



**Camilla Abbati de Assis**

**Análise técnico-econômica em estágios preliminares  
de projeto de processos –  
Estudo de caso: planta de ácido nítrico**

Campinas, 2012



**Universidade Estadual de Campinas  
Faculdade de Engenharia Química**

**Camilla Abbati de Assis**

**Análise técnico-econômica em estágios preliminares  
de projeto de processos –  
Estudo de caso: planta de ácido nítrico**

Orientador: Prof. Dr. Roger Josef Zemp  
Co-orientador: Dr. Valdir Apolinário de Freitas

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas para a obtenção do título de Mestra em Engenharia Química, na Área de Concentração Sistemas de Processos Químicos e Informática.

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado defendida por Camilla Abbati de Assis e orientada pelo Prof. Dr. Roger Josef Zemp.



---

Campinas, 2012

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

As76a Assis, Camilla Abbati de  
Análise técnico-econômica em estágios preliminares de projeto de processos estudo de caso: planta de ácido nítrico / Camilla Abbati de Assis. --Campinas, SP: [s.n.], 2012.

Orientador: Roger Josef Zemp  
Coorientador: Valdir Apolinário de Freitas.  
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Engenharia - Projetos - Custos. 2. Processos químicos - Síntese. 3. Processos químicos. 4. Ácido nítrico. I. Zemp, Roger Josef, 1962-. II. Freitas, Valdir Apolinário de. III. Universidade Estadual de Campinas. Selezione. IV. Título.

Título em Inglês: Technical-economic analysis in early stages of process design

Case study: nitric acid plant

Palavras-chave em Inglês: Engineering - Projects - Costs, Chemical processes - Synthesis, Chemical processes, Nitric acid

Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática

Titulação: Mestra em Engenharia Química

Banca examinadora: Ana Lúcia Ferreira de Moraes, Maria Teresa Moreira Rodrigues

Data da defesa: 19-10-2012


Programa de Pós Graduação: Engenharia Química

Dissertação de Mestrado defendida por **Camilla Abbati de Assis**  
e aprovada em 19 de outubro de 2012 pela banca examinadora  
constituída pelos doutores:




---

Prof. Dr. Roger Josef Zemp  
Orientador



---

Dr.ª Ana Lúcia Ferreira de Morais



---

Prof.ª Dr.ª Maria Teresa Moreira Rodrigues

*Pois dele, por ele e para ele são todas as coisas.*

*A ele seja a glória para sempre!*

Romanos 11 : 36

## **Agradecimentos:**

Agradeço em primeiro lugar à Deus, em nome de Jesus Cristo, por me dar saúde, força e determinação para cumprir esta etapa.

Agradeço ao Prof. Dr. Roger J. Zemp pela orientação, confiança e disponibilidade.

Agradeço especialmente ao co-orientador Dr. Valdir A. de Freitas pela paciência, pelos ensinamentos e discussões, que contribuíram muito para o resultado deste trabalho.

Agradeço à professora Dra. Maria Teresa Moreira Rodrigues e à Dra. Ana Lúcia Ferreira de Moraes por aceitarem participar da banca.

Agradeço também ao meu marido, Tiago, por me confortar nos momentos difíceis e pela compreensão nos momentos de ausência.

Agradeço aos meus pais, Lucy e Vicente, e ao meu irmão Alfredo, por todo o apoio e torcida para minhas realizações.

## Resumo

Um projeto de engenharia é realizado em cinco etapas consecutivas: planejamento do negócio, desenvolvimento do escopo, definição do projeto, execução (engenharia de detalhamento e construção) e, finalmente, partida e operação.

Muitas vezes percebe-se, na conclusão das etapas de desenvolvimento do escopo e de definição do projeto, após intenso uso de tempo e de recursos, que o projeto não é mais viável economicamente, sendo abandonado ou reestudado. Decisões de projeto tomadas no início da concepção determinam configurações que afetarão permanentemente investimentos e custos operacionais.

A engenharia de processos pode aliar conhecimentos técnicos a conceitos econômicos nas etapas iniciais, a fim de avaliar o impacto das decisões de configuração na viabilidade do projeto. Apesar de parecer natural, essa não é uma prática comum na indústria.

Nesse contexto, o presente trabalho tem por objetivo realizar uma análise técnico-econômica de alternativas de configuração em estágios preliminares de um projeto. Para tal, será utilizado como estudo de caso o processo produtivo de ácido nítrico a partir da combustão de amônia, em duas situações distintas: projeto de uma planta nova (síntese) e projeto de modificação de uma planta existente (*revamp*).

A partir de análises simples, utilizando ferramentas que facilitam a avaliação da influência de parâmetros no projeto, serão analisados os impactos das variações desses parâmetros em diferentes propostas de configurações.

Palavras-chave: análise técnico-econômica, decisões em projeto conceitual, projeto de *revamp*, projeto de síntese, HNO<sub>3</sub>, ácido nítrico.

## **Abstract**

An Engineering Project happens in 5 consecutive steps: business assessment, scope development, project definition, execution (detailed engineering and construction) and, finally, startup and operations.

Many times, in the conclusion of the scope development and project definition steps, after intense use of time and resources, one realizes that the project is not economic feasible anymore, being abandoned or restudied. Project decisions taken in the early stages of design determine configurations that will affect permanently the investments and operational costs.

The process engineering can combine technical knowledge to economic concepts at the early stages, to evaluate the impact of configurations decisions in the feasibility of the project. Although this may seem natural, it's not a common practice in the industry.

In this context, this work aims to make a techno-economic analysis of configuration alternatives at the preliminary stages of a project. For this purpose, it will be used as a case study the production process of the nitric acid through the ammonia combustion, in two different situations: project of a new plant (synthesis) and project of modification in an existing plant (revamp).

Through simple analysis, using tools that facilitate the evaluation of the parameters influence in the project, the impacts of the variations of these parameters in different alternatives of configuration will be evaluated.

**Keywords:** Techno-economic analysis, decisions in conceptual design, revamp, synthesis,  $\text{HNO}_3$ , nitric acid.



## Índice de Figuras:

Figura 1.1: Funil das etapas de um projeto. ....	2
Figura 1.2: Interface de disciplinas e metodologias para o presente trabalho. ....	5
Figura 2.1: Diagrama da “cebola”, com decisão hierárquica de projetos. ....	11
Figura 2.2: Fases de um projeto e tarefas associadas. ....	12
Figura 2.3: Diferentes nomenclaturas para as etapas iniciais de um projeto. ....	13
Figura 2.4: Curva do ciclo de custo de um projeto. ....	15
Figura 2.5: Impacto e influência de alterações ao longo das etapas de projeto. ...	15
Figura 2.6: Etapas de um projeto com portões de decisão – IPA. ....	16
Figura 2.7: “Funil” para as etapas de um projeto. ....	17
Figura 2.8: Exemplo de diagrama de influências - mínimo preço de venda de um produto. ....	19
Figura 2.9: Exemplo de diagrama tornado – parâmetros influentes no preço de venda de um produto. ....	20
Figura 2.10: Principais aplicações do ácido nítrico. ....	21
Figura 2.11: Interligação de planta de HNO <sub>3</sub> em complexo de fertilizantes. ....	22
Figura 2.12: Consumo mundial de HNO <sub>3</sub> em 2010. ....	23
Figura 2.13: Esquema do processo Ostwald para produção de HNO <sub>3</sub> . ....	25
Figura 2.14: Energia exportada em plantas de HNO <sub>3</sub> ao longo dos anos. ....	28
Figura 2.15: Energia gasta em diferentes processos químicos. ....	29
Figura 2.16: Esquema simplificado do processo mono pressão. ....	30
Figura 2.17: Esquema simplificado do processo bi pressão. ....	30
Figura 2.18: Planta estudada por Ray e Johnston (1989). ....	41
Figura 3.1: Diagrama de atividades para a abordagem da situação <i>revamp</i> . ....	47
Figura 3.2: Diagrama de atividades para abordagem da situação síntese. ....	51
Figura 3.3: Exemplo de diagrama tornado. ....	55
Figura 3.4: Exemplo de gráfico de Pareto. ....	56
Figura 4.1: Investimento para uma planta de HNO <sub>3</sub> a partir de diferentes fontes. ....	68

Figura 4.2: Fluxograma de processos gerado para a reprodução do balanço na situação <i>revamp</i> .....	72
Figura 5.1: Diagrama de influências no lucro – situação <i>revamp</i> .....	86
Figura 5.2: Composição do custo de produção do HNO <sub>3</sub> 60 %.....	87
Figura 5.3: Diagrama tornado - influência dos parâmetros econômicos no lucro do produto final.....	88
Figura 5.4: Diagrama tornado - influência dos parâmetros de <i>performance</i> no lucro do produto final.....	88
Figura 5.5: Interligação compressor – turbina – turbo-expansor.....	91
Figura 5.6: Gráfico de Pareto para trocadores da planta de HNO <sub>3</sub> .....	95
Figura 5.7: <i>Composite Curves</i> para a planta existente – situação <i>revamp</i> .....	98
Figura 5.8: GCC – correntes disponíveis e geração de vapor.....	99
Figura 5.9: Esquema da geração de vapor na planta existente.....	100
Figura 5.10: Esquema de integração proposta – Projeto D.....	101
Figura 5.11: Variação do <i>payback</i> simples do projeto de <i>revamp</i> frente às variações do preço de vapor e custo do trocador de calor.....	102
Figura 5.12: Diagrama de influências no EP – situação síntese.....	104
Figura 5.13: Gráfico <i>input-output</i> para a produção de 280 t / d.....	105
Figura 5.14: Gráfico <i>input-output</i> para a produção de 1500 t / d.....	106
Figura 5.15: Tornado - influência dos parâmetros de performance no EP <sub>2</sub> .....	109
Figura 5.16: Tornado - influência dos parâmetros econômicos no EP <sub>2</sub> .....	109
Figura 5.17: EP <sub>4</sub> mínimo e máximo em função da produção de HNO <sub>3</sub> .....	111
Figura 5.18: EP <sub>4</sub> ' mínimo e máximo em função da produção de HNO <sub>3</sub> .....	112
Figura 5.19: Tornado para EP <sub>4</sub> ' variando parâmetros econômicos para 280 t / d.....	113
Figura 5.20: Tornado variando parâmetros econômicos para 1500 t / d.....	114
Figura 5.21: Esquema para o balanço de massa e energia – síntese.....	115
Figura 5.22: Esquema da configuração MA – I.....	121

Figura 5.23: Esquema da configuração MA – II. ....	121
Figura 5.24: Esquema da configuração MA – III. ....	122
Figura 5.25: Esquema da configuração MA – IV. ....	122
Figura 5.26: Esquema da configuração MA – V. ....	123
Figura 5.27: Esquema da configuração MM – I. ....	123
Figura 5.28: Esquema da configuração MM – II. ....	124
Figura 5.29: Esquema da configuração MM – III. ....	124
Figura 5.30: Esquema da configuração MM – IV. ....	125
Figura 5.31: Esquema da configuração MM – V. ....	125
Figura 5.32: Esquema da configuração B – I. ....	126
Figura 5.33: Esquema da configuração B – II. ....	126
Figura 5.34: Esquema da configuração B – III. ....	127
Figura 5.35: Esquema da configuração B – IV. ....	127
Figura 5.36: Esquema da configuração B – V. ....	128
Figura 5.37: Valores de $EP_4'$ para diferentes configurações e produções. ....	132
Figura 5.38: Valores de $EP_4'$ com preço máximo da $NH_3$ . ....	134
Figura 5.39: Valores de $EP_4'$ com preço mínimo do $HNO_3$ . ....	134
Figura 5.40: Valores de $EP_4'$ considerando o máximo investimento. ....	135
Figura 5.41: Lucro das alternativas sem considerar custo de capital e depreciação. ....	136



## Índice de tabelas:

Tabela 2.1: Principais reações do processo de produção de $\text{HNO}_3$ .....	26
Tabela 2.2: Temperatura da combustão de $\text{NH}_3$ e conversão, em função da pressão de operação.....	31
Tabela 2.3: Comparativo dos consumos específicos por t de $\text{HNO}_3$ (100 %). .....	32
Tabela 3.1: Equações para cálculo do potencial econômico.....	53
Tabela 3.2: Funções das ferramentas criadas ou utilizadas. ....	59
Tabela 4.1: Resumo dos preços dos insumos adotados.....	64
Tabela 4.2: Premissas de cálculo dos custos fixos. ....	64
Tabela 4.3: Equações de custos de equipamentos.....	65
Tabela 4.4: Dados utilizados de investimento e produção para uma planta de $\text{HNO}_3$ .....	67
Tabela 4.5: Características principais da planta utilizada como modelo para a avaliação da situação <i>revamp</i> . ....	70
Tabela 4.6: Reações consideradas para a adaptação do balanço de massa – situação <i>revamp</i> . ....	70
Tabela 4.7: Parâmetros modificados para adaptação do balanço de massa – situação <i>revamp</i> . ....	74
Tabela 4.8: Dados de entrada para o balanço inicial da situação síntese.....	76
Tabela 5.1: Balanço de massa adaptado de Ray e Johnston (1989). ....	79
Tabela 5.2: Potência do compressor e turbinas – situação <i>revamp</i> . ....	85
Tabela 5.3: Tabela comparativa dos principais parâmetros de operação de uma planta de $\text{HNO}_3$ mono pressão.....	83
Tabela 5.4: Comparação da eficiência de conversão de energia térmica em mecânica. ....	90
Tabela 5.5: Resumo dos ganhos do projeto B. ....	92
Tabela 5.6: Custo dos equipamentos e instalação do projeto B.....	92
Tabela 5.7: Resumo dos ganhos do projeto C. ....	94

Tabela 5.8: Cargas térmicas dos trocadores de calor do processo de HNO <sub>3</sub> – situação <i>revamp</i> .....	95
Tabela 5.9: Dados das correntes do processo de HNO <sub>3</sub> para realização da análise <i>Pinch</i> .....	99
Tabela 5.10: Correntes disponíveis para a integração.....	97
Tabela 5.11: Áreas dos trocadores calculados para o Projeto D.....	102
Tabela 5.12: Resumo dos projetos propostos para a situação <i>revamp</i> .....	102
Tabela 5.13: Níveis do EP calculados para a situação síntese.....	104
Tabela 5.14: Balanço de massa global para 280 t / d. ....	106
Tabela 5.15: Balanço de massa global para 1500 t / d. ....	107
Tabela 5.16: Valores de EP <sub>1</sub> e EP <sub>1</sub> ' para diferentes produções.....	107
Tabela 5.17: Variação dos parâmetros de performance – síntese.....	108
Tabela 5.18: Pressão de operação para cada configuração.....	115
Tabela 5.19: Consumos específicos para diferentes condições de operação.....	115
Tabela 5.20: Balanço para a situação mono alta pressão.....	116
Tabela 5.21: Balanço para a situação mono média pressão.....	117
Tabela 5.22: Balanço para a situação bi pressão.....	118
Tabela 5.23: Configurações possíveis para o aproveitamento de energia.....	119
Tabela 5.24: Relação entre as configurações e cenários propostos.....	120
Tabela 5.25: Relações utilizadas para a execução do balanço de massa. ....	120
Tabela 5.26: EP <sub>4</sub> ', investimento e <i>payback</i> simples para configurações a 280 t / d. ....	129
Tabela 5.27: EP <sub>4</sub> ', investimento e <i>payback</i> simples para configurações a 500 t / d. ....	130
Tabela 5.28: EP <sub>4</sub> ', investimento e <i>payback</i> simples configurações a 1000 t / d..	131
Tabela 5.29: EP <sub>4</sub> ', investimento e <i>payback</i> simples para configurações a 1500 t /d. ....	131
Tabela 5.30: Resumo das alternativas escolhidas. ....	136

Simbologia:

CCF (*capital charge fator*) – custo de capital

cp – capacidade calorífica (J / g K)

d - dia

EP<sub>n</sub> – potencial econômico de nível n (US\$)

EP<sub>n</sub>' – potencial econômico específico de nível n (US\$ / t HNO<sub>3</sub> 100 %)

H - entalpia (kW)

ΔH - variação de entalpia específica (J/mol)

i – taxa de juros

MM - massa molar

ppm – partes por milhão em massa

ppmV – partes por milhão em volume

P - pressão (Pa, kPa ou MPa)

Q – carga térmica (kW)

t - tonelada

T - temperatura (°C)

ΔT – variação de temperatura (K)

λ – calor latente (kJ / kg)

h – rendimento (%)





## Sumário

1. INTRODUÇÃO / CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA .....	1
1.1. Objetivo .....	6
1.2. Organização da dissertação .....	7
2. REVISÃO DA LITERATURA.....	9
2.1. Generalidades sobre projeto conceitual .....	9
2.1.1. Práticas industriais de projeto conceitual .....	9
2.1.2. Fases de um projeto.....	12
2.1.3. Processos decisórios: diagrama de influências.....	18
2.1.4. Processos decisórios: análise de sensibilidade .....	19
2.2. Planta de HNO <sub>3</sub> .....	20
2.2.1. Utilidade do HNO <sub>3</sub> .....	21
2.2.2. Oferta e demanda mundial de ácido nítrico.....	22
2.2.3. Processos pioneiros na produção de ácido nítrico .....	24
2.2.4. Processo Otswald de produção de HNO <sub>3</sub> .....	25
2.2.4.1. Consumo e exportação de energia na manufatura de HNO <sub>3</sub> .....	27
2.2.4.2. Processo mono pressão x processo bi pressão .....	29
2.2.4.3. Materiais de construção.....	32
2.2.4.4. Emissões do processo produtivo de HNO <sub>3</sub> .....	33
2.2.4.5. Custo de produção .....	33
2.3. Estudos e Projetos em plantas de HNO <sub>3</sub> .....	34
2.3.1. Projetos modificação de plantas ( <i>revamp</i> ) .....	34

2.3.2.	Projetos de síntese.....	36
2.4.	O caso base: planta de HNO <sub>3</sub> .....	41
2.4.1.	Situação <i>revamp</i> .....	41
2.4.2.	Situação síntese.....	42
3.	METODOLOGIA PROPOSTA .....	45
3.1.	Diagrama de fluxo de atividades.....	45
3.1.1.	Diagrama de fluxo de atividades para a situação <i>revamp</i> .....	45
3.1.2.	Diagrama de fluxo de atividades para a situação síntese .....	49
3.2.	Elementos importantes da metodologia.....	53
3.2.1.	Potencial econômico .....	53
3.2.2.	Diagrama de influências.....	53
3.2.3.	Diagrama tornado.....	54
3.2.4.	Análise de processos energeticamente intensivos.....	55
3.2.5.	Análise de processos que integram energia mecânica e térmica .....	57
3.3.	Ferramentas utilizadas .....	58
4.	APLICAÇÃO DO MÉTODO .....	61
4.1.	Premissas adotadas para o estudo .....	61
4.1.1.	Restrições tecnológicas .....	61
4.1.2.	Premissas para a situação <i>revamp</i> .....	61
4.1.3.	Premissas para a situação síntese.....	62
4.2.	Dados de entrada para a aplicação do método .....	63
4.2.1.	Preços dos insumos .....	63

4.2.2.	Custos operacionais.....	64
4.2.3.	Custos dos equipamentos e investimento.....	65
4.2.1.	Custo de capital e depreciação.....	65
4.2.2.	Investimento para uma planta nova.....	66
4.3.	Aplicação do método para a situação <i>revamp</i> .....	69
4.4.	Aplicação do método para a situação síntese (planta nova).....	75
5.	RESULTADOS E ANÁLISE.....	79
5.1.	Situação <i>revamp</i> .....	79
5.1.1.	Execução do balanço de massa e energia.....	79
5.1.2.	Sensibilidade do lucro aos custos operacionais.....	85
5.1.3.	Análise do uso e geração do trabalho de eixo.....	89
5.1.3.1.	Avaliação do Projeto A.....	91
5.1.3.2.	Avaliação do Projeto B.....	92
5.1.3.3.	Avaliação do Projeto C.....	93
5.1.4.	Análise do sistema de integração térmica.....	94
5.1.4.1.	Avaliação do projeto D.....	101
5.1.5.	Resumo dos projetos propostos.....	102
5.2.	Situação síntese.....	103
5.2.1.	Diagrama de influências e evolução do EP.....	103
5.2.2.	Cálculo e avaliação do EP <sub>1</sub> .....	104
5.2.3.	Cálculo e avaliação do EP <sub>2</sub> e EP <sub>3</sub> .....	108
5.2.4.	Cálculo e avaliação do EP <sub>4</sub> .....	110
5.2.4.1.	Influência dos parâmetros econômicos no EP <sub>4</sub> .....	112

5.2.4.2.	Influência dos parâmetros de <i>performance</i> .....	114
5.2.4.3.	Impacto do cenário na escolha da configuração.....	139
6.	CONCLUSÕES.....	141
7.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....	147
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	149
	Anexo 1 – estimativa dos custos dos insumos .....	153
	Anexo 2 – custo de mão de obra.....	163
	Anexo 3 – estimativa dos custos de equipamentos.....	165
	Anexo 4 – estimativa de potência das bombas para a situação <i>revamp</i> .....	177
	Anexo 5 – dados para cálculo dos trocadores de calor.....	177

## 1. INTRODUÇÃO / CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA

No mundo industrial, a força motriz para investimentos em projetos de novas plantas ou modificações de plantas existentes é de natureza econômica. De acordo com Smith (2005), o propósito do processo químico é “fazer” dinheiro. De maneira geral, quanto menor o investimento aportado para um projeto, e quanto maior o retorno, maiores as chances de o projeto ser aprovado.

De acordo com Sinnott (2005), os estudos de engenharia do projeto podem custar desde 0,1 % do investimento, nos estágios iniciais de um projeto, até 2 %, na etapa de construção. Nesses estudos, para ser possível o cálculo de equipamentos e posteriormente a estimativa de custo total do investimento, decisões de configurações devem ser definidas logo nos estágios iniciais, quando ainda não se dispõe de certeza de informações. Quanto mais cedo uma decisão for tomada, menor será o impacto que esta terá no custo final do projeto.

Essas decisões, uma vez tomadas, determinam a maioria das condições operacionais e também afetam o desempenho econômico e o impacto ambiental (Sugiyama *et al*, 2004). Caso não se mostrem atrativas, acarretarão gastos desnecessários de tempo e recursos.

É comum subdividir os projetos industriais nas seguintes etapas: planejamento de negócio, desenvolvimento do escopo, definição do projeto, execução (engenharia de detalhamento e construção), e finalmente, operação. Na passagem de uma etapa para a outra, em geral são definidos *gates* (portões) de passagem, onde devem ser tomadas decisões de parar ou continuar com o projeto, baseando-se nas informações disponíveis. À medida que o projeto avança, as informações de escopo e o custo ficam mais precisos.

Em geral, os projetos industriais avançando entre as diversas fases passam por um processo de “afunilamento”, devido às restrições rigorosas impostas em cada portão, conforme ilustrado na Figura 1.1.

De acordo com o IPA<sup>1</sup> (Choma, 2010), numa carteira de projetos, cerca de 50 % dos que estão na fase de desenvolvimento de escopo não passam do portão para a próxima etapa (definição do projeto) e 1 % destes não passam no portão para a execução. Já Smith (2000), da empresa de Engenharia *Stone & Webster Engineers and Constructors Inc.*, afirma que 20 % dos projetos na etapa de desenvolvimento do escopo não passam para a etapa de definição do projeto, e 9 % dos que passam não avançam para a fase de execução.

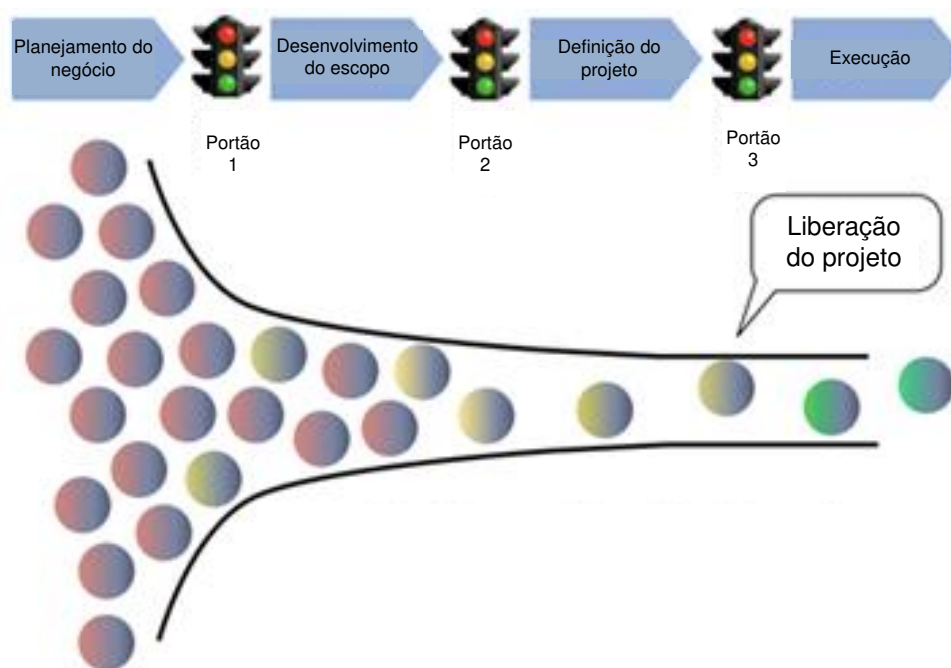


Figura 1.1: Funil das etapas de um projeto.

Fonte: Adaptado de *Holland & Holland Enterprises Ltd.*<sup>2</sup>

Uma das etapas mais importantes de um Projeto, que definirá a configuração a ser adotada, e seu respectivo custo de investimento, é a etapa de desenvolvimento do escopo.

<sup>1</sup> Independent Project Analysis (IPA) – instituição independente fundada em 1987 que pesquisa o desempenho de projetos para indústrias nas áreas de custo e prazo.

<sup>2</sup><http://www.successful-project-management.com/portfolio-project-selection.html> (acessado em 01/09/12).

Caso o projeto não passe para a fase seguinte, ele é suspenso ou se reciclado, onde a configuração deve ser alterada para obter uma diminuição significativa do custo total do investimento.

Uma vez que os custos de engenharia para o desenvolvimento de projetos que não foram aprovados são despesas sem retorno para a indústria, é desejável que projetos não viáveis sejam identificados e eliminados o mais cedo possível na fase de estudo, de forma a alocar os recursos nos projetos mais atrativos economicamente. Além disso, quanto mais cedo as decisões de configuração forem tomadas, menor será o impacto delas no custo dos estudos de engenharia, uma vez que a necessidade de retrabalho diminui.

O Engenheiro de Projeto de Processos, sendo responsável pelas decisões de configuração, deve realizar a análise técnica, considerando continuamente o impacto econômico ao longo de toda a fase de desenvolvimento de escopo. Apesar de parecer o óbvio, essas análises são raramente realizadas ao longo desta etapa, considerando-se frequentemente parâmetros técnicos durante a escolha do escopo. Obtém-se o custo da configuração apenas no final da etapa, quando os recursos já foram gastos numa alternativa que pode não ser economicamente atrativa.

O Engenheiro de Projeto de Processos deve estar ciente dos parâmetros que influenciam o investimento, os custos operacionais e o lucro, principalmente nos estágios iniciais do Projeto, e deve conhecer o nível de influência desses parâmetros na viabilidade do investimento. Esse conhecimento ajuda o engenheiro a tomar decisões específicas que aumentarão as chances do projeto passar para a fase seguinte, diminuindo assim as probabilidades de retrabalho nessas etapas.

Essas análises de parâmetros devem ser simples e práticas, devendo ser aplicáveis mesmo com pouca disponibilidade de informações, uma vez que ainda se está nos estágios iniciais do projeto.

A metodologia de Projeto Conceitual adotada neste trabalho foi a proposta por Douglas (1988). Nela, é feita uma análise sistemática do Potencial

Econômico de um projeto, que pode ser traduzido, de forma simplificada, como os ganhos subtraídos dos custos do processo. Quanto maior o valor do Potencial Econômico, maiores serão as chances de sucesso deste projeto. À medida que a disponibilidade de informações aumenta, o cálculo do potencial econômico se torna mais preciso.

Para identificar quais modificações de configuração são mais importantes, utiliza-se neste trabalho a ferramenta do diagrama tornado, que explicita quais parâmetros (e suas respectivas variações) mais influenciam no Potencial Econômico, e com que intensidade. De posse dessas informações, é possível concentrar os recursos disponíveis nos itens mais relevantes para o ganho econômico de um Projeto, aumentando-se, assim as chances de aprová-lo para a fase seguinte.

Além dos projetos para construção de novas plantas, existem ainda os projetos de modificação de instalações existentes, também denominados Projetos de *Revamp*. Projetos de melhorias para plantas químicas em operação tendem a ter retorno econômico pouco atrativo porque geralmente é preciso desmontar o que já está instalado e fazer modificações significativas nas instalações para obter ganhos marginais. Mesmo assim, os projetos de modificações de instalações existentes são frequentes, com o objetivo de reduzir os custos operacionais, e, conseqüentemente, melhorar a competitividade.

Nestas situações, deve-se avaliar rapidamente as alternativas de um projeto para redução de custos operacionais, utilizando poucos recursos, em pouco tempo. É interessante que um projeto tecnicamente viável seja rentável em diversos cenários possíveis. A equipe técnica envolvida deve concentrar esforços nos projetos mais rentáveis e mais robustos, considerando os dados econômicos e suas possíveis variações desde as etapas de concepção, e eliminando rapidamente as alternativas pouco atrativas.

Neste trabalho, escolheu-se o processo de Ácido Nítrico para exemplificar a sistemática descrita nos parágrafos anteriores, tanto para projetos de novas plantas quanto para projetos de melhoria. Este processo / produto foi



escolhido como estudo de caso por tratar-se de um produto químico de base importante no mercado mundial, cujas plantas são intensivas em energia e capital.

Para o estudo de caso escolhido, as decisões de configuração se limitarão à fronteira entre a rede de trocadores de calor e as utilidades necessárias para o processo. As decisões referentes à rota de produção (reação) e condições de separação não serão avaliadas. Apesar destas definições importantes já estarem congeladas, a quantidade de alternativas de configurações possíveis quando se considera as utilidades e rede de trocadores de calor ainda é muito grande, podendo impactar consideravelmente no custo do investimento e nos ganhos do projeto.

Enfim, a análise técnico-econômica de projetos nos estágios iniciais é de relevante importância e contribui para o melhor aproveitamento dos recursos disponíveis na Engenharia de Projetos.

Este estudo integra partes de diversas disciplinas, temas e metodologias para realizar uma análise sistemática em um estudo de caso específico, conforme ilustrado na Figura 1.2.

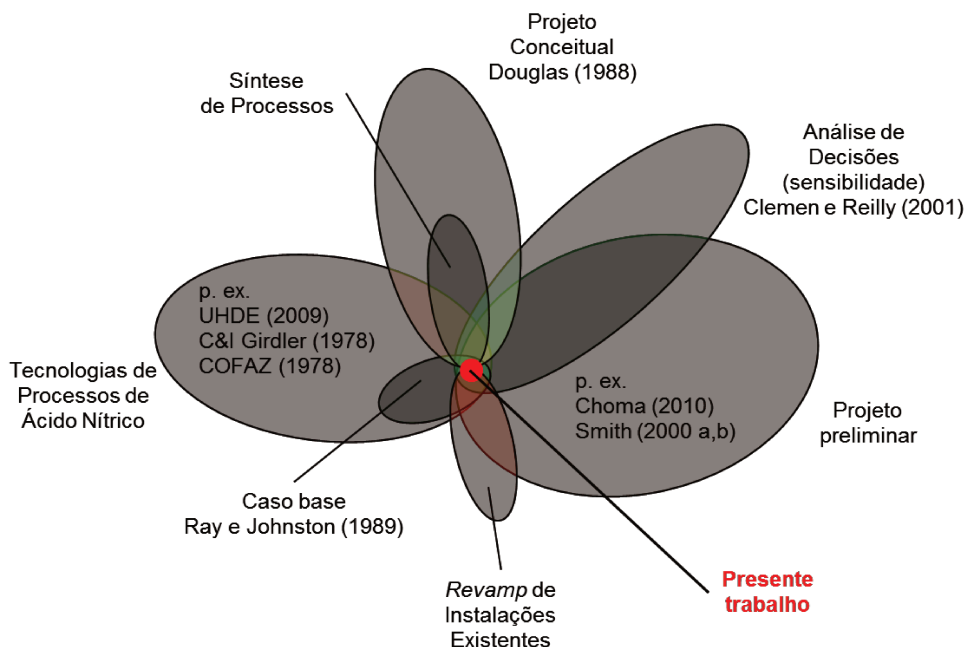


Figura 1.2: Interface de disciplinas e metodologias para o presente trabalho.

## 1.1. Objetivo

Considerando o problema descrito na seção anterior, o objetivo deste trabalho é realizar uma análise técnico-econômica de alternativas de configuração em estágios iniciais de um projeto.

Para esse propósito, será utilizado como estudo de caso um processo produtivo de ácido nítrico, em duas situações distintas:

- Projeto de concepção ou síntese (planta nova)
- Projeto de modificação ou *revamp* (planta existente)

Será avaliado como diversos parâmetros, tais como custos de matérias-primas, utilidades, catalisadores, capital, capacidade de produção, consumo específico de matérias-primas e de utilidades impactam diversas alternativas possíveis e influenciam a escolha de configurações.

## **1.2. Organização da dissertação**

O Capítulo 1 contextualiza o problema, mostra a motivação para o estudo e por fim traça os objetivos do trabalho.

A revisão da literatura é apresentada no Capítulo 2, onde são abordados o Projeto Conceitual, informações relevantes do processo produtivo do ácido nítrico, bem como projetos específicos para plantas novas e plantas existentes. Neste capítulo também é definido caso base escolhido para ambas as situações.

No Capítulo 3 é descrito o método proposto para o desenvolvimento de cada situação: planta nova e planta existente, bem como os elementos importantes da metodologia e as ferramentas utilizadas.

A aplicação do método proposto para o caso base é apresentada no Capítulo 4, para as duas situações definidas.

No Capítulo 5 é feita a discussão e análise dos resultados obtidos a partir da aplicação do método, também para ambas as situações.

Finalmente, no Capítulo 6 são descritas as conclusões referentes aos desenvolvimentos e resultados alcançados.

As sugestões para trabalhos futuros são listadas no Capítulo 7.

As referências bibliográficas são apresentadas no Capítulo 8.

.



## 2. REVISÃO DA LITERATURA

Esta revisão bibliográfica está dividida em quatro partes distintas. A primeira refere-se às decisões de configuração realizadas nos estágios iniciais de um projeto: é feita uma introdução sobre o projeto conceitual e em seguida feita a revisão sobre sua aplicação para concepção de plantas novas e plantas existentes.

A segunda parte desta revisão foca no ácido nítrico, abordando o mercado, o processo produtivo e outras informações.

Na terceira parte, é feita uma revisão sobre estudos e projetos realizados em plantas de ácido nítrico.

A quarta parte apresenta o caso base utilizado neste trabalho, para as situações síntese e *revamp*.

### 2.1. Generalidades sobre projeto conceitual

#### 2.1.1. Práticas industriais de projeto conceitual

De acordo com Sirola, da empresa Eastman (in: Harmsen, 2004), a síntese de processos consiste na invenção dos processos químicos envolvendo a geração de alternativas em todas as fases de engenharia no processo de inovação.

Harmsen (2004) revisou as práticas industriais de projeto conceitual, aplicados a projetos de *revamp*, redimensionamentos e processos de inovação nos 15 anos anteriores à publicação do artigo. Seu foco foram os métodos que resultam em projetos para economia de energia, com menor investimento e com menor custo de produção, quando comparados aos processos anteriores.

O autor descreve em seu artigo métodos de projeto conceitual, entre eles:

- Função – integração (Sirola, Eastman): consiste em definir funções (tarefas) de um processo e então integrá-las, considerando intervalos comuns de pressão e temperatura.

- Seleção heurística de operações unitárias e estrutura de reciclo (Douglas, 1988): consiste na seleção das melhores operações unitárias, sua sequência e a estrutura do reciclo.

