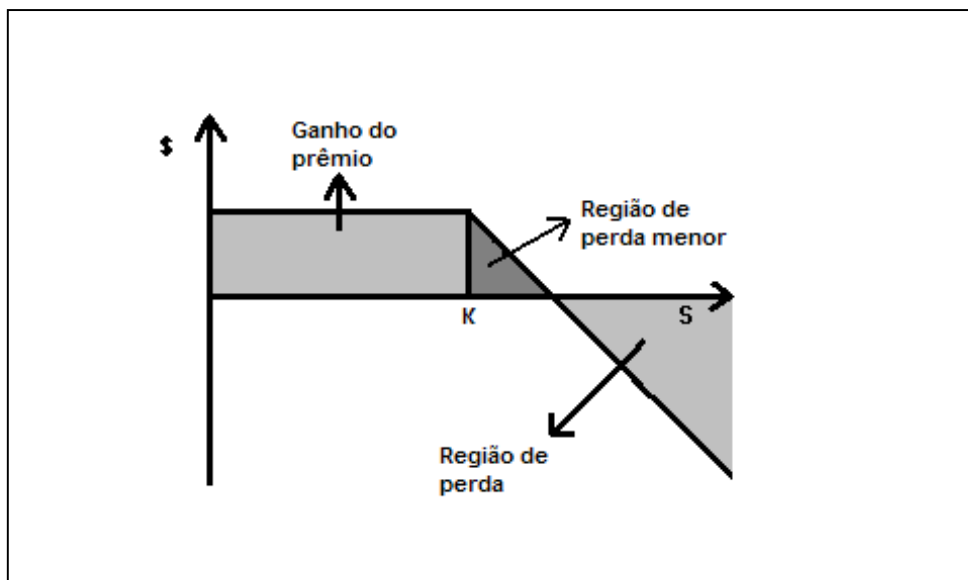


Figura 3.3 - Lançador de uma opção de compra.

c) Comprador de uma opção de venda.

O comprador de uma opção de venda aposta na queda do preço do ativo base S .

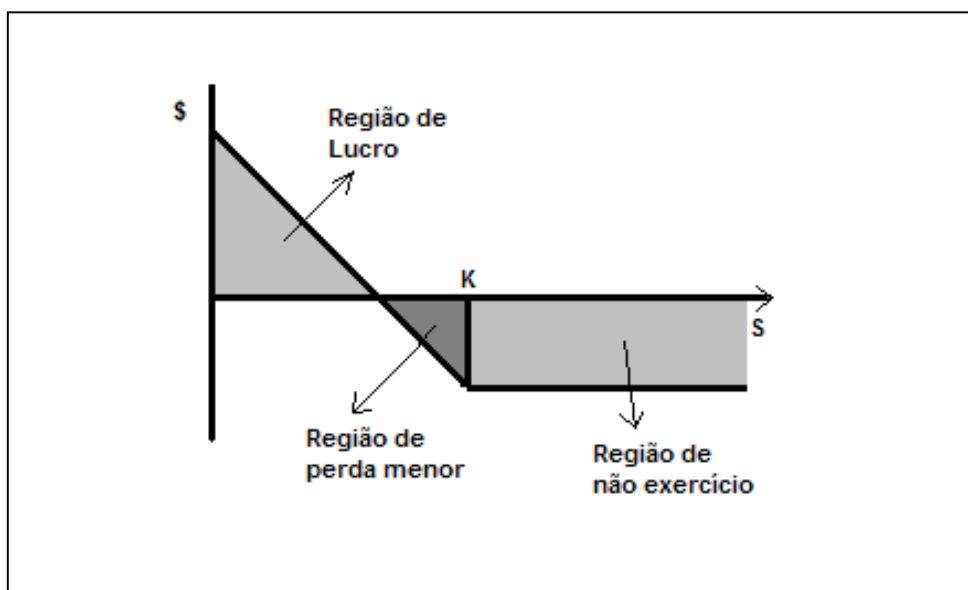


Figura 3.4 - Comprador de uma opção de venda.

d) Lançador de uma opção de venda.

O lançador de uma opção de venda não aposta na queda do preço do ativo base S .

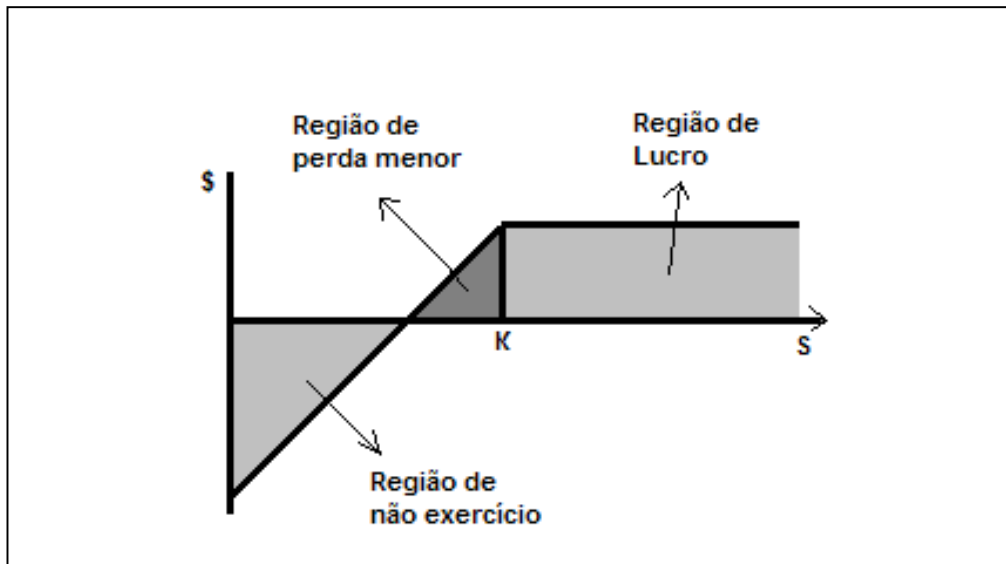


Figura 3.5. - Lançador de uma opção de venda.

3.1.1 – RESOLUÇÃO DE EQUAÇÕES DIFERENCIAIS PARCIAIS

Para o desenvolvimento de um modelo matemático que descreva o comportamento de investimentos mediante a teoria de opções reais, algumas hipóteses precisam ser estabelecidas:

- Não há custos de transação ou impostos.
- Qualquer ativo pode ser comprado ou vendido em qualquer quantidade, com seus preços seguindo processos estocásticos contínuo e estacionário.
- A ação objeto não rende dividendos durante o tempo de vida da opção.
- Existe um ativo livre de risco cuja taxa de retorno não varia com o tempo.
- A variância do retorno do ativo básico ou volatilidade é constante ao longo do tempo.

- A taxa de retorno do ativo básico obedece a uma distribuição *log-normal*.

Os principais modelos teóricos para a avaliação de opções reais são os modelos de Black e Scholes (1973) e Cox *et al.* (1979).

3.1.1.1 – SOLUÇÃO ANALÍTICA: MODELO DE BLACK E SCHOLES

O modelo matemático proposto por Black e Scholes (1973) para a avaliação de investimentos marcou uma nova era no mercado de opções, impulsionando o investimento em opções e estudos de derivativos.

A idéia central no desenvolvimento do modelo reside na adoção de um *portfolio* constituído de uma opção de compra européia, sendo que Δ unidades do ativo base constitui um *portfolio* livre de risco eliminado através de um mecanismo de *hedge* que reduz a exposição ao risco. Por exemplo, se o preço do ativo básico cai, o preço da opção de compra sobe, mantendo-se o valor do *portfolio*. O valor desse *portfolio* Π pode ser representado pela seguinte equação:

$$\Pi = -c + \Delta S \quad (3.2)$$

em que:

S = preço do ativo base, função do tempo, volatilidade e taxa de retorno esperada.

c = valor da opção de compra, função de S e tempo.

Δ = unidades do ativo base. Revela a parcela de uma ação protegida por uma opção.

Sendo Δ a variação no preço da opção pela variação no preço do ativo base, a Eq. (3.2) pode ser escrita na forma diferencial, dada por:

$$d\Pi = -dc + \frac{\partial c}{\partial S} dS \quad (3.3)$$

De acordo com Dixit e Pindyck (1994), o preço do ativo básico se comporta de acordo com a seguinte equação:

$$\frac{dS}{S} = \mu \cdot dt + \sigma \cdot dZ \quad (3.4)$$

em que:

μ = taxa de retorno média esperada do ativo base (constante ao longo do tempo).

σ = volatilidade (constante ao longo do tempo).

dZ = termo que representa um processo de Wiener padrão.

O processo estocástico ocorre quando uma variável pode assumir qualquer valor no tempo. Um tipo de processo estocástico muito simples e bastante usado em modelos de finanças é o processo de Wiener (Dixit e Pindyck, 1994), também chamado movimento Browniano, caracterizado por três propriedades. A primeira é ser um processo de Markov, onde o passado não conta, sendo que todas as informações do preço do ativo estão contidas no seu preço corrente. A segunda é ter incrementos independentes, ou seja, qualquer variação ΔS no preço é independente da ocorrida em outro momento. A terceira é que as variações de distribuição do ativo S têm distribuição normal com variância proporcional ao intervalo de tempo ocorrido.

Matematicamente, em tempo contínuo, o processo de Wiener pode ser descrito como:

$$dz = \varepsilon_t \sqrt{dt} \quad (3.5)$$

em que:

z = caracterização de um processo de Wiener.

ε_t = variável aleatória de distribuição normal, valor esperado 0 e variância 1.

dt = variação infinitesimal de tempo.

A Eq. (3.5) mostra que variações na variável z em um certo intervalo de tempo dt são dadas pela multiplicação da raiz de dt por ε_t , que é uma retirada aleatória de uma distribuição normal padronizada.

Dada as características de ε_t , de acordo com a Eq. (3.5), verifica-se que o valor esperado da variação de z é zero e sua variância é proporcional ao intervalo de tempo da variação, matematicamente representado por:

$$\begin{aligned} E(dz) &= 0 \\ \text{Var}(dz) &= dt \end{aligned}$$

O processo de Wiener tem distribuição normal com média 0. Pode-se generalizar o processo acrescentando uma variável μ para tendência e outra σ para a variância. Pode-se, portanto, escrever matematicamente um movimento Browniano com tendência através da seguinte equação:

$$dS = \mu \cdot dt + \sigma \cdot dZ \quad (3.6)$$

Segundo a Eq. (3.4), o preço do ativo básico é função de duas parcelas: a primeira representa uma média histórica de crescimento do ativo S , que é a contribuição determinística da equação, e a segunda representa a contribuição probabilística da variação de S .

A Eq. (3.4) pode ser expandida utilizando-se o lema de Itô, desenvolvido para o cálculo estocástico. Este lema é utilizado no cálculo estocástico, assim como a série de Taylor se aplica no cálculo ordinário, e será explicado a seguir.

Seja x uma função de t e z dada por:

$$dx = a(x,t)dt + b(x,t)dz$$

De acordo com o lema de Itô (Dixit e Pindyck, 1994), para esta expressão:

$$dc = \left[a(x,t) \frac{\partial c}{\partial x} + \frac{\partial c}{\partial t} + \frac{b^2(x,t)}{2} \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \right] dt + b(x,t) \frac{\partial c}{\partial x} dz$$

Assim, aplicando o lema de Itô na Eq. (3.4), tem-se:

$$dc = \left[\mu \cdot S \cdot \frac{\partial c}{\partial S} + \frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\sigma^2 \cdot S^2}{2} \frac{\partial^2 c}{\partial S^2} \right] dt + \sigma \cdot S \cdot \frac{\partial c}{\partial S} dz \quad (3.7)$$

Substituindo a Eq. (3.7) em (3.3), obtém-se, após algum algebrismo:

$$d\Pi = -\left[\frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\sigma^2 \cdot S^2}{2} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial S^2}\right] dt \quad (3.8)$$

Logo, de acordo com a Eq. (3.8), a variação no valor do *portfolio* livre de risco, depende somente do tempo e do preço do ativo básico, uma vez que foi eliminado o termo aleatório dz . O *portfolio* livre de risco deverá render, pelo menos, a taxa livre de risco, taxa esta observável no mercado. Nesse caso, a variação do *portfolio* Π é dada por:

$$d\Pi = r_f \cdot \Pi \cdot dt \quad (3.9)$$

Substituindo as Eqs. (3.3) e (3.9) na Eq. (3.8), obtém-se a equação de Black-Scholes (1973), na forma diferencial:

$$\frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\sigma^2 S^2}{2} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial S^2} + r_f \cdot S \cdot \frac{\partial c}{\partial S} - r_f \cdot c = 0 \quad (3.10)$$

É importante observar que a equação de Black-Scholes não traz o termo do retorno médio esperado μ , mas somente a volatilidade do ativo básico σ .

A resolução da equação diferencial parcial (3.10) para uma opção de compra c obedece as seguintes condições:

(1) Condição inicial

$c(S, t) = \text{máximo}(0, S - K)$ em $t = T$, ou seja, no tempo de exercício T , o valor da opção ou vale 0 (virou pó) ou vale a diferença entre o preço do ativo básico e o preço de exercício K .

(2) Condições de contorno

Se $S = 0$, $c = 0$ para qualquer $t \leq T$

Se $S \rightarrow \infty$, $c \rightarrow S$

A solução analítica da Eq. (3.10) foi obtida por Black e Scholes (1973), mediante o método de substituição de variáveis. Para tal, a seguinte variável foi proposta pelos autores:

$$c = e^{r_f(t-T)} y \left[\frac{2}{\sigma^2} \left(r_f - \frac{\sigma^2}{2} \right) \left[\ln \left(\frac{S}{c} \right) - \left(r_f - \frac{\sigma^2}{2} \right) (t-T) \right] - \frac{2}{\sigma^2} \left(r_f - \frac{\sigma^2}{2} \right)^2 (t-T) \right] \quad (3.11)$$

que substituída na Eq. (3.10) leva à equação diferencial parcial de segunda ordem:

$$\frac{\partial y}{\partial t} = \frac{\partial^2 y}{\partial S^2} \quad (3.12)$$

dada pelas seguintes condições de contorno:

$$y(w,0) = 0 \text{ para } u < 0 \quad (3.13a)$$

$$y(w,0) = K \left[e^{\frac{u \cdot \sigma^2}{2} / \left(r_f - \frac{\sigma^2}{2} \right)} - 1 \right], \text{ para } u \geq 0 \quad (3.13b)$$

A equação diferencial (3.12) é similar à equação que descreve o comportamento de difusão em regime não estacionário na área de transferência de calor, tendo sido resolvida por Churchill (1963). A solução analítica da Eq. (3.12) para as condições de contorno acima especificadas é a seguinte:

$$y = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{\frac{-u}{2S}}^{\infty} K \left[e^{\frac{(u+q\sqrt{2S})\sigma^2}{2} / \left(r_f - \frac{\sigma^2}{2} \right)} - 1 \right] e^{\frac{-q^2}{2}} dq \quad (3.14)$$

Substituindo a Eq. (3.14) na Eq. (3.11) e simplificando, obtém-se a solução final dada por:

$$c = S.N(d_1) - K.e^{r_f.(T-t)}.N(d_2) \quad (3.15)$$

onde:

$$d_1 = \frac{\ln \left(\frac{S}{K} \right) + \left(r_f + \frac{\sigma^2}{2} \right) (T-t)}{\sigma \sqrt{(T-t)}} \quad (3.16a)$$

$$d_2 = d_1 - \sigma \sqrt{T-t} \quad (3.16b)$$

A função $N(d)$ representa o valor da função de distribuição normal cumulativa calculada no valor de d , que pode ser representada graficamente da seguinte forma, mostrada esquematicamente na Figura 3.6.

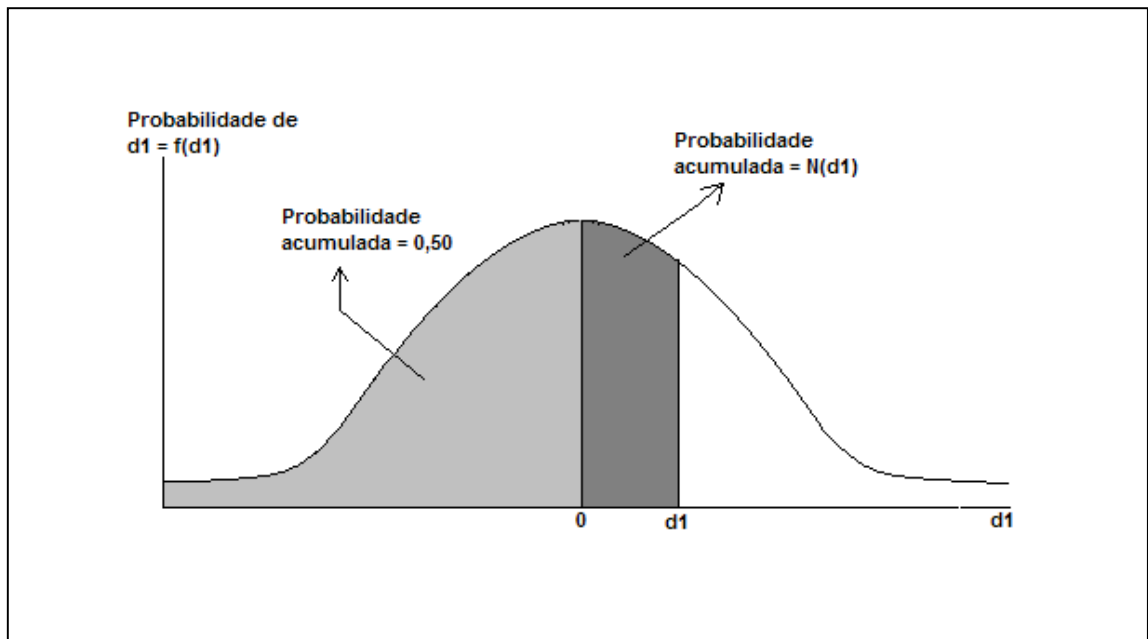


Figura 3.6 - Representação da função normal $N(d)$.

O valor da função cumulativa pode ser obtido através de planilhas eletrônicas ou tabelas, e representa a área sob a curva indicada da Figura 3.6.

$$N(d_1) = \int_{-\infty}^{d_1} f(d_1) = \int_{-\infty}^0 f(d_1) + \int_0^{d_1} f(d_1) = 0,5 + \int_0^{d_1} f(d_1) \quad (3.17)$$

A equação de Black-Scholes pode ser interpretada da seguinte forma: o primeiro termo $S.N(d_1)$ mede o valor do ativo básico S multiplicado pela probabilidade desse ativo ser maior que o preço do exercício na data de expiração, enquanto que o segundo termo $K.e^{r_f.(T-t)}.N(d_2)$ mede o valor presente do preço de exercício K multiplicado pela probabilidade neutra ao risco de S ser maior que K .

Para uma opção de venda, visando sempre o lucro, tem se que:

$$p = K.e^{r_f.(T-t)}.N(-d_2) - S.N(-d_1) \quad (3.18)$$

A Eq. (3.18) é apenas uma interpretação dos termos da expressão analítica de Black-Scholes. Como discutido para a opção de compra, em uma opção de venda, visando sempre o lucro, o termo $K.e^{r_f.(T-t)}.N(d_2)$ mede o valor de K vezes a probabilidade isenta de risco de S ser maior que K, enquanto que o segundo termo $S.N(d_1)$ mede o valor do ativo S multiplicado pela probabilidade desse ativo ser maior que o preço de exercício na data de expiração. Através da Tabela III.2, observa-se a influência dos fatores nas opções de compra e venda.

Tabela III.2 – Influência dos fatores nas opções de compra e venda.

Fator	Efeito na opção de compra	Efeito na opção de venda
Aumento no preço do ativo básico (S)	Aumenta	Diminui
Aumento no preço de exercício (K)	Diminui	Aumenta
Aumento da volatilidade (σ)	Aumenta	Aumenta
Aumento do tempo de expiração (T)	Aumenta	Aumenta
Aumento da taxa livre de risco (r_f)	Aumenta	Diminui
Aumento nos dividendos (δ).	Diminui	Aumenta

O modelo de Black-Scholes foi testado empiricamente no apuração de vários tipos de opções financeiras, tendo apresentado bons resultados. É importante lembrar as diversas hipóteses estabelecidas no modelo para a sua utilização em opções reais, principalmente a que trata de um apuração de opção de compra ou venda do tipo europeia, o que não é a realidade das opções reais, pois tipicamente se pode realizar o exercício em qualquer tempo. Geralmente as opções financeiras são de curto prazo (< 1 ano), enquanto as opções reais podem ser até perpétuas.

Note que na Eq. (3.15) não há o termo do retorno esperado (μ) influenciando no valor da opção de compra c . Isso mostra que o valor da opção independe da média histórica da taxa de retorno do ativo, sendo dependente somente da volatilidade σ do ativo.