O autor afirma que devido a sua complexidade o método de Sirola somente pode ser entendido e utilizado por equipes experientes. Além disso, não se encontraram publicações sobre o uso industrial desta metodologia.

O autor salienta que apesar do método de Douglas (seleção heurística) ser utilizado com sucesso em várias indústrias, sua maior desvantagem é ter um objetivo apenas econômico, não levando em consideração outros critérios como segurança, saúde e meio-ambiente (SSMA).

Neste trabalho acredita-se que SSMA são restrições técnicas, que podem ser impeditivos para a realização de um projeto, mas o objetivo principal de um projeto é geralmente econômico. Por essa razão adotou-se aqui a metodologia de Douglas (1988), que será detalhada a seguir.

Douglas (1988) defende em sua metodologia que para os problemas de síntese de processos deve-se primeiramente desenvolver soluções abrangentes e simples e, depois, adicionar sucessivas camadas de detalhes, a fim de obter informações mais precisas do projeto. Esse método divide o processo em camadas, comumente representado na forma de “diagrama da cebola”, conforme a Figura 2.1.

O “diagrama da cebola” ilustra a sequência das decisões de processo dentro do projeto conceitual. As primeiras decisões são as que se localizam na parte mais interna da cebola, ou seja, as decisões com relação à reação. Em seguida, são definidos os métodos de separação e depois as redes de trocadores de calor. Por fim, define-se as utilidades necessárias e suas configurações.

Para o processo de síntese, Douglas (1988) sugere que se defina um volume de controle em volta do processo global, aparecendo somente as correntes de alimentação e de saída do processo. Esta “caixa preta” ajuda a entender as variáveis de dimensionamento que afetam o balanço material sem adicionar outras complicações.

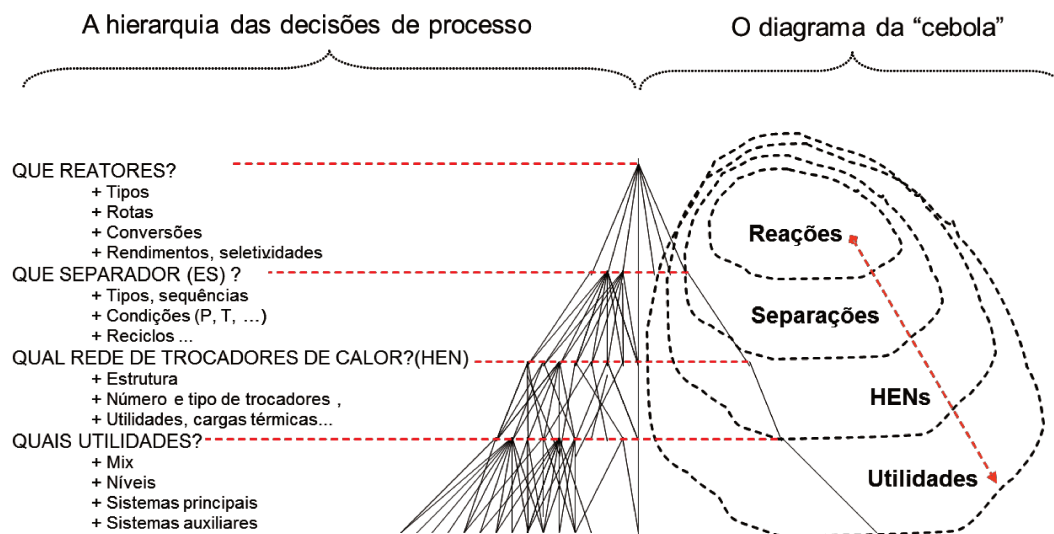


Figura 2.1: Diagrama da "cebola", com decisão hierárquica de projetos.

Fonte: Adaptado de Linnhoff *et al.*, 1982.

Como os custos de matéria-prima são entre 33 % e 85 % do custo total de produção (Grumer, 1986 in: Douglas, 1988), os balanços materiais globais são fundamentais para o dimensionamento. Feito o balanço, deve-se calcular os custos de cada corrente ("*stream costs*"), ou seja, o custo de todas as matérias-primas e produtos em função das variáveis de dimensionamento. Normalmente, estes custos são combinados em um único termo, denominado Potencial Econômico, que consiste, essencialmente, na diferença entre os preços de venda dos produtos e os custos das matérias-primas.

O Potencial Econômico (EP) nesta primeira etapa é o lucro que se teria desconsiderando-se o custo de capital e de utilidades. Se o potencial econômico é negativo nesta etapa, isto é, se as matérias-primas valem mais que os produtos e subprodutos, então o projeto deve ser abandonado, ou deve-se buscar matérias-primas mais baratas ou ainda avaliar outra rota química que utilize matérias-primas mais acessíveis.

Caso o EP seja positivo, avança-se para o próximo nível de detalhe. Conforme apresentado na Figura 2.1, o primeiro nível de decisões corresponde à etapa de reação. Decisões do tipo: processo contínuo ou batelada, configuração

de reator, entre outros, são tomadas nessa etapa. Em seguida são tomadas as decisões com relação à separação dos produtos (sequência, tipos de separação, condições, ciclos). A rede de trocadores de calor, integrações e tipos utilizados fazem parte da fase seguinte. Por fim, as utilidades necessárias são inseridas ao processo.

Na próxima seção será discutida brevemente a organização de um projeto de engenharia, suas fases, e principais tarefas associadas. Assim, será possível avaliar em que momento de um projeto as decisões de configuração devem ser tomadas e seu impacto potencial.

### 2.1.2. Fases de um projeto

Os projetos de engenharia consistem na transformação de ideias em investimentos, e de investimentos em realizações, gerando, geralmente, retorno financeiro. Podem ser de diferentes portes, aplicados à plantas novas ou existentes, construindo unidades inteiras ou apenas modificando parte de unidades existentes. Por envolverem diversas especialidades de engenharia (processos, mecânica, civil, elétrica, automação, entre outras) e equipes de execução (montagens), o gerenciamento dos projetos deve ser estruturado, de forma a alcançar os objetivos de custo, prazo e desempenho esperados.

De acordo com Smith (2000a), um modo amplamente utilizado na indústria para gerenciar projetos consiste na sua divisão em cinco fases sequenciais, com tarefas definidas, conforme apresentado na Figura 2.2.

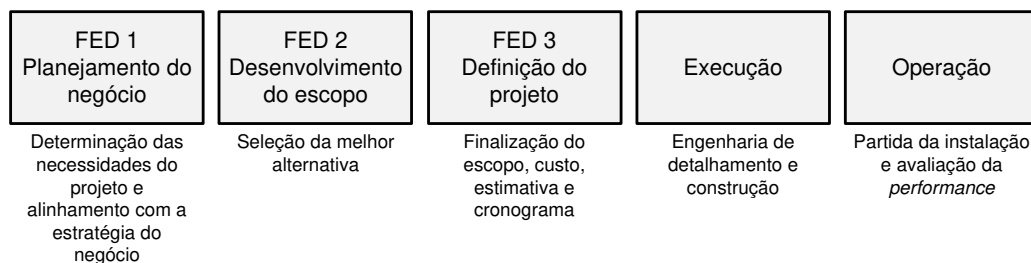


Figura 2.2: Fases de um projeto e tarefas associadas.

Fonte: Adaptado de Smith, 2000a.



Tudo se inicia com a geração da ideia e a determinação das necessidades do projeto, alinhados com a estratégia da empresa. De acordo com Smith (2000a), o escopo do projeto é definido nas etapas planejamento do negócio (FED1)<sup>3</sup>, desenvolvimento do escopo (FED2) e definição do projeto (FED3). No final de cada uma dessas fases é apresentada uma estimativa de custo do projeto, que é utilizada para decidir se o projeto avança para a fase seguinte. Após estas etapas e a aprovação do projeto, se inicia a fase de execução e, posteriormente, a fase de operação.

Weijde (2008) ilustra na Figura 2.3 que as três primeiras fases de um projeto (FED1, FED2 e FED3) podem ter diferentes nomenclaturas, apesar de o conteúdo ser o mesmo.

Actor/Source	FED1	FED2	FED3
Turner (1999)	Concept	Feasibility	Design
Morris and Hough (1987)	Prefeasibility	Feasibility	Design
Oosterhuis et al. (2008)	Define business case	Do conceptual design	Do basic engineering
IPA (Burroughs, 2007)	Appraise	Select	Define
Shell Downstream (see chapter 5)	Assess (FED1)	Select (FED2)	Define (FED3)
ChevronTexaco (Okoro, 2005)	Identify	Select	Develop
Smith (2000)	Business Assessment	Feasibility	FEED

Figura 2.3: Diferentes nomenclaturas para as etapas iniciais de um projeto.

Fonte: Weijde, 2008.

De acordo com Smith (2000a), durante a fase de planejamento do negócio é determinada a viabilidade comercial do projeto. São verificados os potenciais de ganho e o custo para construção e operação do projeto. Tipicamente as estimativas de custo nesta etapa apresentam uma precisão da ordem de 50 %.

Na fase de desenvolvimento do escopo é feita a escolha da tecnologia e são identificadas alternativas. Em geral são definidos os esquemas de processo, o layout preliminar e as unidades de suporte. A estimativa de custo tem precisão da ordem de 30 %. Uma vez que cada etapa requer substancialmente mais

<sup>3</sup> Sigla para o termo em inglês *front end development*.

recursos, tempo e dinheiro, é importante abandonar projetos com ganhos marginais o quanto antes (Smith, 2000a).

Smith (2000a) afirma que um problema frequente na indústria é avançar com o projeto para a fase seguinte mesmo sabendo que este não apresenta um retorno dentro do esperado. A decisão é baseada na esperança que uma estimativa mais detalhada irá diminuir o custo do projeto, mas isto não acontecerá! Deve-se mudar o escopo, encontrar uma solução alternativa ou abandoná-lo imediatamente.

Ao final da etapa de definição do projeto, esse já está suficientemente maduro, com os equipamentos calculados e o fluxograma de engenharia definido. As estimativas apresentam uma precisão da ordem de 10 %. Tipicamente, de 30 % a 50 % dos estudos de engenharia foram completados nesta fase. Os itens desconhecidos têm seu custo estimado na forma de contingência (Smith, 2000a).

Conforme o projeto avança, dados técnicos e econômicos vão se tornando mais precisos e as incertezas diminuem, conforme ilustrado na Figura 2.4. Para a passagem entre as quatro primeiras fases de um projeto, existe algum tipo de “portão” de decisão (*decision gate*). A decisão poderá ser de passar o projeto para a fase subsequente, ou abandoná-lo, ou ainda, refazer o estudo modificando o escopo.

O gerenciamento de projetos considerando as etapas e portões facilita a sequência lógica das atividades, que resulta na disponibilidade das informações no momento certo (Weijde, 2008), além de possibilitar a eliminação de projetos não atrativos antes de se investir recursos.

O impacto das alterações ao longo de fases de um projeto é ilustrado na Figura 2.5. Percebe-se que decisões tomadas nas etapas iniciais de um projeto impactam significativamente o projeto a um mínimo custo. Com o avanço nas etapas, o impacto das decisões diminui, uma vez que o escopo vai se definindo ao passo que os custos das alterações vão aumentando.

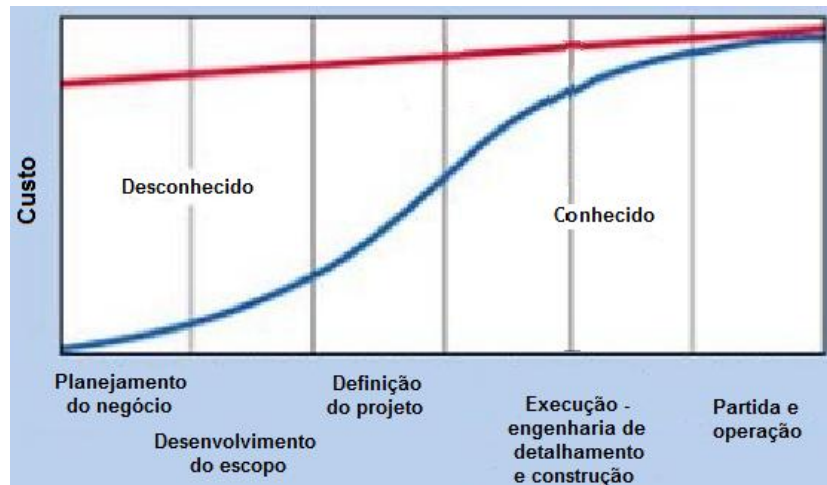


Figura 2.4: Curva do ciclo de custo de um projeto.

Fonte: Adaptado de Smith, 2000a.

Nas fases iniciais de um projeto, muitas opções estão abertas, enquanto em fases finais, as interdependências são muito grandes, e pequenas mudanças podem levar a grandes quantidades de retrabalho (Weijde, 2008) e, conseqüentemente, a um custo mais alto do projeto.

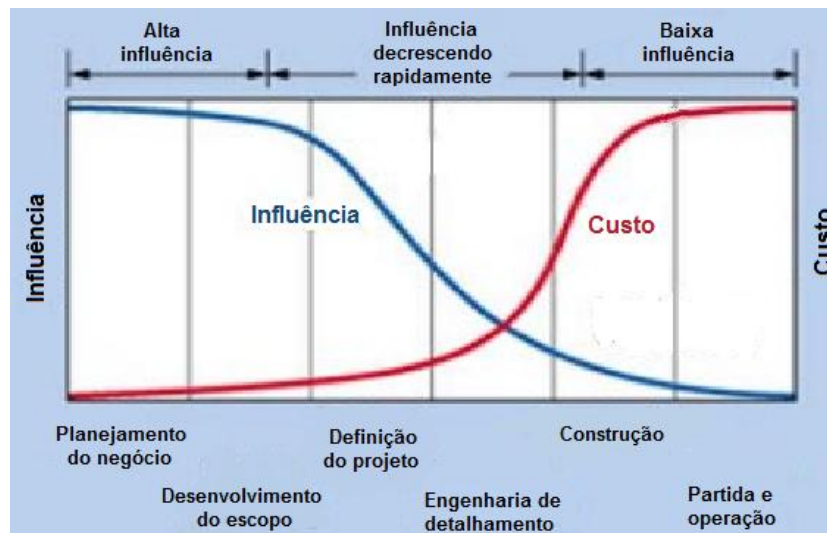


Figura 2.5: Impacto e influência de alterações ao longo das etapas de projeto.

Fonte: Adaptado de Smith, 2000a.

Os projetos se iniciam a partir das ideias. Ao longo do desenvolvimento do projeto, o processamento das ideias pode ser representado por um funil. As boas ideias continuam avançando ao longo do funil, enquanto projetos com resultados inferiores vão sendo retidos.

Segundo estudos estatísticos de dados de *benchmarking*<sup>4</sup> realizado pela IPA (Choma, 2010), das ideias que entram na primeira etapa de um projeto (planejamento do negócio), 75 % não passam para a fase seguinte. Dos 25 % que passam para o desenvolvimento do escopo, 50 % não avançam para a etapa da definição de projeto (ou seja, 12,5 % avançam para frente), e, no portão para a execução, 1 % das ideias é abandonada, conforme apresentado na Figura 2.6.

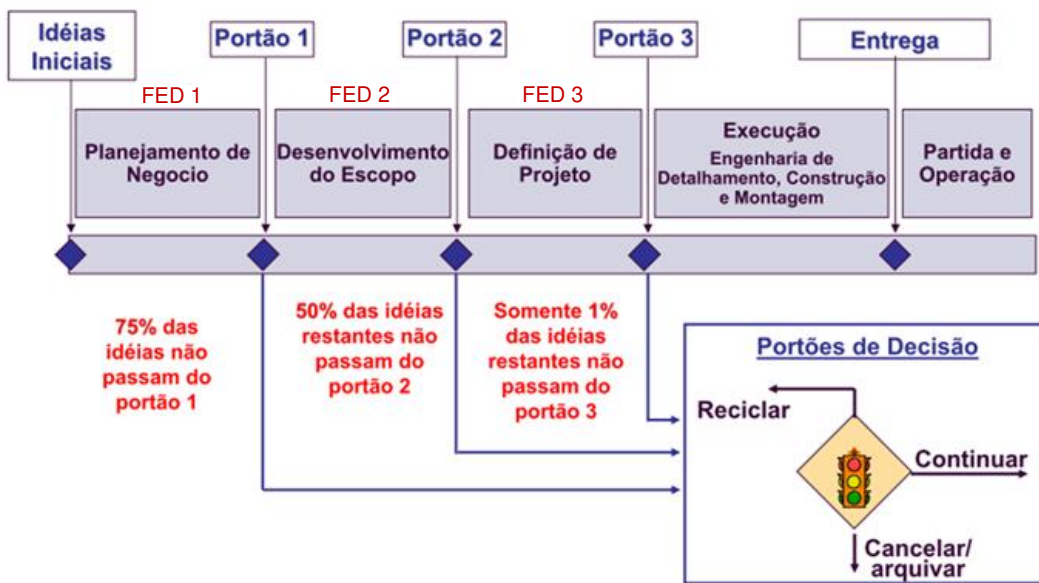


Figura 2.6: Etapas de um projeto com portões de decisão – IPA.

Fonte: Adaptado de Choma, 2010.

Já Smith (2000a) afirma que de cada 100 ideias que entram na fase de planejamento do negócio, 40 não passam para a etapa seguinte. Das 60 que passam 15 são descartadas no final da etapa de desenvolvimento do escopo

<sup>4</sup> *Benchmarking*: é o processo contínuo de medição de produtos, de serviços, e práticas em relação aos melhores competidores do mercado.

(25 %). A definição do projeto é feita para 45 ideias, das quais 40 avançam para a fase de execução, e 5 são descartadas (11 %). As plantas são construídas e operadas em 39 das 40 ideias que entraram nessa etapa (Figura 2.7).



Figura 2.7: “Funil” para as etapas de um projeto.

Fonte: Adaptado de Smith, 2000a

A triagem das ideias é uma atividade importante para o sucesso de projetos. O ideal é que os projetos não atrativos sejam filtrados o quanto antes, de modo a não consumir recursos desnecessariamente.

De acordo com Smith (2000b), o desempenho de um projeto pode diminuir caso o seu escopo seja mal definido. Os acertos necessários terão impacto negativo, causando perda de produtividade, retrabalho e frustração das equipes envolvidas.

A maturidade do escopo de um projeto pode ser avaliada através de consultorias externas: por exemplo, a IPA utiliza o “FEL *Index*”<sup>5</sup>, ou internamente, através da ferramenta PDRI (*Project Definition Rating Index*) (Smith, 2000b).

---

<sup>5</sup> FEL *Index* (*Front-end Loading Index*): índice utilizado para o benchmarking quantitativo de um projeto.  
<http://www.ipaglobal.com/getdoc/e474ee0b-8606-4022-9382-9a39f5c311da/Business-FEL>  
(acessado em 20/08/2012)

Como o propósito deste trabalho é avaliar a influência de diversos parâmetros nos estágios iniciais de concepção, o foco das análises será para as fases de planejamento do negócio e desenvolvimento do escopo. Apesar da IPA (Choma, 2010) e da empresa *Stone & Webster* (Smith, 2000a, 2000b) apresentarem valores diferentes para os percentuais de ideias que passam pelos portões de aprovação, é notável, em ambos os casos, o gasto significativo de recursos e tempo de trabalho em projetos que não serão aprovados.

Considerando que o principal critério para a aprovação de um projeto entre os portões é de natureza financeira, se o engenheiro de projetos de processo conseguir avaliar o impacto de suas decisões de escopo no custo final e na rentabilidade, será possível direcionar seus estudos de forma a garantir a utilização eficiente dos recursos disponíveis, aumentando, assim, as chances de aprovação do projeto.

### **2.1.3. Processos decisórios: diagrama de influências**

O projeto conceitual envolve inúmeras decisões durante sua aplicação. Em geral, as decisões tomadas nos estágios iniciais impactam em todas as tarefas e decisões posteriores. Existem métodos e ferramentas que facilitam a análise de decisões em problemas complexos. Os elementos de uma estrutura de decisão incluem o curso das ações possíveis, resultados plausíveis e suas consequências (Clemen e Reilly, 2001).

As ferramentas de análise de decisão, não recomendam uma determinada escolha, apenas estruturam e orientam o pensamento de forma sistemática para diferentes situações. Entre as diversas ferramentas de estruturação possíveis há o diagrama de influências, que representa de forma gráfica as situações de decisão (Clemen e Reilly, 2001).

Não há uma estratégia definida para construir um diagrama de influências. Em geral se faz um esquema simplificado e então se adiciona os detalhes conforme necessário. Um exemplo deste diagrama é apresentado na

Figura 2.8, no qual é possível identificar os fatores que influenciam o mínimo preço de venda de um produto, e como esses fatores se inter-relacionam.

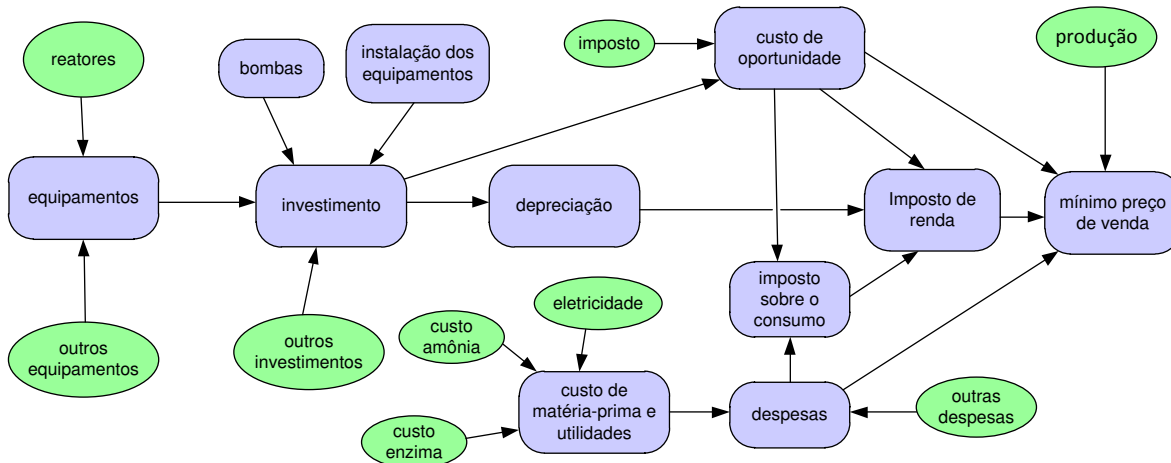


Figura 2.8: Exemplo de diagrama de influências - mínimo preço de venda de um produto.

Fonte: adaptado de Azevedo *et al.*, 2005.

#### 2.1.4. Processos decisórios: análise de sensibilidade

O conceito de análise de sensibilidade é fundamental para o desenvolvimento e resolução de processos decisórios utilizando as técnicas de análise de decisão (Clemen e Reilly, 2001). A análise de sensibilidade é utilizada para melhorar a tomada de decisões, para decidir quais dados devem ser refinados antes de se tomar uma decisão e para se concentrar nos elementos críticos durante a implementação (Eschenbach, 1999 in: Silva e Belderrain, 2004).

Há inúmeras ferramentas para a análise de sensibilidade: *one-way sensitivity analysis*, *two-way sensitivity analysis*, *spiderplots*, diagramas tornados, entre outros. Detalhes sobre estas metodologias podem ser encontrados em Clemen e Reilly (2001).

Para a avaliação que será feita neste trabalho, será utilizada a ferramenta tornado, que avalia a influência da variação de cada parâmetro independente no valor do resultado final. A Figura 2.9 ilustra um diagrama tornado,

para o preço de um produto e seus parâmetros de influência, relacionado com a Figura 2.8. Verifica-se, para o exemplo citado, que a produção é o fator mais influente.

Uma vez conhecido qual parâmetro é o mais crítico, é possível focar os projetos levando este em consideração. Na seção 3, serão discutidas a construção e a utilização do diagrama tornado.

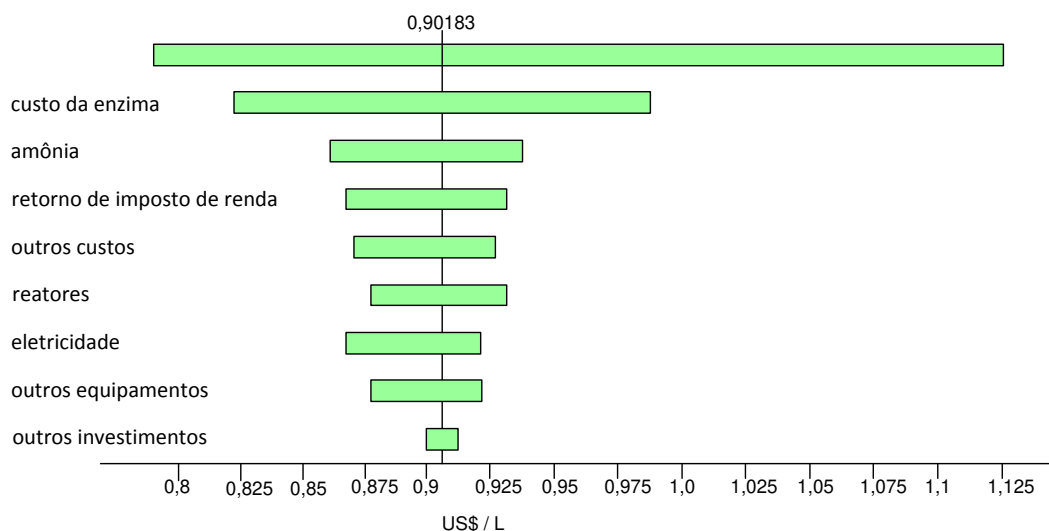


Figura 2.9: Exemplo de diagrama tornado – parâmetros influentes no preço de venda de um produto.

Fonte: adaptado de Azevedo *et al.*, 2005.

## 2.2. Planta de HNO<sub>3</sub>

A planta de ácido nítrico (HNO<sub>3</sub>) foi escolhida como objeto de estudo no presente trabalho. Este processo e produto foram escolhidos por ser um produto indispensável no mundo atual para a fabricação de fertilizantes, ser um processo simples; ter uma rota de produção conhecida e dominada mundialmente e utilizar como matéria-prima apenas três componentes (água, amônia e ar). Também foi escolhido considerando a disponibilidade de dados do processo em literatura; por integrar grandes máquinas térmicas no processo químico; por ser uma planta que possui um alto investimento inicial, bem como alto custo operacional e ser um



processo presente em diversos países ao redor do mundo. A revisão bibliográfica sobre a manufatura, os processos e projetos de plantas de ácido nítrico são apresentadas a seguir.

### 2.2.1. Utilidade do HNO<sub>3</sub>

O HNO<sub>3</sub> é um ácido forte que é encontrado na natureza sob a forma de sais. É um líquido incolor, de massa específica de 1400 kg / m<sup>3</sup> a 40 °C e que se decompõe a altas temperaturas em água (H<sub>2</sub>O), dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub>) e oxigênio (O<sub>2</sub>) (Thiemann *et al.*, 1991).

Já era usado pelos egípcios na separação de ouro e prata, e se tornou um composto químico industrial importante com o desenvolvimento das indústrias de explosivos e de corantes no fim do século XIX. Após a Segunda Guerra Mundial, a expansão no uso de fertilizantes sintéticos aumentou a demanda por HNO<sub>3</sub> (Thiemann *et al.*, 1991). A Figura 2.10 mostra suas principais aplicações.

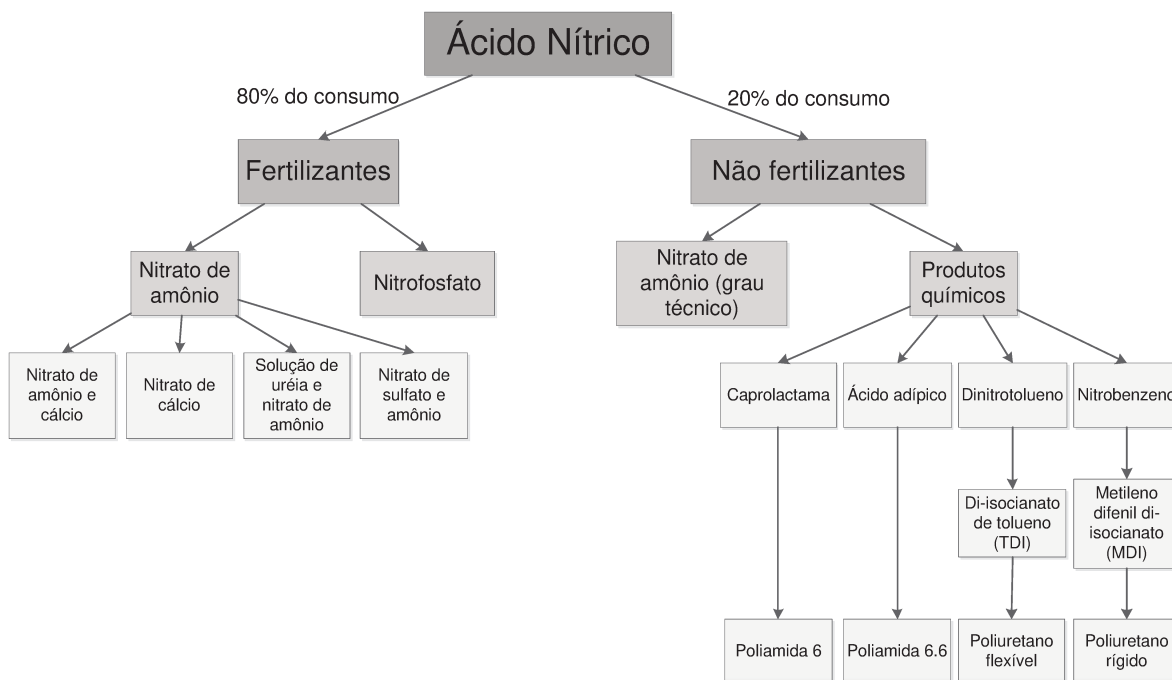


Figura 2.10: Principais aplicações do ácido nítrico.

Fonte: Adaptado de UHDE, 2009.



tendência de crescimento. A produção mundial de  $\text{HNO}_3$  em 2010 foi de 54,5 Mt, representando 75,6 % da capacidade mundial de produção (base:  $\text{HNO}_3$  100 %). A previsão de consumo para 2015 é de 59,9 Mt, cerca de 10 % a mais que em 2010 (Glauser, 2011).

O consumo mundial de  $\text{HNO}_3$  em 2010 é ilustrado na Figura 2.12.

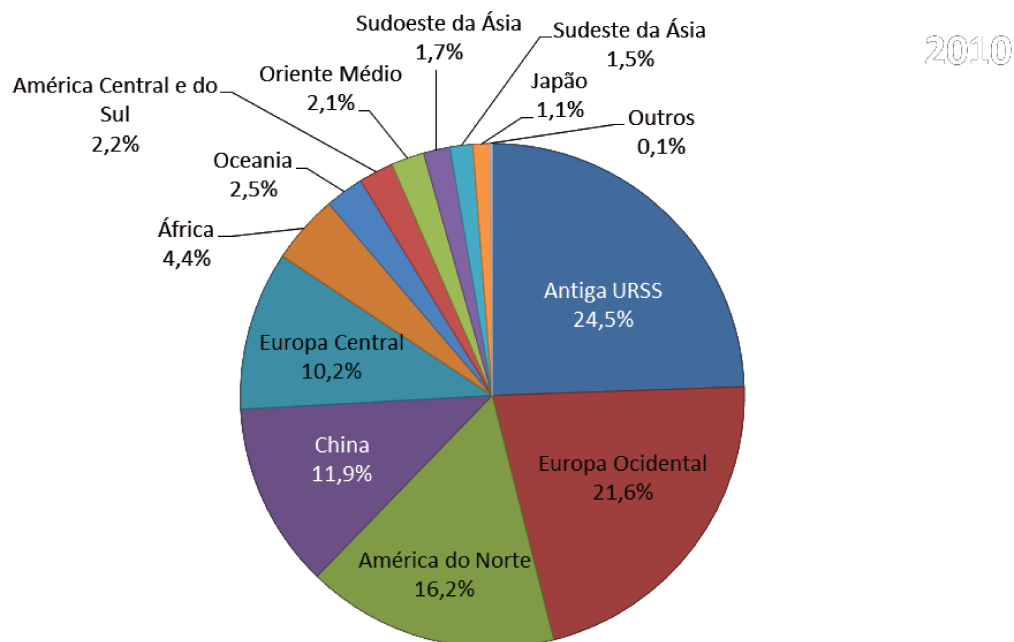


Figura 2.12: Consumo mundial de  $\text{HNO}_3$  em 2010.

Fonte: Adaptado de Glauser, 2011.

A Europa e a antiga União Soviética consomem mais da metade do  $\text{HNO}_3$  mundial, seguidas pela América do Norte e China. A maior parte do ácido nítrico produzido mundialmente é destinada para consumo cativo, e menos de 10 % do total vai para o mercado internacional (Glauser, 2011).

No Brasil a maior parte da produção de ácido nítrico também é para consumo cativo. Em 2010, o Brasil produziu 590 kt de ácido nítrico (base 100 %), cerca de 1 % da produção mundial (Glauser, 2011).

As capacidades anuais das plantas ao redor do mundo variam entre 10 kt e 1385 kt (base HNO<sub>3</sub> 98 %), sendo que a maioria das plantas apresenta capacidades anuais de até 350 kt (Glauser, 2011).

De acordo com o relatório técnico da *United Nations Environment Programme: Industry and the Environment* (1998), as plantas modernas de ácido nítrico têm capacidade típica de 1000 – 2000 t / d (base HNO<sub>3</sub> 60 %).

### **2.2.3. Processos pioneiros na produção de ácido nítrico**

Até 1900, o ácido nítrico foi produzido comercialmente através da reação de nitrato de potássio ou nitrato de sódio com ácido sulfúrico. O processo de oxidação catalítica de amônia (NH<sub>3</sub>) com ar na presença de um catalisador de platina foi estudado em detalhe por Ostwald, em 1901. Em 1908, foi construída na Alemanha uma planta comercial que produzia 3 t/d de HNO<sub>3</sub>. Com a demonstração do processo de síntese de NH<sub>3</sub> de Haber-Bosch, na Alemanha, em 1913, foi possível produzir essa matéria-prima em escala comercial, e plantas de ácido nítrico foram instaladas na Alemanha (Newman, 1981).

Após a Primeira Guerra Mundial, outras plantas foram construídas e atualmente praticamente toda a produção de HNO<sub>3</sub> é por oxidação da NH<sub>3</sub>. No processo de produção a partir de NH<sub>3</sub> e ar, o HNO<sub>3</sub> pode ser produzido na condição azeotrópica (concentração entre 60 % e 68 %) ou concentrada (98 %). Novas configurações de plantas foram desenvolvidas com relação à capacidade e às pressões de operação (Newman, 1981).

Outros processos para a obtenção de HNO<sub>3</sub> que não são economicamente viáveis estão descritos em Newman (1981).

#### 2.2.4. Processo Ostwald de produção de HNO<sub>3</sub>

Por ser o mais utilizado no mundo, o processo de produção de Ostwald, será o objeto de estudo desta dissertação. Um diagrama de blocos deste processo é apresentado na Figura 2.13.

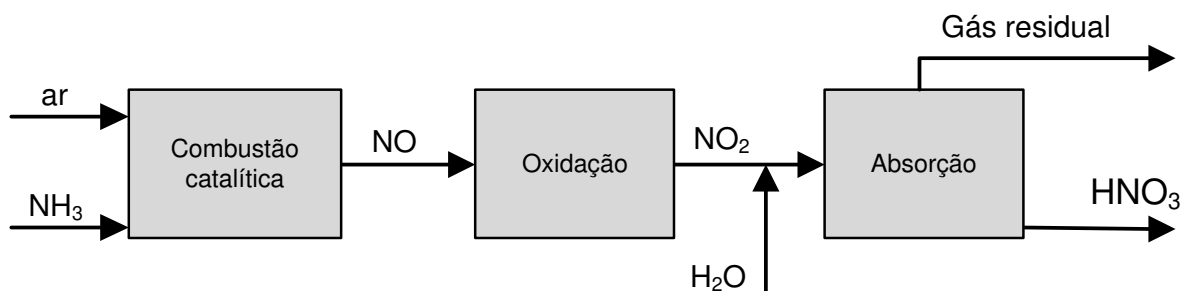


Figura 2.13: Esquema do processo Ostwald para produção de HNO<sub>3</sub>.