A derivada parcial do preço da opção c em relação ao preço do ativo básico S dada pela Eq. (3.17) é de particular importância pois fornece a variação do preço da opção pela variação do preço do ativo base, denominada anteriormente na Eq. (3.2) por Δ , que é a fração do ativo protegido pela opção de compra. Matematicamente, tem-se:

$$\frac{\partial c}{\partial S} = \Delta = N(d_1) \quad (3.19)$$

A derivada segunda do preço da opção é denominada *gama-hedging* e mede a aceleração ou a sensibilidade momentânea de Δ .

$$\Gamma = \frac{N'(d_1)}{\sigma \cdot S \cdot \sqrt{T-t}} \quad (3.20a)$$

em que:

$$N'(d_1) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \cdot e^{-\frac{d_1^2}{2}} \quad (3.20b)$$

Como citado por Copeland e Antikarov (2002), a maioria das decisões de investimento em ativos básicos não financeiros envolve opções compostas que progridem em fases e o preço de exercício pode ser incerto. Em geral, há várias fontes de incerteza correlacionadas, o que limita muito a utilização da equação de Black-Scholes.

A equação de Black-Scholes, versão com dividendos desenvolvida por Merton (1973) para uma opção de compra europeia, é dada pela Eq. (3.21), resultado da resolução de uma equação diferencial parcial, como feito por Black-Scholes.

$$c = S \cdot e^{-\delta(T-t)} N(h) - K \cdot e^{-r_f(T-t)} N\left(h - \sigma \sqrt{T-t}\right) \quad (3.21)$$

$$\text{sendo: } h = \left[\ln\left(\frac{S}{K}\right) + \left(r_f - \delta + \frac{\sigma^2}{2}\right)(T-t) \right] \frac{1}{\sigma\sqrt{(T-t)}};$$

onde δ é a taxa de distribuição de dividendos do ativo básico, como percentagem do preço do ativo básico S . Para o caso sem dividendos, $\delta = 0$

3.1.1.2 – SOLUÇÃO NUMÉRICA: MÉTODO DAS DIFERENÇAS FINITAS

Tendo em vista as limitações de aplicação da solução analítica do modelo de Black e Scholes (1973), a resolução do modelo para englobar situações mais realistas deve ser feita na forma numérica. A resolução numérica do modelo de Black e Scholes foi proposta por Schwartz (1977), utilizando-se o método das diferenças finitas. De acordo com este método, a equação diferencial é discretizada em um conjunto de equações de diferença que são resolvidas iterativamente, estando sujeitas a condições de contorno específicas.

Pelo método das diferenças finitas explícito, as derivadas são aproximadas por:

$$\frac{\partial c}{\partial S} = \frac{c_{i+1,j+1} - c_{i+1,j-1}}{2\Delta S} \quad (3.22)$$

$$\frac{\partial^2 c}{\partial S^2} = \frac{c_{i+1,j+1} + c_{i+1,j-1} - 2c_{i+1,j}}{\Delta S^2} \quad (3.23)$$

$$\frac{\partial c}{\partial t} = \frac{c_{i+1,j} - c_{ij}}{\Delta t} \quad (3.24)$$

e aplicando o método das diferenças finitas, o seguinte sistema de equações algébricas é obtido (Schwartz, 1977):

$$c_{ij} = a_j c_{i+1,j-1} + b_j c_{i+1,j} + c_j c_{i+1,j+1} \quad (3.25)$$

em que $i = 1, 2, 3, \dots, n$ e $j = 0, 1, 2, 3, \dots, m$. Os parâmetros n e m representam o número de intervalos de integração para t e s , respectivamente.

$$a_j = \frac{1}{1 + r_f \Delta t} \left(-\frac{1}{2} r_f j \Delta t + \frac{1}{2} \sigma^2 j^2 \Delta t \right) \quad (3.26a)$$

$$b_j = \frac{1}{1 + r_f \Delta t} (1 - \sigma^2 j^2 \Delta t) \quad (3.26b)$$

$$c_j = \frac{1}{1 + r_f \Delta t} \left(\frac{1}{2} r_f j \Delta t + \frac{1}{2} \sigma^2 j^2 \Delta t \right) \quad (3.26c)$$

A Eq. (3.25) é resolvida iterativamente partindo-se de $t = T$, dada pela condição inicial do problema, enquanto os valores de C_{ij} são calculados de forma recursiva.

O tempo de expiração T é dividido em n intervalos com $\Delta t = T/n$, ao passo que o preço do ativo básico S é suposto variar entre 0 e um valor máximo $S_{\text{máx}}$. O espaço para a variação de S é dividido em m intervalos. Com isso, tem-se uma matriz de dimensões $m+1$ linhas e $n+1$ colunas de possíveis preços para a opção, sendo que o preço corrente da opção será o da data inicial na linha m . Assim, partindo-se da equação de Black-Scholes (1973), Eq. (3.10):

$$\frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\sigma^2}{2} \cdot S^2 \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial S^2} + r_f \cdot S \cdot \frac{\partial c}{\partial S} - r_f \cdot c = 0 \quad (3.10)$$

dada pelas seguintes condições de contorno:

$$c(S, T) = \text{Max} \{S - K, 0\}.$$

$$c(0, t) = 0 \rightarrow \text{o valor da opção é zero para um ativo que vale zero.}$$

$$c(S_{\text{máx}}, t) = S_{\text{máx}} - K \rightarrow \text{o valor vale seu valor intrínseco a partir de um certo preço o ativo objeto.}$$

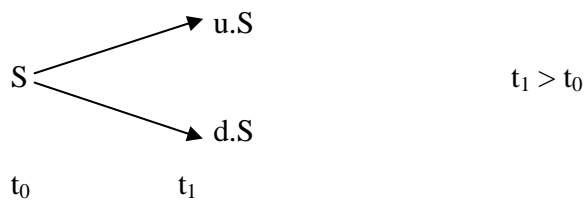
A solução numérica do modelo de Black-Scholes se aproxima da solução analítica, Eq. (3.15), com o aumento no número de intervalos de integração, ou seja, quando $n \rightarrow \infty$ e $m \rightarrow \infty$. O número de intervalos de integração deve ser investigado a priori, uma vez que intervalos muito grandes podem levar à oscilações no comportamento da solução numérica obtida, ou mesmo na não-convergência para uma solução.

Como alternativa, pode-se utilizar o método de diferenças finitas implícito, o que elimina o problema de convergência da solução mas, por outro lado, torna um pouco mais trabalhosa

a obtenção da equação discretizada a ser resolvida. Neste caso, a solução não mais será obtida de forma recursiva, mas sim através da resolução numérica de um sistema de equações algébricas.

3.1.2 – MODELO BINOMIAL

Uma outra metodologia utilizada na precificação de opções foi desenvolvido por Cox *et al.* (1979) e é denominado “Modelo Binomial”. Esta metodologia supõe que o preço do ativo básico segue um processo binomial multiplicativo, em períodos discretos, representado por nós. O cálculo dos valores da opção pelo método binomial é basicamente um processo de resolução de árvores de decisão, ou seja, calcula-se o valor presente pelo cenário futuro analisando cada ponto de decisão, para se determinar a ação ótima nestes pontos. A cada intervalo de tempo, o preço do ativo subjacente S poderá assumir apenas dois valores, um de $u.S$ no cenário de subida e outro de diminuição $d.S$ no cenário de descida. A representação do primeiro período (t_1) é dada por:

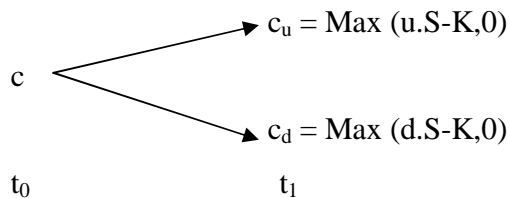


em que:

u = fator de subida do ativo S , que é função da volatilidade e do retorno do ativo S .

d = fator de descida do ativo S , que é função da volatilidade e do retorno do ativo S .

O valor da opção de compra c , com preço de exercício K e vencimento no primeiro período será, então:



Da mesma forma que no modelo de Black-Scholes, o *portfolio* constituído de uma opção de compra e de Δ unidades do ativo base deverá oferecer um retorno livre de risco. Para isso, o valor do *portfolio* no instante t_1 deverá ser o mesmo para o cenário de descida ou subida, ou seja:

$$u.\Delta.S - c_u = d.\Delta.S - c_d$$

Logo, obtém-se:

$$\Delta = \frac{c_u - c_d}{(u - d)S} \quad (3.27)$$

que representa a variação no valor da opção pela variação do ativo básico, similar ao método de Black-Scholes.

O custo do *portfolio* no momento t_0 é dado por $S.\Delta - c$. O valor de descida ou subida do ativo básico em t_1 , atualizado para o momento t_0 , deverá ter o mesmo valor do *portfolio*. Trazendo o valor de subida para o momento t_0 a uma taxa livre de risco r_f , tem-se:

$$S.\Delta - c = (S.u.\Delta - c_u).e^{-r_f T} \quad (3.28)$$

onde T é a diferença entre t_1 e t_0 .

Substituindo-se na Eq. (3.28) a expressão para o Δ encontrado na Eq. (3.27),

$$c = \left[\left(\frac{e^{-r_f T} - d}{u - d} \right) c_u + \left(\frac{u - e^{-r_f T}}{u - d} \right) c_d \right] / e^{-r_f T} \quad (3.29)$$

No momento t_1 o ativo S, considerando uma taxa livre de risco r_f , será de $S.e^{r_f T}$. Sendo p a probabilidade fictícia de subida do ativo S, (1-p) será a probabilidade de descida do ativo S. Para uma carteira livre de risco, no momento t_1 , tem-se:

$$S.e^{r_f T} = pSu + (1-p)Sd \quad (3.30)$$

Portanto, a probabilidade neutra ao risco será:

$$p = \frac{e^{r_f T} - d}{u - d} \quad (3.31)$$

$$e \quad 1 - p = \frac{u - e^{r_f T}}{u - d} \quad (3.32)$$

Substituindo as Eqs. (3.31) e (3.32) na Eq.(3.29), tem-se:

$$c = e^{-r_f T} [pc_u + (1-p)c_d] \quad (3.33)$$

Para a modelagem do comportamento do preço do ativo em um número maior de períodos, o percentual de alta e baixa do ativo pode ser obtido através de sua volatilidade, conforme proposto por Cox *et al.* (1979), é dado pelas seguintes expressões:

$$u = e^{\sigma \sqrt{\frac{t}{n}}} \quad (3.34)$$

$$d = e^{-\sigma \sqrt{\frac{t}{n}}} \quad (3.35)$$

em que, σ é a medida de volatilidade do ativo objeto, t é o tempo de vida da opção e n é o número de intervalos em que se faz o ativo objeto se movimentar. Neste modelo, considerou-se $u = d$ simétricos.

A Figura 3.7 ilustra os movimentos do ativo objeto S e da opção de compra c para quatro intervalos de tempo diferentes.

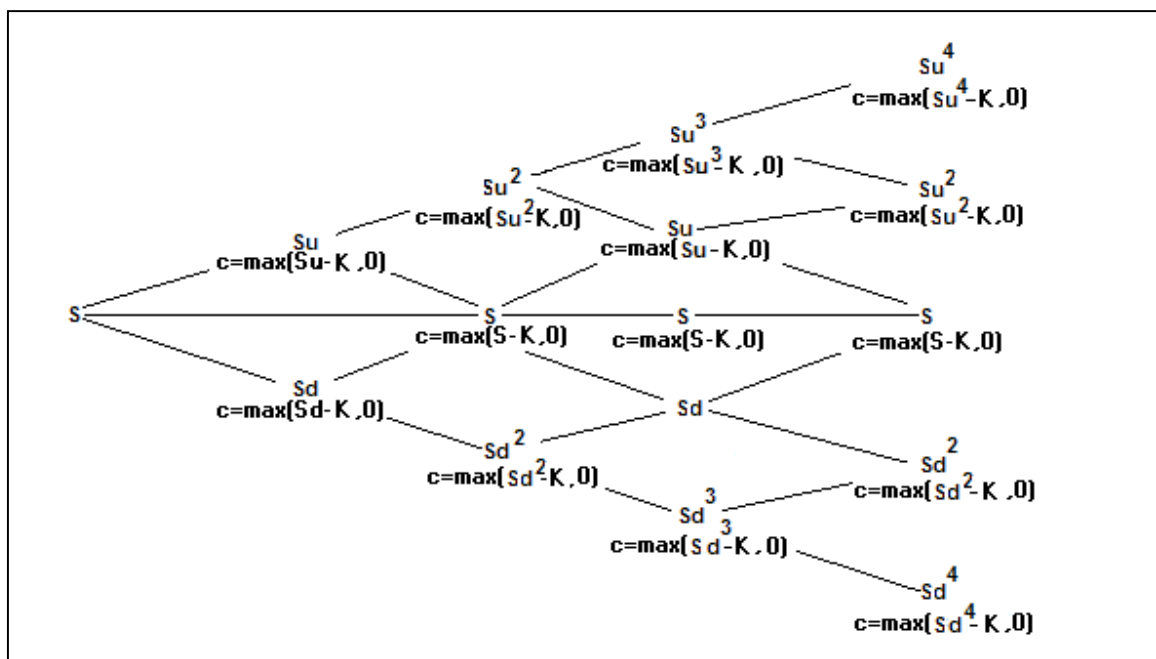


Figura 3.7 - Estrutura do modelo binomial considerando quatro intervalos de tempo.

O modelo Binomial pode facilmente ser modelado em uma planilha eletrônica e tem como vantagem a possibilidade de precificar opções do tipo americana, visto que é possível avaliar a opção a cada período de tempo considerado.

3.1.3 – MÉTODO DE SIMULAÇÃO DE MONTE CARLO

O método de Monte Carlo é uma técnica de simulação estocástica que permite avaliar a dispersão esperada dos indicadores econômicos do projeto de investimento. O método baseia-se na geração de números aleatórios, obtidos a partir de curvas de probabilidades das variáveis do projeto, com base nas quais se efetuam experimentos e se produzem distribuições de probabilidade dos indicadores econômicos. A aplicação do método de Monte Carlo consiste em:

- Identificar as variáveis relevantes, ou seja, aquelas que causam maior impacto nos indicadores econômicos do projeto.
- Avaliar a existência de correlações entre as variáveis relevantes do projeto e quantificá-las.
- Estimar as distribuições de probabilidade para cada variável relevante (investimento, custo da matéria-prima, preço de venda, custo operacional etc.).
- Selecionar e combinar os valores para as diversas variáveis relevantes do projeto.
- Calcular os indicadores econômicos.
- Repetir o processo várias vezes, de modo a gerar a função de probabilidade do indicador econômico do projeto.

O método foi utilizado pela primeira vez por Boyle (1977), para o cálculo de valor de opção, sendo conduzido simulando-se milhares de possíveis valores da opção c , variando-se aleatoriamente os valores das variáveis independentes. É necessário uma grande quantidade de números gerados aleatoriamente para se ter uma precificação com boa precisão, o que é feito mediante o uso de computadores.

A simulação apenas descreve o risco em forma de distribuição de probabilidade, o que permite verificar o potencial de perda e de ganho do projeto. A simulação não otimiza a ação gerencial quando há incertezas. Para a análise de opções reais, o método de Monte Carlo gera a curva de distribuição do VPL. A partir desta, estima-se a volatilidade do projeto, permitindo, assim, a construção da árvore de eventos, que apresenta o conjunto que o ativo subjacente sujeito a risco, que no caso de um fluxo de caixa é o VPL, pode assumir ao longo do tempo.

Na Figura 3.8 é apresentada uma curva de distribuição de probabilidade gerada a partir de uma simulação de Monte Carlo. A curva foi gerada utilizando o software Crystal Ball versão 5.5.

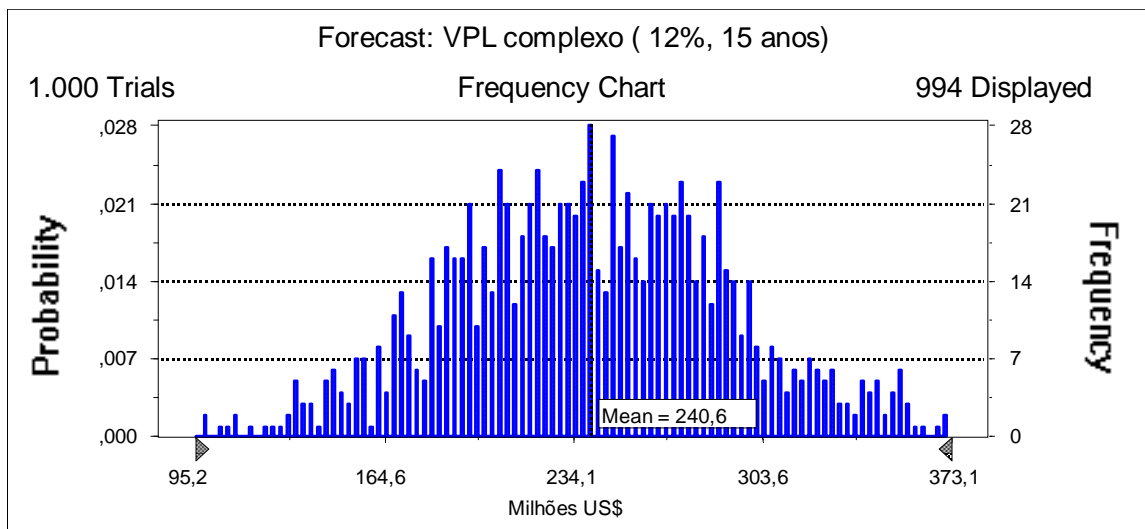


Figura 3.8 – Curva de distribuição de probabilidade gerada a partir de simulação de Monte Carlo.

4 – PRODUÇÃO DE PROPENO E POLIPROPILENO E SUAS APLICAÇÕES

4.1 – PRODUÇÃO DE GLP NA REGAP

O propeno produzido nas refinarias de petróleo é oriundo das Unidades de Craqueamento Catalítico Fluido e Coqueamento Retardado. Esse componente, após ser produzido nessas Unidades, encontra-se incorporado na corrente de Gás Liquefeito de Petróleo (GLP), também conhecido como gás de cozinha. É importante salientar que o GLP constitui um dos produtos mais importantes das Unidades citadas para fins combustíveis. Um esquema da produção de GLP na REGAP é mostrado na Figura 4.1.

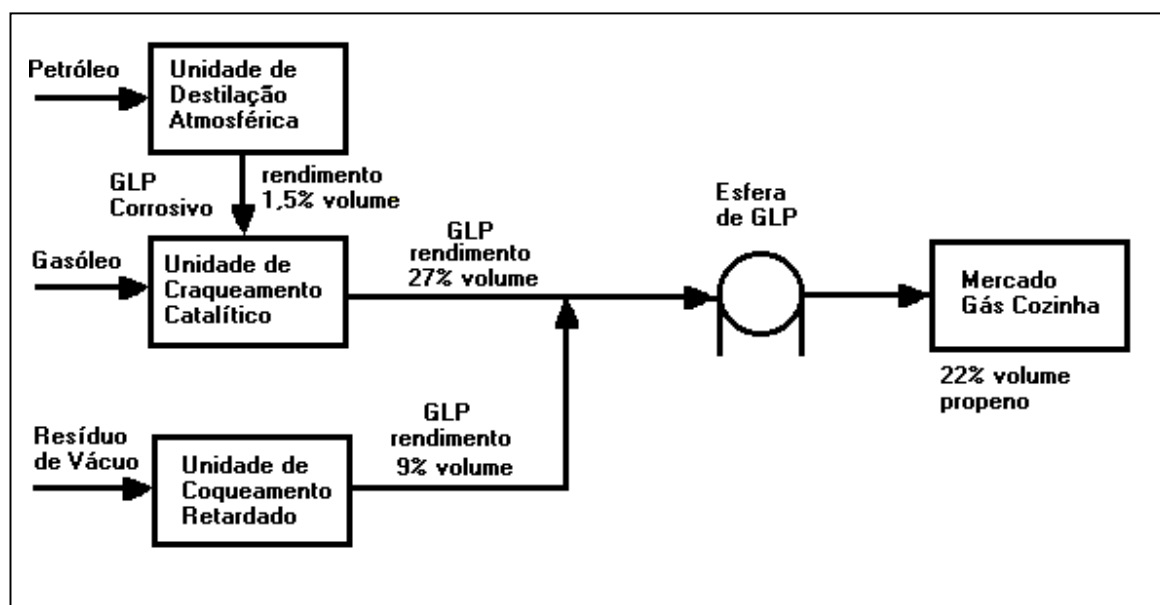


Figura 4.1 - Esquema de Produção de GLP na REGAP.

A REGAP possui duas Unidades de Craqueamento Catalítico e uma Unidade de Coqueamento Retardado, ambas produtoras de GLP. Conforme se observa na Figura 4.1, os rendimentos de GLP comumente obtidos nas Unidades de Craqueamento Catalítico e Coqueamento Retardado são de 27% e 9% em volume, respectivamente. Os teores típicos de propeno contidos no GLP produzidos por essas unidades são, respectivamente, de 24% e

12% em peso. Além dessas unidades, a REGAP possui ainda duas Unidades de Destilação Atmosférica, com rendimento em torno de 1,5% em volume de GLP, isento de propeno. Este produto é denominado de GLP corrosivo, sendo enviado para as Unidades de Craqueamento Catalítico para tratamento. Assim, todo o GLP produzido na REGAP, com composição típica apresentada na Tabela I.1, é enviado para as esferas de armazenamento.

Atualmente, existe na REGAP uma proposta para a produção de propeno que demanda um investimento na implantação de uma Unidade Separadora de Propeno, tendo como alimentação ou matéria-prima, o GLP armazenado nas esferas. Além disso, existe a possibilidade de implantação de uma Unidade de Produção de Polipropileno a partir do propeno gerado. O esquema dessas unidades pode ser visto na Figura 4.2.

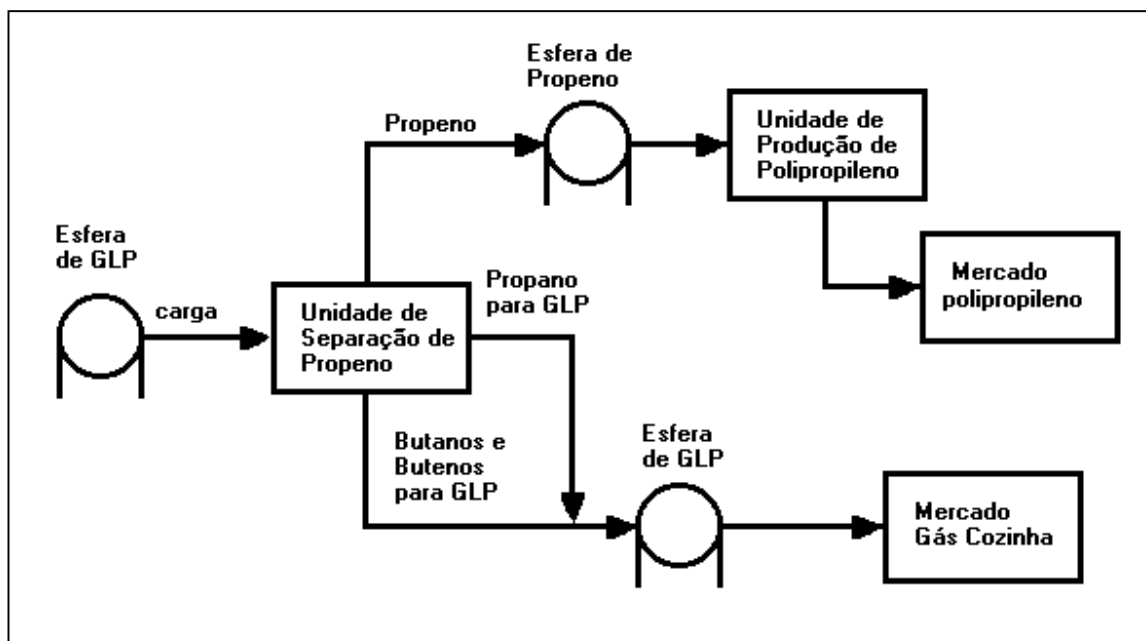


Figura 4.2 - Esquema proposto para produção de propeno e polipropileno na REGAP.

O investimento na Unidade de Separação de Propeno seria efetuado exclusivamente pela Petrobras. No entanto, o investimento na Unidade de Produção de Polipropileno poderia ser feito integralmente pela Petrobras ou por outra empresa, ou ainda em regime de parceria

com empresas que operem no mercado de polímeros. Uma descrição dos principais processos empregados atualmente na produção industrial de polipropileno é apresentada no Apêndice A.

4.2 – DESCRIÇÃO DA UNIDADE DE SEPARAÇÃO DE PROPENO PROPOSTA PARA A REGAP

O projeto da Unidade de Separação de Propeno (USP) foi elaborado no Centro de Pesquisas da Petrobras (CENPES), comprovado centro detentor da tecnologia para diversos processos na área de exploração, produção e refino de petróleo, além de petroquímica. No Brasil, podem ser citadas as seguintes refinarias que contam com Unidades de Separação de Propeno com projetos desenvolvidos pelo CENPES: Refinaria Duque de Caxias (REDUC), no Rio de Janeiro, Refinaria Landolfo Alves de Mataripe (RLAM), na Bahia e Refinaria de Capuava (RECAP), em São Paulo. A tecnologia licenciada pelo CENPES já é considerada madura, com baixo risco tecnológico. O fluxograma de processo da Unidade de Separação de Propeno proposta para a REGAP é apresentado na Figura 4.3.

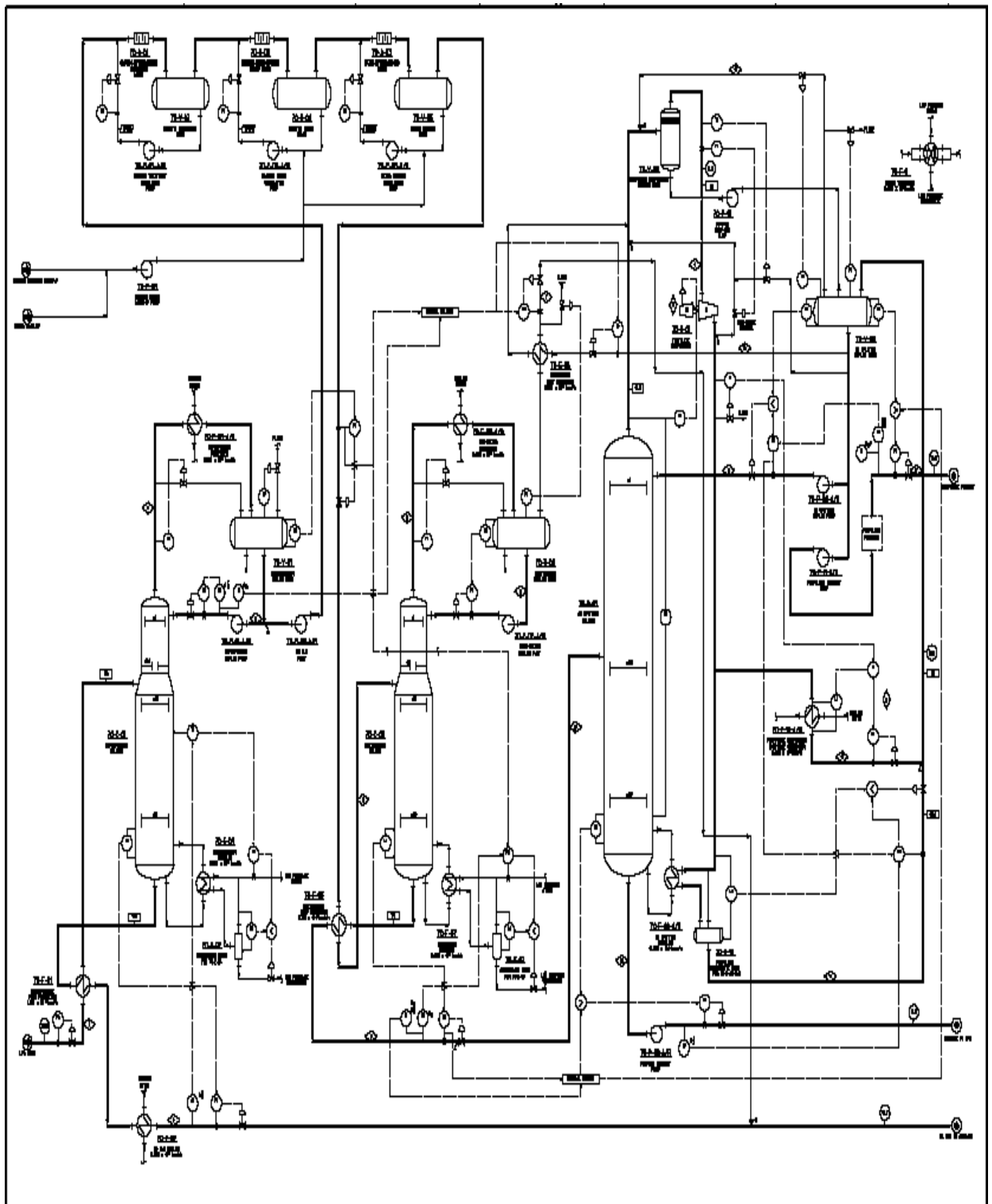


Figura 4.3 – Fluxograma de processo simplificado da Unidade de Separação de Propeno.

A Unidade de Separação de Propeno consiste de quatro diferentes seções de destilação: despropanização, deetanização e separação de propano/propeno, além de uma seção de tratamento cáustico.

O GLP proveniente da esfera de carga, com composição mostrada na Tabela I.1, é preaquecido no permutador de calor 70-E-01 e enviado para a torre despropanizadora 70-C-01. Na torre 70-C-01, o GLP é separado em duas correntes: (1) a corrente de fundo, denominada de corte C4, constituída principalmente de iso-buteno, 1-buteno, cis-2-buteno, iso-butano e n-butano que, após preaquecer a carga de GLP no permutador de calor 70-E-01, é resfriado no 70-E-02 e enviado para esfera de GLP, e (2) a corrente de topo, denominada corte C3, constituída principalmente de etano, propano e propeno.

O controle da coluna despropanizadora é feito de maneira tradicional. A temperatura da coluna é controlada pela admissão de vapor no refeedor de fundo, 70-E-04, e a pressão da coluna é controlada por um desvio do gás quente dos condensadores de topo 70-E-03 A/B.

O teor máximo da soma de isobuteno, 1-buteno, cis-2-buteno e demais hidrocarbonetos pesados no corte C3 deverá ser de 0,1% molar. Este controle é feito através da análise do líquido de refluxo do topo com alteração na vazão de refluxo. Quanto maior a vazão de refluxo, melhor a separação e conseqüentemente menor a concentração de hidrocarbonetos pesados (C4+) na corrente de topo. As bombas de refluxo são as 70-P-01 A/B. O corte C4 tem sua especificação máxima controlada em 1% molar de propeno e demais hidrocarbonetos mais leves (C3-). O controle desta concentração máxima é feito através de alteração na temperatura da coluna, a partir do resultado de um analisador em linha instalado na corrente de fundo (corte C4). O corte C4 é enviado para armazenamento como GLP.

Através das bombas 70-P-02 A/B, o corte C3 de topo é enviado para a seção de tratamento cáustico, onde serão removidas as impurezas ácidas nos vasos de tratamento 70-V-03, 04 e 05. As principais impurezas ácidas presentes são traços de gás sulfídrico, dissulfetos e

mercaptans. O tratamento é realizado utilizando dois estágios de tratamento cáustico nos vasos 70-V-03 e 70-V-04, seguido por uma lavagem com água no vaso 70-V-05. A solução de soda cáustica é misturada com a corrente C3 em uma razão volumétrica de 0,25 em cada estágio. Na lavagem com água é mantida a mesma razão entre água e hidrocarboneto. O tratamento da corrente C3 diminui a concentração inicial de soda cáustica no primeiro vaso. A solução precisa ser recomposta quando a concentração de NaOH cai abaixo de 4% em peso. O procedimento recomendado é descartar 70% da solução cáustica contida no primeiro vaso e transferir a mesma quantidade de solução cáustica do segundo para o primeiro vaso. O volume de soda do segundo vaso é recuperado adicionando uma solução de soda 20°Be. No vaso de lavagem com água, a soda eventualmente presente na corrente C3 é removida com água. Quando a concentração de soda na água atinge 2% em peso, a água precisa ser trocada. A troca desta água é feita através da substituição de 70% do volume de água no vaso por água fresca.

Após o tratamento cáustico, o corte C3 é preaquecido no permutador 70-E-05 e segue para alimentação da coluna deetanizadora (70-C-02). A função desta torre é promover a separação entre os componentes leves do corte C3 (metano, eteno e etano) e os pesados (propeno e propano).

A corrente de topo da torre deetanizadora é coletada no vaso 70-V-06, após ser condensada parcialmente no condensador à água 70-E-06 A/B. A fase líquida deste vaso retorna como refluxo para a torre deetanizadora e a fase gasosa, constituída pelos hidrocarbonetos leves, é enviada para um segundo condensador (70-E-08) onde, após ser totalmente condensada, é encaminhada para a corrente corte C4 (corrente de fundo da torre 70-C-01) para ser armazenada como GLP.

O controle de pressão na torre 70-C-01 é feito aliviando-se o gás leve do vaso de topo 70-V-06 para o sistema de tocha comum da refinaria, através de uma válvula controladora de pressão localizada após o resfriador 70-E-08. Este controle deve ser feito de maneira a garantir um máximo de 100 ppm molar de etano na corrente de fundo da torre (propeno e

propano). Para tal, faz-se um balanço de massa comparando a quantidade de etano + eteno que é fracionado pelo topo da coluna 70-C-01 e a quantidade presente na corrente de topo da coluna 70-C-02. Esta comparação define a necessidade de calor para o fracionamento, atuando na vazão de vapor que alimenta o refeedor 70-E-07 da coluna 70-C-02, controlando a temperatura da torre.

A corrente de fundo da coluna 70-C-02 é resfriada no permutador 70-E-05 e, em seguida, enviada para a coluna separadora de C3 (70-C-03), onde se dá a separação entre propeno e propano. A corrente de propeno sai pelo topo (fração mais leve) e a de propano, pelo fundo (fração mais pesada). A coluna 70-C-03 utiliza para o fracionamento o que se chama de bomba de calor. O gás de topo da coluna é comprimido no compressor de propileno (70-K-01) aquecendo-se e, em seguida, cede calor nos refeedores 70-E-09 A/B da coluna 70-C-03, condensando parcialmente. O controle do fracionamento é baseado no balanço de massa de propeno, comparando a vazão mássica de propeno que sai pelo fundo da coluna 70-C-02 com o valor que sai pelo topo da coluna 70-C-03.

O produto de fundo (propano) tem a especificação controlada em, no máximo, 1% molar de propeno. O propeno, produto de topo, tem sua concentração controlada em no mínimo 99,5% molar e no máximo 10 ppm em peso de água. Devido à baixa dinâmica de resposta da coluna separadora de C3, seu controle prioriza o balanço de massa mantendo a vazão do propeno e do propano no mínimo igual às quantidades presentes na carga da coluna. O analisador de propano na corrente de propeno define o condensado do refeedor/razão de refluxo, regulando o calor do refeedor para minimizar a perda de propeno no propano produzido.

O propano produzido pelo fundo da coluna 70-C-03 pode ser enviado para esferas de GLP ou ser armazenado isoladamente como gás propano, podendo ser vendido como combustível industrial especial.

O propeno (grau polímero), antes de ser enviado para a estocagem, recebe um tratamento chamado de polimento a fim de eliminar impurezas, principalmente arsina e COS, medido pelo enxofre total menos a quantidade de H₂S e mercaptans. O projeto desse sistema não é executado pelo CENPES, sendo licenciado por outra empresa de tecnologia.

Existe, ainda, o vaporizador dos drenos, 70-E-11, que coleta todos os drenos líquidos da unidade com o objetivo de vaporizá-los e aquecê-los antes de serem enviados para o sistema de tocha comum.

4.3 – CARACTERÍSTICAS DO PROPENO A SER PRODUZIDO NA REGAP

Os produtos da Unidade de Separação de Propeno são: Corrente C4, propano e propeno. A corrente C4 deverá ter, no máximo, 1% molar de componentes leves e será enviada para armazenamento como GLP. O propano produzido, com uma pureza mínima de 99% molar, poderá ser comercializado como propano industrial ou ser incorporado ao GLP, juntamente com a corrente C4. O propeno, grau polímero, apresentará uma pureza mínima de 99,5% molar e um máximo de 10 ppm em peso de água.

Segundo Maccann (2000), a especificação típica do propeno comercializado com elevado grau de pureza é mostrada na Tabela IV.1.

Tabela IV.1 - Especificação comercial do propeno (Maccamm, 2000).

Componente	Limites	Grau químico	Grau polímero
Propileno	Mínimo	94%p	99,5%p
Propano	Máximo	5.5%p	0,5%p
Etano	Máximo	0.5%p	0,5%p
Etileno	Máximo	0.5%p	50 ppm peso
C4	Máximo	0.1%p	50 ppm peso
Acetileno/Propadieno (MAPD)	Máximo	15.0 ppm peso	10 ppm peso (1)
Enxofre	Máximo	10.0 ppm peso	5 ppm peso
Água e metanol	Máximo	(3)	1 ppm peso (3)
CO ₂	Máximo	-	1 ppm peso
CO	Máximo	-	0,5 ppm peso
COS (2)	Máximo	-	0,1 ppm peso
Oxigênio	Máximo	-	1 ppm peso
Hidrogênio	Máximo	-	1 ppm peso

Notas: (1) O máximo de 5 ppm é o que prevalece na prática.

(2) COS medido como enxofre total menos H₂S e mercaptans.

(3) Teores máximos analisados no cliente final.

A diferença primária entre o propeno grau químico e grau polímero reside no conteúdo de propano e nos traços de contaminantes, dentre os quais, há a preocupação com a quantidade de metilacetileno e propadieno (MAPD) presente no propeno quando se pretende obter o propileno grau polímero.

4.4 – DADOS DE MERCADO DE PROPENO PRODUZIDOS NO PAÍS

As refinarias produtoras de propeno na Petrobras são a RLAM (Refinaria Landulfo Alves, de Mataripe), localizada no estado da Bahia, a REDUC (Refinaria Duque de Caxias) localizada no Rio de Janeiro e a RECAP (Refinaria de Capuava), localizada na Grande São Paulo. A Unidade de Separação de Propeno da RECAP recupera o propeno do GLP produzido na própria Unidade de Craqueamento Catalítico e nas Unidades de Craqueamento Catalítico e Coque da RPBC (Refinaria Presidente Bernardes de Cubatão), localizada em Cubatão-SP. As capacidades de produção de propeno em cada uma dessas unidades podem ser visualizadas na Tabela IV.2.

Tabela IV.2 - Capacidade de produção de propeno das refinarias da Petrobras.

Refinaria	Capacidade projeto (t/a)	Produção (t/a) – ano 2002
RLAM (BA)	212.000	104.000
REDUC (RJ)	140.000	105.000
RECAP/RPBC (SP)	145.000	145.000 (*)

(*) A unidade entrou em operação no início de 2003 (produção prevista).

O potencial de produção de propeno nas outras refinarias da Petrobras são mostradas na Tabela IV.3.

Tabela IV.3 - Potencial de produção de propeno das refinarias da Petrobras.

Refinaria	Potencial de produção (t/a)
REVAP (Refinaria do Vale do Paranaíba – SP)	140.000
REPLAN (Refinaria do Planalto – SP)	200.000
REPAR (Refinaria do Paraná – PR)	120.000
REFAP (Refinaria Alberto Pasqualini – RS)	110.000
REGAP (Refinaria Gabriel Passos – MG)	93.000

Dentre estes projetos, o único que está em fase de construção é o da REFAP, previsto para entrar em operação no ano de 2005. Este projeto foi alavancado pela existência do pólo petroquímico do sul, grande consumidor de matéria prima petroquímica.

Na Tabela IV.4, são apresentados dados das demais empresas produtoras de propeno no Brasil. Ressalta-se que, processos de produção de propeno nas centrais petroquímicas são totalmente diferentes dos processos das refinarias de petróleo, ou seja, o propeno é produzido através da pirólise de nafta petroquímica ou do gás natural.

Tabela IV.4 - Produção de propeno nas Centrais Petroquímicas do Brasil.

Empresas	Capacidade projeto (t/a)	Produção (t/a) ano 2002
Copesul (Companhia Petroquímica do Sul – RS)	581.000	514.800
PQU (Petroquímica União – SP)	250.000	203.000
Braskem (BA)	560.000	464.500

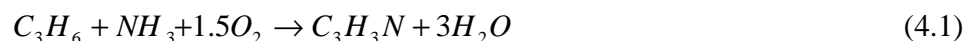
Está prevista, para 2005, a entrada em operação da Rio Polímeros, localizada no Estado do Rio de Janeiro, com uma produção estimada em 60.000 t/a.

Considerando os níveis de produção de 2002, e incluindo a Unidade de Produção de Propeno da RECAP/RPBC, a oferta nacional de propeno no Brasil no ano de 2003 foi de 354.000 t/a oferecidos pela Petrobras e 1.182.300 t/a pelas outras centrais de matérias-primas petroquímicas, totalizando 1.536.000 t/a de propeno. A implantação da Unidade de Produção de Propeno na REGAP, com capacidade de produção de 93.000 t/a, aumentaria em 23,5% na oferta de propeno pelas refinarias da Petrobras.

4.5 – OUTROS PRODUTOS QUÍMICOS OBTIDOS A PARTIR DO PROPENO

A importância do propeno não se limita à produção de polipropileno. Outros produtos que podem ser obtidos com demanda mundial são:

- Acrilonitrila (ACN) – é matéria-prima para dois grandes produtos da indústria de fibras: nylon e fibras acrílicas. A ACN é produzida através da reação do propeno com amônia e ar, de acordo com a Eq. (4.1):



- Cumeno, fenol e acetona – cumeno é produzido pela alquilação do benzeno com propeno grau químico (Eq. 4.2), enquanto que fenol e acetona são obtidos a partir da oxidação do cumeno em fase líquida (Eq. 4.3).



- Óxido de Propeno – usado para a produção de polióis de uretano. Quando reagido com isocianatos, os polióis produzem espuma de uretano rígidas e flexíveis.