A química da oxidação de amônia é relativamente simples. As matérias-primas necessárias são NH<sub>3</sub>, ar e água. O produto final é o ácido nítrico em solução aquosa, e o nitrogênio não reagido juntamente com os óxidos de nitrogênio (NO<sub>x</sub>) não absorvidos forma o gás residual, efluente deste processo. As reações do processo Ostwald estão expostas na Tabela 2.1.

O ar é comprimido para atingir a pressão necessária de operação do reator. A NH<sub>3</sub> em geral é estocada em fase líquida. Para alimentar o reator, é expandida, pré-aquecida e misturada com o ar.

A reação de combustão de NH<sub>3</sub> é heterogênea, altamente exotérmica e ocorre na fase gasosa (HARVIN *et al.*, 1978). As conversões de NH<sub>3</sub> são entre 93 % e 98 % (Thiemann *et al.*, 1991). O catalisador utilizado é uma tela de platina, com 5 % – 10 % de ródio. Como o metal precioso pode ser perdido com as altas temperaturas de operação do reator, geralmente é colocado um filtro após o reator para recuperar os óxidos de platina gerados, formando uma liga. Este filtro pode ser periodicamente removido e a platina recuperada. Qualquer material depositado na superfície da tela poderá envenenar o catalisador (Thiemann *et al.*, 1991).

Tabela 2.1: Principais reações do processo de produção de HNO<sub>3</sub>.

Etapa	Reação química	$\Delta H$ reação a 25 °C (kJ / mol)
Reação global	$\text{NH}_3 (\text{g}) + 2\text{O}_2 (\text{g}) \leftrightarrow \text{HNO}_3 (\text{aq}) + \text{H}_2\text{O} (\text{l})$	-436.918
Combustão catalítica	$4\text{NH}_3 (\text{g}) + 5\text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow 4\text{NO} (\text{g}) + 6\text{H}_2\text{O} (\text{g})$	-226.523
	$4\text{NH}_3 (\text{g}) + 3\text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow 2\text{N}_2 (\text{g}) + 6\text{H}_2\text{O} (\text{g})$	-316.832
	$2\text{NH}_3 (\text{g}) + 2\text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow \text{N}_2\text{O} (\text{g}) + 3\text{H}_2\text{O} (\text{g})$	-275.780
	$4\text{NH}_3 (\text{g}) + 6\text{NO} (\text{g}) \rightarrow 5\text{N}_2 (\text{g}) + 6\text{H}_2\text{O} (\text{g})$	-451.296
Oxidação dos gases nitrosos	$2\text{NO} (\text{g}) + \text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow 2\text{NO}_2 (\text{g})$	-57.108
	$2\text{NO}_2 (\text{g}) \leftrightarrow \text{N}_2\text{O}_4 (\text{g})$	-28.617
	$2\text{NO} (\text{g}) \leftrightarrow \text{N}_2 (\text{g}) + \text{O}_2 (\text{g})$	-90.309
Absorção	$3\text{NO}_2 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{l}) \rightarrow 2\text{HNO}_3 (\text{aq}) + \text{NO} (\text{g})$	-58.672
	$3\text{N}_2\text{O}_4 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3 (\text{aq}) + 2\text{NO} (\text{g})$	-15.747
	$4\text{NO} (\text{g}) + 3\text{O}_2 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3 (\text{aq})$	-144.334
	$4\text{NO}_2 (\text{g}) + \text{O}_2 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3 (\text{aq})$	-87.226
	$2\text{N}_2\text{O}_4 (\text{g}) + \text{O}_2 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3 (\text{aq})$	-58.609

Fonte: HARVIN *et al*, 1978.

O gás de saída da combustão catalítica é monóxido de nitrogênio (NO) contendo cerca de 30 ppm de amônia. Esse gás passa pela fase de oxidação, que consiste em duas reações sequenciais, conforme apresentado na Tabela 2.1. A primeira reação é a oxidação do monóxido de nitrogênio a dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub>), seguida pela reação de dimerização do NO<sub>2</sub>, formando tetróxido de nitrogênio (N<sub>2</sub>O<sub>4</sub>). Ambas são homogêneas, moderadamente exotérmicas, ocorrem em fase gasosa, não são catalisadas e são favorecidas por temperaturas mais baixas (HARVIN *et al.*, 1978). Essa etapa ocorre em uma bateria de trocadores de calor, que removem tanto o calor sensível dos gases quanto o calor das reações de oxidação. No processo industrial, os gases são resfriados abaixo do ponto de orvalho, e, conseqüentemente, a água formada na reação absorve parte dos gases nitrosos formando um ácido fraco.

Nessa etapa o objetivo não é a formação de  $\text{HNO}_3$ , e sim completar as reações de oxidação e dimerização dos gases, além da remoção da água da fase gasosa através do resfriamento e condensação (HARVIN *et al.*, 1978).

Na etapa seguinte do processo os gases nitrosos são absorvidos em água, formando uma solução de  $\text{HNO}_3$ . Essa etapa tem dois papéis importantes: a manufatura de  $\text{HNO}_3$  e o abatimento de  $\text{NO}_x$  (Chatterjee e Joshi, 2008). O modelo de reação para a absorção é complicado, pois muitas espécies estão presentes nessa fase:  $\text{NO}$ ,  $\text{NO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}_3$ ,  $\text{N}_2\text{O}_4$ . A absorção é favorecida pelo aumento de pressão e também pela diminuição da temperatura. O  $\text{NO}_x$  pode ser comprimido antes de alimentar a coluna de absorção. De acordo com as reações de absorção apresentadas na Tabela 2.1, a formação do  $\text{HNO}_3$  é acompanhada pela formação de  $\text{NO}$ , que é reoxidado pelo oxigênio presente na fase gás, formando o  $\text{HNO}_3$  novamente.

O  $\text{HNO}_3$  pode ser concentrado a até 68 % em água (azeótropo). Essa concentração é adequada para a maioria das aplicações com fertilizantes, ácido adípico e dinitrobenzeno, além das nitrações (Maurer e Bartsch, 2001).

Caso o objetivo seja a produção de  $\text{HNO}_3$  concentrado, este pode ser produzido por processos indiretos (concentração do  $\text{HNO}_3$  fraco), ou por processos diretos. O  $\text{HNO}_3$  concentrado é utilizado para a produção de ésteres de ácido nítrico e compostos nitro aromáticos (Wiesenberger, 2001).

#### **2.2.4.1. Consumo e exportação de energia na manufatura de $\text{HNO}_3$**

A partir da Tabela 2.1 nota-se que todas as reações envolvidas no processo produtivo de ácido nítrico são exotérmicas. Da combustão da amônia até a geração de  $\text{HNO}_3$  60%, são liberados teoricamente 6,3 GJ / t  $\text{HNO}_3$  100 % (Kongshaug, 1998). O processo produtivo de ácido nítrico é autossuficiente e exporta energia. A Figura 2.14 mostra a energia exportada ao longo dos anos.

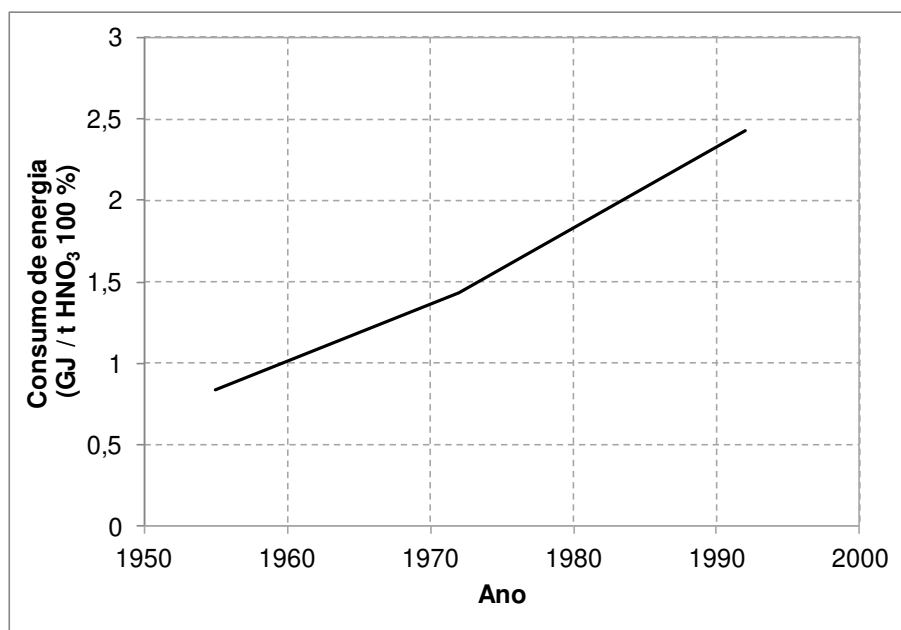


Figura 2.14: Energia exportada em plantas de HNO<sub>3</sub> ao longo dos anos.

Fonte: Kongshaug, 1998.

Segundo o Departamento de Energia dos Estados Unidos (Ozokwelu *et al*, 2006), dos 80 produtos químicos com maior produção no país, 44 utilizam 60 % da energia que foi consumida pela indústria química na forma de combustíveis e potência em 2004. Considerando a quantidade de energia consumida na manufatura de cada produto no ano de 2004, o processo de HNO<sub>3</sub> é o 16.º maior consumidor, conforme ilustrado na Figura 2.15. Estes valores confirmam a importância do consumo de energia nas plantas de HNO<sub>3</sub> e no contexto mundial.



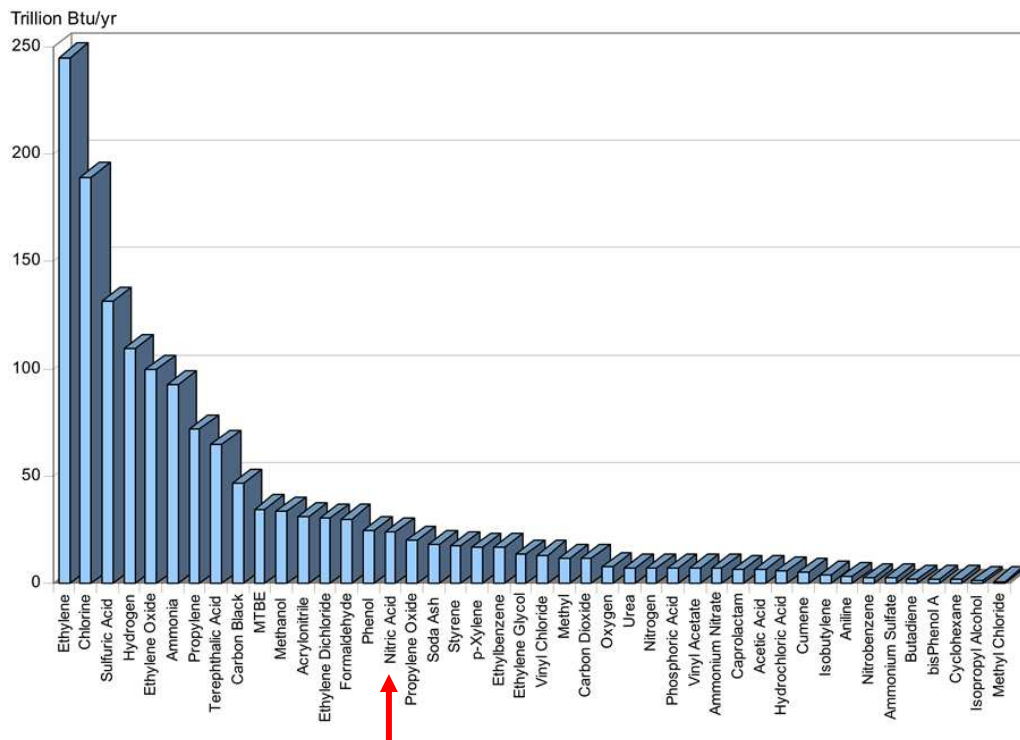


Figura 2.15: Energia gasta em diferentes processos químicos.

Fonte: Ozokwelu et al., 2006.

#### 2.2.4.2. Processo mono pressão x processo bi pressão

O processo Ostwald pode ser classificado como mono ou bi pressão. No processo mono pressão as etapas de combustão de  $\text{NH}_3$  e oxidação ocorrem na mesma pressão que a etapa de absorção. Já no processo bi pressão, as duas primeiras etapas ocorrem em pressão mais baixa que a etapa de absorção.

Segundo *Fertilizer Focus Magazine* (2004), plantas modernas de ácido nítrico são dimensionadas geralmente em três versões, de acordo com a pressão de operação:

- Mono média pressão: 0,4 a 0,6 MPa
- Mono alta pressão: 0,8 a 1,2 MPa
- Bi pressão
  - Combustão / oxidação 0,4 a 0,6 MPa
  - Absorção 0,8 a 1,2 MPa

De acordo com a licenciadora de tecnologia UHDE (2009), o tipo de processo é escolhido levando-se em conta os custos de matérias-primas, utilidades, energia e capital a ser investido, além das condições locais onde a planta será instalada.

A Figura 2.16 mostra o esquema do processo produtivo de ácido nítrico para a condição mono pressão e a Figura 2.17 ilustra o processo bi pressão.

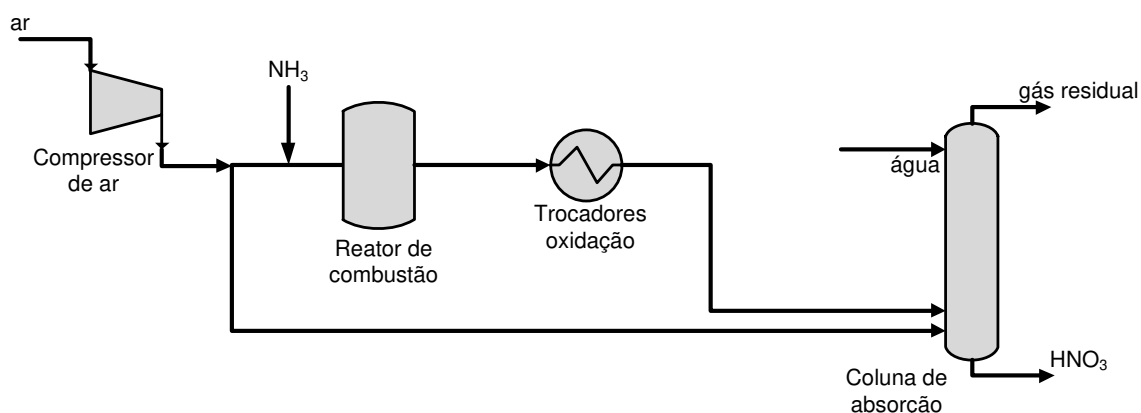


Figura 2.16: Esquema simplificado do processo mono pressão.

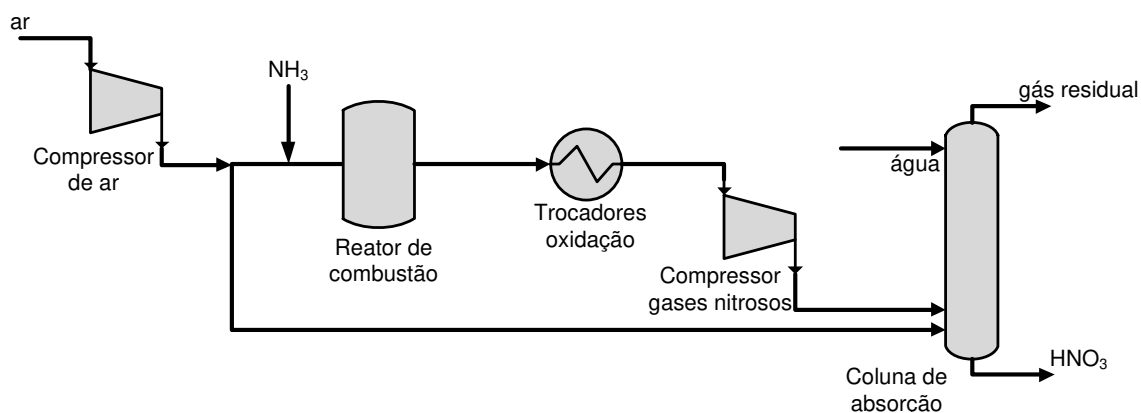


Figura 2.17: Esquema simplificado do processo bi pressão.

Verifica-se que processo bi pressão possui um compressor de gases nitrosos além do compressor de ar, enquanto o processo mono pressão tem apenas o compressor de ar. Além disso, o tamanho dos equipamentos varia em função da pressão: quanto maior a pressão, menores serão os equipamentos.

A Tabela 2.2 apresenta a temperatura de combustão da amônia e a conversão da reação, como função da pressão de operação.

Tabela 2.2: Temperatura da combustão de  $\text{NH}_3$  e conversão, em função da pressão de operação.

<b>Pressão de operação (atm)</b>	<b>T da reação (°C)</b>	<b>Conversão (%)</b>
1	850	97 – 98
3,5	870	96 – 97
8	920	95 – 96
10	940	94 – 95

Fonte: HARVIN *et al.*, 1978.

O processo de produção de  $\text{HNO}_3$  mono pressão foi inicialmente desenvolvido pela Dupont<sup>®</sup> (HARVIN *et al.*, 1978). As pressões de operação vão da atmosférica até 1,2 MPa. O processo em alta pressão é semelhante ao processo atmosférico, mas reduz consideravelmente o tamanho do reator de combustão de amônia (Newman, 1981) e o tamanho das colunas de absorção. O processo em média pressão é escolhido quando se deseja recuperar ao máximo a energia disponível (UHDE, 2009).

Já o processo bi pressão combina a economia favorável da combustão da amônia em média ou baixa pressão (maior conversão em pressões mais baixas, Ray e Johnston, 1989), e a absorção mais eficiente em pressões mais altas, permitindo um baixo teor de  $\text{NO}_x$  no gás residual (UHDE, 2009).

Quando a estocagem de matérias-primas e os preços de energia são baixos, o processo mono pressão é vantajoso devido aos custos de investimento

mais baixos. Se ocorrer o contrário, o rendimento e eficiência energética devem ser maximizados, e, conseqüentemente, investimentos mais altos são aceitáveis.

A Tabela 2.3 apresenta os consumos específicos típicos para cada tipo de processo (tecnologia UHDE). Todos os processos produzem HNO<sub>3</sub> com a mesma qualidade, respeitando os limites de emissão atmosférica. Verifica-se que o processo bi pressão apresenta consumos específicos ligeiramente mais baixos.

Tabela 2.3: Comparativo dos consumos específicos por t de HNO<sub>3</sub> (100 %).

Parâmetro	Unidade	Processo		Processo bi pressão
		Média pressão	Alta pressão	
Pressão de operação	MPa	0,58	1,00	0,46 / 1,20
Consumo de amônia	kg / t	284	286	282
Energia Elétrica	kWh / t	9,0	13,0	8,5
Perda inicial de platina	g / t	0,15	0,26	0,13
Com recuperação	g / t	0,04	0,08	0,03
Água de resfriamento ( $\Delta T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ )	t / t	100	130	105
Água de processo	t / t	0,3	0,3	0,3
Vapor 0,8 MPa, 170,4 °C	t / t	0,05	0,2	0,05
Vapor 4,0 MPa, 400 °C	t / t	- 0,76	- 0,55	- 0,65

Obs.: O teor de NO<sub>x</sub> no gás residual é menor que 50ppm em todos os processos.  
Fonte: UHDE, 2009.

#### 2.2.4.3. Materiais de construção

De acordo com Thiemann *et al.* (1991), para plantas de ácido nítrico fraco, o material utilizado para os equipamentos é o Inox 304L, mas ligas de Inox 321 e Inox 347 também podem ser empregadas. O aço Inox 310L é usado particularmente quando a corrosão é bastante severa. Em plantas produzindo ácido nítrico concentrado (99,8 %), tântalo e ligas especiais austeníticas podem ser usadas, entre outras.

#### **2.2.4.4. Emissões do processo produtivo de HNO<sub>3</sub>**

A planta de HNO<sub>3</sub> pode gerar efluentes líquidos, gasosos e sólidos, sendo mais críticas as emissões gasosas.

Os efluentes líquidos consistem essencialmente das purgas dos sistemas de água de torre e água fria, do trocador utilizado para gerar vapor (utilizando o calor de resfriamento dos gases da oxidação), e do vaporizador de amônia. Essa água contém alguns sais dissolvidos e pequenas quantidades de amônia (UNEP, 1998). Os vazamentos líquidos de bombas, vasos, etc., podem ser bombeados para um tanque de drenagem de ácido, e processados, evitando seu envio para o sistema de esgoto (Thiemann *et al.*, 1991).

Os rejeitos sólidos consistem principalmente de catalisador inativo e depósitos de catalisador nos equipamentos, que devem ser recuperados e regenerados ou reciclados (UNEP, 1998).

A principal preocupação ambiental nas plantas de HNO<sub>3</sub> são as emissões de NO<sub>x</sub> (UNEP, 1998). Plantas obsoletas podem ser reconhecidas pela fumaça amarelada do gás de chaminé. Esta coloração é devida ao dióxido de nitrogênio não absorvido (Thiemann *et al.*, 1991). A quantidade de NO<sub>x</sub> emitida pode ser minimizada com melhorias no sistema de absorção ou com o tratamento do gás residual, que pode ser catalítico ou não (UNEP, 1998).

#### **2.2.4.5. Custo de produção**

Chatterjee e Joshi, (2008) apresentam uma ponderação típica dos vários parâmetros que contribuem para o custo total de produção por tonelada de HNO<sub>3</sub> (considerando uma planta nova): NH<sub>3</sub> 45 %, energia 29,5 %, reposição de catalisador 7 %, coluna de absorção 5,5 %, trocadores de calor 4 %, água 2,2 %, *chiller* 1 %, catalisador 0,8 % e custos adicionais 5 %, que geralmente incluem despesas. Os equipamentos (coluna, trocadores de calor e catalisador) foram anualizados pelos autores.

## 2.3. Estudos e Projetos em plantas de HNO<sub>3</sub>

Há produção literária sobre o HNO<sub>3</sub> desde a década de 50, com discussões sobre o processo produtivo, cinética de absorção e catálise de oxidação de NH<sub>3</sub>. Como a planta de HNO<sub>3</sub> é energeticamente intensiva, há diversos artigos sobre esse tema.

### 2.3.1. Projetos modificação de plantas (*revamp*)

Szargut *et al.* (1988) fizeram uma análise exergética detalhada de uma planta de ácido nítrico bi pressão (reação ocorrendo a 0,1 MPa e absorção em 0,5 MPa), com produção diária de 100 t HNO<sub>3</sub> 67 % t / d.

Os autores encontraram que as maiores perdas exergéticas estão no reator (31,25 %), e estão associadas à combustão da amônia, não podendo ser diminuídas. Também verificaram que há perdas de exergia significativas relacionadas com a produção de vapor (12,44 %) e com a absorção dos gases nitrosos (14,02 %).

Os autores não propõem nenhuma melhoria no processo, apenas verificam onde estão as perdas exergéticas.

Matijašević e Otmaèić (2002) mostraram que um estudo *Pinch* para uma planta de ácido nítrico poderia levar a uma economia de energia, com a substituição de três trocadores de calor por novos, reduzindo a necessidade de água de torre e de vapor média pressão; mas aumentando o consumo de energia no sistema de vapor. O resultado final avaliado foi um *payback* de 14,5 meses.

Os autores realizaram o estudo numa planta química existente na Croácia, da empresa *Petrochemical Industry*, na cidade de Kutina. A produção é de 450 t / d, com concentração entre 57 e 60 %, e o processo não demanda utilidades quentes (*threshold*<sup>6</sup>).

---

<sup>6</sup> Na metodologia *Pinch*, nome dado para a situação em que é possível integrar as correntes de processo, não sendo necessária uma das utilidades – fria ou quente.

Eles fizeram a análise *Pinch* da planta, considerando um  $\Delta T$  mínimo de 38 °C, e foi então sugerida a colocação de três novos trocadores. Para a realização dessa análise, todas as regras do *Pinch* foram respeitadas. Os novos trocadores consideram a utilização do gás de saída da reação para vaporizar e superaquecer a amônia, e também para pré-aquecer os gases residuais. O custo do investimento foi considerado como sendo 2,84 vezes o valor de compra dos trocadores.

O custo do vapor de baixa pressão para a alternativa sugerida foi de aproximadamente \$10 / t, o custo do vapor de média pressão de \$10,9 / t e o custo da água desmineralizada para a caldeira de \$0,65 / t. É importante salientar que o cálculo de *payback* foi feito para uma condição econômica fixa, sem considerar as variações de valores de utilidades e investimento.

Laković *et al.* (2004) fizeram uma aplicação prática da análise da 2.<sup>a</sup> lei da termodinâmica numa planta de ácido nítrico bi pressão. Os equipamentos foram divididos em três categorias: recuperação (trocadores integrados), descarte (trocadores que utilizam utilidades frias, chaminé) e transformação (compressores e turbinas).

Algumas das ineficiências encontradas pelos pesquisadores são: o resfriamento de gases a altas temperaturas com utilidade fria e envio de gás residual para a chaminé em temperatura muito alta.

Nota-se que essas ineficiências não são encontradas em plantas modernas, e, se viáveis economicamente, provavelmente foram corrigidas em plantas existentes através de projetos de *revamp*.

Belghaieb *et al.* (2010) objetivaram a otimização energética de uma planta bi pressão usando integração de processos (produção de 1340 t / d de HNO<sub>3</sub> 58 %). Fizeram uma análise exérgica ao longo do sistema de trocadores de calor, que mostrou que as perdas de exérgia estavam em torno de 20 MW. A degradação exérgica está principalmente localizada na utilização de utilidade fria no resfriamento dos gases, e nos trocadores de calor gás - gás. Além disso, os autores utilizaram a tecnologia *Pinch* para propor soluções para o sistema.

Dos 20 MW de exergia perdida no sistema, verificaram que três trocadores são responsáveis por 92,6 % do total. Portanto, os esforços de integração energética foram focados neles.

Ao fazer a análise *Pinch* do sistema, os autores verificaram que o processo de produção de  $\text{HNO}_3$  apenas necessita de utilidade fria, e sugerem as seguintes soluções: substituir a utilidade quente no vaporizador e superaquecedor de  $\text{NH}_3$  e substituir a utilidade quente utilizada no pré-aquecimento do ar.

É importante ressaltar que ambas as sugestões dadas pelos autores para que seja feita a economia de energia no sistema geralmente são bastante usadas em processos reais e em processos relatados na literatura.

### **2.3.2. Projetos de síntese**

Strelzoff (1956) comparou com relação ao investimento e condições operacionais os processos comerciais existentes de produção de  $\text{HNO}_3$  60 % a partir da oxidação de amônia: oxidação e absorção em pressão atmosférica, oxidação e absorção em pressão entre 0,4 MPa e 0,75 MPa e oxidação em pressão atmosférica e absorção a pressão acima da atmosférica (0,2 MPa).

Comparando as necessidades de amônia, catalisador de platina, potência, água de resfriamento, a concentração do produto final e a geração de vapor, o autor encontrou que o sistema bi pressão apresenta uma pequena vantagem com relação aos demais, considerando que esse processo apresenta consumos específicos de amônia menores, baixa perda de catalisador e maior concentração do produto final.

Ao avaliar o investimento para a construção das plantas verificou que, considerando como base o processo em pressão atmosférica, o processo em alta pressão apresenta um investimento 11 % menor, e o processo bi pressão um investimento 11 % maior.

O autor mostra que tamanho dos equipamentos é consideravelmente reduzido quando esses são operados sob pressão, principalmente as colunas de



absorção. Considerando que uma planta a 0,75 MPa tenha 1 reator e 1 coluna de absorção para gerar determinada quantidade de  $\text{HNO}_3$ , a planta em pressão atmosférica com mesma produção teria 10 reatores e, dependendo das dimensões, entre 30 e 60 colunas de absorção.

Devido aos fatores anteriormente citados, já em 1956 Strelzoff observou que os processos atmosféricos estavam desaparecendo dos Estados Unidos, e alguns construtores europeus também já estavam abandonando os reatores em pressão atmosférica, sendo estes substituídos por processos que ocorrem em alta pressão, devido à significativa diminuição do tamanho dos equipamentos.

Harvin *et al.* (1978) compararam os processos mono alta pressão (1,088 MPa) e bi pressão (0,35 MPa / 1,025 MPa) para plantas de  $\text{HNO}_3$  fraco (concentração entre 50 % e 60 %), a partir da oxidação de  $\text{NH}_3$ . Eles avaliaram a conversão de amônia no reator, a temperatura das reações, a recuperação de energia, e também os custos de produção e de capital para ambas as plantas. Nenhum processo foi favorecido pelos limites de emissões de  $\text{NO}_x$  com o gás residual, por respeitarem os limites de emissão.

Considerando custos determinados de matéria-prima, catalisador e utilidades, verificaram que o processo bi pressão tem um custo operacional menor. Isso se deve principalmente aos custos associados ao catalisador, uma vez que o maior consumo de amônia no processo mono alta pressão compensa a quantidade a mais de vapor gerada no processo bi pressão.

Os autores observam que a planta bi pressão apresenta um investimento entre 10 % e 13 % maior que a planta mono alta pressão, tanto na Europa como nos Estados Unidos. Afirmam que o custo do catalisador, amônia e energia são os parâmetros que mais afetam os custos de produção.

Concluíram é que ambos os processos podem ser economicamente competitivos dependendo dos custos dos insumos, matéria-prima, investimento e preço do produto final, o que também é de interesse do presente estudo.

Linnhoff propôs em 1987 (*in*: Gaggioli *et al.*, 1989) o estudo da integração de uma planta com produção de 1771 t  $\text{HNO}_3$  / d (concentração 51,3 %

em massa), do tipo bi pressão, num complexo industrial existente, com o objetivo de minimizar o custo da energia comprada na forma de combustível e eletricidade. Esta avaliação foi feita para razões de custos eletricidade / combustível de 2,5 e 4.

Dado este desafio, Linnhoff e Sama discutem os resultados obtidos a partir das duas ferramentas de análise que defendem: a aplicação da tecnologia *Pinch* e a avaliação a partir da 2.<sup>a</sup> lei da termodinâmica, respectivamente.

Em 1989, Sama *et al.* estudaram a mesma planta bi pressão que Linnhoff descreve, fazendo uma análise do ponto de vista da 2.<sup>a</sup> lei da termodinâmica, identificando ineficiências desnecessárias. Foram feitos cálculos de exergia simplificados, usados como guias para redimensionar a seção de recuperação de energia.

Os autores defendem que, apesar da 2.<sup>a</sup> lei não ser tão simples quanto parece, não é necessário ser um *expert* para utilizá-la e otimizar diversas plantas: deve-se principalmente conhecer o processo, aplicar princípios simples da 2.<sup>a</sup> lei e utilizar o bom senso.

O escopo desse trabalho foi limitado à recuperação da exergia do gás de combustão enquanto é resfriado de 840 °C para 50 °C; do gás de saída do vaso de oxidação e que é resfriado até 43 °C, e do gás residual que sai do absorvedor até sua exaustão na chaminé.

Sama *et al.* (1989) também utilizaram alguns dos “Guias para Aplicação da 2.<sup>a</sup> Lei com bom senso” de forma a otimizar a mesma planta. Alguns exemplos desses guias são: não descartar calor a alta temperatura para o ambiente ou para a água de resfriamento; escolher correntes com capacidades caloríficas similares para realizar troca térmica, preferindo que a temperatura de final de uma corrente seja próxima da temperatura inicial da outra; não aquecer correntes refrigeradas com correntes quentes ou água de resfriamento.

Os autores propõem as seguintes modificações do processo existente: pré-aquecer o gás residual no último trocador do trem de resfriadores (antes resfriado com utilidade) e enviá-lo diretamente para o turbo-expansor. O calor de

reação a altas temperaturas é então utilizado para gerar maior quantidade de vapor (53,5 t / h em vez de 30 t / h da condição base).

Sama *et al.* (1989) consideram três revisões de escopo adicionais, nos quais o foco é reduzir a força motriz termodinâmica (um dos itens de seu guia). Sugerem aumentar a pressão do vapor gerado (de 8 MPa e 473 °C para 12,4 MPa e 650 °C), aquecer o vapor de saída da turbina com o gás de reação e enviá-lo para um segundo estágio de expansão, aumentando a exportação de energia, ou aquecer mais o gás residual em vez de reaquecer o vapor (diminui o escopo em uma turbina a vapor, apesar de aumentar o tamanho do turbo-expansor).

Essa análise aumentou em 34,3 % a energia exportada da planta, para a primeira modificação do processo proposta. As revisões adicionais fazem com que a exportação de energia seja 86,5 % maior que o caso base, e consideram maiores modificações na planta.

Gaggioli *et al.* (1991) também estudaram o caso-base proposto por Linnhoff em 1987 utilizando a análise exérgica. Essa foi feita três subsistemas: 1) consumo e geração de vapor no complexo existente, 2) sistema de utilidades (vapor/energia) existente e 3) nova planta de HNO<sub>3</sub> a ser construída.

O procedimento aplicado consistiu no estudo da utilização de exérgia e no desenvolvimento das melhorias em cada subsistema em separado e na posterior redução das ineficiências a partir da integração dos três subsistemas.

Após as análises, os autores propuseram sete reconfigurações possíveis, de modo a eliminar ineficiências termodinâmicas. Estas alternativas diferem tanto na quantidade de energia economizada quanto na complexidade e investimento necessário. Seu principal objetivo foi demonstrar que a análise exérgica é uma ferramenta importante para a utilização de processos.

Por fim, uma vez que a análise exérgica tem uma forte dependência com a experiência de quem está fazendo a análise, e a geração de ideias não depende de um método sistemático, é sugerido que essa análise seja feita em conjunto com outras ferramentas (*Pinch*, programas computacionais, etc.).

Ainda analisando o mesmo problema proposto em 1987, Linnhoff e Alanis (1991) utiliza a ferramenta *Pinch* para fazer sua avaliação. Os licenciadores de plantas de ácido nítrico em geral oferecem três opções de planta: importação de energia elétrica, exportando o máximo possível de vapor; planta balanceada, com exportação reduzida de vapor, e exportação de potência, sem exportar vapor.

Os autores calcularam as metas *Pinch* para a planta de ácido nítrico e o *site*, verificando que na planta é possível gerar 12 % mais vapor a alta pressão e 7,2 t / h de vapor a baixa pressão, e no *site* é possível gerar mais trabalho de eixo uma vez que se altera o nível de pressão dos vapores de baixa (de 0,4 MPa para 0,8 MPa) e média pressão (de 4,0 MPa para 4,6 MPa).

Quanto às propostas de integração da planta de  $\text{HNO}_3$  com o *site*, Linnhoff e Alanis (1991) propõem que o pré-aquecimento do ar de combustão da caldeira do *site* seja feito na planta de ácido nítrico. Também sugerem que não seja gerada eletricidade internamente na planta de ácido nítrico, através da expansão de vapor. Para suprir essa necessidade, utiliza-se um motor elétrico. A última proposta é gerar apenas vapor a alta pressão (10 MPa e 500 °C), em vez de gerar vapor em dois níveis (8 MPa / 473 °C e 0,4 MPa / 150 °C).

Apesar de parecer simples, a proposta de aumento da pressão dos vapores proposta por Linnhoff e Alanis (1991) deve ser avaliada com cautela numa planta real. Os equipamentos já existentes no *site* foram provavelmente projetados considerando os níveis de pressão e temperatura antigos. Também poderá ser necessária a substituição de bombas de água para a alimentação da caldeira, acarretando investimentos.

Chatterjee e Joshi (2007) buscaram uma estratégia para otimizar plantas de ácido nítrico fraco do tipo mono pressão. Eles modelaram as três principais zonas de processo do  $\text{HNO}_3$ : reação, oxidação (trem de trocadores de calor) e absorção. Após a modelagem e comparação com dados industriais com uma planta de capacidade de 300 t / d com produto final a 60 %, os autores avaliaram a influência de vários parâmetros, tais como razão ar /  $\text{NH}_3$ , seletividade, excesso de ar, distância entre os pratos da coluna de absorção,

concentração de  $\text{HNO}_3$  no produto final e temperatura da água de resfriamento no custo de produção do ácido nítrico. Obtiveram reduções do custo operacional da ordem de 1 % para produções diárias entre 300 t e 330 t.