- Éteres diversos como propil propianato, iso-propil éter, propileno glicol, butil éter, PBT (Propileno glicol t-butil éter), propileno glicol monoetil éter, propileno glicol monometil éter, propileno glicol fenil éter, que constituem produtos com crescente demanda no uso em tintas, aplicações químicas, adesivos e vestimentas.
- n-butanol – usado como solvente ou como matéria-prima para a produção de butil e metil acrilatos.
- Ácido acrílico (AA) – o maior mercado de AA é para a produção do polímero super absorvente (SAP). Produzido via oxidação catalítica do propeno em fase gasosa, de acordo com a seguinte equação:



- Isopropanol/Acetona – são utilizados para fins variados.
- *Atatic polypropylene* (APP) – usado como polímero constituinte em adesivos derretidos a quente e laminações especiais. Tradicionalmente esse material era subproduto da produção do homopolímero PP. Entretanto, nos últimos anos, a tecnologia de catalisadores e o melhor controle da produção estão reduzindo sua produção, enquanto que o mercado de adesivos quentes de metal e algumas outras aplicações têm crescido continuamente.

Na Tabela IV.5 são apresentadas as principais aplicações de propeno no mundo (Seminário de Posicionamento Estratégico de Downstream, 2002).

Tabela IV.5 - Principais aplicações do propeno no mundo.

Aplicação	%
Polipropileno	52
Acrilonitrila	11
Óxido de propeno	8
Oxi-álcoois	8
Cumeno	6
Poligases químicos	4
Álcool isopropila	3
Ácido acrílico	3
Outros	5

4.6 – DADOS DE MERCADO DE POLIPROPILENO

O polipropileno representa atualmente 23% da demanda mundial de resina, totalizando 32,3 toneladas métricas. Polietileno é o polímero com maior demanda mundial de commodities no setor petroquímico, representando 45%. A demanda mundial de polímeros é mostrada na Tabela IV.6 (Seminário de Posicionamento Estratégico de Downstream, 2002).

Tabela IV.6 - Demanda mundial de polímeros

Polímero	% demanda mundial
PP – Polipropileno	23
PVC – Cloreto de Polivinila	20
HDEP – Polietileno de alta densidade	17
LLDPE – Polietileno linear de baixa densidade	10
LDPE – Polietileno de baixa densidade	12
PET – Polietileno Tereftalato	6
OS – Poliestireno	8
Outros	4

As empresas consumidoras de propeno no Brasil e os respectivos produtos obtidos através deste são mostrados na Tabela IV.7 (Seminário de Posicionamento Estratégico de Downstream, 2002).

Tabela IV.7 - Empresas consumidoras de propeno no Brasil.

Empresa	Produto	Capacidade instalada (t/a) ano – 2002	Consumo de propeno (t/a) ano – 2002	Coefficiente de consumo (t de produto/ t de propeno)
Dow Chemical	Óxido de propeno	250.000	200.000	0,80
Acrinor	Acrilonitrila	87.000	96.000	1,10
Ciquine	Álcoois	120.000	78.000	0,65
Polibrasil	Polipropileno	450.000	127.000	1,016
Unipar	Cumeno	167.000	70.000	0,42
	Nonenos, tetrâmero	25.000	25.000	1,00
DSM	EPDM	31.000	8.000 (*)	0,35
Ipiranga	Polipropileno	150.000	152.000	1,016
Braskem	Polipropileno	450.000	457.200	1,016
	Polietileno	5.000	5.000(*)	
	Co-polímero			
TOTAL	–		1.557.200	–

(*) mantidos os consumos do ano de 2002.

4.7 – TECNOLOGIAS PARA A PRODUÇÃO DE POLIPROPILENO

No apêndice A, são apresentados os licenciadores de tecnologia e suas respectivas rotas tecnológicas para a produção de polipropileno. Basicamente, os fatores descritos abaixo, determinam a seleção de um ou outro processo para a produção de polipropileno:

- Grau de maturidade da tecnologia. O investidor analisa se a tecnologia está consolidada o bastante para não correr riscos tecnológicos. Geralmente quem usa uma nova tecnologia é o próprio licenciador em uma nova instalação proprietária, após exaustivos testes em plantas piloto. Dificilmente um comprador de tecnologia adquire uma tecnologia que não esteja madura o suficiente. Ao mesmo tempo, o comprador não adquire um tecnologia que está se tornando obsoleta.
- Custo operacional da tecnologia. Constitui um fator determinante para a seleção da tecnologia. Esse custo é medido pela quantidade de utilidades que a Unidade de Produção consome, tais como: vapor, energia elétrica, água, insumos químicos, catalisador etc.
- Custo de *royalties* e licenciamento da tecnologia. Cada tecnologia recebe uma compensação financeira, denominada *royalties*, paga anualmente em função da produção da unidade operacional. Essa compensação financeira é motivada pelo custo do desenvolvimento tecnológico do processo. Além disso, é pago um valor de licenciamento para o uso da tecnologia. Dependendo da tecnologia, esse fator pode pesar na decisão de escolha.
- Custo de investimento. Esse fator é muito importante na escolha da tecnologia. Há diferenças significativas de investimento entre os processos na montagem das unidades, em função das complexidades envolvidas, tais como: mecânica,

controle e instrumentação, montagem, elétrica e construção civil, que certamente refletirão em um maior ou menor investimento.

- Confiabilidade operacional. Considera-se no estabelecimento do fluxo de caixa do projeto uma receita advinda da venda da produção da unidade. Para que essa receita operacional se realize é necessário que a tecnologia garanta um fator operacional preestabelecido. Esse fator é restritivo na seleção de uma ou outra tecnologia.
- Atendimento a requisitos da legislação ambiental: A tecnologia deverá atender a requisitos legais estabelecidos pelo órgão ambiental de onde a unidade será instalada. Esses requisitos são necessários para se obter a licença de operação da unidade. O órgão ambiental estabelece requisitos relativos a emissões atmosféricas, descartes industriais, ruído, grau de risco para a comunidade etc.

5 – METODOLOGIA DE ANÁLISE DAS OPÇÕES ESTUDADAS

5.1 – DEFINIÇÃO DO ESTUDO DE CASO

A opção real analisada nesta dissertação de mestrado é a de espera ou diferimento, ou seja, determinar se é melhor investir agora ou adiar o investimento para a implantação de um complexo industrial para a produção de propeno e polipropileno em Betim-MG. O momento ótimo (*timing*) de exercício da opção de investir é um dos mais importantes problemas na prática e na teoria de investimento sob incerteza, pois muitas vezes tem-se projetos que, embora possuam um VPL positivo, não são suficientemente lucrativos no momento, ou seja, o benefício da espera é maior do que o benefício da decisão de investir imediatamente. Isto ocorre quando a incerteza econômica e a liberdade de escolha são elevadas. Quanto maior a lucratividade do projeto no momento inicial, menor o benefício da espera. Como já observado anteriormente, nenhum investimento é do tipo agora ou nunca, ou seja, pode-se aguardar novas informações para a sua realização frente a incerteza econômica.

Os valores de mercado do propeno e polipropileno são incertos, isto é, a receita obtida pela venda desses produtos é função do preço de mercado dos produtos, que flutua em função da oferta e procura desses recursos, que é dependente dos acontecimentos políticos e macroeconômicos como recessão, expansão econômica, conflitos internacionais, cartéis etc. Ciente dessas incertezas, a medida da volatilidade do preço do GLP e polipropileno é crucial na valorização de oportunidade de investimento. Os preços de mercado de GLP e polipropileno são fortemente correlacionados com o preço do barril de petróleo.

5.2 – METODOLOGIA ADOTADA

Para a análise do estudo de caso realizado neste trabalho, utilizou-se inicialmente o método de simulação de Monte Carlo para a estimação de volatilidade do projeto. As entradas adotadas para a simulação foram as incertezas do projeto, sendo gerada uma curva de

distribuição de probabilidade para o valor presente líquido do projeto. Para executar a simulação, utilizou-se o software Crystal Ball versão 5.5, licenciado para a Petrobras.

As seguintes incertezas foram modeladas:

- Custos variáveis, em função do preço da matéria-prima, ou seja, preço da tonelada do GLP,
- Receita bruta, que é função do preço de venda do produto, ou seja, preço da tonelada de polipropileno, e
- Valor dos investimentos nas unidades de separação de propeno e produção de polipropileno.

Uma vez conhecidas as incertezas associadas ao estudo de caso em questão, o segundo passo adotado foi a construção de uma árvore de eventos, levando-se em conta um conjunto de incertezas combinadas que influenciam a volatilidade do projeto definidas acima. Considerou-se que as múltiplas incertezas que influenciam o valor do projeto podem ser combinadas por meio de uma análise de Monte Carlo, em uma única incerteza: a distribuição de probabilidade do VPL do projeto. O processo de combinar todas as incertezas em um único resultado do projeto recebe o nome de “abordagem consolidada da incerteza”. Para isto, é necessário definir o intervalo de confiança e uma distribuição de probabilidade para cada incerteza associada ao projeto. Uma das maneiras mais simples de definir tais intervalos é a utilização de dados históricos ou até estimativas subjetivas feitas por executivos e especialistas na área. Para o presente estudo, utilizou-se os dados históricos dos preços do GLP e polipropileno, além de curvas de distribuição de probabilidade para os investimentos nas unidades de separação de propeno e produção de polipropileno.

Assim, a partir da estimativa da volatilidade, montou-se a árvore de eventos, que apresenta o conjunto que o ativo subjacente sujeito a risco pode assumir ao longo do tempo. Um exemplo de árvore de eventos é a árvore binomial descrita no item 3.1.2.

O terceiro passo foi determinar as decisões gerenciais a serem tomadas nos nós das árvores de eventos, para transformá-la em uma árvore de decisão. A árvore de decisões mostra os retornos das decisões ótimas, condicionadas às situações que se apresentam. Portanto, os retornos são funções da opção ou opções que está se tentando valorar.

Uma outra maneira para se determinar a volatilidade do VPL, seria assumir o Movimento Geométrico Browniano (MGB) como processo estocástico para o mapeamento das probabilidades dos preços do GLP e polipropileno ao longo do tempo, conforme apresentado no capítulo 3.

$$\frac{dS}{S} = \mu \cdot dt + \sigma \cdot dZ \quad (3.4)$$

Se os preços seguem um movimento geométrico Browniano (μ, σ) , isso implica na seguinte equação em tempo discreto:

$$\ln(S_t) = a + \ln(S_{t-1}) + \varepsilon_t \quad (5.1)$$

em que:

S_t = preço do ativo no momento t

S_{t-1} = preço do ativo no momento t-1

ε_t = distribuição Normal $(0, \sigma^2/N)$, onde N é o período de coleta dos dados

A variância de ε_t é igual a variância de $(\ln(S_t) - \ln(S_{t-1}))$ que é igual a σ^2/N . Isto implica que a variância é dada por:

$$\sigma^2 = N \cdot \text{VAR}[\ln(S_t / S_{t-1})] \quad (5.2)$$

Deste modo para se calcular para calcular a volatilidade no MGB, basta calcular a variância de $\ln(S_t / S_{t-1})$, multiplicar por 12 (para passar para variância anual) e extrair a raiz quadrada.

O estudo de caso (projeto) analisado nesta dissertação de Mestrado foi representado por um fluxo de caixa. O desenvolvimento deste fluxo de caixa foi realizado adotando-se as premissas apresentadas no “Manual de Análise Empresarial de Projetos de Investimento” da Petrobras.

5.3 – PREMISSAS E RESTRIÇÕES ADOTADAS PARA O DESENVOLVIMENTO DO FLUXO DE CAIXA

O fluxo de caixa apresenta os valores dos benefícios e custos do projeto dispostos em um horizonte temporal, sem considerar a possibilidade de financiamento do projeto, de maneira a se avaliar a rentabilidade intrínseca do mesmo.

O modelo adotado nesta dissertação está representado esquematicamente na Tabela V.1.

Tabela V.1 - Modelo de fluxo de caixa.

1– Receita Líquida de Impostos sobre Vendas	(+)
2 – Custos Fixos	(-)
3 – Custos Variáveis	(-)
4 – Custos Logísticos	(-)
5 – Lucro Bruto	(1+2+3+4)
6 – Depreciação	(-)
7 – Valor Residual	(+)
8 – Lucro Tributável	(5+6+7)
9 – Imposto de Renda e Contribuição Social	(-)
10 – Lucro Líquido	(8+9)
11 – Reversão da Depreciação	(+)
12 – Investimento	(-)
13 – Variação do Capital de Giro	(-)
14 – Fluxo de Caixa Líquido	(10+11+12+13)

5.3.1 – PREMISSAS GERAIS

As considerações gerais adotadas para a elaboração do fluxo de caixa foram as seguintes:

- O fluxo de caixa foi desenvolvido em moeda constante, dólares americanos, sem incluir o efeito da inflação.
- Os períodos foram considerados pontuais, ou seja, todas as receitas e despesas ocorridas em um período foram consideradas numa mesma data.
- O período considerado foi anual, sendo o VPL calculado para o início do ano.
- O tempo de vida econômica analisado foi de 18 anos, a partir do início da montagem das unidades, sendo que a operação das Unidades de Separação de Propeno e Produção de Polipropileno se dará no início do quarto ano.
- O início do projeto das duas unidades, tanto da Unidade de Separação de Propeno, como da Unidade de Produção de Polipropileno ocorre no primeiro ano (ano 01) do projeto. O tempo considerado para o projeto básico, projeto de detalhamento, compra de equipamentos, montagem e pré-operação do complexo será de 3 anos.
- A depreciação (item 6 da Tabela V.1) mostra a perda progressiva do valor, legalmente contabilizável, dos ativos imobilizados. Considerou-se uma depreciação linear de todo investimento no período de 10 anos, a partir da operação da unidade.
- O valor residual dos equipamentos (item 7 da Tabela V.1) foi considerado como 10% do investimento e lançado no 18º ano do projeto, ou seja, no fim da vida econômica do projeto.

- O capital de giro é o recurso necessário para o financiamento do ciclo operacional do projeto, isto é, representa as necessidades circulantes identificadas desde a aquisição de matérias-primas até a obtenção da receita pela venda de produtos acabados. Para efeito de simplificação, adotou-se o valor do capital de giro no primeiro ano de operação como saída do fluxo de caixa sendo recuperado no último ano. As variações anuais do capital de giro foram consideradas iguais a zero em todos os anos.
- O imposto de renda considerado foi de 25% e a contribuição social de 8%, de acordo com o Manual de Análise Empresarial e Projetos de Investimento da Petrobras (2003). Estes valores são os adotados na análise de investimento dos projetos do refino da Petrobras.
- A taxa mínima de atratividade (TMA), usada no cálculo do VPL, foi de 10,7% ao ano. Este é o valor que está sendo adotado pela Petrobras em suas decisões de investimentos.

5.3.2 – INVESTIMENTO

- O investimento total do empreendimento (item 12 da Tabela V.1) corresponde à soma dos dispêndios a fim de colocar o projeto em operação e de encerrá-lo, tais como: estudos de viabilidade, estudo do terreno, projeto básico, projeto de pré-detalhamento, projeto de detalhamento, obras civis, aquisição de equipamentos, montagem, *royalties*, licenças ambientais etc.
- O investimento total considerado foi para o complexo de produção de polipropileno, ou seja, Unidades de Separação de Propeno e Unidade de Produção de Polipropileno.

- Para a unidade de separação de propeno, a estimativa de investimento é de US\$ 41,8 milhões (fonte: Memorial descritivo MD-REGAP-U-070/50/51-FEL1 rev A). Foram considerados investimentos em *off-site e on-site*, além do projeto executivo, contingências e gerenciamento. O erro desta estimativa é de -10% a +20%. Para o investimento na Unidade de Separação de Propeno, foi considerada uma distribuição triangular com os seguintes características:

Valor mais provável de investimento: US\$ 41,8 milhões

Valor mínimo de investimento (-10%): US\$ 37,62 milhões

Valor máximo de investimento (+20%): US\$ 50,16 milhões

Na Figura 5.1 é apresentada a curva de distribuição triangular do investimento na unidade de separação de propeno.

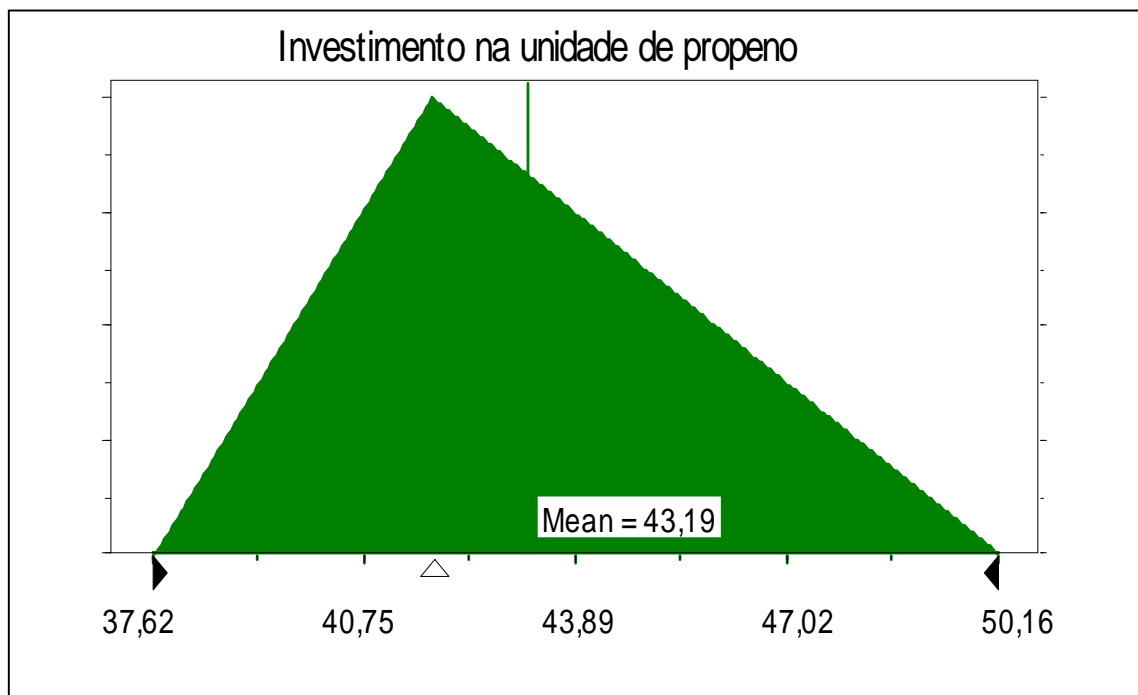


Figura 5.1 – Distribuição de investimento na unidade de produção de polipropileno

- Para a unidade de produção de polipropileno, a estimativa de investimento é de US\$ 88,66 milhões. O valor foi estimado a partir da correlação apresentada na Figura 5.2. Os dados para confecção deste gráfico foram obtidos de fonte confidencial interna à Petrobras. Esta estimativa é escalada e apresenta erros entre -30% a +50%.

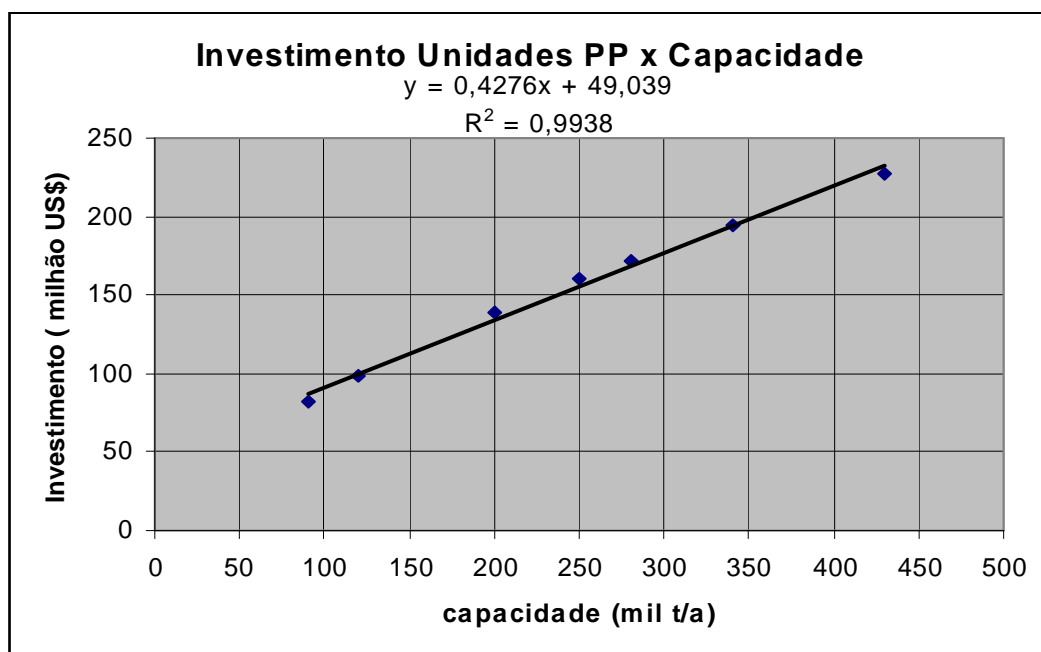


Figura 5.2 – Investimento nas unidades de polipropileno x capacidade.

- Para a simulação de Monte Carlo, o investimento na unidade de produção de polipropileno considerou uma distribuição triangular com os seguintes características:

Valor mais provável de investimento: US\$ 88,66 milhões

Valor mínimo de investimento: US\$ 62,06 milhões (30% a menos)

Valor máximo de investimento: US\$ 132,99 milhões (50% a mais)

Na Figura 5.3 é apresentada a curva de distribuição triangular do investimento na unidade de produção de polipropileno.