## 2.4.O caso base: planta de $\text{HNO}_3$

Nesta seção serão apresentados os casos base de plantas de  $\text{HNO}_3$ , para as situações *revamp* e síntese.

### 2.4.1. Situação *revamp*

A planta estudada por Ray e Johnston (1989) será utilizada como caso base para a situação *revamp*, conforme apresentado na Figura 2.18.

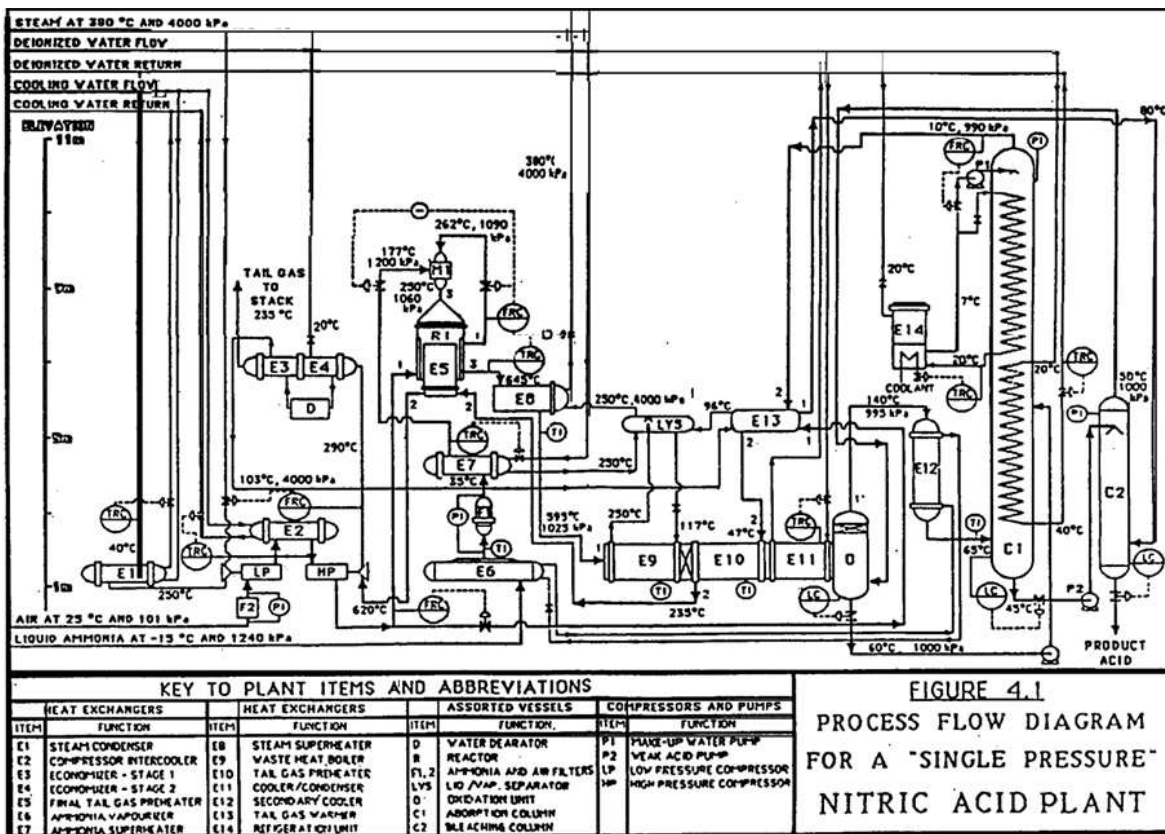


Figura 2.18: Planta estudada por Ray e Johnston (1989).

Fonte: Ray e Johnston, 1989.

A planta é do tipo mono alta pressão, produzindo 280 t HNO<sub>3</sub> 60% / d. Este processo é similar ao desenvolvido pela empresa C&I Girdler nos Estados Unidos (Ray e Johnston, 1989). A pressão de operação é de aproximadamente 0,1 MPa (manométrica).

O ar a 25 °C é alimentado ao processo através de um compressor em dois estágios. Amônia líquida a -15 °C e 1240 kPa é expandida, vaporizada e superaquecida até 177 °C antes de ser misturada ao ar. A combustão da amônia ocorre num reator (R1) que possui uma tela com catalisador de platina e ródio e, ao final da combustão a temperatura da mistura atinge 950 °C.

Após o reator há uma bateria de trocadores (E5, E6, E9, E10, E11 e E12), nos quais o calor de reação é recuperado em parte pelo gás residual, que posteriormente será expandido para acionar o compressor de ar, e também através da geração de vapor a 380 °C e 4 MPa (manométrico). O vapor é expandido em uma turbina que também aciona o compressor de ar, parte dele é aproveitada em alguns equipamentos do processo e o restante é exportado para fora dos limites de bateria da planta.

Os gases de reação, após serem resfriados até aproximadamente 60 °C, são absorvidos por água fria numa coluna de pratos perfurados (C1), formando o HNO<sub>3</sub>. No topo desta coluna sai o gás residual, composto pelos gases não reagidos (principalmente nitrogênio), contendo alguns ppms de NO<sub>x</sub> não absorvido. O produto de fundo dessa coluna, HNO<sub>3</sub> bruto, é enviado para uma coluna de polimento (C2), na qual ar é borbulhado para remover os óxidos não absorvidos. Na base desta coluna tem-se o produto final, com concentração de 60 % em massa.

#### **2.4.2. Situação síntese**

Para a situação de síntese, usou-se dados de base informados pela fornecedora de tecnologia UHDE (2009) e também por Harvin *et. al* (1978). Essas

fontes contêm informações tais como consumos específicos de insumos, reações e conversões.

Fez-se balanços de massa e energia simplificados para três condições de operação distintas: mono alta pressão (1 MPa), mono média pressão (0,6 MPa) e bi pressão (reação a 0,6 MPa e absorção a 1 MPa).





### 3. METODOLOGIA PROPOSTA

A metodologia proposta para as situações *revamp* e síntese será apresentada a seguir.

#### 3.1. Diagrama de fluxo de atividades

O diagrama fluxo de atividades a ser apresentado neste trabalho visa estruturar o processo de tomada de decisão. Este diagrama mostra as necessidades de informações e as ações a serem realizadas na sequência de atividades, e também mostra a interdependência entre elas. É uma sugestão de como o engenheiro de processos pode abordar um determinado projeto, de modo a tomar decisões corretas de configuração que aumentem as chances do projeto ser aprovado.

Na sequência serão apresentados os diagramas de atividades para as situações *revamp* e síntese.

##### 3.1.1. Diagrama de fluxo de atividades para a situação *revamp*

A metodologia utilizada na situação *revamp* é apresentada na **Error! Reference source not found.** Tudo se inicia com a definição do processo a ser analisado. No caso deste trabalho foi adotada a planta de ácido nítrico estudada por Ray e Johnston (1989). Deve-se, então, realizar um balanço de massa e energia o mais detalhado possível, já que a planta é existente e há disponibilidade de informações. São necessários dados de processo e hipóteses tecnológicas, como por exemplo, temperaturas fixas de alimentação e retorno de água de resfriamento.

A partir dos balanços de massa e energia obtêm-se os consumos dos insumos e utilidades. Com os preços médios dos insumos conhecidos e dados de custo operacional (salários, manutenção, entre outros), é possível calcular o lucro líquido do produto final. Como este lucro considera custos médios e condições

atuais de operação, é chamado de “caso base”. Qualquer projeto de melhoria proposto terá como objetivo o aumento do lucro.

Em seguida, deve-se fazer um diagrama de influências de forma a estruturar e definir quais são as principais influências no lucro líquido. Este diagrama mostrará quais são os parâmetros que devem ser avaliados em projetos com o objetivo de aumento do lucro.

A próxima etapa é verificar possíveis variações dos consumos específicos; para mais e para menos. Para encontrar esses limites, pode-se utilizar dados de literatura de plantas com tecnologia semelhante, calcular o mínimo consumo possível de energia obtido através de análise *Pinch*, etc.

Com os valores máximos e mínimos possíveis de consumos específicos, faz-se o diagrama tornado e avalia-se quais são os principais parâmetros que influenciam o lucro, e, conseqüentemente, apresentarão projetos mais rentáveis quando comparados entre si.

Uma vez conhecida a importância relativa dos parâmetros influentes no lucro, é possível comparar as ideias de possíveis projetos. Mais uma vez, as ideias são geradas a partir do conhecimento e análise da planta, da utilização de ferramentas como análise *Pinch* e análise exergética, conhecimento do *estado da arte* para plantas semelhantes, etc. As ideias cujos parâmetros pouco afetam o lucro do produto são descartadas, e as ideias que modificam os parâmetros mais influentes serão estudadas com maior nível de detalhe.

Os projetos selecionados têm seus *paybacks* simples calculados para avaliar a atratividade econômica. Como os custos dos insumos são variáveis, e a estimativa do custo do investimento apresenta certa imprecisão, é possível avaliar através de outro diagrama tornado qual dos dois fatores mais contribui para a variação do *payback*.

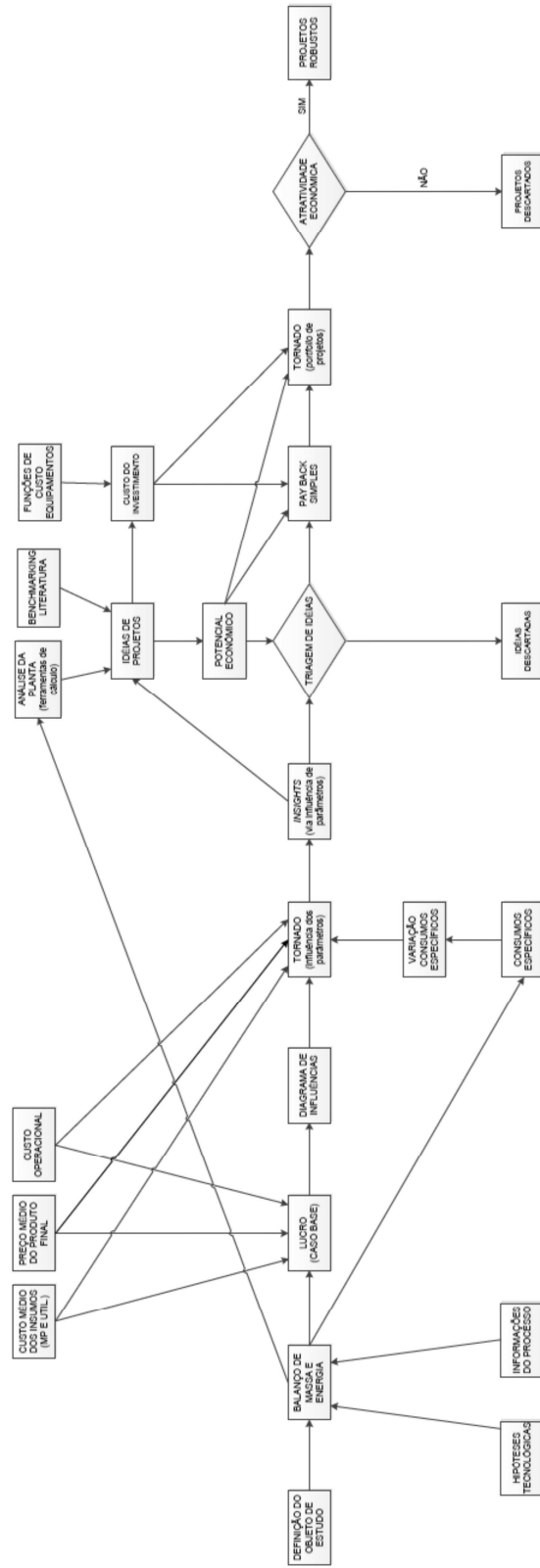


Figura 3.1: Diagrama de atividades para a abordagem da situação revamp.

Página em branco

Com intervalo de retorno do investimento conhecido, é possível escolher, dentre os projetos estudados, qual deverá seguir para estudos mais aprofundados. A escolha pode ser feita considerando o projeto com retorno mais rápido, ou considerando o projeto mais robusto, ou seja, aquele que tem o retorno menos impactado pelas variações de lucro e imprecisão da estimativa.

### 3.1.2. Diagrama de fluxo de atividades para a situação síntese

O diagrama de atividades para a situação síntese é apresentado na **Error! Reference source not found.**

Novamente, a análise se inicia com a definição do processo a ser estudado. O ácido nítrico foi a planta escolhida também nesta situação. Para evitar o uso desnecessário de recursos, deve-se primeiramente verificar se o processo escolhido é viável, considerando apenas os preços de matérias-primas e produto final (de acordo com a metodologia de Douglas, 1988). A partir da definição da capacidade da planta e da rota química, e considerando dados de processo disponíveis, calcula-se a produção e o consumo das matérias-primas. Com os custos das matérias-primas e produto final, obtém-se um potencial econômico de nível um ( $EP_1$ ), que consiste na diferença entre o preço de venda do produto e os custos das matérias-primas. Se o potencial for negativo, abandona-se o estudo, já que a planta não será viável. Se for positivo, avança-se para a etapa seguinte.

A etapa seguinte consiste no detalhamento do EP, realizando-se um balanço de massa e energia mais detalhado e considerando-se os custos de utilidades e de equipamentos principais. Deve-se verificar, após obter certo nível de detalhes, se o EP continua positivo e então avançar para o nível seguinte.

Em uma determinada etapa do processo, será possível verificar que existem alternativas de configuração para o processo escolhido. Para escolher qual a melhor alternativa, deve-se comparar os valores dos EPs, identificando o mais alto, que, possivelmente, terá mais chances de ser implementado. A verificação dos parâmetros econômicos e de *performance* (consumos específicos,

rendimentos de reações, entre outros) que mais influenciam o EP através de um diagrama tornado guia o engenheiro na escolha das configurações mais atrativas.

Enquanto os potenciais calculados para as diversas configurações apresentam a mesma ordem de grandeza, não é possível excluir alternativas. Logicamente alternativas com EP negativo devem ser excluídas, mas alternativas com potencial positivo devem ser triadas através de um critério coerente.

Portanto, deve-se avançar no nível de detalhes, e calcular o EP para as diferentes alternativas, com dados de balanço cada vez mais refinados, equipamentos necessários mais bem definidos e necessidade de utilidades calculadas.

Pode-se chegar a um potencial econômico de nível “ $n$ ” ( $EP_n$ ), com nível de detalhes que permita a distinção entre as alternativas. Dadas as variações dos custos dos insumos e a imprecisão do investimento, é possível conhecer os potenciais mínimo, médio e máximo de cada configuração. De posse destes dados, as alternativas com menor potencial e menos robustas são descartadas e as alternativas escolhidas passam a ser detalhadas em forma de projetos de engenharia.

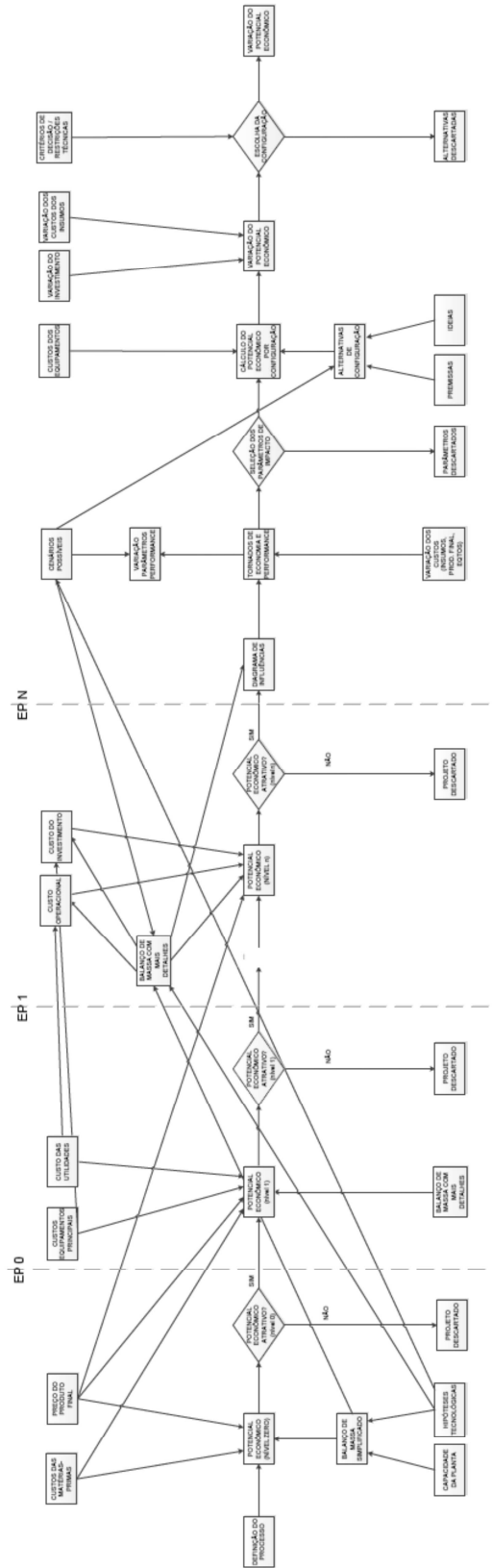


Figura 3.2: Diagrama de atividades para abordagem da situação síntese.

Página em branco



## 3.2. Elementos importantes da metodologia

### 3.2.1. Potencial econômico

De acordo com Douglas (1988), o primeiro passo no projeto conceitual é avaliar a significância econômica do projeto. Esse parâmetro pode ser definido como o potencial econômico (EP), que será calculado desde os estágios iniciais até etapas mais detalhadas do projeto, a partir de diferentes níveis de informação. Com este parâmetro é possível comparar as alternativas de configuração. As equações para o cálculo do potencial econômico estão descritas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Equações para cálculo do potencial econômico.

Nível	Equação
1	$EP_1 = \text{Receitas} - \text{custos de matérias-primas}$
2	$EP_2 = \text{Receitas} - \text{custos de matérias-primas} - \text{custos de utilidades}$
:	
n	$EP_n = \text{Receitas} - \text{matérias-primas} - \text{utilidades} - \sum(\text{custos da planta})$

Os cálculos do potencial econômico se iniciam com os dados disponíveis, ou seja, os custos de matérias-primas e produto final. Com o avanço no conhecimento do processo, se adiciona um maior nível de detalhes, como por exemplo: custo com utilidades, custo anualizado de equipamentos e depreciação, custos operacionais, etc.

### 3.2.2. Diagrama de influências

O diagrama de influência mostra graficamente quais os principais parâmetros que podem impactar parâmetro dependente, de forma direta ou indireta. Este diagrama será feito para identificar e estruturar quais parâmetros deverão ter seu impacto analisado.

Para a situação *revamp*, serão identificados os parâmetros que influenciam no lucro do produto, enquanto que para a situação síntese, serão listados os parâmetros que influenciam o potencial econômico.

### **3.2.3. Diagrama tornado**

Como já apresentado na Seção 2.1.4, o diagrama tornado é uma ferramenta simples para fazer a análise de sensibilidade dos fatores que influenciam as decisões em projetos. Essa ferramenta apresenta visualmente o resultado da análise, mostrando qualitativa e quantitativamente como variações em diversos parâmetros independentes influenciam a variável dependente.

Para a confecção deste diagrama, define-se uma equação em que o resultado final (variável dependente) é função das variáveis independentes a serem estudadas. Lista-se os valores máximos e mínimos para as variáveis independentes. Define-se qual o valor de base do resultado final, utilizando valores médios das variáveis independentes, por exemplo. Calcula-se então o resultado final a partir dos valores máximo e mínimo das variáveis independentes.

Como resultado, obtém-se um diagrama no qual cada barra horizontal representa a extensão da variável dependente frente à variação da respectiva variável independente. Os parâmetros com as maiores extensões são aqueles cuja variação maior impacta o resultado final.

Como exemplo de um diagrama tornado, tem-se a Figura 3.1, onde se avalia a influência da variação dos parâmetros A, B e C (variáveis dependentes) no parâmetro D (variável independente).

Para valores fixos de A, B e C: 700, 12000 e 8, respectivamente, tem-se um caso base, na qual o parâmetro D tem valor 4. Variando-se o parâmetro A em 25 % para mais e para menos, e mantendo-se os demais parâmetros fixos, verifica-se, a partir da extensão da barra horizontal, que o parâmetro D variou entre 1 e 9.

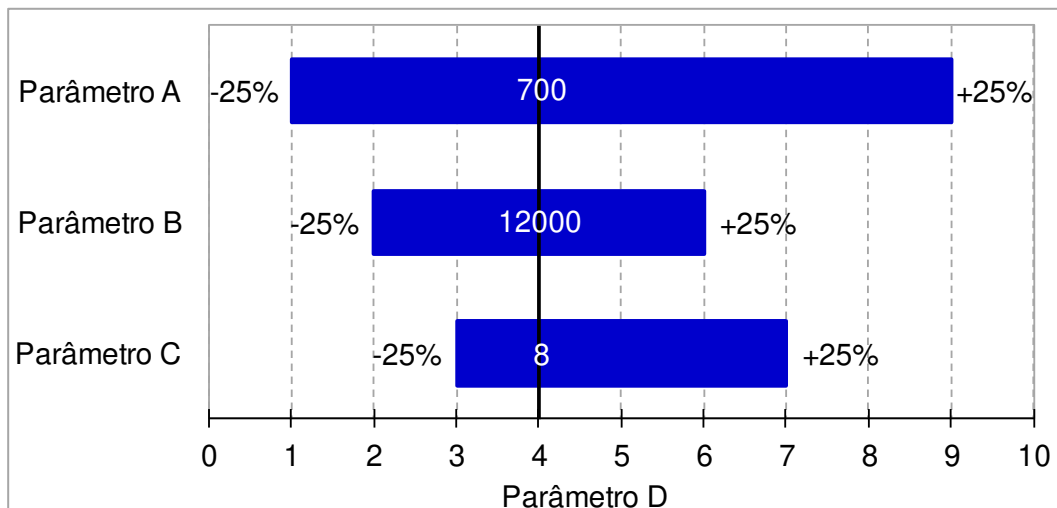


Figura 3.1: Exemplo de diagrama tornado.

Em seguida, o parâmetro B foi variado em 25 % para mais e para menos, mantendo os parâmetros A e C fixos nos valores iniciais. Por fim, o parâmetro C também foi variado em 25 % para mais e para menos. Pode-se inferir a partir do gráfico tornado da Figura 3.1 que, considerando-se A, B e C independentes, o parâmetro que apresenta maior influência no parâmetro D é o parâmetro A, já que sua variação tem maior impacto no valor do parâmetro D.

Com o auxílio dessa ferramenta conclui-se que para diminuir o valor do parâmetro D, deve-se concentrar esforços para diminuir o parâmetro A.

É importante ressaltar que com esta ferramenta não é possível verificar a influência simultânea de dois ou mais parâmetros.

#### 3.2.4. Análise de processos energeticamente intensivos

Grande parte dos ganhos de energia em projetos de *revamp* é proveniente de integrações energéticas. As integrações que economizam o máximo de energia com o mínimo de investimento e necessidade de modificações serão mais atrativas.

Para focar esforços nos projetos com maiores chances de aprovação, propõe-se que se faça uma listagem de todos os trocadores existentes na planta,

com suas respectivas cargas térmicas, e sua contribuição, em porcentagem, para a carga térmica total da planta. Com estes dados, faz-se um gráfico de Pareto<sup>7</sup>, no qual as cargas térmicas são ilustradas em ordem decrescente, de modo que se verifique a contribuição de cada uma para a carga total. Um exemplo de gráfico de Pareto é ilustrado na Figura 3.2.

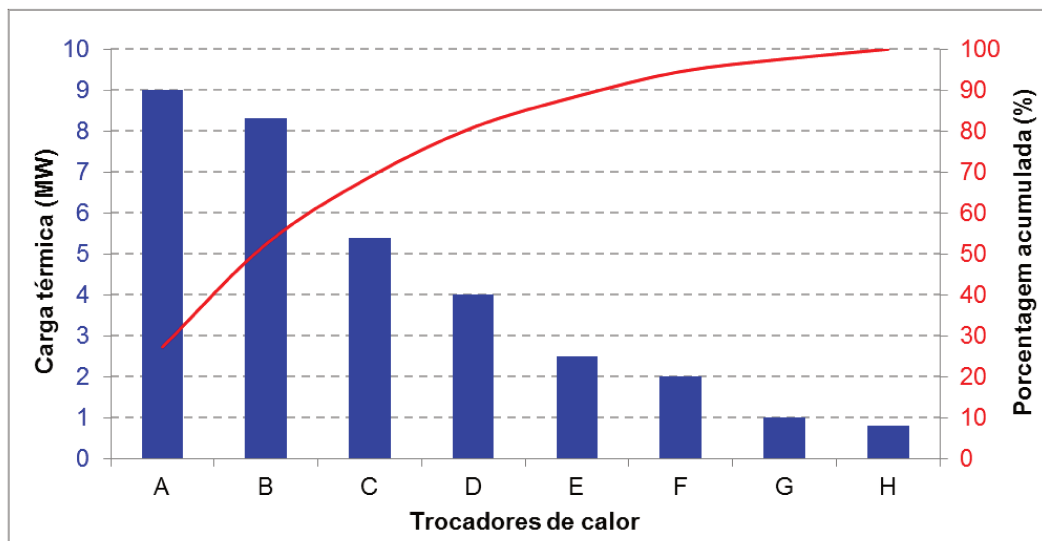


Figura 3.2: Exemplo de gráfico de Pareto.

Neste exemplo, verifica-se que 3 trocadores (A, B e C) dentre os 8 listados são responsáveis por cerca de 70 % da carga térmica total da planta. A partir desse diagrama pode-se inferir que se as integrações forem feitas com qualquer um desses trocadores, as chances de obter projetos mais atrativos são altas. Projetos de integração utilizando o trocador H, por exemplo, apresentam ganhos muito menores que qualquer outra integração nesta planta.

Essa análise simples e rápida visa auxiliar na escolha de poucas modificações que gerem as maiores economias de energia.

<sup>7</sup> De acordo com o *Office of Quality Improvement*, da *Universidade de Wisconsin-Madison* (2007), esta ferramenta é baseada no princípio de Pareto, que afirma que um pequeno número de causas (geralmente 20 % do total) é responsável pela maioria dos problemas (geralmente 80% do total). O conceito de Pareto sugere que se tenha os melhores resultados possíveis com um mínimo de esforço.

### **3.2.5. Análise de processos que integram energia mecânica e térmica**

Plantas em que gases comprimidos são utilizados como matéria-prima, em geral possuem compressores de potência elevada. Para o acionamento dessas grandes máquinas, pode-se utilizar: motor elétrico, turbina a vapor ou turbo-expansor que utiliza os gases de saída da planta, ainda com pressão relativamente elevada, como fluido motriz.

Além disso, plantas que apresentam excesso de energia térmica podem ter opções de como exportá-la: gerando vapor para exportação para outras plantas, gerando vapor para acionamento de turbinas (trabalho de eixo ou eletricidade) e aquecendo gases de processo (por exemplo, nitrogênio do ar não reagido após uma oxidação) para acionamento de turbo-expansores.

Assim como os compressores, turbinas e turbo-expansores são equipamentos caros, e, uma vez instalados, é difícil encontrar projetos de modificação com retorno razoável para este tipo de equipamento.

Neste trabalho se propões a avaliação do uso de geração do trabalho de eixo, considerando a integração térmica e mecânica em plantas químicas. Essa análise ajuda o engenheiro de processos a conhecer melhor o processo a ser estudado, verificando os impactos da geração de trabalho interna a planta.

Propõe-se que seja feita uma avaliação rápida, que possa responder à questão: qual a melhor forma de exportar ou utilizar o excesso de energia térmica da planta?

Nessa avaliação, que une conceitos técnicos e econômicos, deve-se:

- Calcular a quantidade de energia de excesso
- Verificar a quantidade de energia gerada em diversas formas: vapor para exportação, energia elétrica interna, trabalho de eixo para acionamento do compressor, etc.
- Avaliar rapidamente, a influência da pressão e da temperatura do vapor gerado em sua quantidade;

- A partir do cálculo de uma turbina isentrópica, avaliar qual a potência pode ser gerada a partir do vapor.
- Avaliar o impacto da pressão e temperatura do vapor na geração do trabalho de eixo.
- Avaliar a influência da pressão e temperatura dos gases de processo no trabalho de eixo a partir de sua expansão.

Uma vez que é possível responder a essas perguntas, o engenheiro de processos possui domínio de como as integrações térmicas e mecânicas ocorrem na planta. Pode-se descobrir, por exemplo, que a partir da mesma quantidade de energia disponível, é possível gerar mais trabalho de eixo a partir da expansão de gás do que a partir da expansão de vapor.

Esse tipo de análise guiará o engenheiro de processos em suas decisões, e poderá gerar percepções diferentes para ideias de projetos.

### **3.3. Ferramentas utilizadas**

Para realizar este trabalho, foram elaboradas diversas ferramentas de cálculo, muitas delas utilizando planilha em *Microsoft Excel*<sup>TM</sup> e também utilizando softwares para estimativa de custo *Aspen Economic Evaluator v 7.2*<sup>TM</sup>. A Tabela 3.2 lista as funções das diversas ferramentas criadas ou utilizadas, indicando se estas foram utilizadas para a situação síntese e/ou para a situação *revamp*.

Tabela 3.2: Funções das ferramentas criadas ou utilizadas.

Função da ferramenta	Utilização na situação	
	<i>Revamp</i>	Síntese
<b>Planilhas em Microsoft Excel™</b>		
Custos de insumos / produto final	✓	✓
Custo de equipamentos	✓	✓
Custo operacional	✓	✓
Balanco de massa e energia	✓	✓
Cálculo do trabalho de eixo (turbina / compressor)	✓	✓
Cálculo de trocadores – aproveitamento de energia da reação	✗	✓
Cálculo <i>Pinch</i> (usando software <i>Icheme™</i> )	✓	✗
Análise das cargas térmicas disponíveis	✓	✗
Tornado – influência parâmetros de <i>performance</i> no EP	✗	✓
Tornado – influência parâmetros econômicos no EP	✓	✓
Tornado – influência no <i>payback</i> dos projetos	✓	✗
<b>Aspen Economic Evaluator v7.2™</b>		
Custo de equipamentos	✓	✓





## 4. APLICAÇÃO DO MÉTODO

Neste estudo, será feita a análise técnico-econômica de uma planta de  $\text{HNO}_3$  em duas situações distintas: na primeira situação, considerou-se que a planta está em fase de projeto, em que o escopo está sendo definido. Na segunda situação, admitiu-se que a planta já está instalada e operando, sendo submetida a um projeto de melhoria.

Durante a análise técnico-econômica, será avaliado como diversos parâmetros de processo e econômicos influenciam fatores importantes para a escolha de configurações.

### 4.1. Premissas adotadas para o estudo

As seguintes premissas foram adotadas para a realização do estudo.

#### 4.1.1. Restrições tecnológicas

A seguir são apresentadas restrições do processo produtivo de ácido nítrico, que serão respeitadas nas proposições que serão feitas ao longo dessa dissertação.

- Equipamentos expostos ao  $\text{HNO}_3$  ou ao  $\text{NO}_x$  gasoso devem ser construídos em aço inox 304L, para evitar corrosão (SRI, 1980).
- A temperatura máxima de operação dos turbo-expansores a gás será  $621\text{ }^\circ\text{C}$  (Harvin *et al.*, 1978).
- O vapor gerado deve estar a  $380\text{ }^\circ\text{C}$  e 4 MPa.
- O condensado de retorno para a unidade está a  $71,7\text{ }^\circ\text{C}$

#### 4.1.2. Premissas para a situação revamp

As seguintes premissas e restrições serão adotadas para o projeto de *revamp*:

- Porcentagem do tempo em que a planta opera: 95 % do ano.

- Objetivo das modificações: aumentar o lucro líquido do produto.
- Não serão avaliados projetos para aumento de capacidade.
- A pressão de operação não será alterada, pois incorreria custos elevados para modificação do reator e da coluna de absorção.
- A perda de catalisador não será analisada para a situação *revamp*, pois está associada à pressão de operação da planta.
- É possível exportar mais vapor.
- É possível exportar energia elétrica.
- Os projetos podem modificar / substituir no máximo 3 trocadores, devido ao tempo de parada, volume de trabalho e perda de produção.
- Os trocadores de calor propostos deverão ser do tipo casco e tubo (sem cruzamento de temperatura).
- A emissão de NO<sub>x</sub>, apesar de importante, não será o foco deste trabalho e não será avaliada.
- Água de resfriamento é disponível a 20 °C, com retorno a 40 °C.
- O condensado de saída da turbina (saturado em pressão atmosférica) será enviado para o sistema de vaporização da amônia, com temperatura de retorno de 50 °C.
- O vapor exportado para outros consumidores será 100 % recuperado, e o condensado retornará a 100 °C.

#### **4.1.3. Premissas para a situação síntese**

Para a situação síntese, além das restrições tecnológicas, as seguintes premissas serão adotadas:

- Os cenários disponíveis para a construção da nova planta são:
  - Cenário 1: é possível exportar apenas vapor.
  - Cenário 2: é possível exportar apenas energia elétrica.
  - Cenário 3: é possível exportar vapor ou energia elétrica.

- Concentração do produto final: 60 % (em massa).
- A mínima produção possível deve ser de 280 t / d.
- A máxima produção possível deve ser de 1500 t / d.
- Os trocadores de calor calculados para a nova planta devem ser do tipo casco e tubo (sem cruzamento de temperatura).
- O condensado de saída da turbina (saturado em pressão atmosférica) será enviado para o sistema de vaporização da amônia, com temperatura de retorno de 50 °C.
- Assumiu-se que a emissão de NO<sub>x</sub> está dentro dos limites ambientais.
- A água de resfriamento terá um  $\Delta T$  de 10 K.
- Água desmineralizada será utilizada na absorção do NO<sub>x</sub>.

#### **4.2. Dados de entrada para a aplicação do método**

A seguir serão apresentados, de forma resumida, os dados de entrada utilizados para a aplicação do método, tanto para a situação *revamp* quanto para a situação síntese.

##### **4.2.1. Preços dos insumos**

O resumo dos preços médios, mínimos e máximos dos insumos adotados para este trabalho é apresentado na Tabela 4.1. Maiores detalhes podem ser encontrados no Anexo 1.

Tabela 4.1: Resumo dos preços dos insumos adotados.

	Unidade	Preço				
		médio	mínimo		máximo	
NH <sub>3</sub>	US\$ / t	550,00	400,00	(-27 %)	700,00	(+27 %)
Catalisador	US\$ / g	60,00	45,00	(-25 %)	75,00	(+25 %)
HNO <sub>3</sub> 60 %	US\$ / t	285,00	230,00	(-19 %)	340,00	(+19 %)
Energia Elétrica	US\$ / kWh	0,07	0,06	(-14 %)	0,08	(+14 %)
Vapor	US\$ / t	19,00	13,00	(-32 %)	25,00	(+32 %)
Água de resfriamento	US\$ / m <sup>3</sup>	0,10	0,08	(-24 %)	0,13	(+24 %)
Água desmineralizada	US\$ / m <sup>3</sup>	3,90	3,20	(-18 %)	4,60	(+18 %)
Água fria	US\$ / kJ	1,5 • 10 <sup>-5</sup>	1,2 • 10 <sup>-5</sup>	(-24 %)	1,8 • 10 <sup>-5</sup>	(+24 %)

#### 4.2.2. Custos operacionais

As premissas de cálculo para os custos operacionais são apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2: Premissas de cálculo dos custos fixos.

Parâmetro	Premissa adotada
Custos não operacionais (p. ex. suporte técnico)	0,6 x (custo operacional)
Suprimentos (itens de escritório, EPIs <sup>8</sup> )	0,3 x (custo operacional)
Custos administrativos	0,9 x (custo operacional)
Manutenção	0,02 a 0,06 x (investimento inicial)
Outros (p. ex. impostos, seguro)	0,01 a 0,02 x (investimento inicial)
Custo de mão de obra operacional <sup>9</sup>	US\$ 33,69 / h

Fonte: Anderson, 2009.

A variação de custo de mão de obra operacional considerada foi de 20 %. No Anexo 2 é possível encontrar o número de horas operacionais necessárias em função da capacidade de uma planta.

<sup>8</sup> EPIs = sigla utilizada para referenciar os equipamentos de proteção pessoal, utilizados por medida de segurança por qualquer pessoa que esteja na área industrial.

<sup>9</sup> Dados do United States Department of Labor – Bureau of Labor Statistics (<http://www.bls.gov/data/>, acessado em 07/06/2012), para grupo de funcionários industriais.

### 4.2.3. Custos dos equipamentos e investimento

As equações de custo dos principais equipamentos estão listadas na Tabela 4.3. A precisão de 25 % para mais e para menos. Maiores detalhes podem ser encontrados no Anexo 3.

Os custos dos demais equipamentos corresponderão a 5 % do custo calculado para os equipamentos principais.

Tabela 4.3: Equações de custos de equipamentos.

Equipamento	Custo do equipamento (US\$)	Intervalo de validade
Trocador de calor	$4162,2 \cdot (\text{Área m}^2)^{0,7325}$	10 a 600 m <sup>2</sup>
Motor elétrico	$0,244 \cdot (\text{Potência kW})^{0,856}$	100 a 2800 kW
Compressor de ar	$5,12 \cdot 10^{-4} \cdot (\text{Potência kW})^{0,956}$	2200 a 4500 kW
Compressor NO <sub>x</sub>	$2,39 \cdot 10^{-4} \cdot (\text{Potência kW}) + 0,767$	100 a 13000 kW
Turbo-expansor	$0,1235 \cdot (\text{Potência kW}) + 182,95$	100 a 4000 kW
Turbina a vapor	$0,1921 \cdot (\text{Potência kW}) + 43,592$	50 a 10000 kW
<u>Reator de combustão NH<sub>3</sub></u>		
Média pressão (0,6 MPa)	$28393 \cdot (\text{t / d HNO}_3 \text{ 60\%})^{0,6}$	280 a 1696 t / d
Alta pressão (1 MPa)	$3549 \cdot (\text{t / d HNO}_3 \text{ 60\%})^{0,6}$	280 a 1696 t / d
<u>Coluna de absorção</u>		
Média pressão (0,6 MPa)	$21454 \cdot (\text{t / d HNO}_3 \text{ 60\%})^{0,77}$	280 a 1696 t / d
Alta pressão (1 MPa)	$11292 \cdot (\text{t / d HNO}_3 \text{ 60\%})^{0,77}$	280 a 1696 t / d

Para todos os equipamentos mencionados acima foi utilizado um fator de instalação de 5,69. Conforme mencionado em Smith (2000a), a estimativa de custo do investimento na fase de definição do escopo tem precisão de 30 %.

#### 4.2.1. Custo de capital e depreciação

Para calcular as parcelas relacionadas ao custo do capital as seguintes premissas foram assumidas.

- Tempo de depreciação (N): 11 anos, linear (Douglas, 1988).
- Taxa de juros(*i*): 15 % (Douglas, 1988).
- Imposto sobre o lucro: 40 % (consultoria KPMG, 2012)<sup>10</sup>.

Com base nos dados anteriormente descritos, o fator de custo de capital (CCF<sup>11</sup>) é de 0,315. Detalhes de como o CCF é calculado são apresentados no Anexo 3.

#### 4.2.2. Investimento para uma planta nova

Para calcular os custos operacionais de uma planta química, muitas vezes se utiliza como base o custo da planta construída.

Se este custo estiver disponível, deve ser utilizado como referência para o custo da planta, a fim de se verificar se os custos calculados a partir de equipamentos individuais são coerentes.

Para este trabalho, se buscou informações isoladas sobre o investimento envolvido na construção de plantas de ácido nítrico. O objetivo é o de se encontrar uma correlação confiável entre a capacidade produtiva da planta e o investimento envolvido. A Tabela 4.4 apresenta os dados utilizados como base para encontrar a correlação.

Uma vez que os valores de *i* encontrados não têm a mesma data de referência, estes foram atualizados com o CEPCI<sup>12</sup> de 593,6 (janeiro de 2012).

---

<sup>10</sup> Dados obtidos no site da consultoria KPMG: (<http://www.kpmg.com/Global/en/WhatWeDo/Tax/tax-tools-and-resources/Pages/corporate-tax-rates-table.aspx>) – acessado em 29/09/12.

<sup>11</sup> *Capital charge fator* – termo em inglês para designar o custo do capital investido em um determinado projeto.

<sup>12</sup> CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index* é um índice para ajuste de custos de construção de plantas de um período para outro. Ele é publicado desde 1963 na revista *Chemical Engineering* (Vatavuk, 2002).

Tabela 4.4: Dados utilizados de investimento e produção para uma planta de NO<sub>3</sub>.

<b>Tipo de processo</b>	<b>Produção (t / d)<sup>1</sup></b>	<b>Investimento (MUS\$)<sup>2</sup></b>	<b>Localização</b>	<b>Referência</b>
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	995	65,7	Estados Unidos	SRI Fertilizers – Nitrogen (1980)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	466	29,5	Estados Unidos	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	932	50,3	Estados Unidos	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	1863	90,5	Estados Unidos	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	466	32,2	Japão	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	932	54,8	Japão	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	1863	98,8	Japão	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	466	31,5	Alemanha Oriental	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	932	53,8	Alemanha Oriental	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Bi pressão (0,50 / 1,15 MPa)	1863	96,9	Alemanha Oriental	SRI PEP <a href="#">Yearbook</a> (1990)
Mono pressão (1,25 MPa)	168	14,3	Austrália	Ray e Johnston (1989)
Mono pressão (0,32 MPa)	403	36,3	África do Sul	<a href="#">Petrie et al.</a> (1994)
Não especificado	1500	81,3	França	Grand Paroisse - ICIS (2007) <sup>13</sup>
Não especificado	770	56,5	Coréia do Sul	<a href="#">Namhae Chemical</a> – ICIS (2001) <sup>14</sup>

<sup>1</sup>: base 100 % HNO<sub>3</sub> / <sup>2</sup>: atualizado para janeiro / 2012.

É possível verificar uma relação exponencial entre a produção e o investimento. Sommerfeld (2001) reuniu informações de custo de investimentos para plantas químicas, considerando apenas plantas completas e *grassroots*<sup>13</sup> produzindo apenas um produto químico. A precisão dos custos apresentados é de ordem de grandeza, e o erro associado é geralmente acima de 30%. Apesar disso, para estimativas de viabilidade econômica, como é o caso deste estudo, os valores calculados são bastante úteis.

Sommerfeld (2001) também apresenta as correlações estimadas por diferentes autores na década de 60 (Haselbach, em 1967 e Guthrie, em 1970). A Figura 4.1 mostra as comparações dos valores de custos de plantas encontrados na literatura com as correlações de Haselbach, Guthrie e Sommerfeld. É possível verificar que a correlação mais atual é a que melhor se aproxima dos dados isolados encontrados.

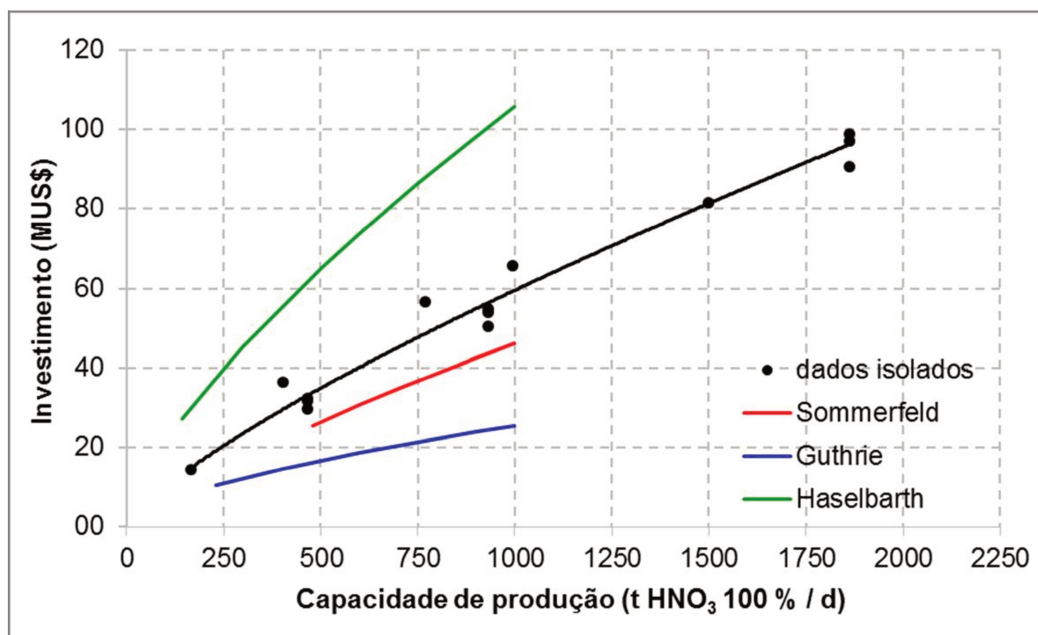


Figura 4.1: Investimento para uma planta de HNO<sub>3</sub> a partir de diferentes fontes.

<sup>13</sup> *Grassroot* – termo em inglês utilizado para referenciar construções de novas plantas que começam a partir de terrenos sem nenhuma construção.



A partir dos dados coletados, obteve-se a seguinte equação para a estimativa de custo de uma planta ( $R^2 = 97\%$ ):

$$\text{Investimento (MUS\$)} = 0,2882 * (\text{produção t / d HNO}_3 \text{ 100 \%})^{0,7717}$$

### 4.3. Aplicação do método para a situação *revamp*

Para realizar a análise técnico-econômica da situação *revamp*, deve-se disponibilizar do balanço de massa e energia, custos operacionais, custos de matérias-primas, produto final e utilidades e as variações previstas para estes custos nos próximos anos.

A partir destes dados de base, é possível calcular o custo fixo e o custo variável da planta, verificando os parâmetros de maior influência no lucro líquido por tonelada de produto. Uma vez que o objetivo é a maximização do lucro, a partir do diagrama tornado são listados os fatores de maior influência, encontrando projetos de melhoria que impactem nesses parâmetros e aumentem o lucro, mesmo em situações de variações de preço.

Como já mencionado anteriormente, será considerado um processo existente com topologia definida: a planta de  $\text{HNO}_3$  definida por Ray e Johnston (1989). Pode-se considerar que esta planta seja real, uma vez que se baseia no processo descrito por Harvin *et al.* (1978), autores vindos da indústria (G&I Girdler e COFAZ – Compagnie Française de L'Azote). A tecnologia do processo é da empresa C&I Girdler.

A Tabela 4.5 apresenta as características principais dessa planta e a Tabela 4.6 enumera as reações consideradas no balanço, conforme Ray e Johnston (1989).

Tabela 4.5: Características principais da planta utilizada como modelo para a avaliação da situação *revamp*.

Parâmetro	Valor
Produção de HNO <sub>3</sub>	280 t / d
Concentração do ácido produzido	60 % (em massa)
Pressão de operação	1 MPa (alta)
Tipo de processo	mono pressão
Consumo específico de NH <sub>3</sub>	0,2866 kg NH <sub>3</sub> / kg HNO <sub>3</sub> 100 %
Perda de catalisador	0,11g / t HNO <sub>3</sub> 100 %
Conversão de NH <sub>3</sub> no reator de combustão	95 %
Temperatura do gás residual que sai da absorção	10°C
Teor de NO <sub>x</sub> no gás residual	< 1000 ppm

Tabela 4.6: Reações consideradas para a adaptação do balanço de massa – situação *revamp*.

Número	Reação	ΔH reação a 25 °C (kJ / mol)
1	4NH <sub>3</sub> (g) + 5O <sub>2</sub> (g) → 4NO (g) + 6H <sub>2</sub> O (g)	-226.523
2	4NH <sub>3</sub> (g) + 3O <sub>2</sub> (g) → 2N <sub>2</sub> (g) + 6H <sub>2</sub> O (g)	-316.832
3	2NO (g) + O <sub>2</sub> (g) → 2NO <sub>2</sub> (g)	-57.108
4	2NO <sub>2</sub> (g) ↔ N <sub>2</sub> O <sub>4</sub> (g)	-28.617
5	3NO <sub>2</sub> (g) + H <sub>2</sub> O (l) → 2HNO <sub>3</sub> (aq) + NO (g)	-58.672
6	4NO (g) + 3O <sub>2</sub> (g) + 2H <sub>2</sub> O (l) → 4HNO <sub>3</sub> (aq)	-144.334
7	4NO <sub>2</sub> (g) + O <sub>2</sub> (g) + 2H <sub>2</sub> O (l) → 4HNO <sub>3</sub> (aq)	-87.226
8	2N <sub>2</sub> O <sub>4</sub> (g) + O <sub>2</sub> (g) + 2H <sub>2</sub> O (l) → 4HNO <sub>3</sub> (aq)	-58.609
9	3N <sub>2</sub> O <sub>4</sub> (g) + 2H <sub>2</sub> O (l) → 4HNO <sub>3</sub> (aq) + 2NO (g)	-15.747

A Figura 4.2 mostra um esquema do processo estudado, já com a numeração das correntes necessárias para o balanço de massa. Primeiramente, ar atmosférico é filtrado (F-01) e comprimido num compressor em dois estágios (J-01 e J-02) até cerca de 1090 kPa. Devido ao aquecimento do ar até 180 °C no primeiro estágio de compressão, o resfriador E-02 é necessário. Ao passar pelo 2.º estágio de compressão, o ar é aquecido até 232 °C. A amônia, que estava inicialmente pressurizada a 1240 kPa na fase líquida, é vaporizada e

superaquecida até 177 °C nos trocadores E-06 e E-07, juntando-se no misturador M-01 ao ar, que foi pré-aquecido com calor de reação.

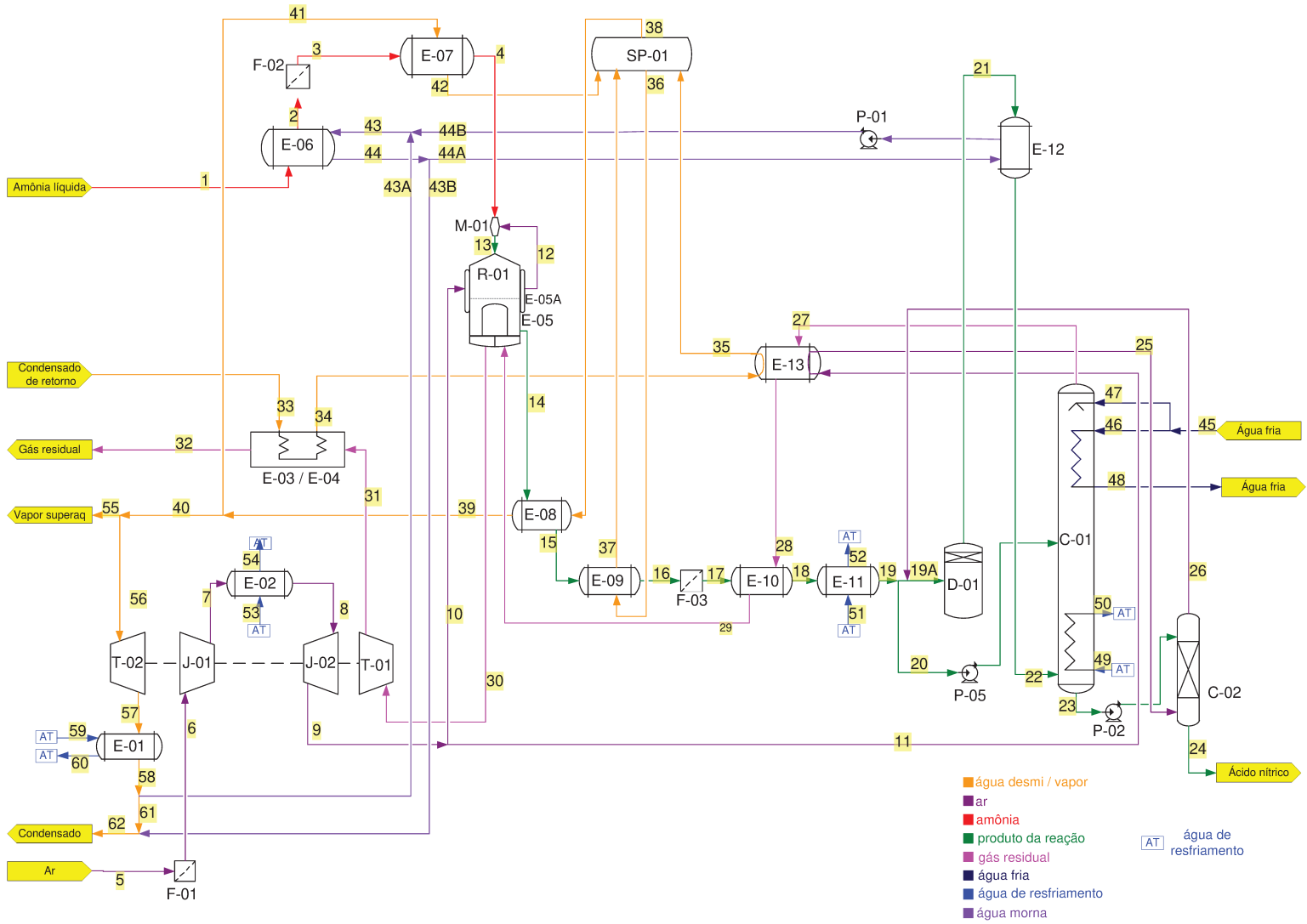
A mistura alimenta o reator R-01, que contém uma tela de ródio e platina, catalisador da reação de oxidação de  $\text{NH}_3$ . Os produtos de reação são óxido de nitrogênio (NO) e água ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Como a reação é altamente exotérmica, os gases de reação chegam a 947 °C.

Os gases que saem do reator são resfriados numa série de trocadores de calor (E-08 a E-11), e em paralelo ocorrem diversas reações, sendo a principal a de oxidação do NO a  $\text{NO}_2$  (dióxido de nitrogênio). A mistura de NO com  $\text{NO}_2$  é chamada de peróxido de nitrogênio ( $\text{NO}_x$ ). Resfriamento extra é necessário, já que as reações são exotérmicas. No trocador E-11 os gases chegam a 60 °C, e parte do  $\text{NO}_2$  é absorvido na água gerada por reação, formando  $\text{HNO}_3$  fraco (42 %).

Os gases não condensados e a solução de  $\text{HNO}_3$  alimentam a coluna de absorção (C-01), que recebe água fria (7 °C) em contracorrente. Esta água absorve o  $\text{NO}_2$ , formando  $\text{HNO}_3$  em concentração de 57,7 %, que é retirado na base desta coluna. O ácido é enviado para a etapa final do processo, a coluna de polimento (C-02), onde ar é borbulhado em contracorrente com o ácido para a eliminação de  $\text{NO}_x$  dissolvido. O gás de saída realimenta a coluna C-01.

Do topo da coluna de absorção (C-01) é retirada uma grande quantidade de nitrogênio não reagido com alguns ppms de  $\text{NO}_x$ , a 10 °C. Essa corrente é chamada de gás residual. Ela recupera a energia dos gases quentes de reação, sendo aquecida até 617 °C, e então expandida no expansor T-01, que aciona o compressor J-01 / J-02. Parte do calor é removido dos gases de reação também é aproveitada para gerar 5,6 t / h vapor a 4 MPa e 380 °C, das quais 2,7 t / h são expandidas na turbina a vapor T-02 que aciona o compressor, 0,3 t / h utilizadas para superaquecer amônia e as 2,6 t / h restantes são exportadas.

Figura 4.2: Fluxograma de processos gerado para a reprodução do balanço na situação revamp.



O ponto de partida para a análise-técnico econômica é o balanço de massa e energia. Como se trata de um projeto de *revamp*, deve ser feito um balanço detalhado da planta. Tentou-se reproduzir o balanço de massa e energia de Ray e Johnston (1989) em *Microsoft Excel*<sup>®</sup>, para obter uma ferramenta automática baseada nos dados fornecidos pelos autores, tais como rendimentos das reações, temperaturas e composições.

Infelizmente, não foi possível reproduzir todo o balanço de acordo com o disponível em Ray e Johnston (1989). Para obter um balanço coerente e reproduzível foram realizadas as modificações apresentadas na

Tabela 4.7.

O resultado desse balanço é uma tabela com as correntes de processo, suas composições, temperaturas, pressões e capacidade calorífica, além das cargas térmicas de todos os equipamentos e potência das máquinas utilizadas. É importante ressaltar que as modificações feitas no balanço para não afetam de forma significativa o cálculo dos equipamentos.

<b>Parâmetro</b>	<b>Referência</b>	<b>Adaptação</b>	<b>Comentários</b>
Temperatura de saída do filtro F-03	315 °C	284 °C	Valor calculado a partir dos calores de reação e respectivos rendimentos fornecidos em Ray e Johnston (1989).
Rendimento da reação 3 (vide Tabela 4.6) no trocador E-11	43 %	43 %	Com os rendimentos fornecidos por Ray e Johnston a composição calculada na saída do trocador E-11 resultou diferente da referência (teores de O <sub>2</sub> , NO, NO <sub>2</sub> e N <sub>2</sub> O <sub>4</sub> ).
Rendimento da reação 4 (vide Tabela 4.6) no trocador E-11	20 %	20 %	
Carga térmica no trocador E-11	1769 kW	2696 kW	Em consequência dos rendimentos considerados, a carga térmica calculada no trocador E-11 é 34 % maior que a referência. Apesar disso, as restrições impostas não permitem projetos de integração neste trocador.
Rendimento da reação 3 (vide Tabela 4.6) no vaso D-01	-	86,3 %	Valores calculados para que as composições de saída desse equipamento ficassem as mais próximas possíveis da referência.
Rendimento da reação 4 (vide Tabela 4.6) no vaso D-01	-	29,7 %	
Carga térmica no vaso D-01	824 kW	554 kW	Em consequência dos rendimentos considerados, a carga térmica calculada no vaso D-01 é 33 % menor que a referência. Apesar disso, as restrições impostas não permitem projetos de integração neste trocador.
Rendimento da reação 3 (vide Tabela 4.6) no trocador E-12	-	16,4 %	Valor calculado para que as composições de saída desse equipamento ficassem as mais próximas possíveis da referência.
Eficiência do expansor de gás residual (T-01)	-	80,9 %	Valor calculado para que a temperatura de saída do gás residual (290 °C) fosse a mesma da referência.
Eficiência da turbina a vapor	-	72 %	Eficiência para expansor isentrópico.

Tabela 4.7: Parâmetros modificados para adaptação do balanço de massa – situação *revamp*.

A partir do balanço de massa e energia serão calculados consumos específicos, ganhos e os custos de produção, e, finalmente, o lucro do processo.

A próxima etapa consiste em variar os consumos específicos dentro de intervalos possíveis para uma planta de ácido nítrico mono alta pressão. Se, por exemplo, o vapor tiver uma forte influência no lucro líquido deste processo, convém que sejam feitos projetos para economia de energia na forma de vapor. Com esses dados será possível triar os projetos atrativos ou não para essa planta.

Para auxiliar na geração de ideias de projetos, foram feitas análises sistemáticas da planta, tais como a comparação do processo existente com processos disponíveis na literatura, listagem dos maiores consumidores de energia, análise *Pinch* e também análises conceituais considerando as orientações de Sama *et al.* (1989).

#### **4.4. Aplicação do método para a situação síntese (planta nova)**

Segundo Douglas (1988), a indefinição é, talvez, a maior característica que distinga os problemas de concepção dos outros tipos de problemas de engenharia. Somente uma pequena fração da informação necessária para definir o problema está disponível em seu enunciado. Para suprir a falta de informações, deve-se fazer hipóteses e assumi-las, levando em conta os tipos das unidades de processo que devem ser usados, como essas unidades estarão conectadas, quais temperaturas, pressões e vazões serão necessárias. Esta é a atividade de síntese.

No projeto de síntese, tem-se mais liberdade de escopo do que no projeto de *revamp* é a de se ter liberdade quanto ao escopo do projeto: para o ácido nítrico, pode-se avaliar a influência da escolha do tipo de processo, dentre mono alta, mono média ou bi pressão.

Para avaliar o melhor projeto de síntese, serão utilizados dois parâmetros: o potencial econômico, explícito em US\$ / t HNO<sub>3</sub> e o *payback* do investimento da instalação da unidade.

O EP é calculado a partir dos custos de matérias-primas, utilidades, capital, custos operacionais, entre outros. Inicia-se a avaliação com o cálculo do potencial econômico de nível um, no qual apenas o custo de matérias-primas e produto final são levados em consideração. Conforme se avança na definição do processo, o nível potencial econômico também aumenta. Já o *payback* simples é calculado a partir do custo do investimento e do lucro com a venda do produto.

A melhor alternativa de configuração possível é a que apresentar o maior potencial econômico e o menor valor de *payback*.

O ponto de partida para a análise técnico-econômica da situação de síntese da planta de HNO<sub>3</sub> será o balanço de massa simplificado, considerando-se apenas as correntes de entrada e saída nos limites do processo. Os dados apresentados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8: Dados de entrada para o balanço inicial da situação síntese.

<b>Descrição</b>	<b>Dado considerado</b>
Conversão de NH <sub>3</sub> em HNO <sub>3</sub>	100 %
Teor de HNO <sub>3</sub> no produto final	60 % (em massa)
Reação global	NH <sub>3</sub> +2O <sub>2</sub> → HNO <sub>3</sub> +H <sub>2</sub> O
Consumo específico NH <sub>3</sub>	0,284 t NH <sub>3</sub> / t HNO <sub>3</sub> 100 %
Razão volumétrica NH <sub>3</sub> / ar na alimentação	10,3 %

A partir do balanço, é possível verificar a influência dos parâmetros de processo no custo de produção e capital como, por exemplo, consumo de matéria prima. Se disponíveis, informações de licenciadores de tecnologia são muito importantes na fase inicial.

Na sequência os balanços vão sendo refinados, até que se tenha informação suficiente para conseguir avaliar a influência dos diversos parâmetros



nos fatores de tomada de decisões. Conforme os dados de balanço vão sendo afinados, mais informações sobre o processo vão sendo inseridas no cálculo do potencial econômico, tais como custo dos equipamentos e de capital, depreciação, custo operacional, etc. Apesar da riqueza de detalhes, é importante ressaltar que os dados utilizados e os cálculos são feitos de maneira simples em planilhas de *Excel*<sup>TM</sup>, não exigem simulações complexas nem recursos especiais de informática.

Para avaliar qual a melhor configuração possível para síntese da planta de HNO<sub>3</sub>, fez-se uma avaliação dos parâmetros que influenciam o potencial econômico, considerando-se duas frentes diferentes: a influência das variações econômicas no EP (exógenas à planta) e a influência das variações dos parâmetros de *performance* no potencial econômico, tais como consumos específicos e consumo de utilidades.

Estas avaliações direcionam o estudo de síntese, sugerindo considerar variações de configuração que realmente influenciem o EP. Apesar das variações de ordem econômica serem exógenas ao processo (como p. ex., o preço da matéria-prima e do produto final), pode-se escolher o processo que seja menos sensível a essas variações. Já com relação aos parâmetros de *performance*, é possível escolher processos que apresentem potenciais econômicos mais favoráveis.

Uma vez conhecidos os parâmetros de influência no EP, é possível propor configurações diferentes, considerando as restrições do local onde será instalada a planta. Dentre as configurações propostas, serão escolhidas as que apresentarem o melhor EP frente às variações econômicas (custos dos insumos e produto final). Para cada configuração, será possível calcular o EP, sua variação, e o *payback* simples da instalação da planta.

No final do estudo da situação síntese, pretende-se definir qual será o escopo preliminar da planta de HNO<sub>3</sub> levando-se em conta as variações dos parâmetros citados no início desse capítulo. É importante ressaltar que não se

espera que o escopo ótimo seja apenas um, mas vários, dependendo das circunstâncias avaliadas.

## 5. RESULTADOS E ANÁLISE

### 5.1. Situação *revamp*

#### 5.1.1. Execução do balanço de massa e energia

O balanço de massa e energia adaptado de Ray e Johnston (1989) foi utilizado como base para a análise técnico econômica da situação *revamp*, sendo apresentado na Tabela 5.1, relacionada com o esquema de processos ilustrado na Figura 4.2.

Tabela 5.1: Balanço de massa adaptado de Ray e Johnston (1989).

Corrente	1		2		3		4		5	
Descrição	Amônia Líquida		Amônia Saturada		Amônia Saturada após filtro		Amônia Superaquecida		Ar para filtro F-01	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	2006	100%	2006	100%	2006,2	100%	2006,2	100%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	27005	75%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	8183	23%
H <sub>2</sub> O	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	429	1%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	433	1%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>2006</b>	<b>100%</b>	<b>2006</b>	<b>100%</b>	<b>2006</b>	<b>100%</b>	<b>2006</b>	<b>100%</b>	<b>36050</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	-15,0		35,0		35,0		177,0		35,0	
Pressão (kPa)	1240		1240		1240		1240		99	
Estado físico	L		G		G		G		G	
Cp (J/g°C)	4,49		2,13		2,13		2,38		1,00	

Corrente	6		7		8		9		10	
Descrição	Ar de Processo - alim J-01		Ar saída J-01 (axial)		Ar resfriado saída E-02		Ar saída J-01 (centrífugo)		Ar comp para reator R-01	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	27005	75%	27005	75%	27005	75%	27005	75%	22248	75%
O <sub>2</sub>	8183	23%	8183	23%	8183	23%	8183	23%	6742	23%
H <sub>2</sub> O	429	1%	429	1%	429	1%	429	1%	353	1%
Inertes	433	1%	433	1%	433	1%	433	1%	356	1%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>36050</b>	<b>100%</b>	<b>36050</b>	<b>100%</b>	<b>36050</b>	<b>100%</b>	<b>36050</b>	<b>100%</b>	<b>29700</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	35,0		180,0		45,0		232,0		232,0	
Pressão (kPa)	99		310		300		1090		1090	
Estado físico	G		G		G		G		G	
Cp (J/g°C)	1,00		1,03		1,00		1,04		1,04	

Continuação da Tabela 5.1.

Corrente	11		12		13		14		15	
Descrição	Ar branqueamento p/ E-13		Ar Pré-Aquecido na Camisa		Alimentação do Reator		Gases da Reação - saída R-01		Gases de Reação - saída E-08	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	2006,2	6%	1,7E-13	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	4757	75%	22248	75%	22248	70%	22331	70%	22331	70%
O <sub>2</sub>	1441	23%	6742	23%	6742	21%	2124	7%	2034	6%
H <sub>2</sub> O	76	1%	353	1%	353	1%	3537	11%	3537	11%
Inertes	76	1%	356	1%	356	1%	356	1%	356	1%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	3359	11%	3190	10%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	258	1%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>6350</b>	<b>100%</b>	<b>29700</b>	<b>100%</b>	<b>31706</b>	<b>100%</b>	<b>31706</b>	<b>100%</b>	<b>31706</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	232,0		262,0		249,3		645,0		601,0	
Pressão (kPa)	1090		1090		1060		1035		1025	
Estado físico	G		G		G		G		G	
Cp (J/g°C)	1,04		1,04		1,13		1,25		1,24	

Corrente	16		17		18		19		19A	
Descrição	Gases de Reação - saída E-09		Gases de Reação - Saída F-03		Gases de Reação - Saída E-10		Gases de Reação - Saída E-11		Alim do D-01	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	22331	70%	22331	70%	22331	70%	22331	85%	27088	82%
O <sub>2</sub>	1779	6%	1736	5%	1384	4%	511	2%	1953	6%
H <sub>2</sub> O	3537	11%	3537	11%	3537	11%	0	0%	76	0%
Inertes	356	1%	356	1%	356	1%	356	1%	433	1%
NO	2712	9%	2631	8%	1972	6%	887	3%	887	3%
NO <sub>2</sub>	962	3%	1082	3%	1944	6%	1749	7%	1749	5%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	30	0%	34	0%	181	1%	346	1%	806	2%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>31706</b>	<b>100%</b>	<b>31706</b>	<b>100%</b>	<b>31706</b>	<b>100%</b>	<b>26180</b>	<b>100%</b>	<b>32990</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	280,0		284,2		184,9		60,0		57,9	
Pressão (kPa)	1020		1020		1018		1015		1017,5	
Estado físico	G		G		G		G		G	
Cp (J/g°C)	1,16		1,16		1,14		1,01		1,01	

Corrente	20		21		22		23		24	
Descrição	Ácido fraco condensado E-11		Gases Saída D-01		Gases saída E-12		Produto ácido vermelho C-01		Produto ácido final	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	27088	82%	27088	82%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	1545	5%	1534	5%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	3205	58%	76	0%	76	0%	4667	38%	4667	40%
Inertes	0	0%	433	1%	433	1%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	122	0%	102	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	2055	6%	1522	5%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	1673	5%	2236	7%	460	4%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	2321	42%	0	0%	0	0%	7000	58%	7000	60%
<b>Total</b>	<b>5526</b>	<b>100%</b>	<b>32990</b>	<b>100%</b>	<b>32990</b>	<b>100%</b>	<b>12127</b>	<b>100%</b>	<b>11667</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	65,0		117,4		65,0		45,0		51,2	
Pressão (kPa)	1015		1000		995		990		990	
Estado físico	L		G		G		L		L	
Cp (J/g°C)	3,03		1,02		1,01		2,68		2,63	

Continuação da Tabela 5.1.

Corrente	25		26		27		28		29	
Descrição	Ar secund p/branq - saída E-13		Gás saída topo C-02		Gás cauda Saída C-01		Gás cauda saída E-13		Gás Cauda - Saída E-10	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	4757	75%	4757	70%	27088	94%	27088	94%	27088	94%
O <sub>2</sub>	1441	23%	1441	21%	886	3%	886	3%	886	3%
H <sub>2</sub> O	76	1%	76	1%	302	1%	302	1%	302	1%
Inertes	76	1%	76	1%	433	2%	433	2%	433	2%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	21	0%	21	0%	21	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	460	7%	18	0%	18	0%	18	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>6350</b>	<b>100%</b>	<b>6810</b>	<b>100%</b>	<b>28746</b>	<b>100%</b>	<b>28746</b>	<b>100%</b>	<b>28746</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	80,0		50,0		10,0		45,0		235,0	
Pressão (kPa)	1070		1020		980		970		960	
Estado físico	G		G		G		G		G	
Cp (J/g°C)	1,02		1,01		1,03		1,04		1,06	

Corrente	30		31		32		33		34	
Descrição	Gás Cauda Saída reator		Gás Cauda Saída expansor T-01		Gás Cauda Saída Economizador		Condensado de retorno		Água desmi saída E-04	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	27088	94%	27088	94%	27088	94%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	886	3%	886	3%	886	3%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	302	1%	302	1%	302	1%	5293	100%	5293	100%
Inertes	433	2%	433	2%	433	2%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	21	0%	21	0%	21	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	18	0%	18	0%	18	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>28746</b>	<b>100%</b>	<b>28746</b>	<b>100%</b>	<b>28746</b>	<b>100%</b>	<b>5293</b>	<b>100%</b>	<b>5293</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	616,7		290,3		269,0		71,7		101,0	
Pressão (kPa)	950		100		100		4000		4000	
Estado físico	G		G		G		L		L	
Cp (J/g°C)	1,14		1,07		1,07		4,19		4,19	

Corrente	35		36		37		38		39	
Descrição	Água desmi saída E-13		Água Quente - alim E-09		Vapor saturado - saída E-09		Vapor saturado para E-08		Vapor superaq - saída E-08	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	5293	100%	7705	100%	7705	100%	5603	100%	5603	100%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>5293</b>	<b>100%</b>	<b>7705</b>	<b>100%</b>	<b>7705</b>	<b>100%</b>	<b>5603</b>	<b>100%</b>	<b>5603</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	98,8		252,0		252,0		252,0		380,0	
Pressão (kPa)	4000		4000		4000		4000		4000	
Estado físico	L		L		G		G		G	
Cp (J/g°C)	4,19		4,19		2,01		2,01		2,07	

Continuação da Tabela 5.1.