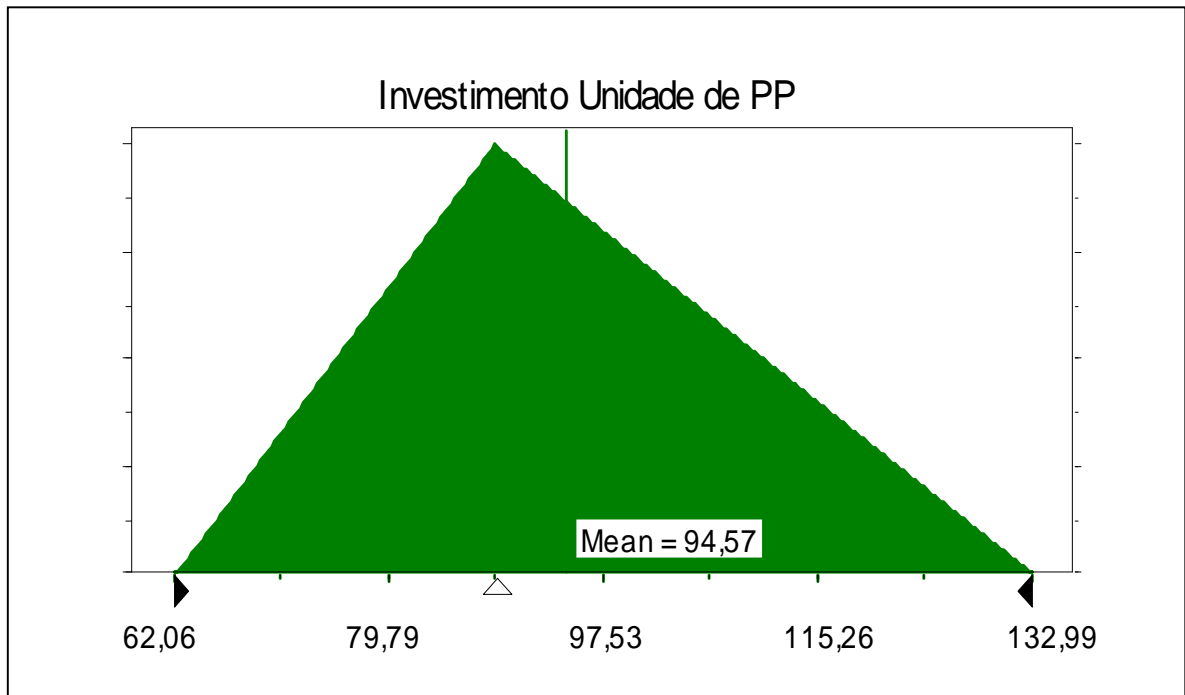


Figura 5.3 – Distribuição de investimento na unidade de produção de polipropileno

- Considerou-se que o investimento será desembolsado nos três primeiros anos do fluxo de caixa, de acordo com os seguintes percentuais: 20% (ano 1), 50% (ano 2) e 30% (ano 3). Esses valores são percentuais adotados no Manual de Análise Empresarial e Projetos de Investimento da Petrobras (2003).

5.3.3 – CUSTOS

- Os custos serão inerentes ao processo de produção (itens 2 e 3 da Tabela V.1). Os custos fixos são aqueles que oneram o fluxo de caixa independentemente do nível de produção adotado. Já os custos variáveis têm correlação direta com o nível de produção, a exemplo de gastos com energia elétrica, vapor, matéria-prima etc.
- O custo da matéria-prima, que é um custo variável, é dado pelo custo do GLP que produzirá propeno, e em seguida, polipropileno.

- Para o preço do GLP a ser utilizado na simulação, adotou-se uma distribuição normal com valor médio de US\$/ton 228,70 e desvio padrão de 75,71. A distribuição de probabilidade para o preço do GLP pode ser vista na Figura 5.4.

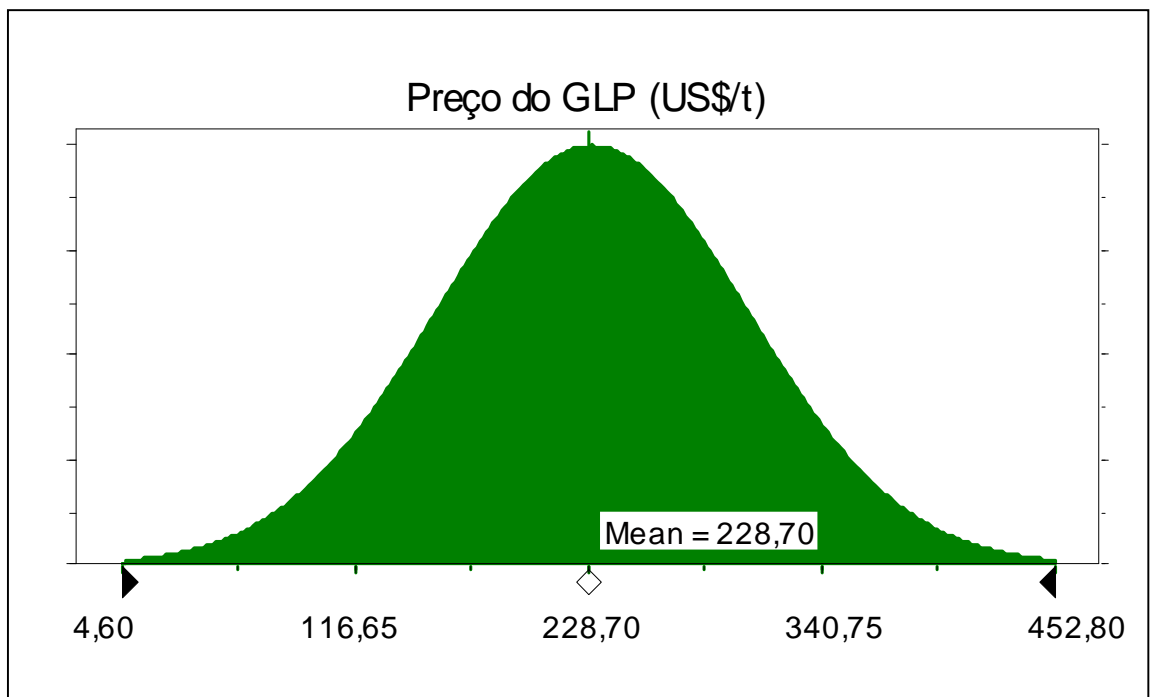


Figura 5.4 – Distribuição de probabilidade do preço do GLP.

- Os valores foram baseados na série histórica do preço de venda do GLP, também chamado preço de realização, fornecidos pela área de comercialização da REGAP. A série histórica do preço do GLP é apresentado na Figura 5.5.

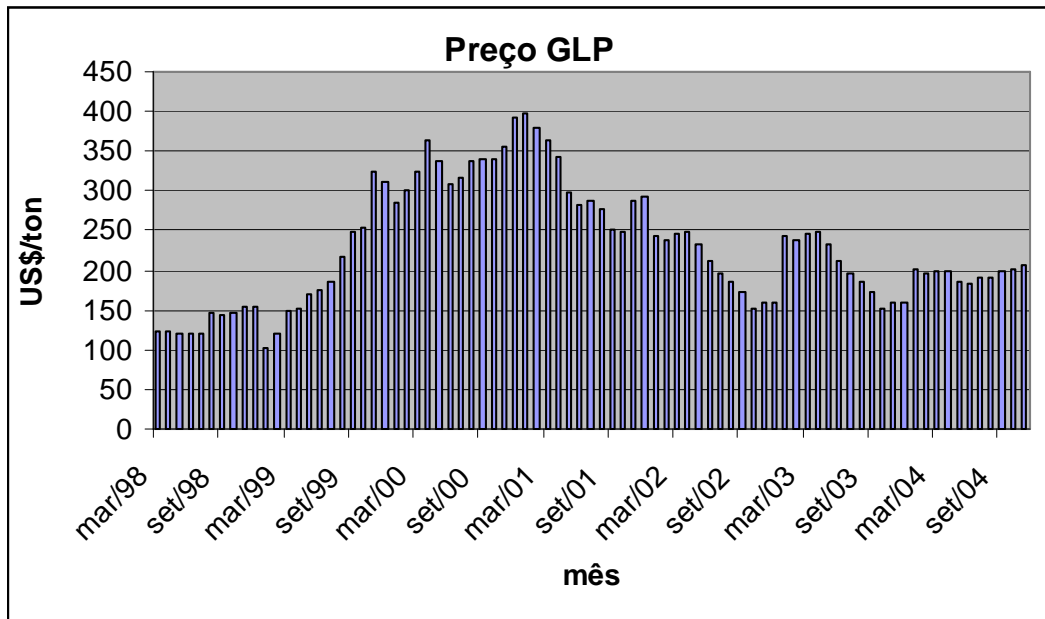


Figura 5.5 – Série histórica de preço do GLP.

- Os consumos específicos de utilidades considerados estão apresentados na Tabela V.2.

Tabela V.2 - Consumo específico de utilidades.

Unidade	Separação de Propeno (1)	Produção de Polipropileno (2)
Energia elétrica – kWh	343	120
Água de resfriamento – m ³	154	100
Vapor de baixa pressão – t	1,9	0,1
Catalisador – kg	0	0,3

- (1) Para cada 1.000 kg de propeno grau polímero produzido. Baseado no projeto do CENPES – Centro de Pesquisas da Petrobras.
- (2) Para cada 1.000 kg de polipropileno produzido (Maccann, 2000).

- Os custos considerados para as utilidades estão apresentados na Tabela V.3.

Tabela V.3 – Custos de utilidades.

Utilidade	Custo
Energia elétrica – US\$/MWh	31,00
Água de resfriamento – US\$/m ³	0,0066
Vapor de baixa pressão – US\$/t	6,73
Catalisador – US\$/kg	15,00

- Os custos fixos considerados são mão-de-obra de operação e custos de manutenção. O custo anual médio da mão-de-obra de operação incluindo todos os encargos é de US\$ 18000,00. A operação das unidades é feita em 5 turnos. Para a Unidade de Separação de Propeno, considerou-se 2 operadores e 0,25 supervisor por turno. Além da unidade de separação de propeno, o supervisor atende outras unidades de processo. Para a Unidade de Produção de Polipropileno, considerou-se 5 operadores e 1 supervisor por turno.
- O custo de manutenção anual considerado pela Petrobras em suas análises econômicas é de 1,5% do investimento total.
- A densidade máxima ($d_{20/4}$) do GLP para ser colocado no mercado consumidor é de 0,56. O propeno é um constituinte de baixa densidade presente no GLP. Quando houver a retirada de propeno, deverá ser corrigida a densidade deste insumo. Para isto, estima-se um recebimento via rodoviário de 34000 t/ano de GLP de baixa densidade da unidade de processamento de gás de Cabiúnas, localizada no estado do Rio de Janeiro, pertencente à Petrobras. Este custo será considerado custo logístico (item 4 do fluxo de caixa, Tabela V.1). De acordo com a área de comercialização da Regap (REGAP/CM), o frete considerado será de US\$ 34,00 por tonelada de GLP transportado.

- Atualmente a REGAP não consegue atender todo o mercado de GLP da região. Com a retirada de 93000 t/a de propeno do GLP e o recebimento de 34000 t/a de GLP de baixa densidade de Cabiúnas, este deficit sofreria um acréscimo de 59000 t/a. Apesar da Petrobras não ser obrigada a realizar esta reposição, considerou-se o transporte deste deficit no custo logístico, pois é estratégico para a Petrobras não perder o mercado de GLP da região, e de certa forma o projeto estará gerando este deficit. O GLP será trazido via rodoviária da REVAP (Refinaria do Vale do Paraíba), localizada na cidade de São José dos Campos (SP). De acordo com a área de comercialização da Regap (REGAP/CM), o frete considerado é de US\$ 30,33 por tonelada de GLP transportado. Este custo logístico será considerado no item 4 do fluxo de caixa (Tabela V.1).

5.3.4 – RECEITA

- A Receita ou Benefício Líquido será gerada pela venda do polipropileno produzido no complexo de produção do polímero. No item 1 da planilha do fluxo de caixa (Tabela V.1), receita líquida de impostos sobre vendas, considerou-se a receita anual da venda do polipropileno menos o custo anual do GLP como matéria-prima.
- Para o preço do polipropileno a ser utilizado na simulação, adotou-se uma distribuição normal. Os valores calculados para a média e desvio padrão foram baseados na série histórica de preço venda do polipropileno disponíveis no site www.alcabrazil.net/polipropileno.htm. As cotações situam-se entre os anos de 1999 e 2004 colocados no porto de Houston, Texas-EUA. Os preços estão em US\$/libra e as variações do preço são funções do preço do barril de petróleo. De acordo com o site, considerando o custo de nacionalização, o preço colocado no porto de Santos-SP no mesmo período ficou entre R\$ 2,70 e 5,10/kg. A série histórica do preço do polipropileno é apresentada na Figura 5.6.

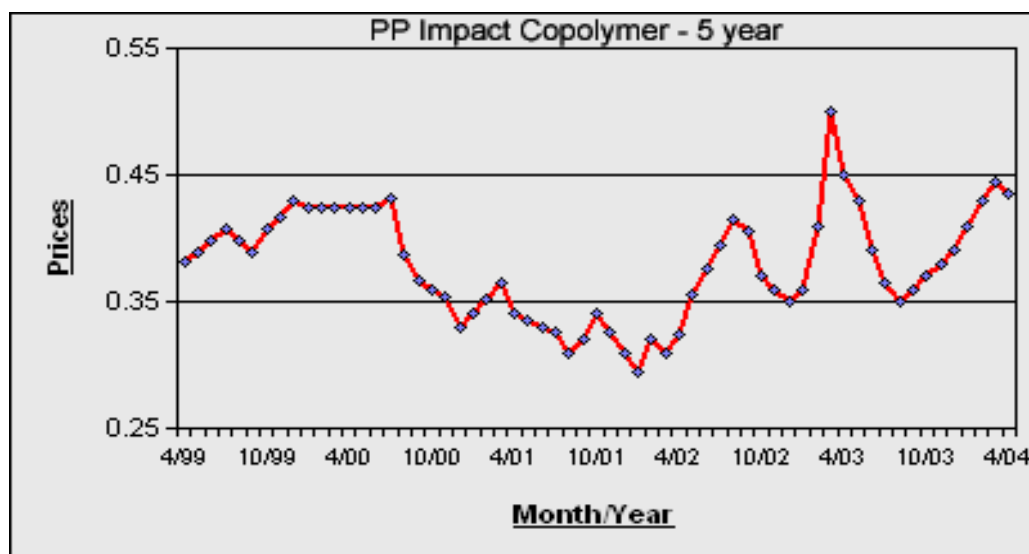


Figura 5.6 – Série histórica do preço do polipropileno.

A partir da série histórica dos preços do polipropileno, foi gerada a curva de distribuição normal do preço do polipropileno, apresentada na Figura 5.7. Esta curva de distribuição foi usada para a simulação do VPL do fluxo de caixa descontado, apresentando média de US\$/t 852,20 e desvio padrão de 88,38.

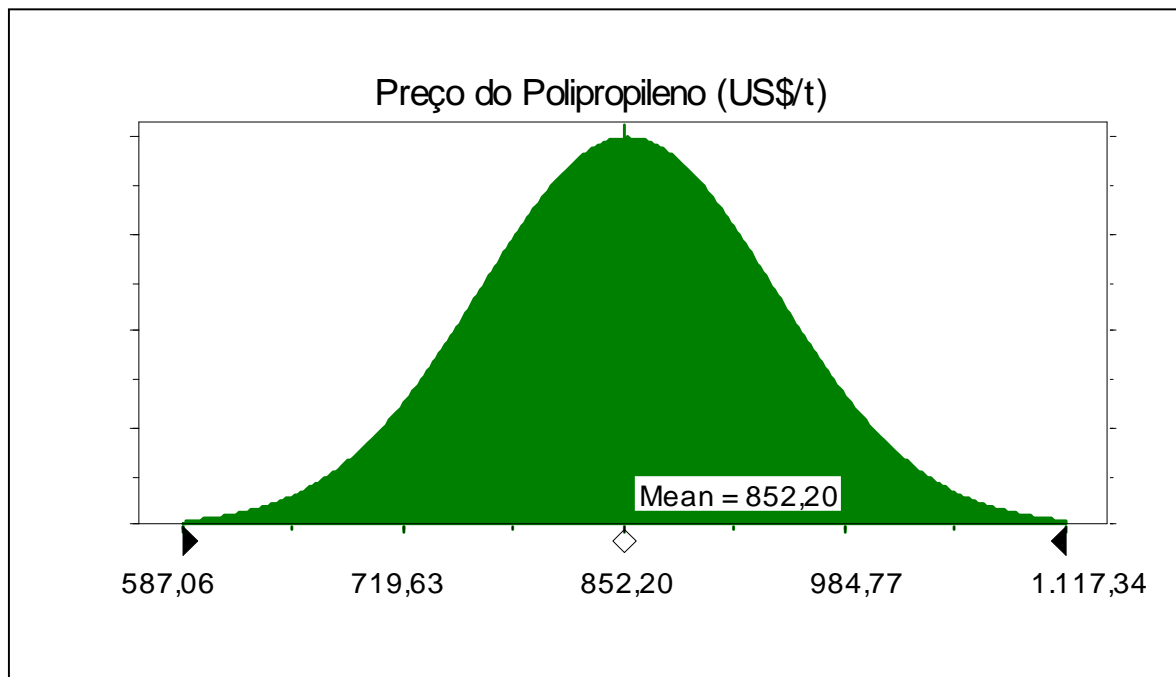


Figura 5.7 - Curva normal de distribuição do preço do polipropileno.

6 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1 – FLUXO DE CAIXA DO PROJETO

Na Tabela VI.1 é apresentado o fluxo de caixa do projeto desenvolvido em uma planilha Excel, considerando-se as premissas e restrições adotadas para o presente estudo, conforme apresentadas no item 5.3.

Tabela VI.1 – Fluxo de caixa do projeto.

Ano	1	2	3	4	5-13	14	15	16	17	18
1- Receita Líquida de Impostos sobre vendas	-	-	-	100,3	100,3	100,3	100,3	100,3	100,3	100,3
2- Custos Fixos	-	-	-	(4,07)	(4,07)	(4,07)	(4,07)	(4,07)	(4,07)	(4,07)
3- Custos Variáveis	-	-	-	(3,00)	(3,00)	(3,00)	(3,00)	(3,00)	(3,00)	(3,00)
4- Custo logístico	-	-	-	(2,82)	(2,82)	(2,82)	(2,82)	(2,82)	(2,82)	(2,82)
5- Lucro Bruto	-	-	-	90,40	90,40	90,40	90,40	90,40	90,40	90,40
6- Depreciação	-	-	-	(16,60)	(22,20)	(5,50)	-	-	-	-
7- Valor Residual	-	-	-	-	-	-	-	-	-	22,2
8- Lucro Tributável	-	-	-	73,80	68,20	84,80	90,40	90,40	90,40	112,60
9- Imposto de Renda e Contribuição social	-	-	-	(24,30)	(22,50)	(28,00)	(29,80)	(29,80)	(29,80)	(37,10)
10- Lucro Líquido	-	-	-	49,40	45,70	56,80	60,60	60,60	60,60	75,40
11- Reversão da depreciação	-	-	-	16,60	22,20	5,50	-	-	-	-
12- Investimento	(44,10)	(110,90)	(66,50)	-	-	-	-	-	-	-
13- Variação do Capital de Giro	-	-	-	(17,30)	-	-	-	-	-	17,30
14- Fluxo de Caixa	(44,10)	(110,90)	(66,50)	48,70	67,90	62,40	60,60	60,60	60,60	92,70

A planilha do fluxo de caixa do projeto mostrada na Tabela VI.1 encontra-se interrelacionada com várias planilhas dinâmicas, ou seja, se alguma informação contida em uma planilha for alterada, automaticamente as planilhas que utilizam aquela informação serão recalculadas. As planilhas desenvolvidas para a simulação do fluxo de caixa do projeto são as seguintes:

Invest: Planilha na qual são inseridos os investimentos nas Unidades de Separação de Propeno e produção de polipropileno, sendo realizado o cálculo do desembolso do investimento, apresentada na Tabela VI.2.

Tabela VI.2 – Planilha Invest.

Investimento na unidade de propeno (MMUS\$)	41,80			
Investimento na unidade de polipropileno (MMUS\$)	180,00			
Curva de desembolso no complexo	Ano 01	Ano 02	Ano 03	
Percentual de desembolso do investimento	20%	50%	30%	total
Valor desembolsado	\$44,36	\$110,90	\$66,54	\$221,80

C.Oper.Prop.: Planilha que calcula os custos fixos e variáveis da unidade de separação de propeno, apresentada na Tabela VI.3.

Tabela VI.3 – Planilha C.Oper.Prop.

Custo operacional da unidade de propeno	Unidade	custo
1- Energia elétrica	US\$/ano	988869
2- Água de resfriamento	US\$/ano	94525
3- Catalisador	US\$/ano	0
4- Vapor	US\$/ano	1189191
Custos variáveis	US\$/ano	2272585
5- Pessoal – Operação	US\$/ano	202500
6- Manutenção	US\$/ano	627000
Custos fixos	US\$/ano	829500
Consumo de Utilidades para cada 1000 kg de produção de Propeno (projeto básico Cenpes)		
1- Energia elétrica MW-h		343
2- Água de resfriamento – m3		154
3- Catalisador – kg		0
4- Vapor – ton		1,9
Consumo total anual considerando uma unidade de 93000 ton/ano		
1- Energia elétrica MW-h		31899
2- Água de resfriamento – m3		14322000
3- Catalisador – kg		0
4- Vapor – ton		176700
5- Pessoal Operação		
Número de operadores por turno		2
Número de supervisores por turno		0,25
Total operadores por turno		2,25
Número de turnos		5
Total operadores		11,25

C.Oper.PP: Planilha que calcula os custos fixos e variáveis da unidade de produção de polipropileno, apresentada na Tabela VI.4.