Corrente	40		41		42		43		43A	
Descrição	Vapor p/ T-02 + exportação		Vapor Superaquecido		Saída liq sat E-07 p/ SP-01		Água quente - entrada E-06		Água quente reposição p/ E-06	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	5293	100%	310	100%	310	100%	20090	100%	2997	100%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>5293</b>	<b>100%</b>	<b>310</b>	<b>100%</b>	<b>310</b>	<b>100%</b>	<b>20090</b>	<b>100%</b>	<b>2997</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	380,0		380,0		251,8		83,0		100,0	
Pressão (kPa)	4000		4000		4000		100		101	
Estado físico	G		G		L		L		L	
Cp (J/g°C)	2,07		2,07		4,19		4,19		4,19	

Corrente	43B		44		44A		44B		45	
Descrição	Rejeito água saída E-06		Água quente - saída E-06		Água alimentação E-12		Água saída E-12		Água gelada alimentada	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	2997	100%	20090	100%	17093	100%	17093	100%	16331	100%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>2997</b>	<b>100%</b>	<b>20090</b>	<b>100%</b>	<b>17093</b>	<b>100%</b>	<b>17093</b>	<b>100%</b>	<b>16331</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	50,0		50,0		50,0		80,0		7,0	
Pressão (kPa)	100		100		100		100		101	
Estado físico	L		L		L		L		L	
Cp (J/g°C)	4,19		4,19		4,19		4,19		4,19	

Corrente	46		47		48		49		50	
Descrição	Água fria recirc - alim C-01		Água gelada para topo C-01		Água gelada circ resf - saída C-01		Água resfr entrada C-01		Água resfr saída C-01	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	13974	100%	2357	100%	13974	100%	13974	100%	13974	100%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>13974</b>	<b>100%</b>	<b>2357</b>	<b>100%</b>	<b>13974</b>	<b>100%</b>	<b>13974</b>	<b>100%</b>	<b>13974</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	7,0		7,0		20,0		20,0		40,0	
Pressão (kPa)	101		995		101		101		101	
Estado físico	L		L		L		L		L	
Cp (J/g°C)	4,19		4,19		4,19		4,19		4,19	

Continuação da Tabela 5.1.

Corrente	51		52		53		54		55	
Descrição	Água de resf - alim E-11		Água de resf - saída E-11		Água resfr entrada E-02		Água resfr saída E-02		Vapor para exportação	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	115954	100%	115954	100%	59056	100%	59056	100%	2296	100%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>115954</b>	<b>100%</b>	<b>115954</b>	<b>100%</b>	<b>59056</b>	<b>100%</b>	<b>59056</b>	<b>100%</b>	<b>2296</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	20,0		40,0		20,0		40,0		380,0	
Pressão (kPa)	101		101		101		101		4000	
Estado físico	L		L		L		L		G	
Cp (J/g°C)	4,19		4,19		4,19		4,19		2,07	

Corrente	56		57		58		59		60	
Descrição	Vapor superaqa alim T-02		Vapor de saída do T-02		Condensado saída E-01		Alim água p/ E-01		Saída água do E-01	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	2997	100%	2997	100%	2997	100%	79454	100%	79454	100%
Inertes	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>2997</b>	<b>100%</b>	<b>2997</b>	<b>100%</b>	<b>2997</b>	<b>100%</b>	<b>79454</b>	<b>100%</b>	<b>79454</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	380,0		100,0		100,0		20,0		40,0	
Pressão (kPa)	4000		101		101		101		101	
Estado físico	G		L / G		L		L		L	
Cp (J/g°C)	2,07		1,97		4,19		4,19		4,19	

Corrente	61		62	
Descrição	Condensado que sobra		água morna de saída	
Componentes	kg/h	%	kg/h	%
NH <sub>3</sub>	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub>	0	0%	0	0%
O <sub>2</sub>	0	0%	0	0%
H <sub>2</sub> O	0	100%	2997	100%
Inertes	0	0%	0	0%
NO	0	0%	0	0%
NO <sub>2</sub>	0	0%	0	0%
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0	0%	0	0%
HNO <sub>3</sub>	0	0%	0	0%
<b>Total</b>	<b>0</b>	<b>100%</b>	<b>2997</b>	<b>100%</b>
Temperatura(°C)	100,0		50,0	
Pressão (kPa)	101		100	
Estado físico	L		L	
Cp (J/g°C)	4,19		4,19	

A partir do balanço de energia, foram calculadas as potências das máquinas: compressor de ar duplo estágio (J-01 / J-02) turbo-expansor de gás residual (T-01) e turbina a vapor (T-02), conforme Tabela 5.2.

Tabela 5.2: Potência do compressor e turbinas – situação *revamp*.

<b>Equipamento</b>	<b>Potência (kW)</b>
J-01 – estágio 1 de compressão	1452
J-02 – estágio 2 de compressão	1872
T-01 – turbina a gás	2883
T-02 – turbina a vapor d'água	441

O compressor é autossuficiente em energia, e está no mesmo eixo dos outros dois equipamentos (turbo-expansor e turbina a vapor). A turbina a gás supre 87 % da potência necessária para o compressor enquanto a turbina a vapor supre os 13 % restantes.

Com os dados de balanço calculou-se o consumo dos principais insumos necessários para a produção de HNO<sub>3</sub>, tais como: água fria, energia elétrica, água de resfriamento, NH<sub>3</sub>, catalisador, entre outros. Para avaliar a consistência do balanço adaptados, os dados de processo foram comparados com dados da empresa UHDE (2009), fornecedora da tecnologia de HNO<sub>3</sub> (Tabela 5.3). A estimativa de consumo de energia elétrica (para as bombas) é detalhada no Anexo 4.

Os principais parâmetros de operação do balanço adaptado são da mesma ordem de grandeza dos parâmetros de uma planta real. Isso mostra que a planta em estudo neste trabalho faz parte do universo de plantas típicas reais. O único parâmetro que apresenta grande divergência é o teor de NO<sub>x</sub> no gás residual, sendo cerca de 13 vezes maior para o balanço adaptado. Isso provavelmente se deve ao fato das restrições ambientais de 1989, época da publicação do trabalho de Ray e Johnston, serem mais brandas que as atuais. Como a questão ambiental não é o foco deste trabalho, não serão propostos projetos para a diminuição do teor de NO<sub>x</sub> no gás residual.



Tabela 5.3: Tabela comparativa dos principais parâmetros de operação de uma planta de HNO<sub>3</sub> mono pressão.

Dado de processo	Valor	
	Balanco adaptado	UHDE (2009)
Pressão de operação	1 MPa	1 MPa
Consumo NH <sub>3</sub>	286,6 kg	286,0 kg
Potência elétrica	10 kWh	13 kWh
Perda de catalisador	0,11 g	0,08 g
Água de resfriamento	80 t <sup>(1)</sup>	130 t
Água de processo	1,1 t	0,3 t
Vapor de baixa - consumo	0,0 t	0,2 t
Vapor de alta - excesso	0,33 t	0,55 t
Teor de NO <sub>x</sub> no gás residual	631 ppm	50 ppm

Obs.: Os consumos específicos são por tonelada de ácido nítrico (100 %).

<sup>(1)</sup> Valor adaptado para considerar um  $\Delta T$  de 10 K.

### 5.1.2. Sensibilidade do lucro aos custos operacionais

A primeira etapa para saber a sensibilidade do lucro aos custos operacionais é identificar quais são estes custos. Para isto, fez-se o diagrama de influências, apresentado na Figura 5.1. Esse diagrama ilustra a interdependência entre os parâmetros que influenciam o custo operacional da planta existente e por consequência o lucro do produto. O lucro do produto é calculado a partir do preço do produto final, diminuído dos custos operacionais.

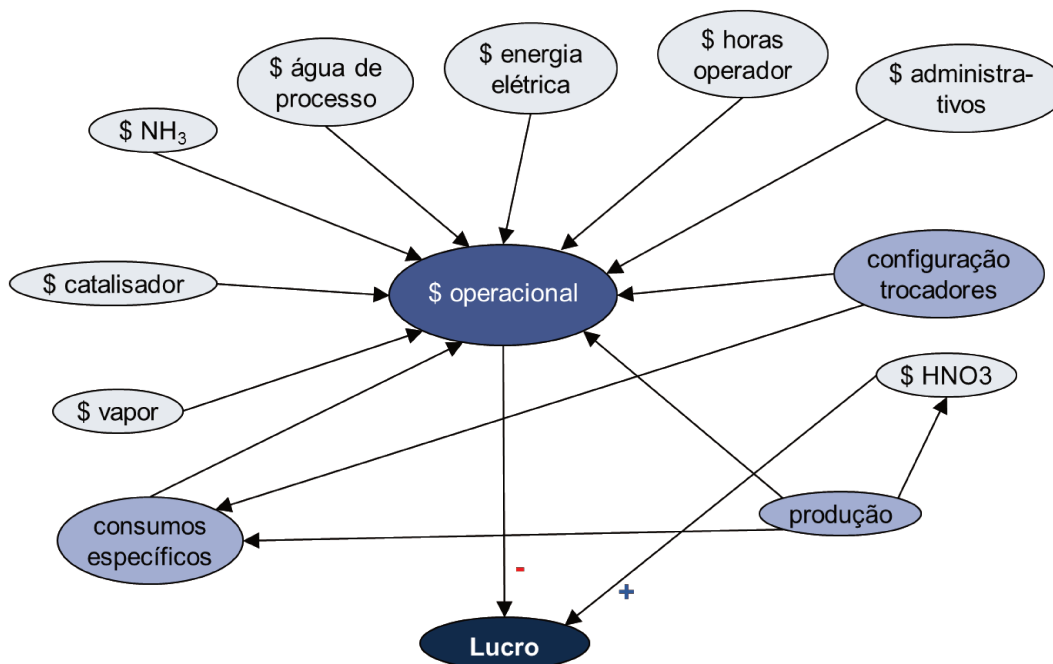


Figura 5.1: Diagrama de influências no lucro – situação *revamp*.

O detalhamento do custo operacional por tonelada de  $\text{HNO}_3$  60 % foi realizado e está apresentado na Figura 5.2. Verifica-se que 56 % do custo de produção correspondem à matéria-prima  $\text{NH}_3$  e os custos fixos representam 37,8 % dos custos. Os 6 % restantes correspondem aos demais insumos.

O próximo passo é realizar a análise da sensibilidade do lucro à variação dos parâmetros, utilizando a ferramenta de diagrama tornado. Ela é dividida em duas partes: influência das variações econômicas e influência da variação dos parâmetros de *performance* no lucro.

O lucro de referência calculado considera os consumos específicos conforme o balanço adaptado e os custos médios dos insumos conforme a Tabela 4.1. Foi calculado em 121,9 US\$ / t de produto, correspondendo ao cruzamento do eixo vertical com o horizontal no diagrama tornado.

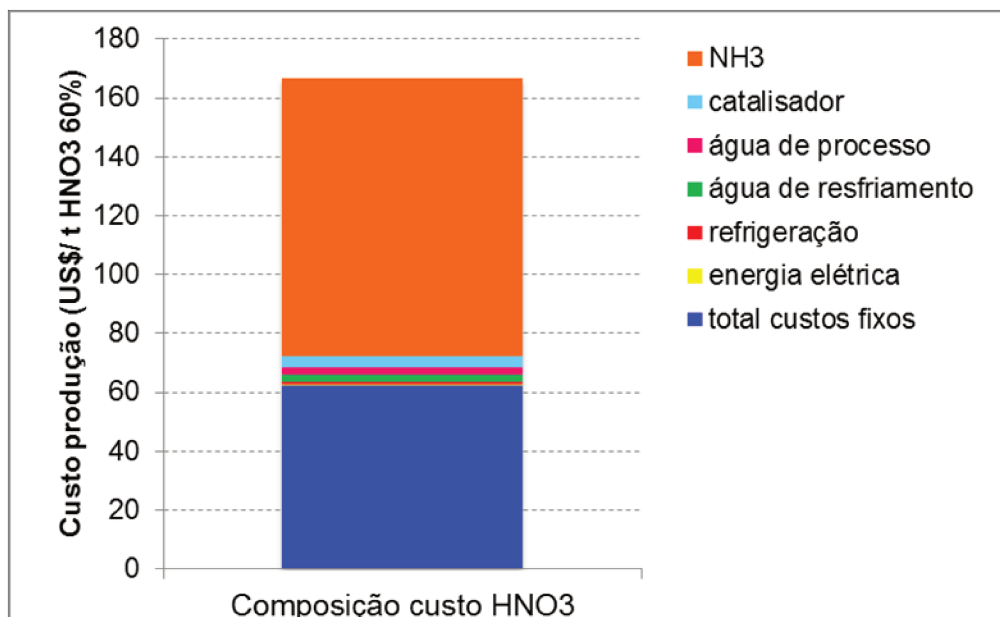


Figura 5.2: Composição do custo de produção do HNO<sub>3</sub> 60 %.

Avaliando a influência da variação dos parâmetros econômicos no lucro (Figura 5.3), verifica-se que os parâmetros mais influentes são o preço do produto final (HNO<sub>3</sub>) e da NH<sub>3</sub>, seguidos pela variação do custo fixo, preço do vapor e preço do catalisador.

Para avaliar a variação dos parâmetros de *performance* (Figura 5.4) verificou-se quais seriam as possíveis variações dos consumos específicos, baseadas em dados de literatura e em cálculos preliminares de processo (como, por exemplo, o máximo de vapor que se pode exportar caso se compre energia elétrica para acionar o compressor). Os parâmetros de *performance* que mais influenciam o lucro do produto final são: a perda de catalisador, a energia elétrica consumida (ou exportada), e o vapor de 4 MPa exportado.

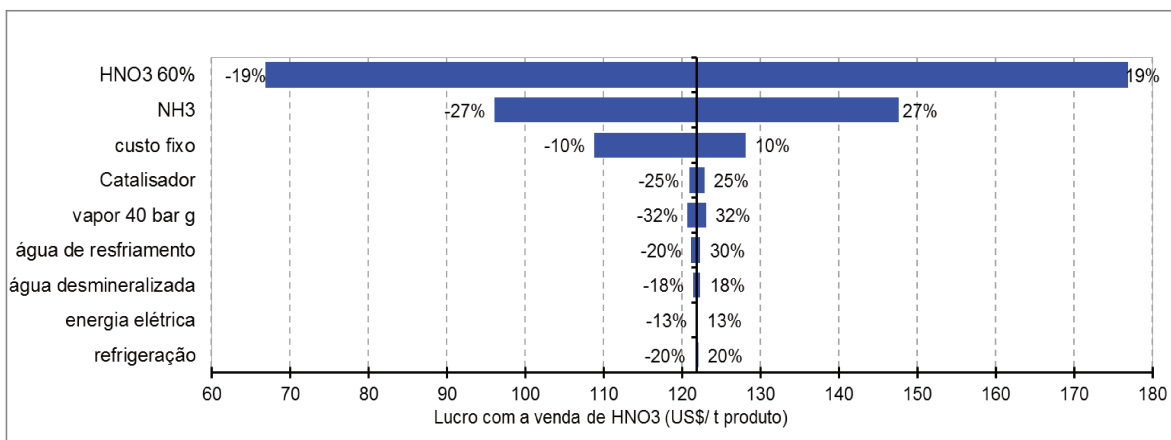


Figura 5.3: Diagrama tornado - influência dos parâmetros econômicos no lucro do produto final.

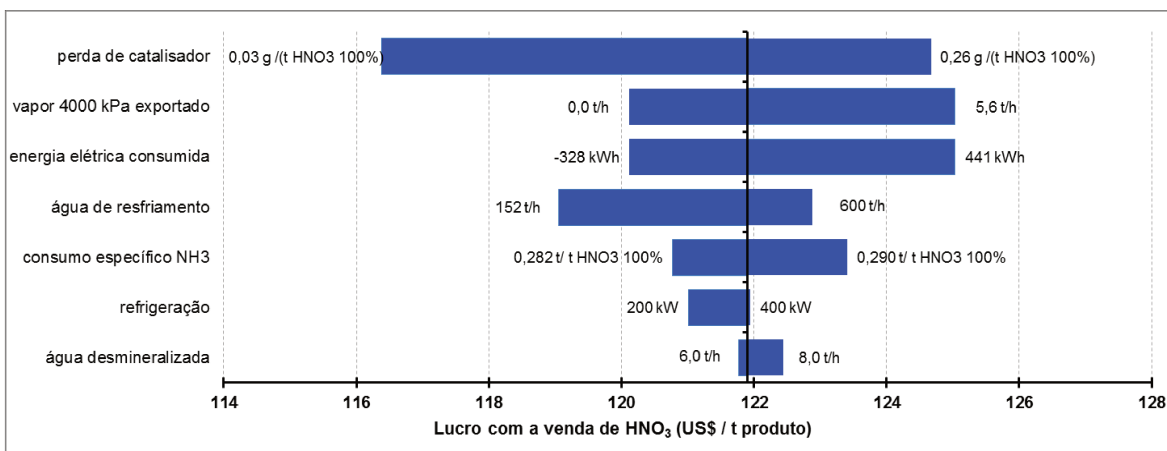


Figura 5.4: Diagrama tornado - influência dos parâmetros de *performance* no lucro do produto final.

Verifica-se que o lucro do produto é mais sensível à variação dos parâmetros econômicos do que à variação dos parâmetros de *performance*. Pode-se buscar matérias-primas e catalisadores mais baratos, mas este não é o trabalho do engenheiro do projeto de processos. Sua atuação concerne os parâmetros de *performance* e suas potenciais modificações.

Com base nessas informações, infere-se que os projetos de *revamp* que serão mais atrativos são aqueles que diminuirão o consumo de catalisador,

ou aumentarem a geração de vapor para exportação ou diminuírem o consumo de energia elétrica.

A diminuição do consumo de catalisador envolve mudanças de condições da reação (pressão de operação), que não são o foco deste trabalho (vide restrições na seção 4.1.2). Pode-se também encontrar meios de recuperar o catalisador perdido, encontrando novas tecnologias de filtração, por exemplo. Esse tipo de modificação não altera configurações de projeto, o foco deste trabalho, e devem ser estudados pela equipe de melhoria de processo, e não pelo engenheiro de projeto de processos.

Dadas as restrições, o foco dos projetos de *revamp* será com relação ao consumo de vapor e energia elétrica, ou seja, com relação à área de utilidades da planta existente (anel externo do diagrama da cebola, Figura 2.1), onde é possível alterar configurações. A seguir serão apresentados os resultados obtidos a partir da análise sistemática dessa planta energeticamente intensiva.

### **5.1.3. Análise do uso e geração do trabalho de eixo**

Como a planta de  $\text{HNO}_3$  integra calor e trabalho, foi feita uma comparação da eficiência da conversão da energia térmica (resfriamento dos gases de reação) em trabalho mecânico, utilizado para acionar o compressor de ar. Considerou-se que os gases de reação estão disponíveis na vazão e temperatura do balanço de massa (31706 kg/h e 947 °C), e calculou-se a carga térmica necessária para esquentar o gás residual ou gerar vapor. As vazões de gás residual são as mesmas do balanço (28746 kg/h), e a vazão de vapor gerado é calculada a partir da carga térmica utilizada para o aquecimento do gás residual. O gás residual ou o vapor gerado são enviados para um expensor com eficiência isentrópica de 72 %, onde são expandidos até a pressão atmosférica (0,1 MPa). Os resultados são apresentados na Tabela 5.4.

Verifica-se que a conversão da energia térmica em energia mecânica é mais eficiente quando se utiliza o gás residual em vez do vapor. Quando

comparados somente gás residual ou vapor entre si, quanto maior a pressão mais eficiente é a conversão. Avaliando-se o gás residual em uma mesma pressão, verifica-se que quanto menor a temperatura mais eficiente é a conversão, apesar da geração de trabalho ser menor em quantidade.

Com os dados apresentados na Tabela 5.4, pode-se inferir que, caso o objetivo seja gerar trabalho de eixo e tornar a planta autossuficiente em energia, deve-se utilizar o gás residual como fluido motriz, preferencialmente ao vapor, e também esquentá-lo até a máxima temperatura possível. Apesar da conversão de energia térmica em mecânica ser maior para o gás residual a baixa temperatura, a quantidade de potência fornecida pelo gás residual será mais baixa em termos absolutos, e o restante da energia deverá ser suprida pelo vapor, que apresenta uma conversão bastante baixa.

Tabela 5.4: Comparação da eficiência de conversão de energia térmica em mecânica.

Fluido utilizado	Pressão (MPa)	$\Delta T$ (K)	Energia térmica $E_t$ (kW)	Energia mecânica $E_m$ (kW)	$\eta = \frac{E_m}{E_t}$
Gás residual	1,0	10 - 620	5353	2623	49 %
Gás residual	1,0	10 - 300	2545	1713	67 %
Gás residual	0,6	10 - 620	5336	2159	40 %
Gás residual	0,6	10 - 300	2537	1418	56 %
Vapor d'água	4,0	100 - 380	5353	1037	19 %
Vapor d'água	9,0	100 - 510	5353	1247	23 %

Com base nesta avaliação, três ideias de projetos são propostas:

- Projeto A: Substituir a turbina a vapor por um motor elétrico;
- Projeto B: Diminuir a vazão do vapor alimentado na turbina a vapor (até 10% da vazão inicial); exportar os 90% de vapor que sobram; instalar em paralelo um compressor acionado por motor elétrico para suprir o ar necessário ao processo;

- Projeto C: Acionar o compressor com energia elétrica, utilizando o calor de reação para gerar vapor para a exportação.

A análise de cada uma das ideias será apresentada a seguir.

#### 5.1.3.1. Avaliação do Projeto A

Sabendo que a geração de trabalho a partir de energia térmica é menos eficiente quando se tem como fluido motriz vapor em vez de gás residual, o projeto A consiste em:

- Eliminar a turbina a vapor existente do sistema compressor – turbo-expansor – turbina a vapor
- Substituí-la por um motor elétrico

Essa ideia foi abandonada, pois o compressor e as turbinas estão interligados em um único eixo, conforme ilustrado na Figura 5.5. Entende-se que este é um equipamento único, e o projeto de modificação para retirada da turbina a vapor do eixo e instalação de um motor elétrico em seu lugar teria riscos de insucesso. Com essas restrições, partiu-se para o projeto B.



Figura 5.5: Interligação compressor – turbina – turbo-expansor.

Fonte: Manturbo, 2008.

### 5.1.3.2. Avaliação do Projeto B

Como a turbina a vapor fornece apenas 13 % da energia necessária para o compressor, é possível diminuir a vazão de vapor para um mínimo necessário e o sistema compressor – turbo-expansor – turbina continua em operação, mas com menor potência. Nesse contexto, o escopo do projeto B é:

- Manter o sistema compressor – turbo-expansor – turbina a vapor tal qual a planta existente, mas com apenas 10% da vazão atual de vapor para a turbina.
- Instalar novo compressor acionado por motor elétrico para suprir a necessidade de ar.

Os ganhos e gastos dessa nova condição de operação estão resumidos na Tabela 5.5. Para esse cálculo considerou-se os preços médios de vapor e energia elétrica, e que a planta opera durante 95 % do ano. Para o consumo de energia elétrica, admitiu-se que o motor elétrico terá um rendimento de 90 %.

Tabela 5.5: Resumo dos ganhos do projeto B.

Exportação de vapor	2697 kg/h	426 kUS\$ / ano
Consumo de energia elétrica	490 kW	286 kUS\$ / ano
<b>Ganho líquido</b>	-	<b>141 kUS\$ / ano</b>

O custo dos equipamentos foi estimado e é apresentado na Tabela 5.6.

Tabela 5.6: Custo dos equipamentos e instalação do projeto B.

<b>Equipamento</b>	<b>Potência</b>	<b>Custo equipamento (kUS\$)</b>	<b>Custo equipamento instalado (kUS\$)</b>
Compressor de ar	411 kW	173	984
Motor elétrico	490 kW	49	279
Total	-	222	1263



O *payback* simples calculado é de 9 anos. Esse projeto não deverá ser implementado devido ao alto tempo de retorno do investimento, sendo descartado.

### 5.1.3.3. Avaliação do Projeto C

O projeto C é o mais complexo dentre os três propostos. Seu escopo consiste em:

- Desmontar a turbina a vapor e o turbo-expansor
- Instalar novo motor para acionamento do compressor
- Realizar modificações nos trocadores de calor de forma a gerar o máximo vapor possível.

A máxima geração de vapor possível a partir do calor de reação foi calculada. Para isso, os seguintes dados foram utilizados:

- Calor disponível para a geração de vapor
  - Reação: 1787 kW
  - Resfriamento dos gases (947 °C – 185 °C): 7718 kW
- $c_p$  médio do gás de reação: 1,15 kJ / kg K
- Temperatura de entrada da água: 71,7 °C
- Vapor de saída: a 4 MPa e 380 °C
  
- Integração em 3 trocadores de calor, no mínimo
  - Aquecimento da água
  - Vaporização
  - Superaquecimento do vapor
- Trocadores casco e tubo – cruzamento de temperatura não é permitido.

A partir desses dados, calculou-se os ganhos com a exportação de vapor. Os gastos com energia elétrica foram calculados e também são apresentados na Tabela 5.7.

Tabela 5.7: Resumo dos ganhos do projeto C.

Exportação de vapor	10094 kg/h	1724 kUS\$ / ano
Consumo de energia elétrica	3694 kW	2512 kUS\$ / ano
<b>Ganho líquido</b>	-	<b>- 428 kUS\$ / ano</b>

Verifica-se que os ganhos são negativos. Portanto, os equipamentos necessários não serão calculados uma vez que este projeto é inviável.

#### 5.1.4. Análise do sistema de integração térmica

Esta análise será conduzida em duas etapas: na primeira, serão identificados os trocadores e integrações já existentes na planta; em seguida, será realizada a análise *Pinch*, para auxiliar na geração de ideias de integração.

As cargas térmicas dos trocadores de calor existentes foram calculadas a partir dos dados do balanço de massa e energia adaptado, conforme apresentado na Tabela 5.8.

Para avaliar quais são os trocadores responsáveis pelas maiores cargas térmicas do sistema, foi construído um gráfico de Pareto. Essa classificação dos trocadores visa auxiliar a escolha das poucas modificações que gerarão as maiores economias de energia. O gráfico de Pareto para o sistema existente é apresentado na Figura 5.6.

Nota-se que as maiores cargas térmicas estão nos trocadores para geração de vapor e aquecimento do gás residual. A carga térmica de apenas 3 dos 15 trocadores existentes (20 %) corresponde a 60 % da carga térmica total.

Tabela 5.8: Cargas térmicas dos trocadores de calor do processo de  $\text{HNO}_3$  – situação *revamp*.

Trocador	Descrição	Q (kW)
E-09	caldeira para geração de vapor saturado	3650
E-05	serpentina interna do reator (aquecimento gás cauda)	3352
E-11	1.º resfriador-condensador	2696
E-01	condensador de vapor da turbina T-02	1847
E-10	pré-aquecedor do gás residual	1593
E-02	resfriador intermediário de ar	1373
E-06	vaporizador de $\text{nh}_3$	770
E-12	resfriador secundário de $\text{NO}_x$	596
E-08	superaquecedor de vapor	570
C-01	seção de resfriamento superior (água fria)	211
C-01	seção de resfriamento inferior (água de resfriamento)	325
E-13	1.º aquecedor do gás residual	289
E-05A	camisa do reator (aquecimento do ar)	257
E-03 / E-04	economizador	181
E-07	superaquecedor de $\text{NH}_3$	178

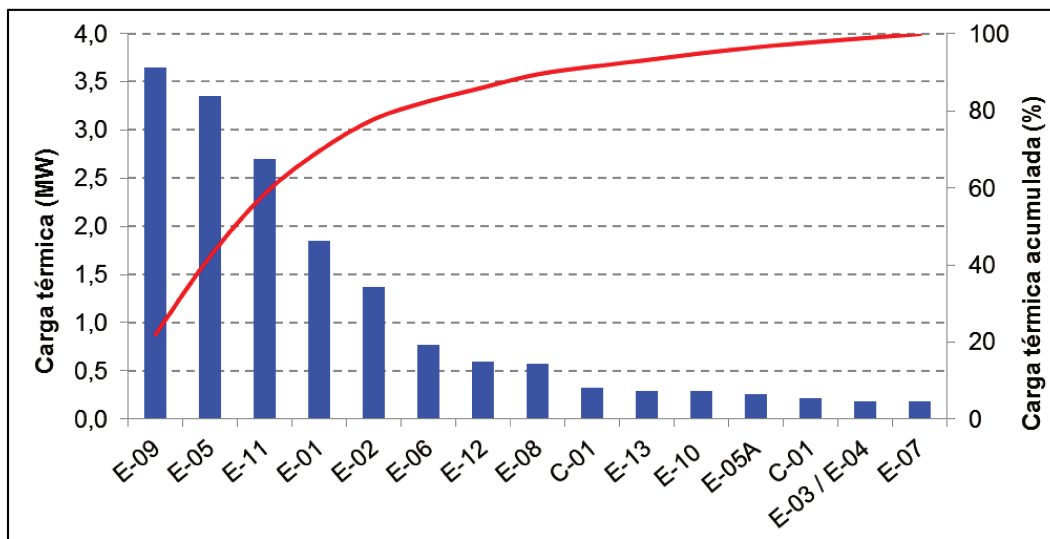


Figura 5.6: Gráfico de Pareto para trocadores da planta de  $\text{HNO}_3$ .

A segunda etapa da análise do sistema de integração térmica consiste na análise *Pinch* do processo existente. Foi utilizado o software *ICHEME Pinch Analysis Spreadsheet*<sup>®</sup>, na qual foram inseridas todas as correntes de processo.

Foi adicionada a corrente do gás residual aquecida desde 10 °C até 617 °C, pois atualmente já é gerado o máximo possível de energia elétrica através da expansão do gás residual, e não há vantagens em modificar as integrações existentes.

Verificando as temperaturas das correntes do processo, observou-se que a corrente de gás residual sai do economizador E-03 / E-04 a 269 °C, sendo enviada para o ambiente em alta temperatura. Considerou-se que esta corrente seria resfriada até 120 °C na realização da análise *Pinch*. Essa situação mostra a importância de se conhecer o processo que está sendo estudado, ter bom senso nas avaliações de processo (conforme Sama *et al.*, 1989 defende), identificando potenciais de integração antes da realização da análise *Pinch*.

As correntes de utilidades não foram inseridas: água de torre, água fria e água para geração de vapor. Estipulou-se um  $\Delta T$  mínimo de 20 K. As correntes utilizadas para a análise *Pinch* são apresentadas na Tabela 5.9.

Tabela 5.9: Dados das correntes do processo de HNO<sub>3</sub> para realização da análise *Pinch*.

Descrição	Fase	T entrada (°C)	T saída (°C)	Vazão (kg/h)	cp (kJ/kg K)
aquecimento de NH <sub>3</sub> líquida	L	-15	35	2006	4,65
vaporização de NH <sub>3</sub>	L -> V	35	35,01	2006	
superaquecimento de NH <sub>3</sub>	V	35	177	2006	2,25
resfriamento do ar do compressor	G	180	45	36050	1,02
aquecimento do ar para reação	G	232	262	29700	1,04
resfriamento dos gases de processo	G	947	645	31706	1,29
aquecimento do gás residual	G	235	617	28746	1,10
resfriamento dos gases de reação	G	645	601	31706	1,24
resfriamento dos gases de reação	G	601	280	31706	1,20
resfriamento dos gases de reação	G	284	185	31706	1,15
aquecimento do gás residual	G	45	235	28746	1,05
resfriamento dos gases de reação	G	185	60	26180	1,08
resfriamento dos gases de reação	G	185	112	5526	1,13
condensação do HNO <sub>3</sub> fraco	G -> L	112	111,99	5526	
subresfriamento do HNO <sub>3</sub> fraco	L	112	65	5526	3,03
resfriamento dos gases de reação	G	117	65	32990	1,02
aquecimento do gás residual	G	10	45	28746	1,04
resfriamento do ar para C-02	L	232	80	6350	1,03
resfriamento na coluna C-01 (AF)	L	45	10		
resfriamento na coluna C-01 (AR)	L	65	45		
04 resfriamento do gás residual	G	290	120	28746	1,07

G – fase gás / L – fase líquida / V – fase vapor.

AF – água fria / AR – água de resfriamento.

A partir desses dados, foram geradas as *Composite Curves* quente e fria, que podem ser verificadas na Figura 5.7.

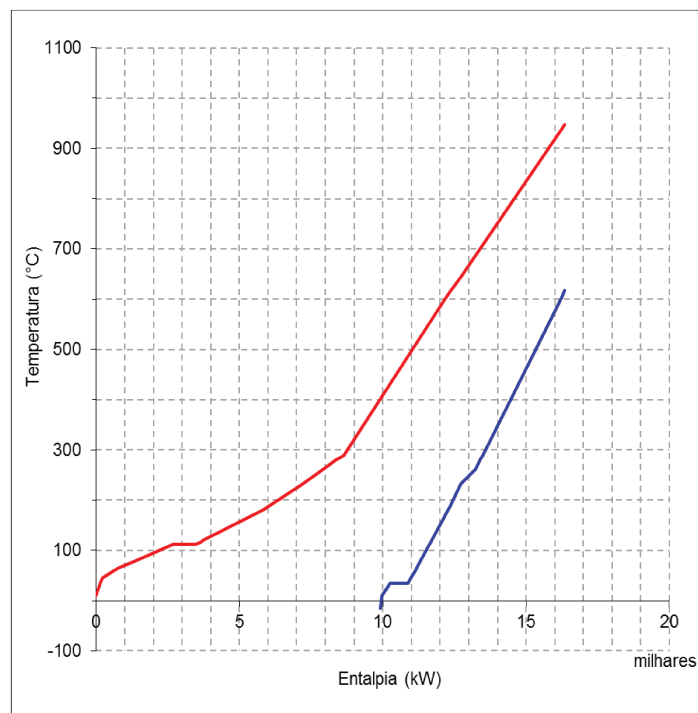


Figura 5.7: *Composite Curves* para a planta existente – situação *revamp*.

Software utilizado: *ICHEME Pinch Analysis Spreadsheet*<sup>®</sup>.

A partir das *Composite Curves* nota-se que o processo é *threshold*, ou seja, apenas há a necessidade de utilidade externa fria (9912 kW). Estão integrados 94 % dos 6440 kW de máxima recuperação de energia possível. O gás residual é aquecido até a máxima temperatura possível (617 °C). Resta avaliar se a geração de vapor está sendo feita de forma eficiente.

A avaliação da geração de vapor será feita com a utilização da *Grand Composite Curve (GCC)* do processo. Para criar essa curva serão consideradas apenas as correntes disponíveis listadas na Tabela 5.10. Como num projeto de *revamp* deve-se interferir no número mínimo de equipamentos possíveis, as correntes integradas com o gás residual foram desconsideradas.

Tabela 5.10: Correntes disponíveis para a integração.

n.º	Corrente	Trocador	Q (kW)	T entrada (°C)	T saída (°C)
1	gás de reação	E-09	3650	601	280
2	gás de reação	E-11	2696	185	65
3	gás residual	E-03/E-04	1452	290	120
4	ar comprimido	E-02	1373	180	45
5	gás de reação	E-08	570	645	601

A GCC foi feita (considerando 10 °C de “*shift*” nas temperaturas) e calculou-se a máxima geração possível de vapor a 4 MPa e 380 °C, que é de 7,7 t/h (2,1 t/h a mais que a quantidade gerada atualmente). As curvas das correntes quentes sendo resfriadas, juntamente com a corrente do vapor a ser gerado são apresentadas na Figura 5.8.

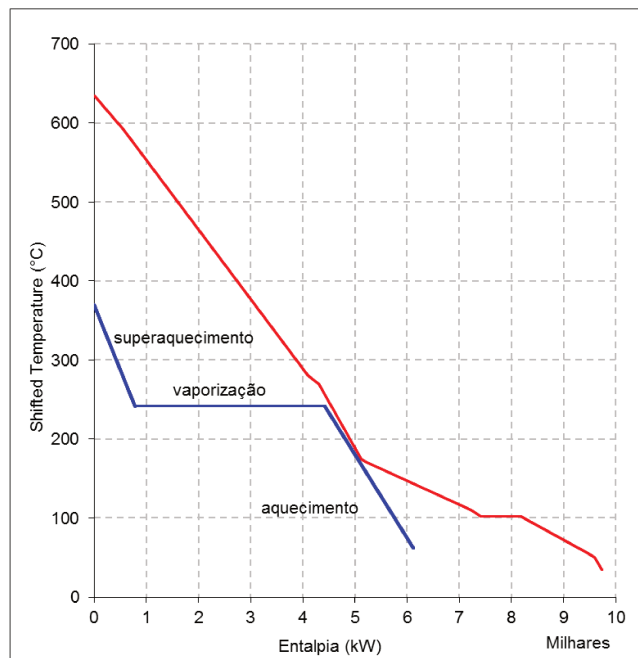


Figura 5.8: GCC – correntes disponíveis e geração de vapor.

Software utilizado: ICHME Pinch Analysis Spreadsheet®.

Apesar do potencial máximo de geração de vapor ser de 7,7 t / h, deve-se avaliar qual será a quantidade real de vapor a ser gerada, que depende da quantidade de trocadores que serão instalados. Para isso, foram escolhidas as correntes que serão utilizadas no projeto de *revamp*; em seguida foram feitos cálculos preliminares das áreas dos trocadores necessários para essa integração, para cálculo do *payback* e posterior comparação com a situação existente.

Atualmente, os trocadores E-03 / E04, E-08 e E-09 já são utilizados para gerar e superaquecer 5,6 t / h de vapor, conforme ilustrado na Figura 5.9. Nesta figura também estão indicadas as áreas dos trocadores existentes, calculados a partir do balanço. Os coeficientes de troca utilizados como referência estão apresentados no Anexo 5.

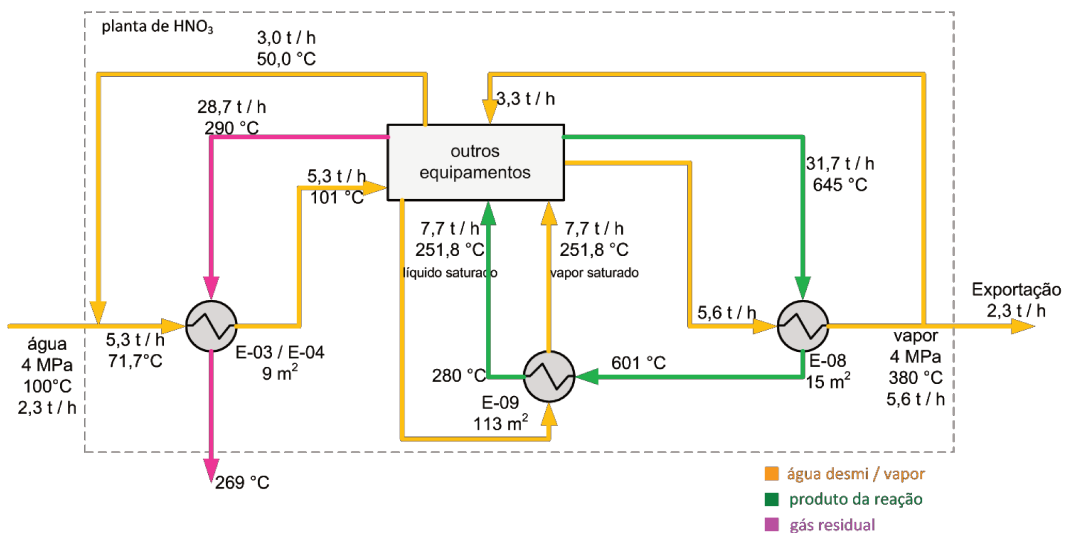


Figura 5.9: Esquema da geração de vapor na planta existente.

Considerando os níveis de temperatura e a carga térmica disponível; foi proposto um projeto (chamado de Projeto D), para verificar qual o máximo vapor possível a ser gerado. Neste projeto, serão utilizadas as correntes 1, 3 e 5 da Tabela 5.10 (que apresentam temperatura mais alta). A corrente 3 contém o gás residual sendo resfriado até a temperatura mais baixa que a atual. Em seguida será apresentada a avaliação do projeto D.



### 5.1.4.1. Avaliação do projeto D

Para avaliar os ganhos do novo projeto de *revamp*, utilizando as correntes 1, 3 e 5, calculou-se qual seria a máxima geração de vapor possível utilizando trocadores de calor tipo casco e tubos, sem cruzamento de temperatura. Um esquema da situação proposta é apresentado na Figura 5.10. Figura 5.10: Esquema de integração proposta – Projeto D.

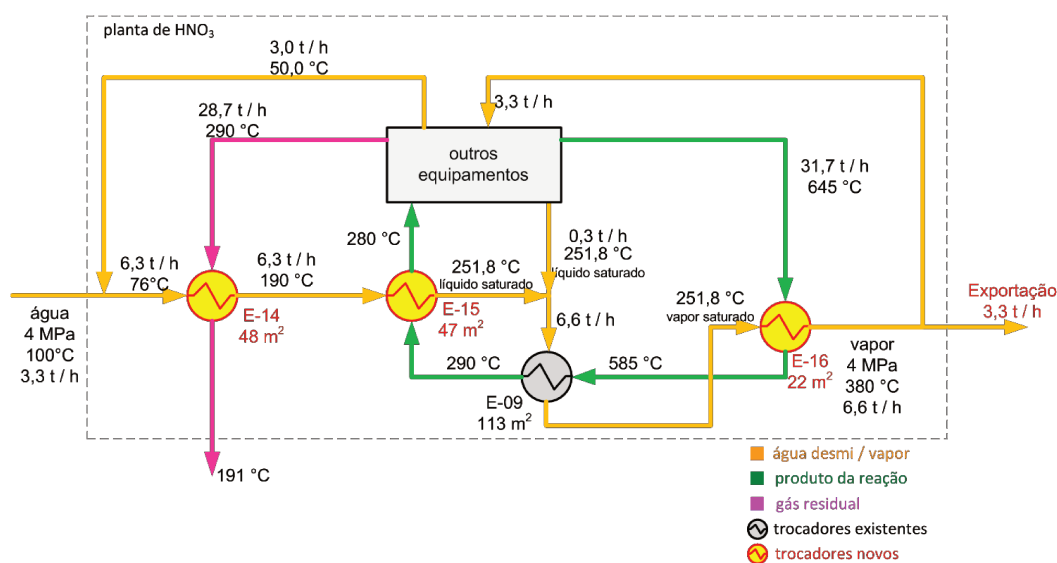


Figura 5.10: Esquema de integração proposta – Projeto D.

Utilizando as correntes disponíveis mencionadas, calculou-se que seria possível gerar 6,6 t/h de vapor (1,0 t/h a mais que a geração atual), que corresponde a um ganho de 157 kUS\$ / ano se a planta operar 95 % do tempo. O trocador E-09, de 113 m<sup>2</sup>, continua sendo aproveitado para a vaporização. Três novos trocadores são necessários (E-14, E-15 e E-16), uma vez que os trocadores E-03 / E-04 e E-08 existentes possuem áreas de troca inferiores às necessárias.

As áreas calculadas para os trocadores estão listadas na Tabela 5.11, bem como o custo do equipamento e seu custo instalado.

O *payback* simples calculado para este projeto foi de 6 anos. A partir da construção do gráfico tornado, apresentado na Figura 5.11, avaliou-se que o *payback* simples pode ficar entre 4,6 e 8,9 anos caso o preço do vapor ou do

trocador varie para mais ou para menos. A variação do preço do vapor tem um impacto levemente maior que a imprecisão do custo dos trocadores.

Tabela 5.11: Áreas dos trocadores calculados para o Projeto D.

Trocador	Área (m <sup>2</sup> )	Custo (kUS\$)	
		equipamento	equipamento instalado
E-14	48	67	379
E-15	47	65	370
E-16	22	37	210
<b>total</b>	<b>117</b>	<b>169</b>	<b>959</b>

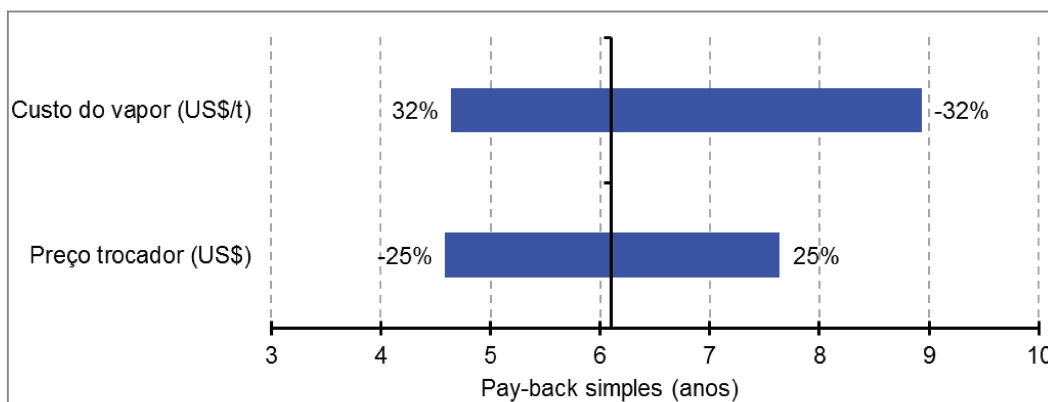


Figura 5.11: Variação do *payback* simples do projeto de *revamp* frente às variações do preço de vapor e custo do trocador de calor.

### 5.1.5. Resumo dos projetos propostos

Um resumo dos projetos propostos é apresentado na Tabela 5.12.

Tabela 5.12: Resumo dos projetos propostos para a situação *revamp*.

Projeto	Ganho (kUS\$ / ano)	Investimento (kUS\$)	<i>Payback</i> simples (anos)	Comentários
A	-	-	-	inviável tecnicamente
B	141	1263	9	
C	- 428	-	-	<i>payback</i> negativo
D	157	959	6	

As avaliações realizadas anteriormente exemplificam a dificuldade de gerar projetos de *revamp*, principalmente quando eles estão relacionados com máquinas térmicas de alto custo já instaladas e em operação. Mesmo pequenos projetos, como o projeto D, já incluem um grande esforço de montagem e tempo de parada (3 trocadores a serem instalados).

Durante a parada para a implantação de projetos, não há produção e, conseqüentemente, não há ganho com a venda de produto. Este fator não foi contabilizado nessas análises preliminares, mas impacta fortemente a viabilidade do projeto. Projetos de *revamp* devem fazer o mínimo de modificação possível, de forma a não terem altos custos nem tempos de parada impraticáveis.

## **5.2. Situação síntese**

A seguir, será apresentada a análise sistemática feita para a situação síntese da planta de HNO<sub>3</sub>.

### **5.2.1. Diagrama de influências e evolução do EP**

O objetivo da análise da situação síntese é encontrar a melhor configuração possível para um projeto que está na fase inicial, levando em conta características técnicas e dados econômicos.

Os parâmetros identificados que devem ser considerados no cálculo do EP estão apresentados no diagrama de influências da Figura 5.12. Dentre estes parâmetros, estão os consumos específicos de matérias-primas e utilidades, seus respectivos preços, e os demais custos operacionais, como salários de operadores e despesas administrativas. O investimento também pode ser levado em conta no cálculo do EP, na forma do custo de capital (CCF) e também na depreciação a ser reservada.

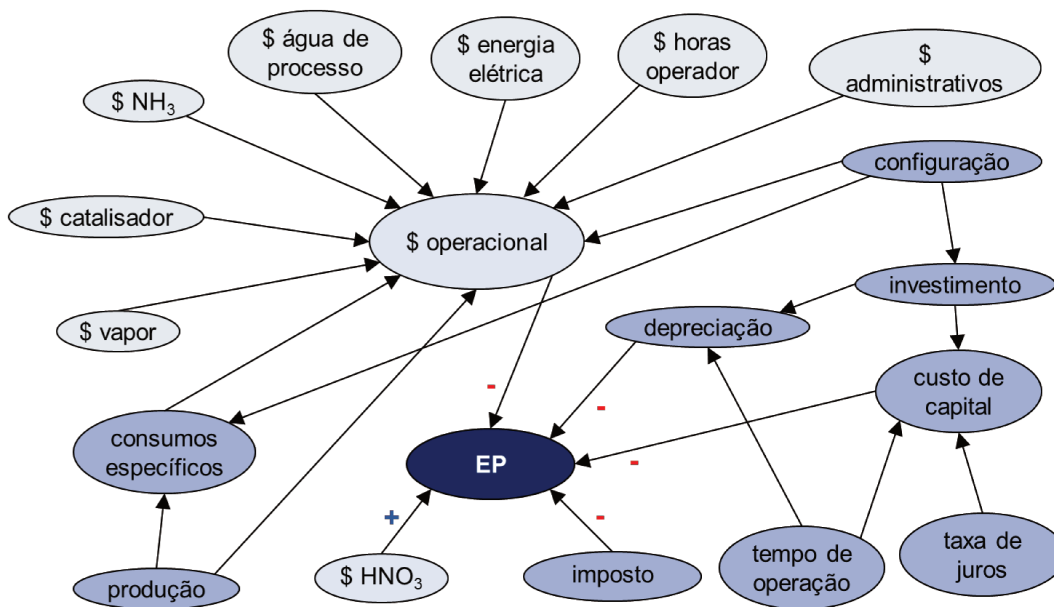


Figura 5.12: Diagrama de influências no EP – situação síntese.

A Tabela 5.13 mostra um resumo dos níveis do EP que serão calculados até que seja possível a distinção entre as configurações possíveis.

Tabela 5.13: Níveis do EP calculados para a situação síntese.

Nível	Equação utilizada
EP <sub>1</sub>	receita – custo matérias-primas
EP <sub>2</sub>	EP <sub>1</sub> – custo utilidades – custo catalisador
EP <sub>3</sub>	EP <sub>2</sub> – custo operacional – imposto sobre o lucro
EP <sub>4</sub>	EP <sub>3</sub> – custo capital - depreciação

### 5.2.2. Cálculo e avaliação do EP<sub>1</sub>

Seguindo a metodologia proposta por Douglas (1988), a primeira etapa para avaliar a viabilidade da síntese de processos é realizar o cálculo do EP.

O EP é a diferença entre a receita e as despesas de uma planta. No nível 1 (EP<sub>1</sub>), a receita é o montante arrecadado com a venda dos produtos finais, e a despesa é o gasto com as matérias-primas.

Para calcular o EP<sub>1</sub>, fez-se um balanço para encontrar os consumos de matérias-primas e a vazão de produto final. Para a avaliação inicial foram considerados dois extremos de produção: 280 e 1500 t / d de HNO<sub>3</sub> a 60 %. A menor produção é a mesma do estudo de caso para a situação *revamp*. Já a maior produção foi definida com base no relatório técnico da *United Nations Environment Programme* (1998), que afirma que plantas modernas de HNO<sub>3</sub> têm capacidade típica de 1000 – 2000 t / d, considerando HNO<sub>3</sub> 60 %.

Os balanços realizados estão apresentados na forma de um gráfico *input-output*<sup>14</sup>, conforme a Figura 5.13, relacionada com a Tabela 5.14 (para produção de 280 t / d); e a Figura 5.14, relacionada com a Tabela 5.15 (para produção de 1500 t / d). Utilizou-se como dados de base:

- Reação global:  $\text{NH}_3 + 2 \text{O}_2 \rightarrow \text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{O}$
- Consumo específico de NH<sub>3</sub>: 0,284 t / t HNO<sub>3</sub> 100 %
- Razão volumétrica NH<sub>3</sub> / ar: 10,3 %
- Produção durante 95 % do ano.



Figura 5.13: Gráfico *input-output* para a produção de 280 t / d.

<sup>14</sup> Gráfico *input-output*: esquema simplificado que mostra as correntes de entrada e saída de um processo, sem apresentar detalhes internos.

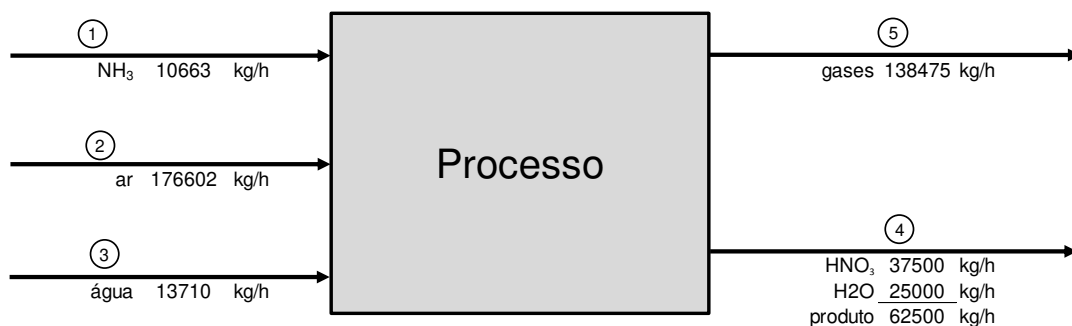


Figura 5.14: Gráfico *input-output* para a produção de 1500 t / d.

A partir das vazões do balanço, juntamente com os preços máximos e mínimos para  $\text{NH}_3$ , água desmineralizada e  $\text{HNO}_3$ , definidos na Tabela 4.1, calculou-se o  $\text{EP}_1$ , em milhões de dólares por ano, e também  $\text{EP}_1$  “específico” ( $\text{EP}_1'$ ), em que o EP é dividido pela produção anual, encontrando-se o ganho em  $\text{US\$ / t}$  de produto. Devido a algumas variações de concentração de produto final nas referências pesquisadas, os dados de potencial econômico específico consideram como base  $\text{HNO}_3$  100 %.

Tabela 5.14: Balanço de massa global para 280 t / d.

	Corrente → 1	2	3	4	5
<b>Componentes (kg/h) ↓</b>					
$\text{NH}_3$	1990				
$\text{O}_2$		10163			7969
$\text{N}_2$		22803			17880
$\text{HNO}_3$				7000	
$\text{H}_2\text{O}$			2559	4667	
Total	1990	32966	2559	11667	25849
Temperatura ( $^\circ\text{C}$ )	-15	35	40	51	229
Pressão (kPa)	1240	99	101	990	100

Tabela 5.15: Balanço de massa global para 1500 t / d.

	Corrente →				
	1	2	3	4	5
<b>Componentes (kg/h) ↓</b>					
NH <sub>3</sub>	10663				
O <sub>2</sub>		54444			42690
N <sub>2</sub>		122160			95786
HNO <sub>3</sub>				37500	
H <sub>2</sub> O			13710	25000	
Total	10663	176603	13710	62500	138476
Temperatura (°C)	-15	35	40	51	229
Pressão (kPa)	1240	99	101	990	100

Os potenciais econômicos calculados para 280 t/d e 1500 t/d, apresentados na Tabela 5.16, mostram o intervalo de valores plausíveis para o EP<sub>1</sub> e EP<sub>1</sub>' , frente às variações de preço de matéria-prima e produto final. O valor mínimo do EP<sub>1</sub> e EP<sub>1</sub>' ocorre quando as matérias-primas apresentam os maiores preços e o produto final apresenta preço baixo. O valor máximo do EP<sub>1</sub> e EP<sub>1</sub>' ocorre na situação inversa: mínimo preço das matérias-primas e máximo preço do produto final. Como apenas os custos de matérias-primas e produto final foram considerados, o valor do EP<sub>1</sub>' independe da produção.

Tabela 5.16: Valores de EP<sub>1</sub> e EP<sub>1</sub>' para diferentes produções.

Parâmetro	280 t / d		1500 t / d	
	EP (MUS\$/ano)	EP <sub>1</sub> ' (USD /t HNO <sub>3</sub> <sup>†</sup> )	EP <sub>1</sub> (MUS\$/ano)	EP <sub>1</sub> ' (USD /t HNO <sub>3</sub> <sup>†</sup> )
Valor mínimo	11	183	60	183
Valor máximo	28	452	148	452

<sup>†</sup>HNO<sub>3</sub> em concentração 100 %.

Como os valores de EP<sub>1</sub> e EP<sub>1</sub>' são positivos, é possível avançar no processo de síntese, buscando uma quantidade maior de informações para calcular potenciais econômicos de nível mais elevado. Caso o valor do EP

calculado nesta avaliação preliminar fosse negativo, o processo de síntese para uma planta de  $\text{HNO}_3$  seria abandonado.

### 5.2.3. Cálculo e avaliação do $\text{EP}_2$ e $\text{EP}_3$

O nível seguinte do potencial econômico ( $\text{EP}_2$ ) engloba os custos dos demais insumos (utilidades e catalisador) além das matérias-primas. Utilizando a ferramenta tornado, decidiu-se avaliar a influência da variação do consumo dos insumos no potencial econômico.

Para construir o diagrama tornado para os parâmetros de *performance*, utilizou-se como base os consumos específicos máximos e mínimos obtidos a partir da literatura (UHDE, 2009; Harvin *et al.*, 1978), para todos os tipos de planta: mono alta pressão, mono média pressão e bi pressão, conforme ilustrado na Tabela 5.17. O diagrama tornado, com o valor do  $\text{EP}_2$  calculado é apresentado na Figura 5.15. Esse diagrama independe da produção, pois apenas considera custos dos insumos e das utilidades.

Verifica-se que os parâmetros de *performance* mais influentes no  $\text{EP}_2$  são: o consumo de catalisador e o vapor exportado. Dependendo da configuração escolhida (nível de pressão no reator, integração das máquinas térmicas), pode-se ter um maior ou menor consumo específico.

Tabela 5.17: Variação dos parâmetros de performance – síntese.

Parâmetro de performance	unidade	valor (por t $\text{HNO}_3$ 100 %)		
		médio	mínimo	máximo
consumo energia elétrica	kWh	8	4,7	13
consumo $\text{NH}_3$	t	0,285	0,282	0,2866
consumo água de resfriamento	t	111	100	130
consumo água de processo	t	1	0,3	1,2
vapor exportado	t	0,3	0,1	0,41
consumo catalisador	g	0,11	0,03	0,214



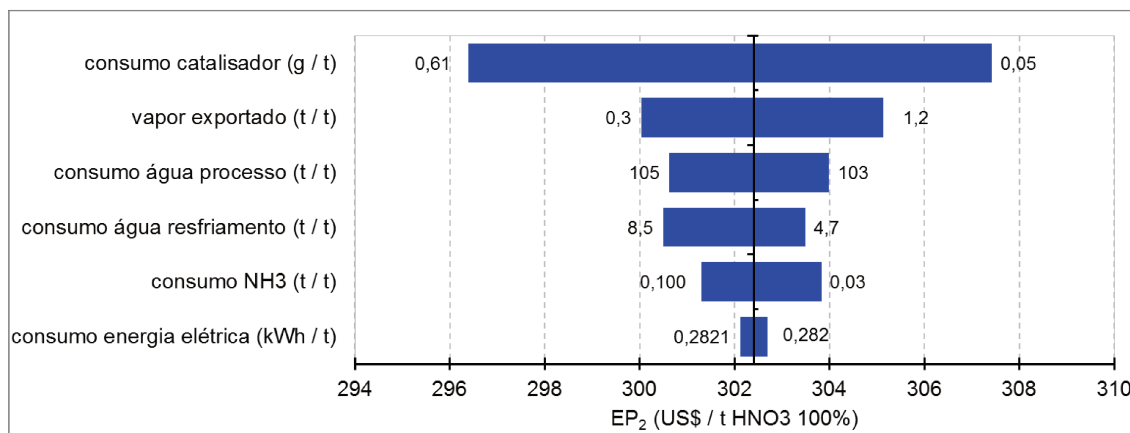


Figura 5.15: Tornado - influência dos parâmetros de performance no EP<sub>2</sub>.

Para avaliar a influência da variação dos parâmetros econômicos no EP<sub>2</sub>, verificou-se o valor do potencial econômico específico frente às variações listadas na Tabela 4.1, utilizando também um gráfico tornado (Figura 5.16).

Os preços de HNO<sub>3</sub> e NH<sub>3</sub> influenciam de forma significativa o EP<sub>2</sub>, quando comparados com os demais parâmetros econômicos e com os parâmetros de *performance*. Ainda assim, o valor do EP<sub>2</sub> continua positivo, e é possível avançar para o nível seguinte de detalhe.

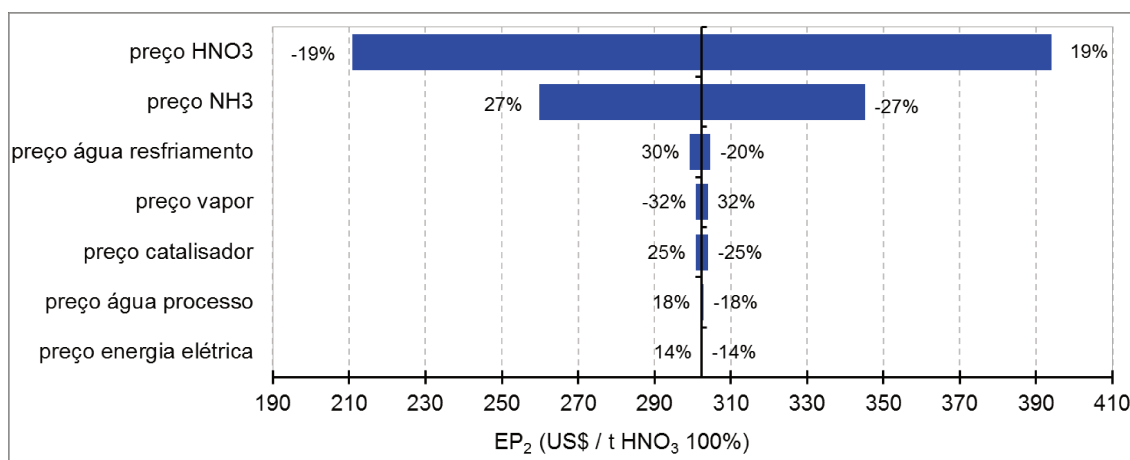


Figura 5.16: Tornado - influência dos parâmetros econômicos no EP<sub>2</sub>.

Como o engenheiro de projeto de processos pode interferir nos parâmetros de *performance*, através das alternativas de configuração, poderia verificar quais dentre os processos mono alta, mono média ou bi pressão seriam os de menor EP. Mas, a partir do diagrama tornado da Figura 5.15, pode-se verificar que a variação entre as alternativas seria pouca, não sendo possível a tomada de decisão.

Desse modo, optou-se por avançar no nível seguinte de detalhe, em que os custos fixos e operacionais são inclusos (EP<sub>3</sub>). Como os custos fixos e operacionais calculados nessa fase (de acordo com a Tabela 4.2) seriam muito semelhantes, independente da configuração adotada, decidiu-se avançar diretamente para o EP<sub>4</sub>, que será apresentado a seguir.

#### **5.2.4. Cálculo e avaliação do EP<sub>4</sub>**

Para calcular o EP<sub>4</sub> realizou-se balanços de massa e energia a partir do gráfico *input-output* para seguintes produções de HNO<sub>3</sub> (60 %): 280 t / d, 500 t / d, 1000 t / d e 1500 t / d. Considera-se nesta avaliação que as plantas são autossuficientes em energia, exportando o excesso na forma de vapor.

A partir dos balanços obteve-se os consumos específicos, e o valor do EP<sub>4</sub> foi calculado. Para calcular o EP<sub>4</sub> para o caso base, considerou-se os valores médios dos custos dos insumos, apresentados na Tabela 4.1. Os custos fixos foram calculados conforme as premissas da Tabela 4.2, e o custo da planta baseado nos custos de equipamentos apresentados na Tabela 4.3. Para o custo do investimento, como primeira aproximação, utilizou-se a equação obtida através dos dados coletados e ilustrados na Tabela 4.4.

A partir do cálculo dos potenciais econômicos para cada produção, construiu-se um gráfico que mostra o EP<sub>4</sub> e EP<sub>4</sub>' em função da produção. O EP<sub>4</sub> mínimo é calculado considerando que as despesas consideram os maiores preços possíveis, e as receitas os menores preços possíveis. Já o EP<sub>4</sub> máximo considera a situação contrária: receita máxima e despesas mínimas.

O resultado deste estudo é apresentado a seguir. A Figura 5.17 apresenta o  $EP_4$  em função da produção, e a Figura 5.18 apresenta o  $EP_4'$ , também em função da produção.

A partir da Figura 5.17, verifica-se que quanto maior a produção, maior é o potencial mínimo (em MUS\$ / ano) e por consequência o potencial máximo. Também é possível verificar que o intervalo entre o potencial mínimo e o máximo aumenta conforme a produção aumenta.

Para produções muito baixas, como a de 280 t/d, verifica-se que mesmo o potencial máximo está próximo de zero, e as chances de sucesso são menores, quando o potencial é comparado às plantas maiores.

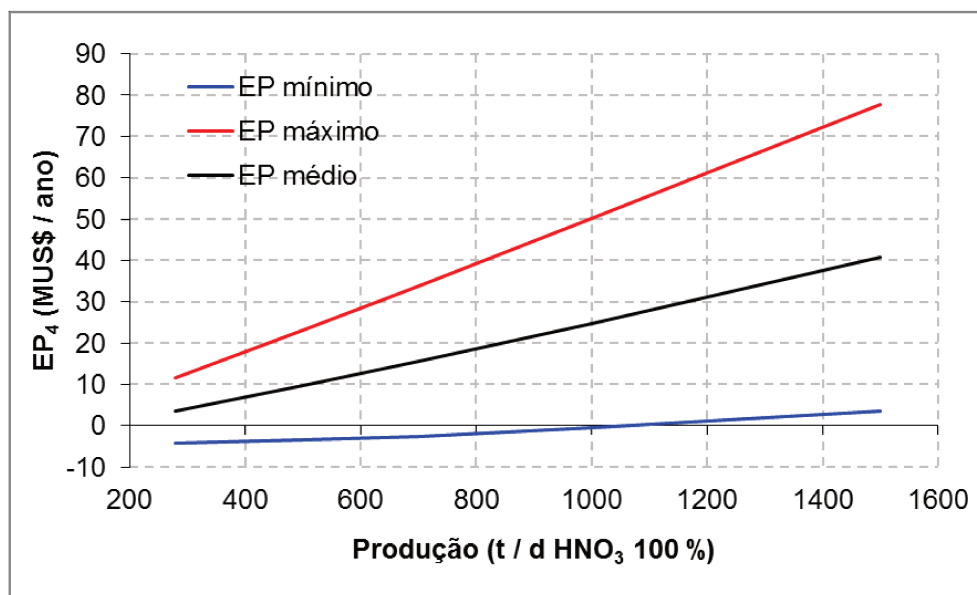


Figura 5.17:  $EP_4$  mínimo e máximo em função da produção de HNO<sub>3</sub>.

Nota-se que os potenciais econômicos específicos (mínimo e máximo) também aumentam conforme a produção aumenta. Apesar da variação do potencial específico parecer relativamente baixa com o aumento de produção (cerca de 85 US\$ / t de variação para o potencial mínimo e 50 US\$ / t para o potencial máximo), para uma *commodity*, como é o caso do HNO<sub>3</sub>, um ganho dessa ordem aumenta a competitividade de um produtor com relação ao outro.

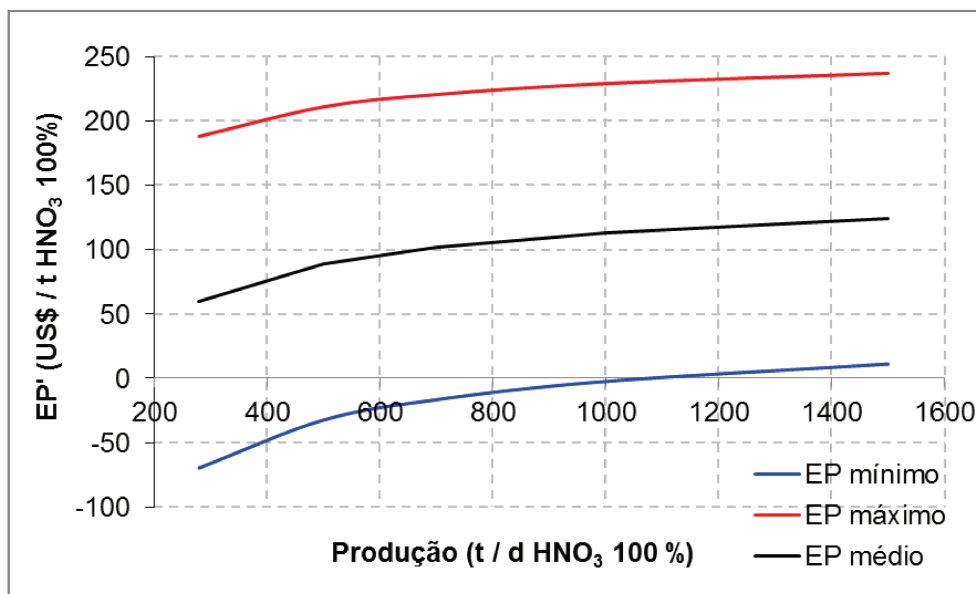


Figura 5.18: EP<sub>4</sub>' mínimo e máximo em função da produção de HNO<sub>3</sub>.

Portanto, pode-se concluir que quanto maior a produção, maiores as chances de sucesso do empreendimento, uma vez que seja assegurada a necessidade do mercado para a quantidade produzida. Os potenciais mínimos, são quase todos negativos a menos da produção de 1500 t / d, que apresenta o potencial positivo.

Uma vez verificados os potenciais mínimos e máximos em função da produção de nítrico, é desejável se conhecer quais são os parâmetros que mais influenciam o potencial econômico, sejam eles de razão econômica ou de *performance*. A seguir, serão avaliados quais os parâmetros que, individualmente, mais influenciam no valor final do EP<sub>4</sub>. A identificação destes parâmetros é importante para que seja possível avaliar os pontos de maior impacto nas decisões dos estágios iniciais dos projetos.

#### 5.2.4.1. Influência dos parâmetros econômicos no EP<sub>4</sub>

Primeiramente, será avaliada a influência da variação dos preços dos principais insumos (matérias-primas, utilidades, custo fixo e custo variável) no

valor do potencial econômico. Para essa avaliação, será utilizado como ferramenta o gráfico tornado.

Será verificada a influência de cada um dos dados econômicos de forma independente. Como o cálculo dos potenciais mínimo e máximo, já apresentado, considera a variação de todos os parâmetros em conjunto, ele apresenta os extremos do EP<sub>4</sub>. A ferramenta tornado avaliará a contribuição de cada parâmetro individualmente. A seguir, na Figura 5.19 e Figura 5.20 são apresentados os diagramas tornados para as produções de 280 t / d e de 1500 t / d.

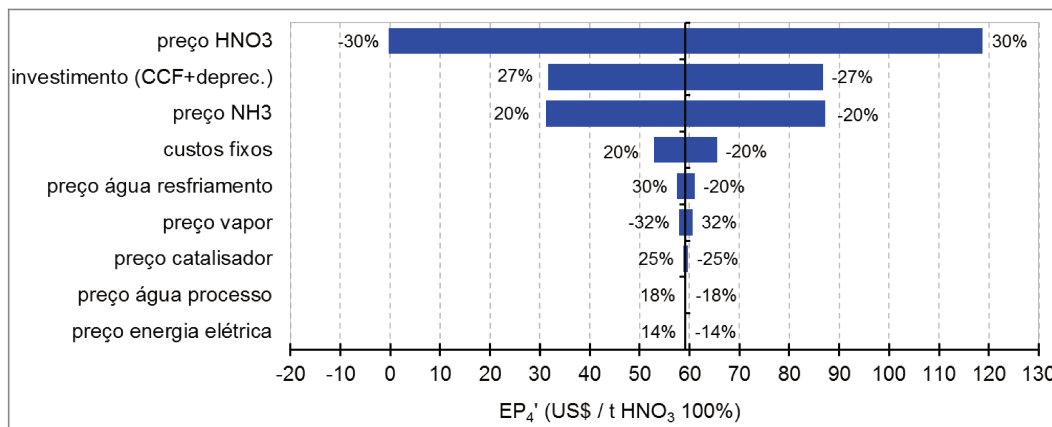


Figura 5.19: Tornado para EP<sub>4</sub>' variando parâmetros econômicos para 280 t / d.