Tabela VI.4 – Planilha C.Oper.PP.

Custo operacional da unidade de polipropileno	Unidade	Custo
1- Energia elétrica	US\$/ano	342535
2- Água de resfriamento	US\$/ano	60772
3- Catalisador	US\$/ano	138119
4- Vapor	US\$/ano	185908
Custos variáveis	US\$/ano	727334
5- Pessoal – Operação	US\$/ano	540000
6- Manutenção	US\$/ano	2700000
Custos fixos	US\$/ano	3240000
Consumo de Utilidades para cada 1000 kg de produção de Polipropileno		
1- Energia elétrica kWh/h		120
2- Água de resfriamento - m3		100
3- Catalisador – kg		0,1
4- Vapor – ton		0,3
Consumo total anual considerando uma unidade de 93000 ton/ano		
1- Energia elétrica MW-h		11050
2- Água de resfriamento - m3		9207921
3- Catalisador – kg		9208
4- Vapor – ton		27624
5- Pessoal Operação		
Número de operadores por turno		5
Número de supervisores por turno		1
Total operadores por turno		6
Número de turnos		5
Total operadores		30

Custos: Planilha com a base de dados dos custos específicos de produção, apresentada na tabela VI.5. Esta planilha somente é um banco de dados.

Tabela VI.5 – Planilha Custos.

1- Energia elétrica	US\$/MWh	31,00
2- Água de resfriamento	US\$/m ³	0,0066
3- Vapor de baixa pressão	US\$/t	6,73
4- Pessoal – Operação	US\$/ano	18000,00
5- Manutenção	US\$/ano	1,5%
6- Catalisador	US\$/kg	15,00

C.Logíst.: Planilha que calcula os custos logísticos, apresentada na Tabela VI.6.

Tabela VI.6 – Planilha C.Logíst.

Volume de GLP transportado para a REGAP Para correção de densidade (ton/ano)	34000
Preço do frete (US\$/ton)	34,00
Custo (US\$/ano)	1156000
Volume de GLP transportado para a REGAP Para atender mercado de GLP(ton/ano)	59000
Preço do frete (US\$/ton)	30,33
Custo (US\$/ano)	1789470
Custo logístico total (US\$/ano)	2945470

Receita: Planilha que calcula a receita da venda de polipropileno menos o custo da matéria prima, no caso, o GLP, apresentada na Tabela VI.7. Nesta planilha é que estão as informações do preço do GLP e do polipropileno.

Tabela VI.7 – Planilha Receita.

1- Preço do GLP (US\$/t)	\$ 300,00
2- Preço do Propeno (US\$/t)	\$ 600,00
3- Preço do Polipropileno (US\$/t)	\$1.392,00
4- Consumo de GLP (t/ano)	93000
5- Produção de propeno (t/ano)	93000
6- Produção de polipropileno (t/ano)	92079
7- Custo GLP anual (MMUS\$/ano)	\$ 27,90
8- Custo propeno anual (MMUS\$/ano)	\$ 55,80
9 – Receita com a venda de PP (MMUS\$/ano)	\$ 128,17
10- Receita planta de propeno (MMUS\$/ano)	\$ 27,90
11- Receita anual planta de PP (MMUS\$/ano)	\$ 72,37
12- Receita do complexo (MMUS\$/ano)	\$ 100,27

NCG: Planilha que calcula a necessidade de capital de giro para a operação do complexo de produção de polipropileno, apresentada na Tabela VI.8.

Tabela VI.8 – Planilha NCG.

Venda anuais de produtos finais(MMUS\$)	128,17
Custo anual de matéria prima (MMUS\$)	27,90
Impostos sobre vendas anuais (MMUS\$)	24,30
Tempo médio de recebimento da venda (dias)	30
Recebimento das duplicatas em 1 ano (MMUS\$)	10,68
Tempo para pagamento de matéria-prima(dias)	30
Pagamento das duplicatas em 1 ano (MMUS\$)	2,325
Tempo médio de estocagem matéria prima (dias)	30
Valor de estoque de matérias primas (MMUS\$)	2,325
Tempo médio de estocagem produto final(dias)	30
Valor de estocagem do produto final (MMUS\$)	10,68
Tempo de recolhimento de impostos(dias)	60
Impostos sobre vendas (MMUS\$)	4,05
NCG (MMUS\$)	17,31

6.2 – ANÁLISE DE OPÇÕES REAIS

6.2.1 – CÁLCULO DA VOLATILIDADE DO VPL

Para se calcular a volatilidade do VPL, que é o ativo subjacente ao risco, utilizou-se o programa *Crystal Ball*. Na Figura 6.1 é apresentada a curva de distribuição de probabilidade do VPL após 1000 iterações, através do método de Monte Carlo, utilizando-se os parâmetros assumidos no item 5.3. Resultados semelhantes também foram obtidos para simulações contendo 2000 iterações. O valor médio obtido para o VPL foi de US\$ 61,7 milhões.

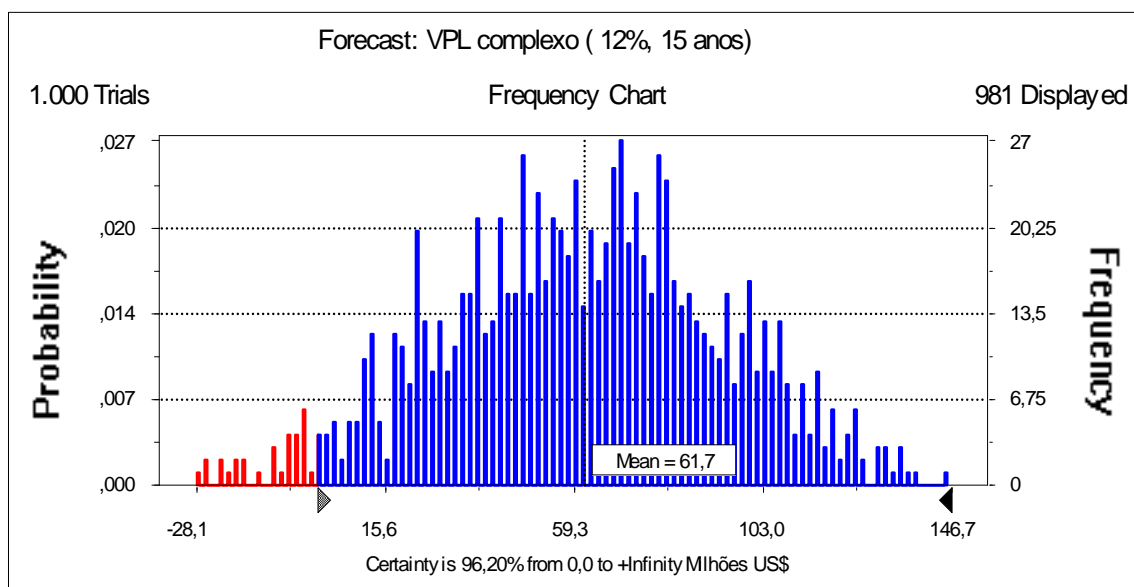


Figura 6.1 – Curva de distribuição de probabilidade do VPL.

De acordo com o resultado da simulação de Monte Carlo, mostrado na Figura 6.1, a probabilidade do VPL ser maior que 0 é, no momento, de 96,2 %. Logo, no momento atual, o investimento tem uma grande chance de ter o retorno maior que a taxa mínima de atratividade adotada de 10,7%. Assim, os decisores estarão correndo um baixo risco se resolverem investir no complexo de produção de polipropileno.

A volatilidade do VPL, medida pelo desvio padrão da distribuição, de acordo com a saída da simulação de Monte Carlo é de US\$ 34,6 milhões. Este valor corresponde a 56,1% em relação a média. Sendo considerado um valor alto de volatilidade. Este resultado terá uma grande influência no valor da opção de espera, pois quanto maior a volatilidade maiores serão as incertezas associadas ao projeto, maior é o valor da opção de espera. Na Tabela VI.9 são apresentados os resultados estatísticos da saída da simulação.

Tabela VI.9 – Resultados estatísticos da simulação de Monte Carlo.

Resultado	Valor
Número de tentativas	1.000
Valor médio	61,7
Mediana	62,5
Desvio padrão	34,6
Variância	1.197,8
Coeficiente de variabilidade	0,56
Valor mínimo	-44,8
Valor máximo	183,3
Faixa de valores	228,1
Erro médio padrão	1,09

6.2.2 – CONSTRUÇÃO DA ÁRVORE DE EVENTOS

Para a modelagem do comportamento do ativo subjacente ao risco, o percentual de alta e de baixa do ativo pode ser obtido através de sua volatilidade, conforme proposto por Cox *et al.* (1979), e apresentado no capítulo 3. Os parâmetros de subida e descida são obtidos através das seguintes expressões:

$$u = e^{\sigma\sqrt{\frac{t}{n}}} \quad (3.34)$$

$$d = e^{-\sigma\sqrt{\frac{t}{n}}} \quad (3.35)$$

em que, σ é a medida de volatilidade do ativo objeto, t é o tempo de vida da opção e n é o número de intervalos em que se faz o ativo objeto se movimentar. Como visto no item 6.2.1, a volatilidade do ativo objeto é 56,1%.

Considerou-se o tempo de vida da opção de 3 anos. De acordo com o “Seminário de Posicionamento de Dowstream” (2002), todo o mercado brasileiro de polipropileno estará atendido em 2011 se forem instaladas todas as unidades projetadas. O excedente de propeno só teria mercado no exterior, o que foge do objeto deste estudo. O tempo de projeto básico, projeto executivo, montagem e pré-operação do complexo é de 3 anos. Considerando o ano de 2005 como o ano zero, pode-se exercer a opção de colocar polipropileno no mercado no início dos anos de 2008, 2009, 2010 ou 2011.

O VPL inicial, de acordo com os resultados obtidos no item 6.2.1, é de US\$ 61,70 milhões. Este é o VPL obtido para a colocação do polipropileno no mercado no início do ano de 2008. O número de intervalos de movimento do VPL será 3. Este movimento, com as probabilidades de ocorrência, pode ser visualizado na Figura 6.2. Denominou-se o VPL inicial de VPL(1). Adotou-se apenas dois cenários saindo de cada cenário por ano, resultando dois cenários ao final do primeiro ano (2009), três cenários ao final do segundo ano (2010) e quatro cenários ao final do terceiro ano (2011).

2008	2009	2010	2011
			VPL(4++) P=0,125
		VPL(3+) P=0,25	
	VPL(2+) P=0,50		VPL(4+) P=0,375
VPL(1)		VPL(3) P=0,50	
	VPL(2-) P=0,50		VPL(4-) P=0,375
		VPL(3-) P=0,25	
			VPL(4--) P=0,125

Figura 6.2 – Árvore binomial do VPL com as respectivas probabilidades de ocorrência.

Considerando $n = 3$, $t = 3$ e volatilidade σ de 56,1% e utilizando as equações (3.34) e (3.35), tem-se que os parâmetros de descida calculados são: $u = 1,75$ e $d = 0,57$. Estes parâmetros apresentam-se elevados, refletindo o alto valor da volatilidade.

6.2.3 – DETERMINAÇÃO DO MELHOR MOMENTO DE INVESTIR

Utilizando-se os parâmetros de subida ($u = 1,75$) e descida ($d = 0,57$) calculados, pode-se construir a árvore binomial de eventos do ativo subjacente ao risco, VPL. Na Figura 6.3 apresenta-se a árvore de eventos do VPL do projeto sob investigação.

2008	2009	2010	2011
			VPL(4++) = 332,05 P=0,125
		VPL(3+) = 189,48 P=0,25	
	VPL(2+) = 108,12 P=0,50		VPL(4+) = 108,12 P=0,375
VPL(1) = 61,70		VPL(3) = 61,70 P=0,50	
	VPL(2-) = 35,21 P=0,50		VPL(4-) = 35,21 P=0,375
		VPL(3-) = 20,09 P=0,25	
			VPL(4--) = 11,46 P=0,125

Figura 6.3 – Árvore de eventos do VPL.

O VPL para cada ano, ponderado pela probabilidade de ocorrência, é apresentado na Tabela VI.10:

Tabela VI.10 – VPL médio projetado.

Ano	2008	2009	2010	2011
VPL (US\$ milhões)	61,70	71,67	83,24	96,69

O aumento considerável do VPL com o tempo se deve ao fato da alta volatilidade do projeto. Utilizando-se a taxa livre de risco, desconta-se o valor do VPL projetado de cada ano para o ano de 2008. O valor da opção de espera para cada ano é a diferença entre o VPL descontado e o valor do VPL do ano de 2008. Os valores de VPL obtidos encontram-se resumidos na Tabela VI.11.

Tabela VI.11 – VPLs descontados para o ano de 2008.

Ano	2008	2009	2010	2011
VPL (US\$ milhões)	61,70	63,99	66,36	68,82
Valor da opção de espera (US\$ milhões)	0,00	2,29	4,66	7,12

Como o projeto é muito volátil, as opções de espera são positivas, refletindo o que ocorre na vida prática do tomador de decisão, de que quando o mercado está muito volátil é melhor “esperar para ver”. Para fins ilustrativos, na Figura 6.4 são apresentados os valores das opções de espera considerando três volatilidades: caso base (56,1%), 40% e 70%. Considerando 40%, a opção de espera se torna negativa já em 2009. Neste caso não se teria dúvidas de realizar o investimento imediatamente. Considerando a volatilidade de 70%, observa-se que a espera é muito atrativa. O valor da opção atinge o valor de US\$ 24,00 milhões. Observa-se que o valor da opção é zero para todos os anos, quando o valor da volatilidade σ é de 48,5%. Neste caso tanto faz investir agora ou esperar.

Através da Figura 6.4, observa-se, também, que o modelo desenvolvido reflete o que era esperado, ou seja, o valor da opção aumenta com o tempo e a volatilidade do VPL.

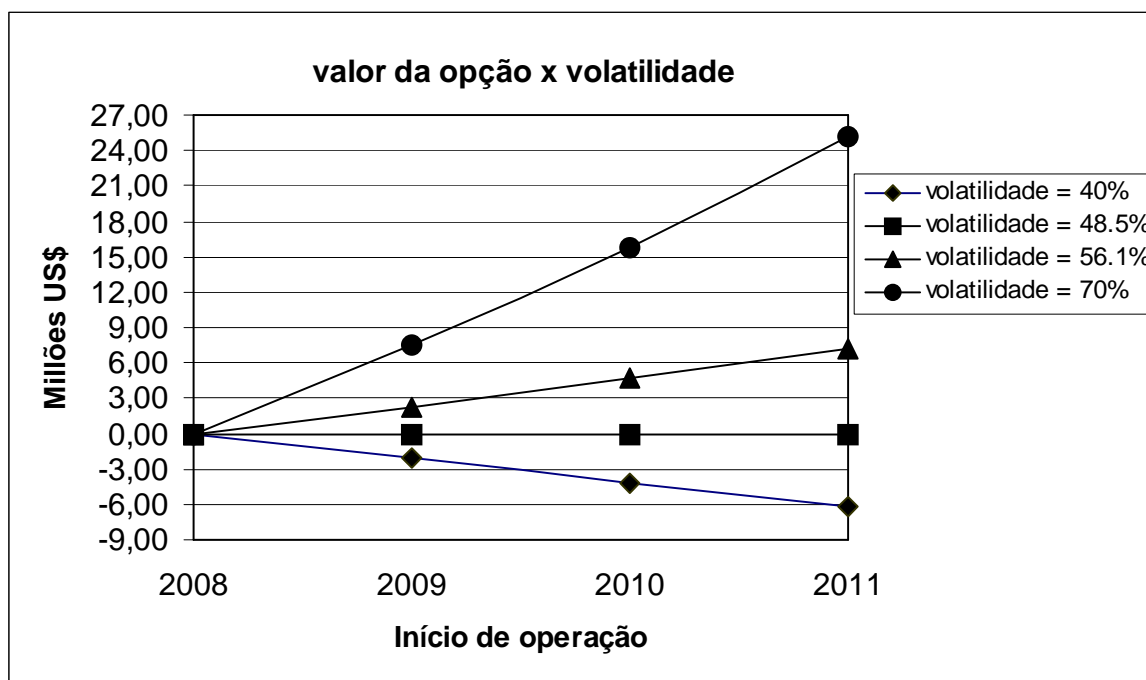


Figura 6.4 – Valor da opção de espera x Volatilidade do VPL

O melhor momento para exercer a opção de investir é um dos mais importantes problemas na teoria do investimento sob incerteza. Mesmo o VPL sendo positivo no instante inicial, pode ser melhor esperar, pois a irreversibilidade cria um custo de oportunidade quando o futuro do projeto é incerto. Caso o projeto seja suficientemente lucrativo, é melhor investir imediatamente.

A decisão do momento ótimo de investimento em uma linha de produção de polipropileno em Betim-MG é função da volatilidade da diferença de preço entre o GLP e o polipropileno e dos valores dos investimentos a serem feitos nas unidades de produção de propeno e polipropileno. O presente trabalho de dissertação de mestrado analisou qual o momento mais oportuno para se realizar o investimento no complexo industrial de produção de propeno e polipropileno. A Petrobras investiria na planta de produção de propeno polímero e algum empreendedor, em parceria ou não com a Petrobras, investiria na

produção de polipropileno. O investimento total no complexo de produção de polipropileno poderá ser feito por uma mesma empresa ou mesmo pela Petrobras.

No caso estudado, a opção é uma típica opção de compra americana, podendo ser exercida imediatamente, ou seja, no tempo $t=0$ (ano de 2005) ou poderá ser exercida nos tempos $t=1$ (ano de 2006), $t=2$ (ano de 2007) ou $t=3$ (ano de 2008). O exercício da opção determina o início do investimento no complexo de produção de polipropileno. Em $t=3$ é a expiração da opção, ou seja, é o caso “agora ou nunca”. Se não investir, o mercado brasileiro de polipropileno estará saturado e não faz mais sentido o investimento, a não ser que se desenvolva um estudo para exportação de polipropileno.

7 – CONCLUSÕES

A opção de espera ou diferimento para a implantação de um complexo para a produção de polipropileno a partir do propeno contido no GLP produzido pela REGAP foi analisada nesta dissertação empregando-se a técnica de opções reais. A estratégia adotada para a tomada de decisões foi realizada mediante o levantamento do VPL via simulação estocástica de Monte Carlo, considerando as incertezas relativas aos preços do GLP, do polipropileno, além dos custos de investimentos nas unidades industriais consideradas. A opção de espera foi calculada empregando-se um modelo de distribuição binomial, considerando os anos de 2006 a 2008.

Os valores das opções de espera calculados neste estudo (Tabela VI.11) apresentados na tabela VI.11 mostram certa vantagem no adiamento da tomada de decisão. No entanto, o valor do VPL(0) de US\$ 61,70 milhões da tomada de decisão imediata é altamente atrativo, de forma que os valores das opções de espera não alavancam tanto o projeto. Isso mostra que a análise de opções reais é de grande importância para se criar valor em projetos que, em um primeiro momento não se apresentam atrativos economicamente, o que não é o caso do projeto analisado. Além da alta rentabilidade, o projeto analisado está em consonância com as estratégias da Petrobras. Portanto, a decisão a ser tomada neste caso específico é a do investimento imediato.

8 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A análise utilizando a técnica de opções reais mostra que o risco pode ser influenciado através do gerenciamento de flexibilidades, o que a torna um instrumento estratégico de criação de valor para o projeto ou para a definição do *portfolio* de projetos de uma empresa. Este conceito de gerenciamento de riscos pode levar à criação de estratégias corporativas que consideram a incerteza como uma oportunidade e não como um empecilho.

No Brasil, os trabalhos publicados nesta área são escassos. Intuitivamente, o decisor percebe a importância de valorizar a flexibilidade presente nos projetos. A avaliação pelo VPL utiliza ferramentas matemáticas simples e consagradas, e a teoria das opções reais apresenta um campo fértil para o desenvolvimento de ferramentas matemáticas complexas para a avaliações das opções embutidas em um projeto. Isso pode ser uma área a ser explorada para quem tem prazer e facilidade no desenvolvimento de técnicas matemáticas.

Um vasto campo de aplicação da teoria de opções reais reside na valorização de projetos de pesquisa e desenvolvimento, plantas piloto e testes de mercado, muitos dos quais conduzidos pelas universidades. Estes projetos geram quantidade de informações e aprendizado que podem ser quantificados pela teoria das opções reais. A análise tradicional, através do VPL, não consegue capturar o valor destas informações. Atualmente existe um número enorme de publicações da aplicação da técnica no desenvolvimento de produtos farmacêuticos, por exemplo.

Quanto ao trabalho desenvolvido nesta dissertação na tese, sugere-se os seguintes pontos a serem avaliados:

- analisar o efeito no valor da opção de espera, considerando o valor do investimento na unidade de polipropileno de maneira mais acurado. O valor do investimento na unidade de polipropileno está com uma margem de erro elevada. Para se ter uma estimativa de custo mais precisa, deverão ser solicitadas

estimativas de investimentos dos licenciadores de tecnologia destas unidades. Com isso, obtem-se um VPL com uma volatilidade menor, o que facilitaria a decisão do investimento.

- avaliar a opção de crescimento ou expansão, ou seja, se valeria a pena investir no aumento de produção de GLP e conseqüentemente aumento nas produções de propeno e polipropileno. O aumento da produção de GLP poderia ser feito considerando um aumento de carga nas unidades de craqueamento catalítico ou maximização de seu rendimento em detrimento ao rendimento de gasolina.
- avaliar outra rota para o uso do propeno da Regap, principalmente para a produção de Ácido Acrílico, produto que é totalmente importado pelo país. Ao invés do investimento em um complexo de produção de polipropileno, investiria em um complexo de produção de ácido acrílico, matéria prima utilizada para a produção de polímeros super absorventes.
- analisar o valor da opção de espera considerando a volatilidade do VPL calculada a partir do Movimento Geométrico Browniano (MGB) para os preços do GLP e do polipropileno.

9 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Amram, M. e Kulatilaka, N., 1999. Real Options: managing strategic investment in a uncertain world. Boston: Harvard Business School Press.

Black, F. e Scholes, M., 1973. The pricing of options and corporate liabilities. Journal of Political Economy, n.81, p.637-59.

Boyle, P., 1977. Options: A Monte Carlo Approach, Journal of Financial Economics 4, 323-338.

Campos, B., 2001. Apostila de análise de investimento – Fundação Dom Cabral.

Churchill, R.V., 1963. Fourier Series and Boundary Value Problems. New York: McGraw-Hill.

Copeland, T. e Antikarov, V., 2002. Opções Reais: Um novo paradigma para reinventar a avaliação de investimentos; Tradução de Maria José Cyhlar, Editora Campus.

Cox, J.C., Ross S.A. e Rubinstein, M., 1979. Option pricing: a simplified approach. Journal of Financial Economics, v. 7, 229-263.

Dias, M., 1998. Investimento Sob Incerteza – Introdução à teoria das opções reais – Apostilas do curso da Petrobras/Universidade Corporativa.

Dixit, A.K. e Pindyck, R.S., 1994. Investment under Uncertainty, Princeton University Press, Princeton, N.J.

Hydrocarbon Processing Magazine, 2003. Petrochemical Process, Polypropylene, 121-124.

Hydrocarbon Processing Magazine, 2003. página 77.

Klammer, T., 1972. Empirical Evidence on the Adoption of Sophisticated Capital Budgeting Techniques, *Journal of Business*, 387-397.

Lander, D.M. e Pinches, G.E., 1998. Challenges to the Practical Implementation of Modeling and Valuing Real Options, *The Quarterly Review of Economics and Finance*, Vol.38, Special Issue, 1998, 537-567.

Manual de Análise Empresarial de Projetos de Investimento, 2003. Petrobras, Gerência de Análise e Acompanhamento de Projetos de Investimento.

Mccann, T. J., 2000. Propylene Upgrading Prospects prepared for Alberta Department of Economic Development.

Marreco, J., 2001. Otimização Dinâmica Sob Condição de Incerteza na Produção de Petróleo. Belo Horizonte: Faculdade de Ciências Econômicas da UFMG, 88p. (Dissertação, Mestrado em Administração).

Merton, R., 1973. The Theory of Rational Option Pricing, *Bell Journal of Economics And Management Science* 4, 141-83.

Plano Estratégico da Petrobras, 2003. – 2007, 2003, Petrobras.

Porter, M.E., 1980. *Competitive Strategy*, Collier Macmillan, London.

Schwartz, E., 1977. Valuation of Warrants Implementing a New Approach, *Journal of Financial Economics* 4, 79-93.

Seminário de Posicionamento Estratégico de Downstream, 2002. Abastecimento Petroquímica – Petrobras.

Schall, L., Sunden, G., Geijsbeek, W., 1978. Survey and Analysis of Capital Budgeting References, *Journal of Finance*, 621-640.

Trigeorgis, L., 1995. *Real Options in Capital Investment, Models, Strategies and Applications*, Praeger, London.

Trigeorgis, L., 1999. *Real Options and Business Strategy: Applications to Decision Making*, Risk Books, London.

APÊNDICE A - ROTAS TECNOLÓGICAS PARA A PRODUÇÃO DE POLIPROPILENO

Existem, atualmente, 7 licenciadoras de tecnologia para a produção de polipropileno:

- 1- Novolen Technology Holdings C.V. – Licenciadora do processo *Novolen*.
- 2- Basell Polyolefins – Licenciadora dos processos *Spheripol* e *Spherizone*.
- 3- Borealis A/S – Licenciadora do processo *Borstar PP*.
- 4- British Petroleum (BP).
- 5- Chisso Corp.
- 6- Dow Chemical Co. Univation Technologies – Licenciadora do processo UNIPOL PP.
- 7- Mitsui Chemicals, Inc.

O processo básico e mais comum envolve a polimerização do propileno em fase gasosa usando um catalisador específico, fabricado pelo detentor de tecnologia. Uma rota alternativa de produção de polipropileno inclui a utilização de um reator tubular alimentado com propeno líquido. Os catalisadores do tipo “Single Site” estão substituindo, cada vez mais, os tradicionais catalisadores de Zeigler Natta. Recentemente, catalisadores “metallocene” têm sido desenvolvidos para resinas de Polipropileno, o que está expandindo a faixa de graus de resina e características.

No processo de polimerização em fase gasosa, um reator de leito fluidizado com catalisador específico é utilizado, como é o caso do processo Unipol PP da Dow Chemical, descrito no item A.7. O índice de fusão, o nível isotático e a distribuição de peso molecular do polipropileno são controlados pelos tipos e quantidades de catalisador, além da adição de agentes de controle de peso molecular.

Propeno é a principal matéria-prima para a produção de polipropileno (PP), com consumo de 1,01 kg de propeno para cada kg de polipropileno produzido. Excluindo custos com

utilidades e mão-de-obra, o custo do catalisador e as taxas de licenciamento de tecnologia representam os maiores gastos do processo de produção. Na Tabela A.1, são apresentados os consumos típicos de matérias-primas para produção de 1.000 kg de PP (Mccann, 2000).

Tabela A.1 - Matéria-prima e consumo de utilidades para a produção de 1.000 kg de PP (Mccann, 2000).

Insumo	Quantidade
Propeno	1.010 kg
Eletricidade	120 kWh
Água de resfriamento	100 m ³
Catalisador	0,1 kg (custo entre US\$ 10 e 20)
Vapor	300 kg

Na seqüência, são apresentadas as aplicações das tecnologias mencionadas, bem como a descrição do processo das mesmas.

A.1 - PROCESSO NOVOLEN

Essa tecnologia encontra-se licenciada para uma faixa de capacidade de 60.000 a 400.000 t/a de propileno. Atualmente, 45 unidades encontram-se em fase de operação, projeto ou em construção. A capacidade total licenciada mundialmente excede 4.7 milhões de toneladas.

O processo Novolen atende a produção de uma larga variedade de polipropileno (PP), homopolímero, co-polímeros randômicos e co-polímeros de impacto contendo até 50% de borracha. A variedade de produtos inclui metaloceno PP. O fluxograma do processo de produção de propileno através da tecnologia Novolen é apresentado na Figura A.1.

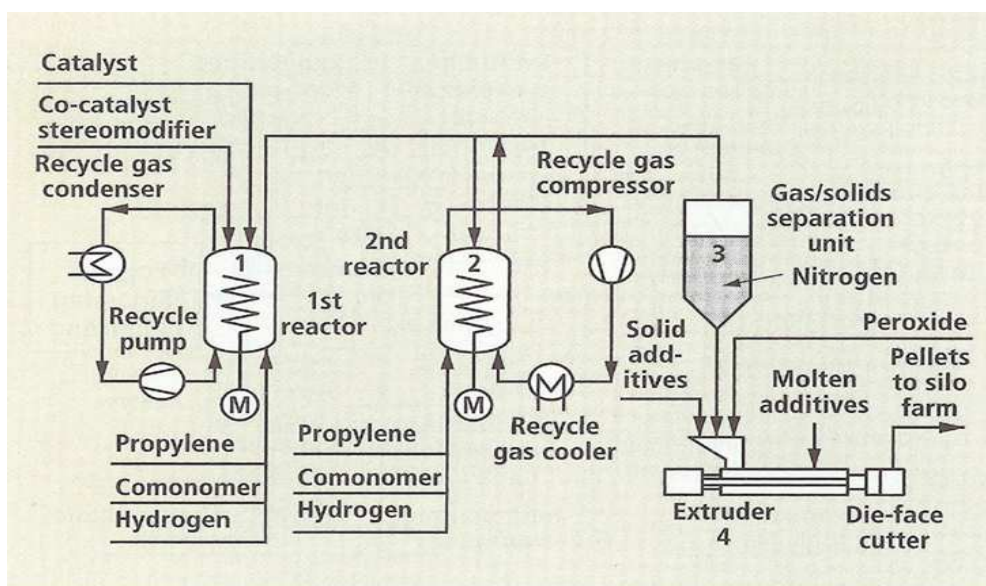


Figura A.1 - Fluxograma esquemático do processo Novolen.

No processo Novolen, a polimerização é conduzida em um ou dois reatores em fase gasosa (1) e (2). Os reatores contêm um leito de polipropileno em pó, que é agitado abaixo do ponto de fluidização por um agitador helicoidal mantendo, assim, o leito em movimento e prevenindo a aglomeração da goma. Uma larga variedade de produtos pode ser produzida com somente dois reatores conectados em série, incluindo co-polímeros de super alto impacto (*super-high-impact*). O segundo reator é usado tanto para incorporar borracha na matriz do homopolímero produzido no primeiro reator como para elevar a capacidade de produção de homopolímeros ou co-polímeros randômicos.

O calor de polimerização é removido dos dois reatores por sistema de água de resfriamento. O pó de polímero é continuamente removido dos reatores. Esse pó é transferido do primeiro reator para o segundo reator e, em seguida, para a Unidade de Separação Gás-Sólido por pressão. Na Unidade de Separação de Gás-Sólido, o polímero é separado do monômero não reagido e alimentado diretamente na extrusora para peletização. O monômero é enviado para a Unidade de Recuperação de Monômero e reciclado.

A.2 – PROCESSO BASELL SPHERIPOL

A Basell Polyolefins é licenciadora do processo Spheripol para a produção de polímeros de polipropileno incluindo homopolímero PP e muitas famílias de randômicos e polímeros heterofásicos de impacto. A tecnologia Spheripol é usada na produção de aproximadamente 50% da demanda mundial de polipropileno. Existem 78 unidades operando mundialmente com capacidade instalada de 12 milhões de t/a. Nove novas unidades estão em construção. Existem projetos disponíveis para capacidades entre 40.000 e 450.000 t/a.

São obtidos rendimentos de polímeros entre 40.000 e 60.000 kg/kg de catalisador. O polímero tem sua distribuição do tamanho de partícula e índice isotático controlados entre 90-99%. O processo de produção de polipropileno pelo método Basell Spheripol está representado no fluxograma apresentado na Figura A.2.

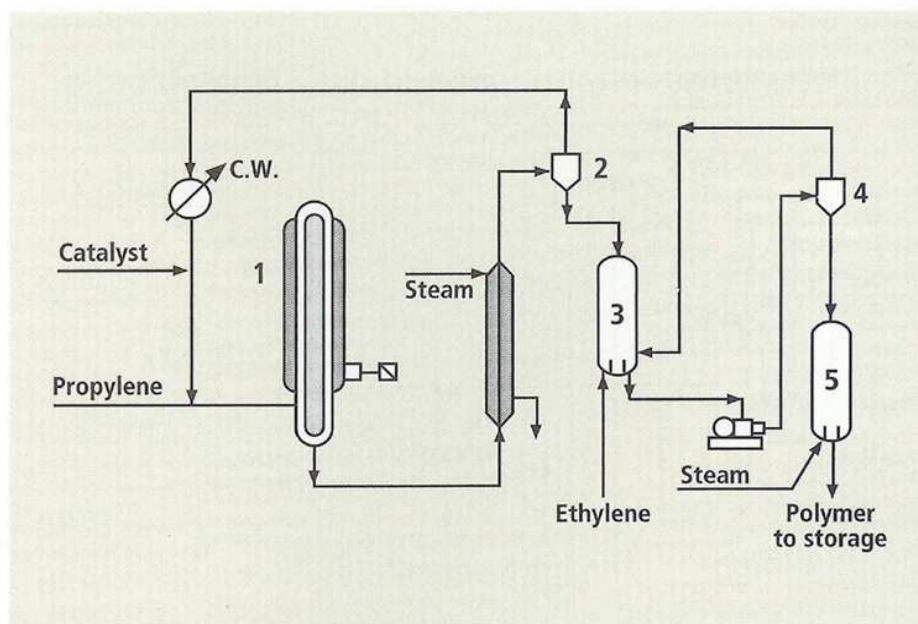


Figura A.2 - Fluxograma esquemático do processo Basell Spheripol.

No processo Spheripol, homopolímero e co-polímero randômico são obtidos a partir de propileno líquido com um reator do tipo *loop* tubular (1). O co-polímero de impacto heterofásico é obtido pela adição de um reator em fase gasosa (3), em série.

O monômero não reagido é aspergido em dois estágios (2,4) e reciclado de volta para o reator. O reciclo incrementa o rendimento e minimiza o consumo de energia. O monômero dissolvido é removido do polímero pela purga com vapor (5). O processo pode usar propileno grau químico (mínimo de 94% de pureza) ou grau típico para a polimerização (mínimo de 99,5% de pureza).

A.3 – PROCESSO BASELL SPHERIZONE

Essa tecnologia é aplicada na produção de polipropileno, incluindo mono e bimodal (peso molecular médio, grande e muito grande), homopolímero PP, homopolímeros de elevada dureza, co-polímeros randômicos, termopolímeros, co-polímeros randômicos de alta claridade, assim como decomposições (homopolímero/co-polímero randômico, co-polímeros randômicos idênticos ou co-polímero randômico/heterofásico). Co-polímero de impacto convencional pode ser produzido com o segundo reator em fase gasosa, contendo mais que 40% de borracha de etileno/propileno.

Uma planta comercial com capacidade de 160.000 t/a está em operação em Brindisi, na Itália, desde 2002 (Hydrocarbon Processing, 2003). O processo de produção de polipropileno através do método Basell Spherizone encontra-se esquematizado no fluxograma apresentado na Figura A.3.

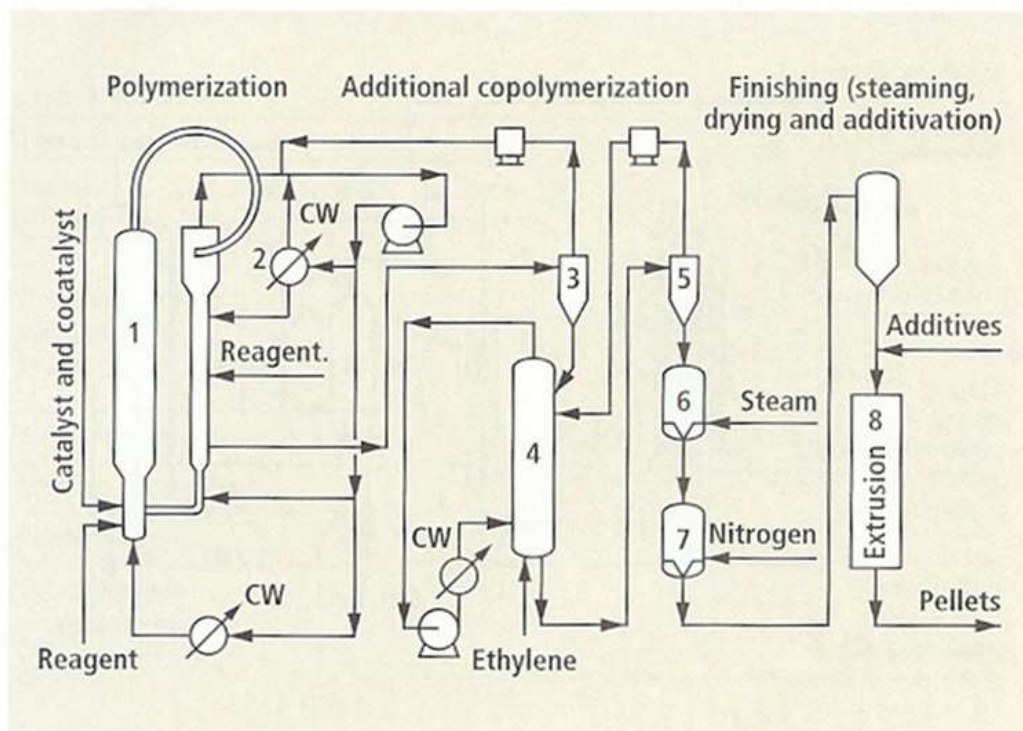


Figura A.3 - Fluxograma esquemático do processo Basell Spherizone.

O processo Spherizone utiliza um reator de polimerização em fase gasosa com recirculação contínua entre duas zonas inter-relacionadas no reator (1). Na primeira zona, o polímero é mantido em um regime de rápida fluidização. Quando deixa essa zona, o gás é separado e o polímero atravessa a segunda zona por um leito recheado sendo, em seguida, reintroduzido na primeira zona. A recirculação de sólidos entre as duas zonas é completa.

O regime fluidodinâmico peculiar da segunda zona, onde o polímero entra como fase densa em regime empistonado permite alterar a composição do gás com respeito ao terminador da cadeia - hidrogênio - e co-monomero. Isso é feito por injeção de monômero de um sistema externo (2) em um ou mais pontos da segunda zona. Dessa forma, dois ou mais diferentes polímeros podem crescer no mesmo grão.

Enquanto os grãos reciclam através das duas zonas, diferentes polímeros são gerados via polimerização contínua. Uma perfeita mistura é obtida, levando a um produto final homogêneo.

O monômero não reagido é vaporizado a uma pressão intermediária (3) e reciclado de volta para o *loop reactor*. O polímero pode ser alimentado ao reator fluidizado na fase gasosa (4), operado em série, onde um co-polímero adicional pode ser incluído.

Do reator secundário ou separador, o polímero é descarregado para um tanque. O gás não reagido é recuperado, enquanto o polímero é enviado para a Unidade de Re-extração do Monômero a Vapor e Desativação Catalítica (6). Os hidrocarbonetos residuais removidos são reciclados para a reação, enquanto o polímero é seco por um sistema de nitrogênio, em circuito fechado (7) e, livre de substâncias voláteis, enviado para a etapa de incorporação de aditivos (8).

A.4 – PROCESSO BORSTAR

O processo Borstar pode produzir homopolímeros, co-polímeros randômicos, co-polímeros heterofásicos e borracha com alto teor de co-polímero heterofásico. É um processo modular consistindo de uma combinação de reator *loop* com reator em fase gasosa.

Uma ampla faixa de polímeros com taxas de escoamento vítreo entre 0.1 a 1.200, desde muito rígido até polímeros muito macios, pode ser produzida de acordo com a necessidade dos clientes. Os produtos gerados podem ser alimentados diretamente ao reator, o que minimiza a necessidade de tratamento preliminar para a correção da composição alimentada ou outro tratamento posterior qualquer. Graus adequados de polímeros para modelagem, filme, fibra, conformação técnica e tubos, como também para aplicações de engenharia são produzidos.

A primeira planta Borstar PP instalada encontra-se em operação desde maio de 2000 em Schwechat, Áustria, com capacidade de 200.000 toneladas por ano. O processo de produção de polipropileno pelo método Borstar PP pode ser acompanhado através do fluxograma mostrado na Figura A.4.

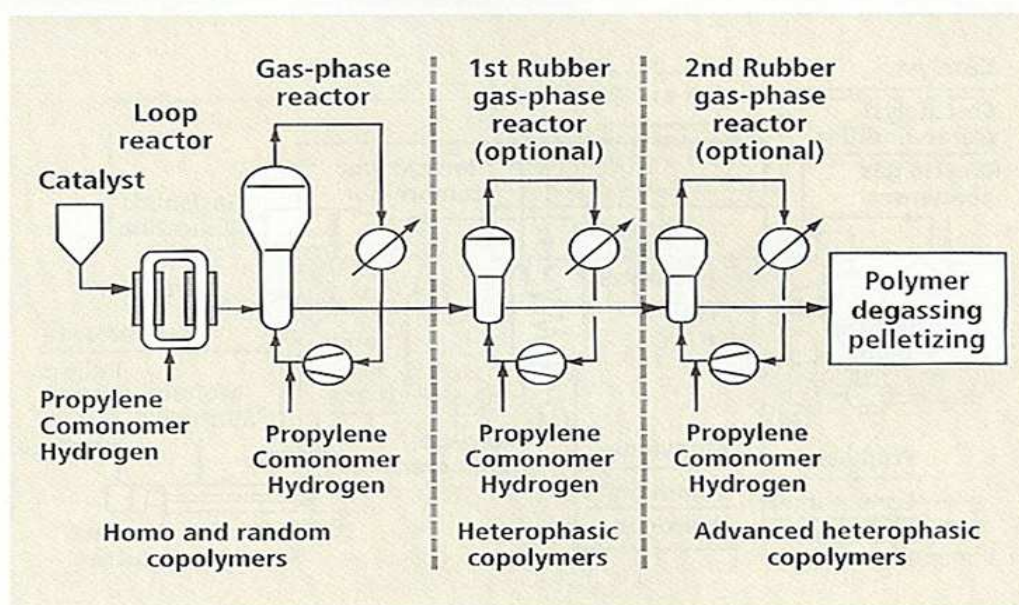


Figura A.4 - Fluxograma esquemático do processo Borstar PP.

Através do processo Borstar, pode-se obter um polipropileno com índice de fusão entre 0.1 e 1.200. Nesse processo é usado o catalisador Ziegler-Natta. Quando se produz homopolímeros e co-polímeros randômicos, o processo consiste de um reator em *looping* e um reator de fase gasosa em série. Um ou dois reatores, em fase gasosa, são combinados para produzir co-polímeros heterofásicos.

Propeno, catalisador, co-catalisador, doador, hidrogênio e co-monômero (para co-polímeros randômicos) são alimentados ao reator *loop*. Propeno é utilizado como meio no qual se dá a polimerização de polipropileno. O reator *loop* é projetado para condições supercríticas e operado entre 80 - 100 °C e 50 - 60 bar. A mistura entre propeno e polímero que sai do reator *loop* é enviada para o leito fluidizado, onde o propeno é consumido na

polimerização. Este reator opera com temperatura entre 80 - 100 °C e pressão entre 25 - 30 bar. Novas quantidades de propeno, hidrogênio e co-mônômero (no caso de co-polímeros randômicos) são alimentados ao reator. Após a remoção dos hidrocarbonetos residuais, a goma de polímero é transferida para extrusão.

Para co-polímeros heterofásicos, os polímeros produzidos no reator em fase gasosa são transferidos para outro reator, menor, também em fase gasosa, onde se produz co-polímero sob a forma de borracha. Após essa etapa do processo, hidrocarbonetos residuais são removidos e o pó é transferido para extrusão.

O módulo básico de combinação entre os reatores *loop* e em fase gasosa permite uma elevada conversão em uma única passada (mínimo reciclo), desde que o monômero não reagido do reator de *loop* seja consumido no reator de fase gasosa. As condições de polimerização em cada reator podem ser controladas independentemente, permitindo a produção de polipropileno com padrão unimodal e multimodal com peso molecular variado. A razão de produção entre os reatores pode ser ajustada para encontrar as propriedades dos produtos almejadas.

A.5 – PROCESSO BP

A tecnologia BP em fase gasosa foi projetada para produzir polipropileno homopolímero, co-polímero randômico e co-polímero de impacto utilizando catalisador suportado de quarta geração. Os produtos são utilizados em muitas aplicações, incluindo moldes por injeção, moldes por sopragem, filmes, extrusão, folhas e fibras. Co-polímeros randômicos produzidos por este processo apresentam um maior equilíbrio no que tange à dureza e à resistência ao impacto em larga faixa de temperatura.

O processo de produção de polipropileno pelo método BP é esquematizado no fluxograma apresentado na Figura A.5.

Um catalisador presente em óleo mineral é adicionado ao reator, juntamente com o co-catalisador e o modificador. As características do catalisador suportado, desenvolvido pela BP, são controladas no que tange à morfologia, elevada atividade e alta estereoespecificidade, resultando um PP com faixa de distribuição de tamanho estreita, pó com bom “escoamento” (fluibilidade), mínimo resíduo de catalisador e excelente cor e baixo odor.

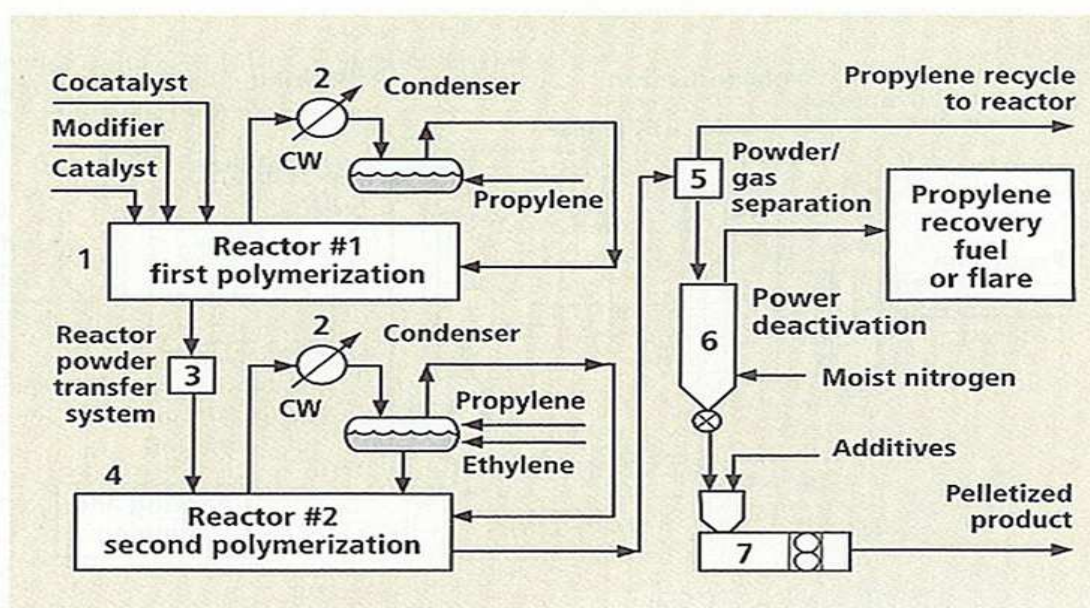


Figura A.5 – Fluxograma esquemático do processo BP.

Um reator de leito agitado (1) é o único na indústria que se aproxima, em termos de desempenho, ao tipo *plug-flow*, o que contribui para duas grandes vantagens. Primeiro, minimiza o desvio de catalisador, permitindo a produção de um co-polímero de impacto de alta performance, e, segundo, o produto de transição é feito rapidamente, minimizando produtos fora de especificação. O reator não é de leito fluidizado e a mistura do pó é feita com uma agitação controlada promovida por um agitador horizontal específico. O monômero que deixa o reator é parcialmente condensado e reciclado. O condensado líquido, juntamente com a reposição de monômero fresco, é pulverizado no leito do reator agitado para proporcionar um resfriamento evaporativo, removendo o calor da polimerização e controlando a temperatura do leito. Gás não condensado retorna ao reator.

Para a produção de co-polímero, um segundo reator (4) em série é requerido. Um sistema de aprisionamento de gás (3), transfere o pó do primeiro reator (homopolímero) para o segundo (co-polímero), prevenindo a contaminação cruzada entre os reatores. Isto é criticamente importante quando se deseja produzir co-polímeros de maior impacto. A operação do segundo reator é similar ao do primeiro, exceto pela adição de etileno ao propileno na carga do segundo reator. O pó do reator é transferido e despressurizado em um sistema de separação (5), e em seguida purgado em uma coluna (6) com nitrogênio para a desativação do catalisador. O pó desativado é, então, peletizado (7) com aditivos para que os produtos finais sejam finalmente obtidos.

A.6 – PROCESSO CHISSO

O processo Chisso é licenciado para produzir polipropileno homopolímero, etileno-propileno, polímero randômico e co-polímeros de impacto, utilizando-se um reator de polimerização em fase gasosa e um reator especial *plug-flow*. Oito plantas estão em operação no mundo com capacidades variando de 65.000 a 360.000 t/a. O processo Chisso pode ser licenciado para produção de até 400.000 t/a.

O processo de produção de polipropileno através da tecnologia Chisso pode ser acompanhado pelo fluxograma apresentado na Figura A.6.

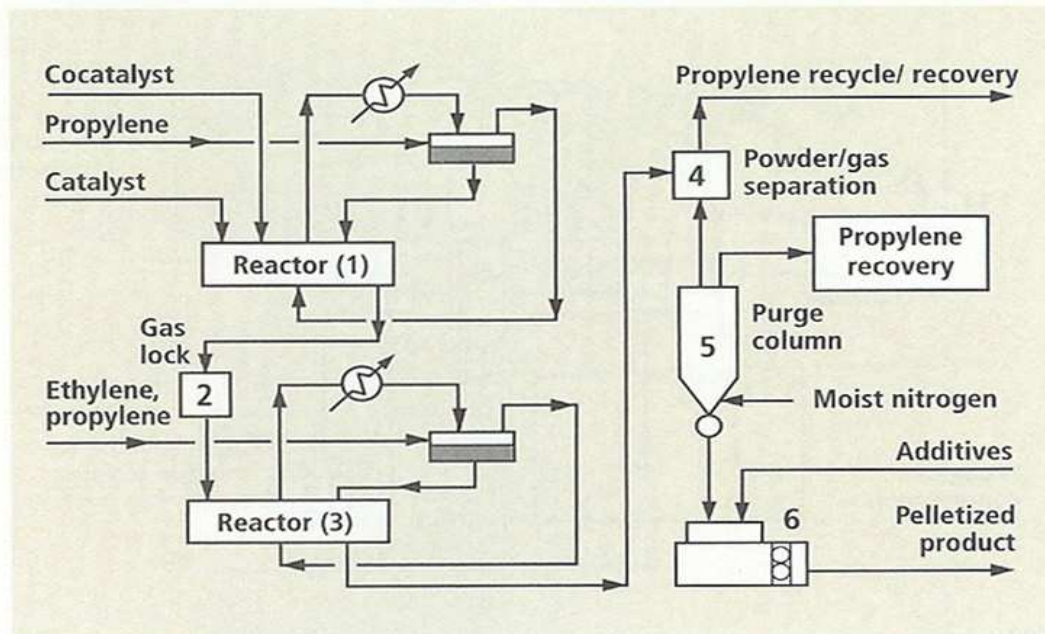


Figura A.6 - Fluxograma esquemático do processo Chisso.

O processo é inovador, pois utiliza um reator horizontal agitado contendo um catalisador de alta eficiência especificamente desenvolvido pelo licenciador. O catalisador possui uma morfologia controlada, altíssima atividade reativa e seletividade. O processo requer um baixo consumo de energia, produzindo um co-polímero de impacto superior etileno-propileno, a minimização de formação de produtos de transição, alto rendimento de polímero de alta qualidade e alto fator operacional. Cada passo do processo é simplificado resultando em um baixo capital de investimento e reduzido custo operacional, produzindo um produto uniforme, com excelente controle de qualidade.

Partículas de polipropileno são formadas continuamente no reator de baixa pressão (1) em presença de catalisador. O monômero evaporado é parcialmente condensado e reciclado. O monômero líquido com propileno fresco é pulverizado em um leito de pó agitado para proporcionar o resfriamento evaporativo. O pó passa através do sistema de aprisionamento de gás (2) para o segundo reator (3). Este opera similarmente ao primeiro, exceto que o

propeno e o etileno são alimentados ao sistema para produção de co-polímero de impacto. O reator horizontal faz a distribuição do tempo de residência do pó aproximar-se de um reator *plug-flow*. O leito agitado é bem capacitado para permitir que algum co-polímero alto de etileno possa escoar e fluidizar bem.

O pó é lançado periodicamente para o sistema de separação gás-pó (4). O pó é despressurizado na coluna de purga (5), onde o nitrogênio desativa o catalisador e remove o monômero remanescente. O monômero é concentrado e recuperado. O pó é convertido em uma variedade de resinas peletizadas (6), preparadas para aplicações em mercados específicos.

A.7 –PROCESSO UNIPOL PP

O processo Unipol PP em fase gasosa é licenciado pela Dow Chemical para a produção de homopolímero, co-polímero randômico e co-polímero polipropileno de impacto. Homopolímeros podem ser produzidos com índice de fusão entre 0.1 e 3.000 e isotaticidade superior a 99%. Co-polímeros randômicos podem ser produzidos com 12% em peso ou mais de etileno ou 21% ou mais de buteno com uma larga faixa de índice de fusão (<0.1 até > 100). Uma faixa completa de co-polímeros de impacto podem ser polimerizados com boa dureza ao impacto. Produtos com distribuição de peso molecular estreita ou larga podem ser produzidos em graus adequados para injeção de filmes, moldagem, moldagem soprada, extrusão e aplicações têxteis.

Mais de 30 plantas comerciais estão em operação no mundo, com capacidades desde 80.000 t/a até 260.000 t/a. A produção total mundial utilizando esta tecnologia supera 5 milhões de t/a.

O processo de produção de polipropileno pela tecnologia UNIPOL PP pode ser acompanhado pelo fluxograma apresentado na Figura A.7.

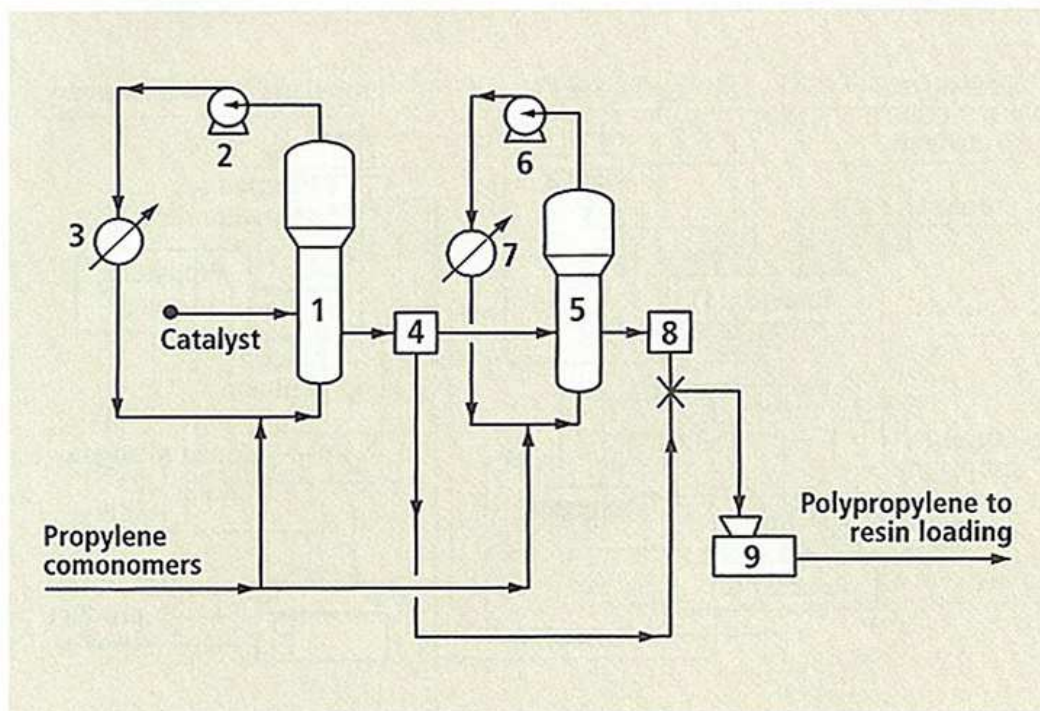


Figura A.7 - Fluxograma esquemático do processo UNIPOL PP.

Polipropilenos com distribuição variada de peso molecular podem ser produzidos em fase gasosa utilizando um reator de leito fluidizado com um catalisador próprio. O índice de fusão e distribuição de peso molecular são controlados utilizando o catalisador, ajustando-se às condições de operação e adicionando-se agentes de controle de peso molecular. Copolímeros randômicos são produzidos adicionando-se etileno ou buteno ao reator. Etileno adicionado no segundo reator em série tem como objetivo a produção de co-polímeros de impacto. O processo UNIPOL PP é simples, resultando naturalmente em investimento, custo operacional e nível de poluição baixos, potencial de incêndio/explosões mínimo e fácil operação e manutenção.

Propileno gasoso, co-monômero e catalisador são alimentados ao reator de leito fluidizado (1) para a produção de homopolímeros e co-polímeros randômicos, que opera aproximadamente a 35 kgf/cm² e, aproximadamente, 70°C. Um compressor convencional centrífugo de único estágio (2) circula o gás de reação, que fluidiza o leito do reator, provendo a matéria-prima para a reação de polimerização, removendo o calor de reação do leito. O gás de circulação é resfriado em um trocador de calor convencional (3). O produto granular escoo intermitentemente para o tanque de produto (4), onde gás não reagido é separado do produto retornando ao reator.

Para a produção de co-polímeros de impacto, a resina de polipropileno formada no primeiro reator (1) é transferida para o segundo reator (5), onde etileno e propeno gasosos são alimentados sem a adição de catalisador para produzir a fase de borracha polimérica com as partículas de polipropileno previamente formadas. O segundo reator opera da mesma maneira que o primeiro, mas com aproximadamente metade da pressão, com um compressor centrífugo (6) circulando gás através do trocador de calor (7), retornando para o reator de leito fluidizado. O polipropileno produzido é removido dos tanques de descarga (4,8). Hidrocarbonetos remanescentes nos produtos são removidos através de purga com nitrogênio. Produtos granulados são peletizados em um sistema particular com baixo consumo de energia (9). São produzidos polímeros com reologia controlada, alta taxa de escoamento através da adição de peróxidos selecionados.

A.8 – PROCESSO MITSUI

A tecnologia Mitsui é utilizada para a produção de polipropileno, incluindo homopolímeros, co-polímeros randômicos e co-polímeros de impacto com alto grau de qualidade para cobrir várias aplicações. A capacidade de produção mundial de PP utilizando essa tecnologia supera 2,5 milhões de t/a, com 25 unidades em operação.

O processo de produção de polipropileno pela tecnologia Mitsui Chemicals Inc. pode ser acompanhado pelo fluxograma apresentado na Figura A.8.

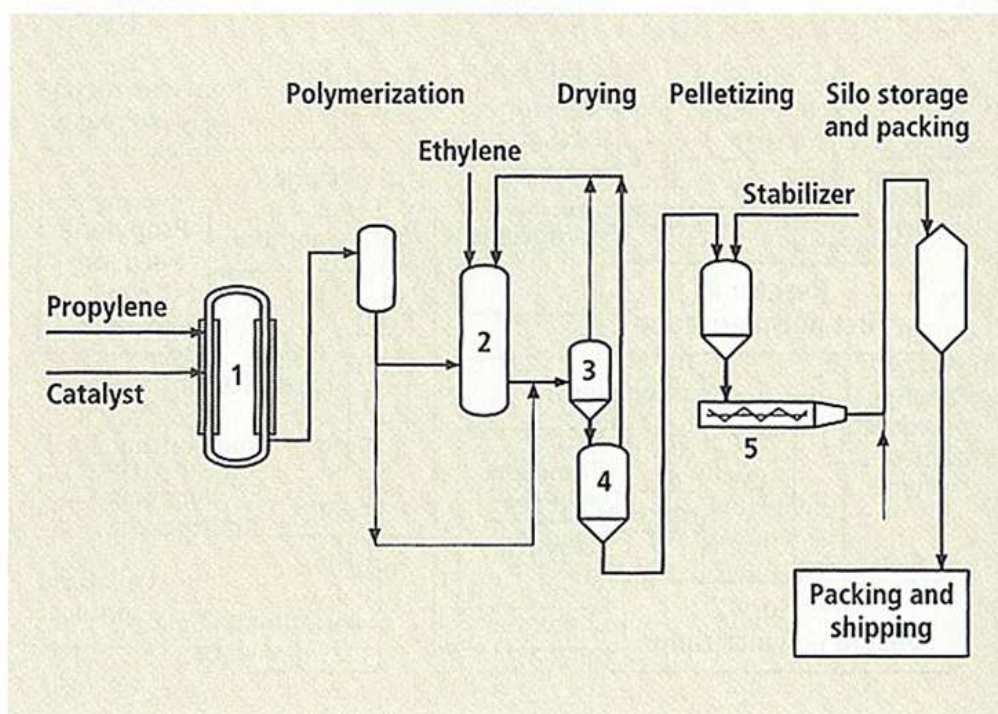


Figura A.8 - Fluxograma esquemático do processo Mitsui Chemicals, Inc.

O processo não utiliza solvente e combina catalisadores de alto rendimento e estereoespecificidade. Isto elimina a formação de *atactic polymers* e possibilita a remoção dos resíduos de catalisador. O processo pode produzir vários graus de polipropileno com excelente qualidade. Rendimentos de polímeros entre 20.000 e 100.000 kg/kg de catalisador suportado são obtidos e o índice total de isotaticidade alcança 98% a 99%.

O polímero produzido no reator possui distribuição do tamanho de partícula estreita e controlada. Isto estabiliza a operação da planta e permite o fácil transporte do produto em pó. Devido ao projeto específico do reator em fase gasosa, não é observado fuligem durante a operação e, conseqüentemente, a limpeza do reator após a produção do co-polímero de impacto não é exigida. Adicionalmente, a combinação entre a flexibilidade do reator de

fase gasosa e a alta performance do catalisador permite produzir co-polímero de impacto com alto teor de etileno.

No processo, homopolímero e co-polímero randômico são produzidos em um reator (1). Co-polímero de impacto à reação é obtido em um reator em fase gasosa (2) após a homopolimerização. O polímero é descarregado do reator que opera em fase gasosa e transferido para o separador (3). O gás não reagido que acompanha o polímero pelo separador é reciclado para o reator. O polímero na forma de pó é, então, transferido para o sistema de secagem (4), onde o propeno restante é removido e recuperado. O pó seco é peletizado em um sistema de peletização (5) com a presença de estabilizadores.