Para as produções mínima e máxima consideradas, verifica-se que os preços de NH<sub>3</sub> e do HNO<sub>3</sub> são os parâmetros que mais influenciam o potencial econômico. O custo do investimento (que influencia diretamente no CCF e na depreciação), também influencia fortemente o EP<sub>4</sub>. Quanto maior a produção, menor a influência do investimento em comparação com a NH<sub>3</sub>.

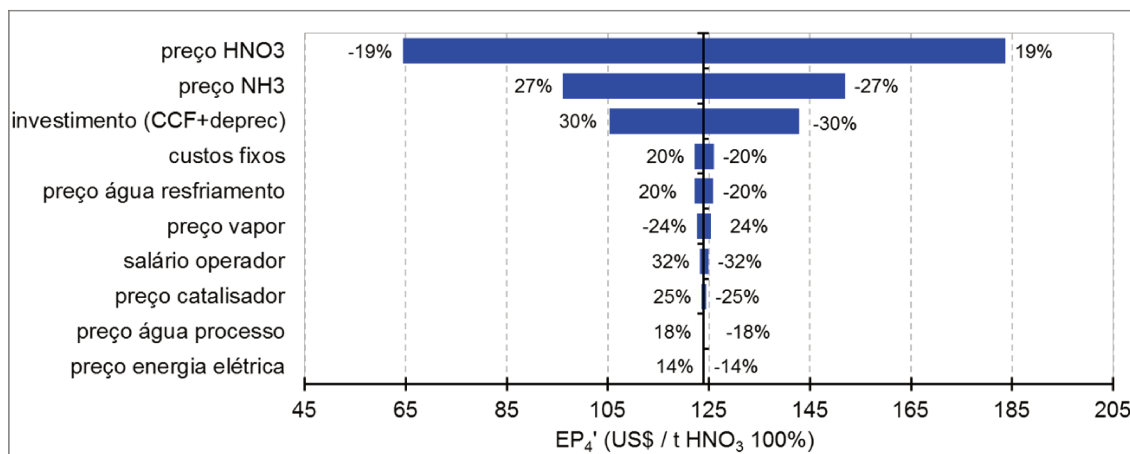


Figura 5.20: Tornado variando parâmetros econômicos para 1500 t / d.

Os dados econômicos, apesar de exógenos ao projeto, contribuem para decidir se a planta de ácido nítrico continua viável e robusto mesmo frente às variações de preços. Um dado econômico em que o engenheiro de processos pode interferir é no valor do investimento, uma vez que é possível propor configurações para diminuí-lo, e conseqüentemente aumentando o valor do EP.

#### 5.2.4.2. Influência dos parâmetros de performance

Sabendo que o investimento é um fator de forte impacto nos valores do EP, decidiu-se detalhar mais o EP4, considerando diferentes configurações possíveis. Como ponto de partida, executou-se balanços de massa mais detalhados para os três principais tipos de configuração para plantas de HNO<sub>3</sub>, com relação à pressão de operação: mono alta pressão (MA), mono média pressão (MM) e bi pressão (B). A Tabela 5.18 apresenta as pressões de operação para cada configuração a ser estudada.

O esquema adotado para a execução do balanço de massa, com a numeração das correntes adotada está apresentado na Figura 5.21.

Tabela 5.18: Pressão de operação para cada configuração.

Tipo de planta	Pressão de operação (MPa)	
	Reação	Absorção
mono alta pressão	1,0	1,0
mono média pressão	0,6	0,6
bi pressão	0,6	1

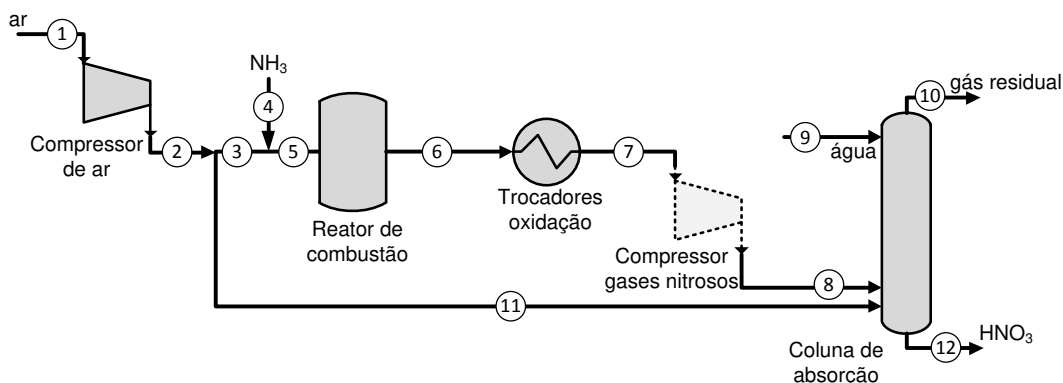


Figura 5.21: Esquema para o balanço de massa e energia – síntese.

Utilizou-se os consumos específicos da literatura (UHDE, 2009; Harvin et al., 1978) para cada configuração, conforme a Tabela 5.19.

Tabela 5.19: Consumos específicos para diferentes condições de operação.

Consumo específico	Unidade (por t HNO <sub>3</sub> 100 %)	Pressão de operação		
		MA	MM	B
NH <sub>3</sub>	t	0,286	0,284	0,282
catalisador	g	0,15	0,13	0,07
água de resfriamento	t	121	106	104
água de processo	t	0,68	0,68	0,73

Os balanços de massa para as três configurações de pressão estão apresentados na **Error! Reference source not found.**, Tabela 5.21 e Tabela 5.22

Tabela 5.22.

Corrente → vazão (kg/h) ↓	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
NH3	0	0	0	1988	1988	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	3157	3157	3157	2562	52	0	4667
N2	27650	27650	22527	0	22527	22527	22527	22527	0	27650	5123	0
O2	8400	8400	6844	0	6844	2166	295	295	0	962	1556	0
NO	0	0	0	0	0	3508	0	0	0	0	0	0
NO2	0	0	0	0	0	0	5379	5379	0	268	0	0
HNO3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7000
<b>Total</b>	<b>36050</b>	<b>36050</b>	<b>29371</b>	<b>1988</b>	<b>31359</b>	<b>31359</b>	<b>31359</b>	<b>31359</b>	<b>2562</b>	<b>28933</b>	<b>6679</b>	<b>11667</b>
P (kPa)	100	600	600	600	600	600	600	600	600	600	600	600
T (°C)	30	30	30	30	164	931	60	60	7	10	30	30

Tabela 5.200: Balanço para a situação bi pressão



Corrente → vazão (kg/h) ↓	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
NH3	0	0	0	1988	1988	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	3157	3157	3157	2562	52	0	4667
N2	27650	27650	22527	0	22527	22527	22527	22527	0	27650	5123	0
O2	8400	8400	6844	0	6844	2166	295	295	0	962	1556	0
NO	0	0	0	0	0	3508	0	0	0	0	0	0
NO2	0	0	0	0	0	0	5379	5379	0	268	0	0
HNO3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7000
<b>Total</b>	<b>36050</b>	<b>36050</b>	<b>29371</b>	<b>1988</b>	<b>31359</b>	<b>31359</b>	<b>31359</b>	<b>31359</b>	<b>2562</b>	<b>28933</b>	<b>6679</b>	<b>11667</b>
P (kPa)	100	600	600	600	600	600	600	600	600	600	600	600
T (°C)	30	30	30	30	164	931	60	60	7	10	30	30

Tabela 5.21: Balanço para a situação mono média pressão.

Corrente → vazão (kg/h) ↓	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
NH3	0	0	0	1974	1974	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	3135	3135	3135	2577	45	0	4667
N2	27650	27650	22369	0	22369	22369	22369	22369	0	27650	5281	0
O2	8400	8400	6796	0	6796	2151	293	293	0	1009	1604	0
NO	0	0	0	0	0	3484	0	0	0	0	0	0
NO2	0	0	0	0	0	0	5341	5341	0	230	0	0
HNO3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7000
<b>Total</b>	<b>36050</b>	<b>36050</b>	<b>29164</b>	<b>1974</b>	<b>31138</b>	<b>31138</b>	<b>31138</b>	<b>31138</b>	<b>2577</b>	<b>28934</b>	<b>6886</b>	<b>11667</b>
P (kPa)	100	600	600	600	600	600	600	1000	1000	1000	1000	1000
T (°C)	30	30	30	30	164	931	60	60	7	10	30	30

Tabela 5.22: Balanço para a situação bi pressão.

Os demais parâmetros, que integram o balanço de massa com o balanço de energia dependem da configuração com relação às máquinas térmicas escolhida e também dependem do cenário em que a planta será construída.

Conforme indicado no Capítulo 4.1.3, dado um cenário, pode-se escolher a melhor configuração com relação às máquinas térmicas, considerando-se os parâmetros de *performance* chaves para a decisão de melhor configuração.

Para este estudo, três cenários possíveis foram considerados, conforme explicado na Seção 4.1.3: exportação de vapor, exportação de energia elétrica e híbrido do primeiro e segundo cenários.

Sabendo-se que o consumo de vapor é um parâmetro de *performance* que impacta o EP e que a planta de HNO<sub>3</sub> apresenta um excesso de energia, é possível prever diferentes configurações para a utilização da energia disponível no processo, listadas na Tabela 5.23. A Tabela 5.24 lista quais configurações podem ser consideradas para cada tipo de cenário.

Tabela 5.23: Configurações possíveis para o aproveitamento de energia.

n.º	Autos-suficiente?	T do gás residual p/ turbo-expansor (°C)	Compressor acionado por			Exportação	
			turbo-expansor	turbina a vapor	motor elétrico	vapor 4 MPa 380 °C	Energia elétrica
I	Sim	620	✓	✓	✗	✓	✗
II	Sim	620	✓	✓	✗	✗	✓
III	Não	620	✓	✗	✓	✓	✗
IV	Não	300	✓	✗	✓	✓	✗
V	Não	10	✗	✗	✓	✓	✗

Considerando as 3 configurações possíveis com relação à pressão, com as 5 configurações possíveis com relação ao aproveitamento de energia, obteve-se 15 configurações distintas. Para realizar o balanço de massa para cada configuração, algumas relações foram calculadas em planilhas auxiliares, de modo

a facilitar a execução do balanço de massa. Essas relações são apresentadas na Tabela 5.25.

Tabela 5.24: Relação entre as configurações e cenários propostos.

Configuração ↓	Cenário →		
	1	2	3
I	✓	✗	✓
II	✗	✓	✓
III	✓	✗	✓
IV	✓	✗	✓
V	✓	✗	✓

Tabela 5.25: Relações utilizadas para a execução do balanço de massa.

Parâmetro	Unidade	Configuração		
		MA	MM	B
$E_m / E_t$ expansor (gás a 620 °C)	%	49	40	49
$E_m / E_t$ expansor (gás a 300 °C)	%	67	56	67
$E_m / E_t$ turbina a vapor 4,0 MPa 380 °C	%	19	19	19
Q reação / Q resfriamento gases após combustão	kW / kW	0,232	0,246	0,246
Eficiência isentrópica do compressor	%	75	75	75
Vapor gerado / massa reacional (gás cauda a 620 °C)	kg / kg	0,18	0,16	0,16
Vapor gerado / massa reacional (gás cauda a 300 °C)	kg / kg	0,26	0,24	0,24
Vapor gerado / massa reacional (gás cauda a 10 °C)	kg / kg	0,36	0,33	0,33

Desde a Figura 5.22 até a Figura 5.36 são apresentados os esquemas para cada uma das configurações. Estes esquemas apresentam as vazões de vapor e energia elétrica calculadas para a produção de 280 t / d HNO<sub>3</sub> 60 %.

Serão calculados os valores do EP (em US\$ / t HNO<sub>3</sub>) para cada uma das quinze configurações possíveis.

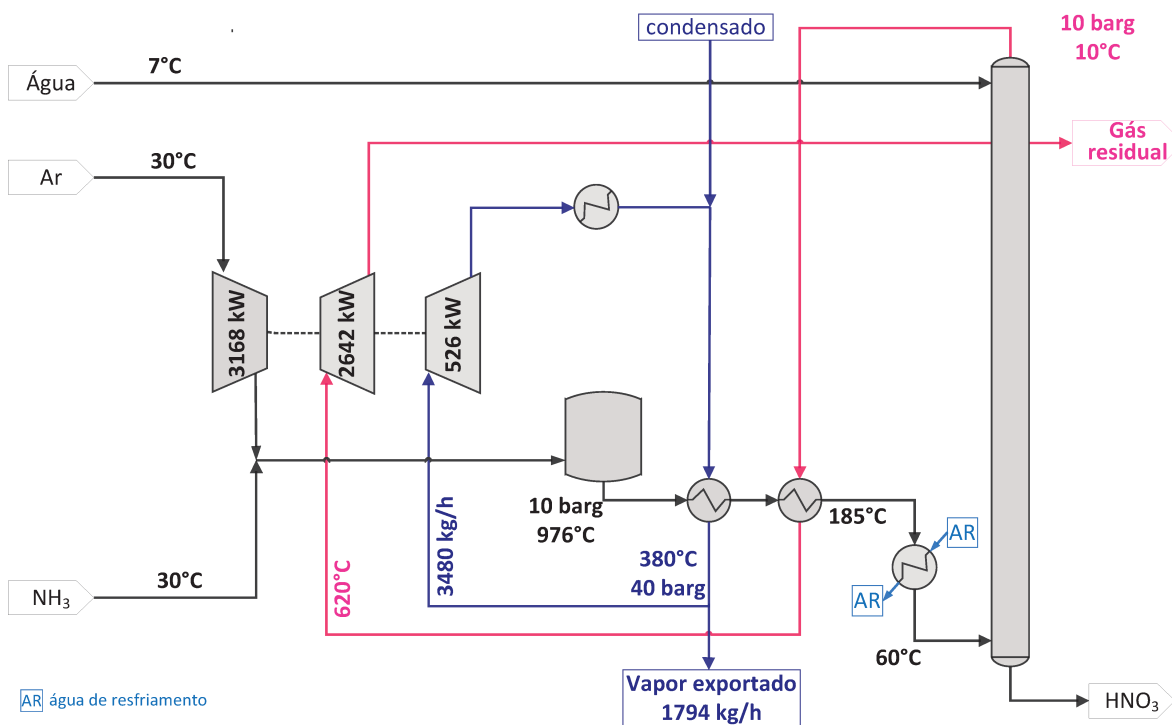


Figura 5.22: Esquema da configuração MA – I.

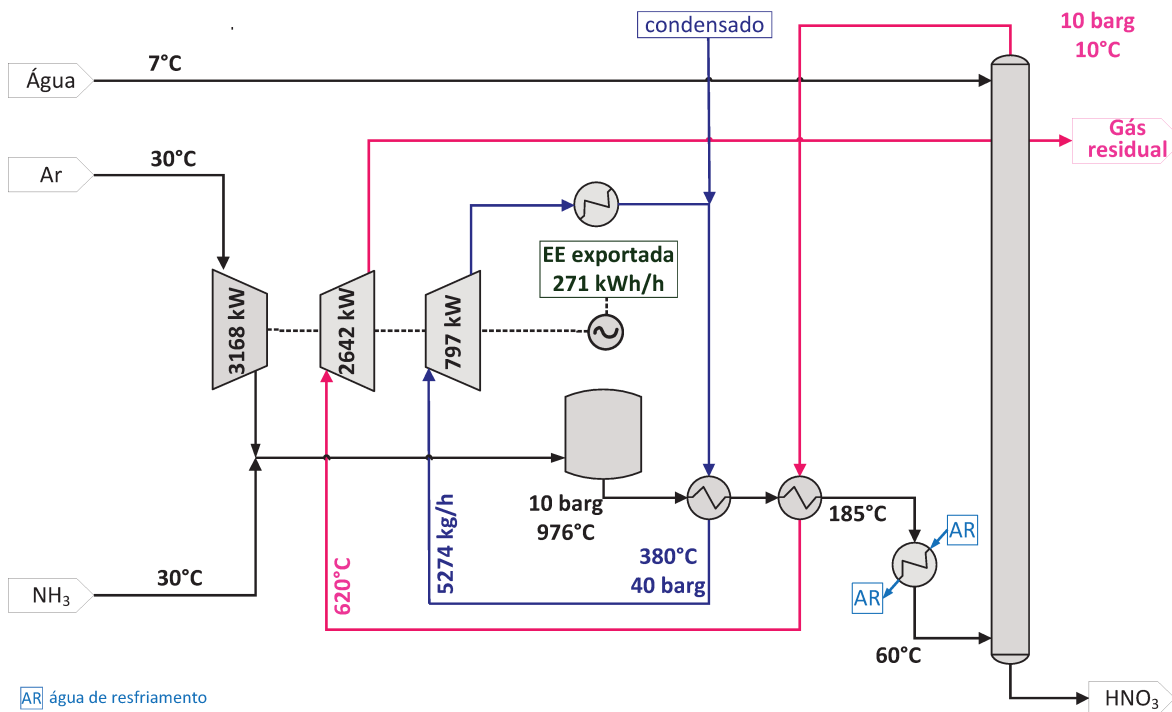


Figura 5.23: Esquema da configuração MA – II.

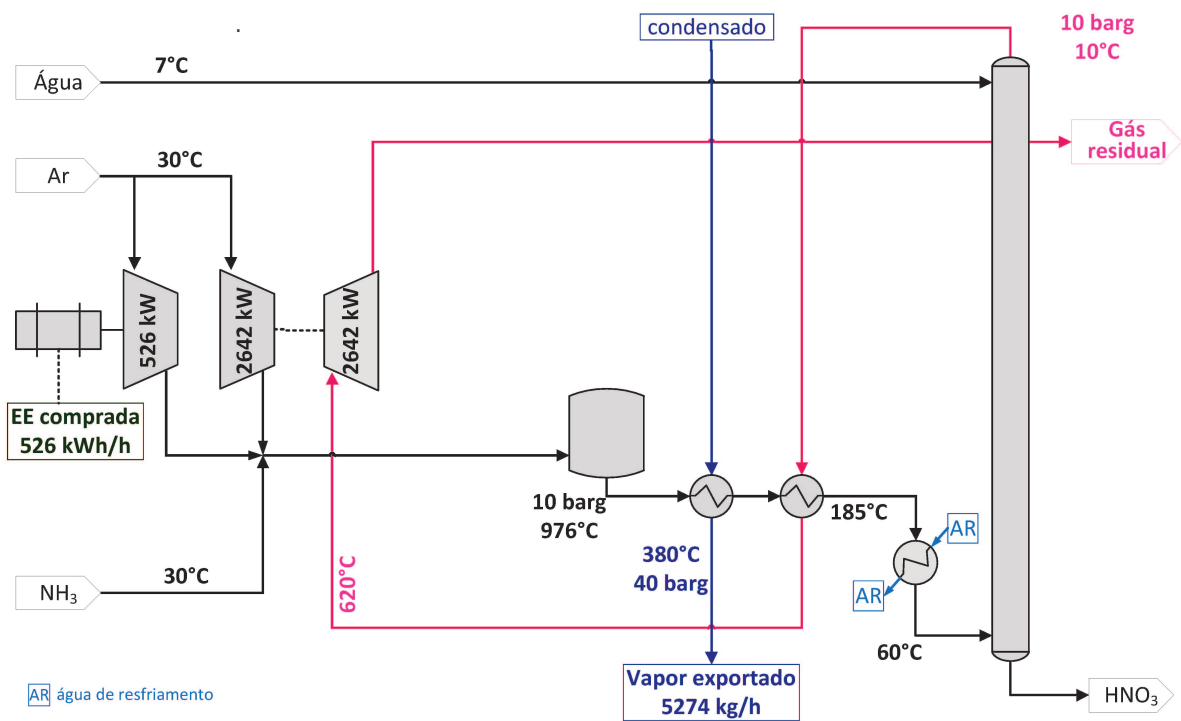


Figura 5.24: Esquema da configuração MA – III.

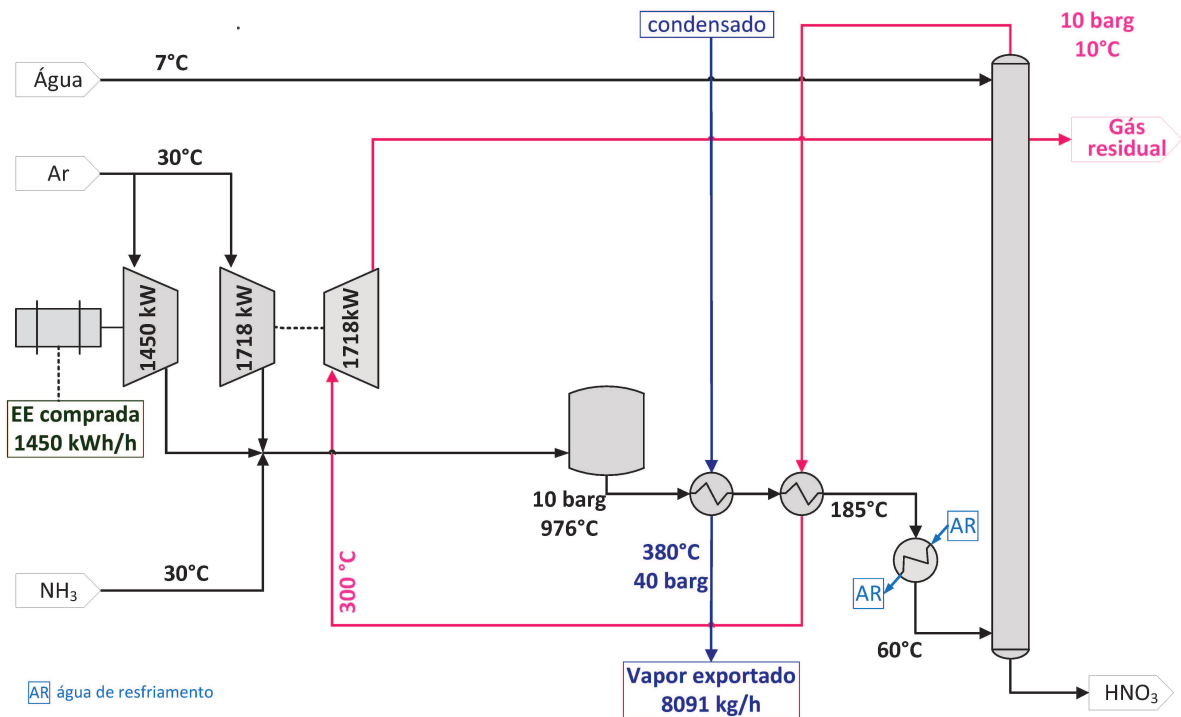


Figura 5.25: Esquema da configuração MA – IV.

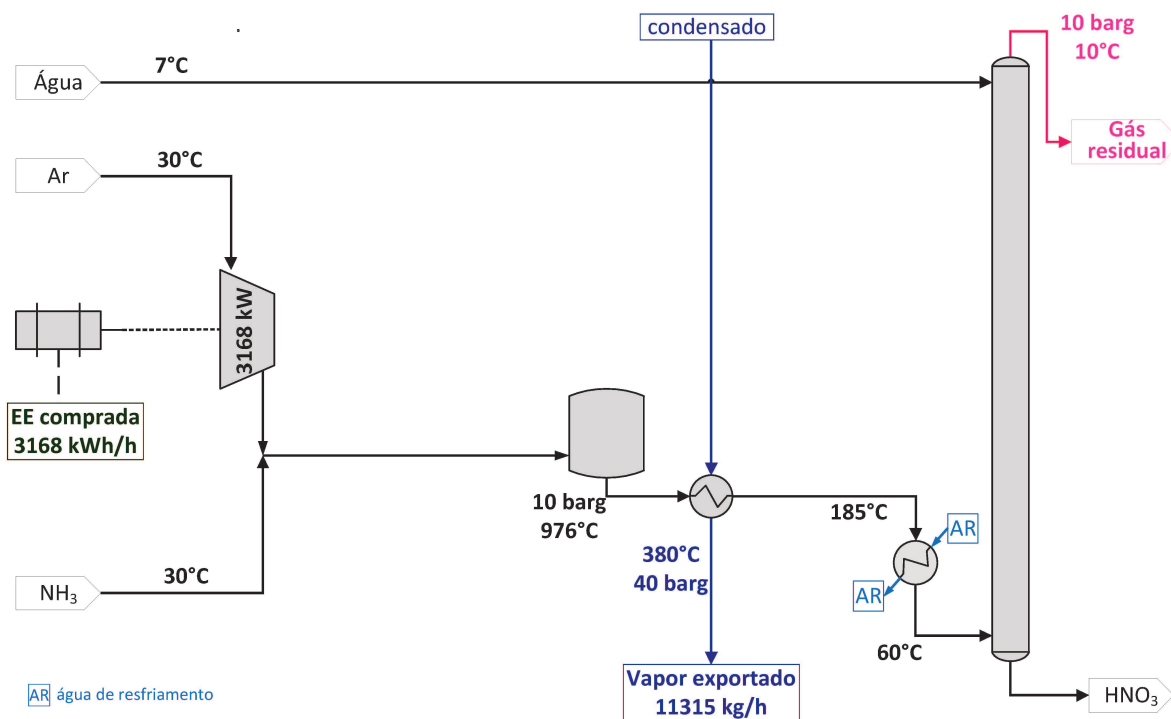


Figura 5.26: Esquema da configuração MA – V.

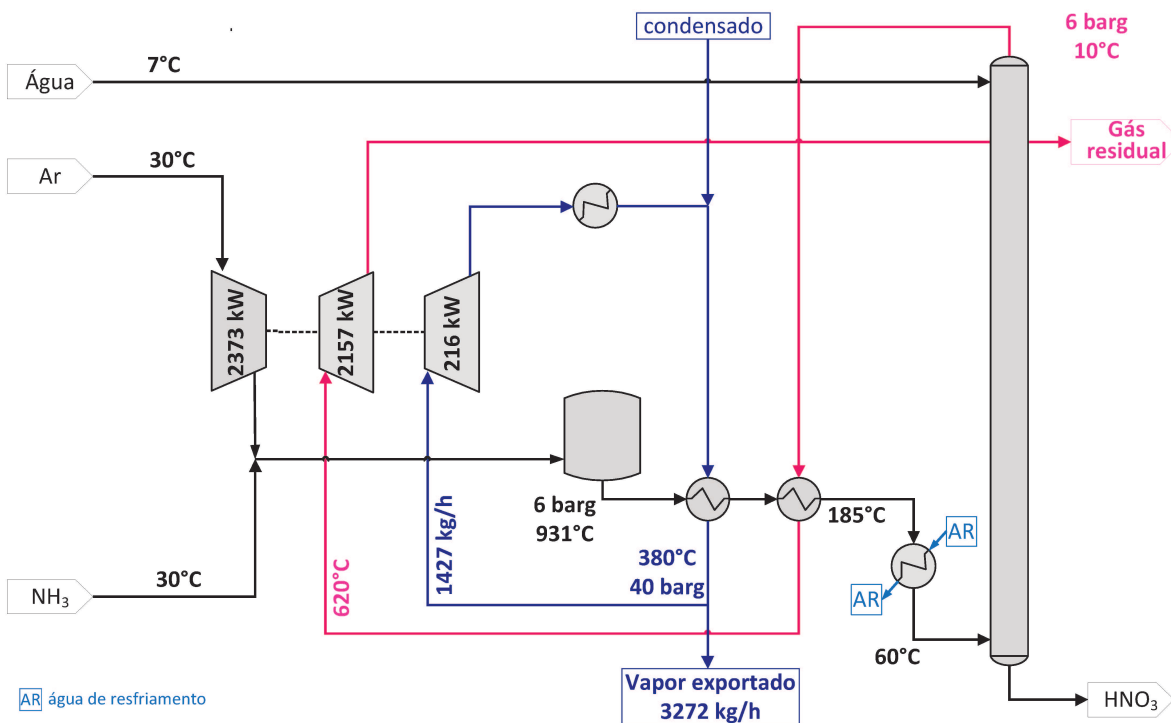


Figura 5.27: Esquema da configuração MM – I.

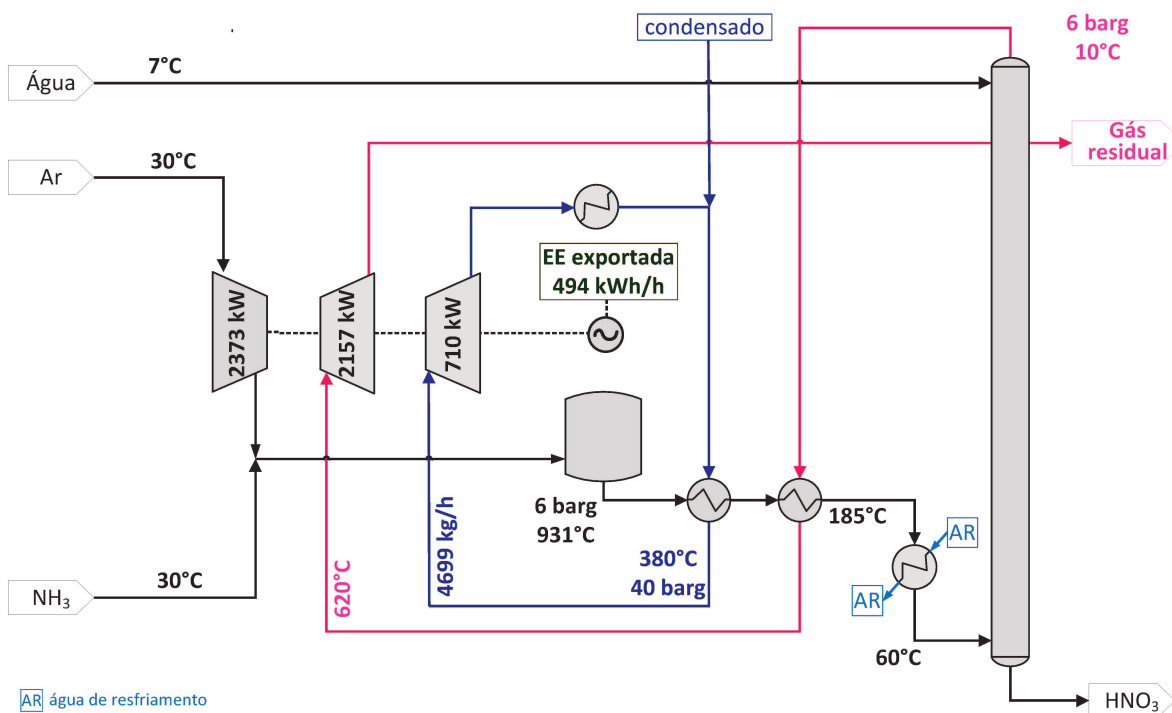


Figura 5.28: Esquema da configuração MM – II.

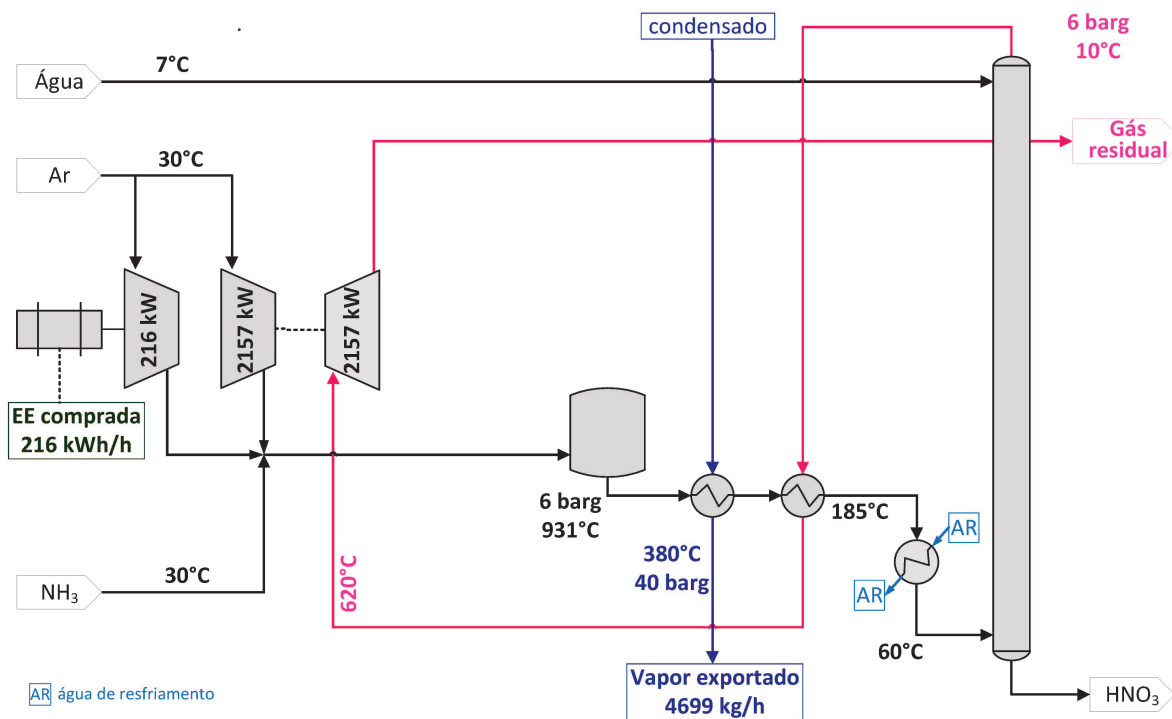


Figura 5.29: Esquema da configuração MM – III.



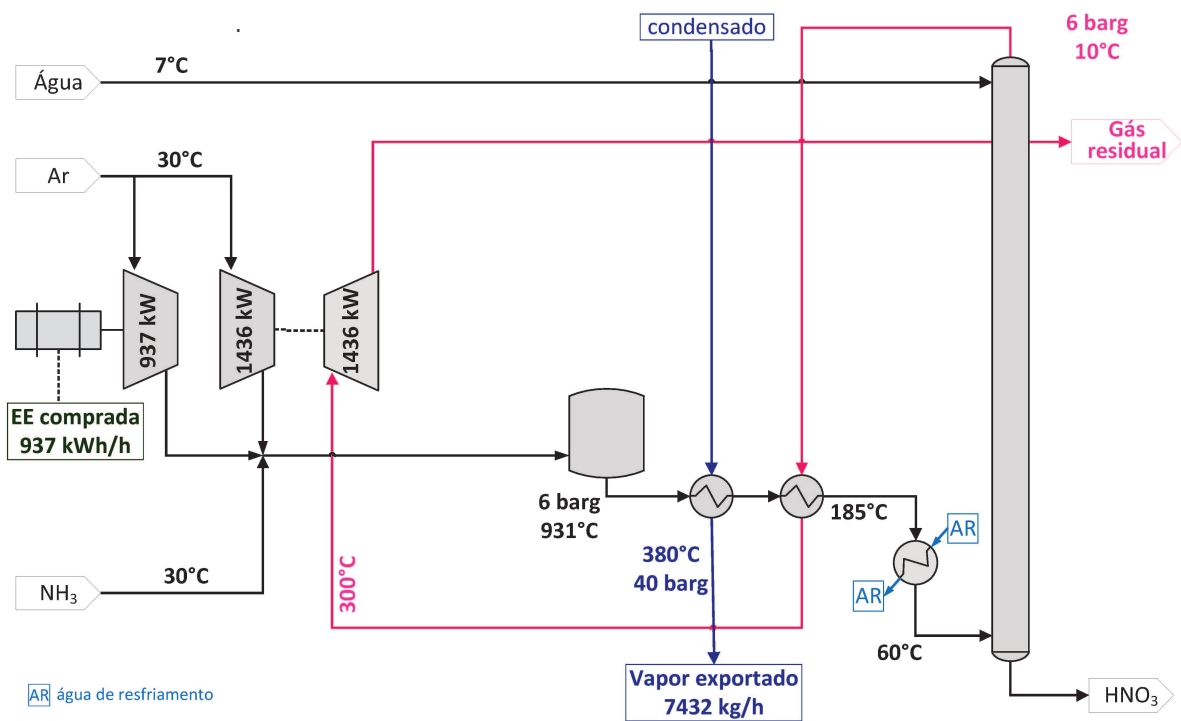


Figura 5.30: Esquema da configuração MM – IV.

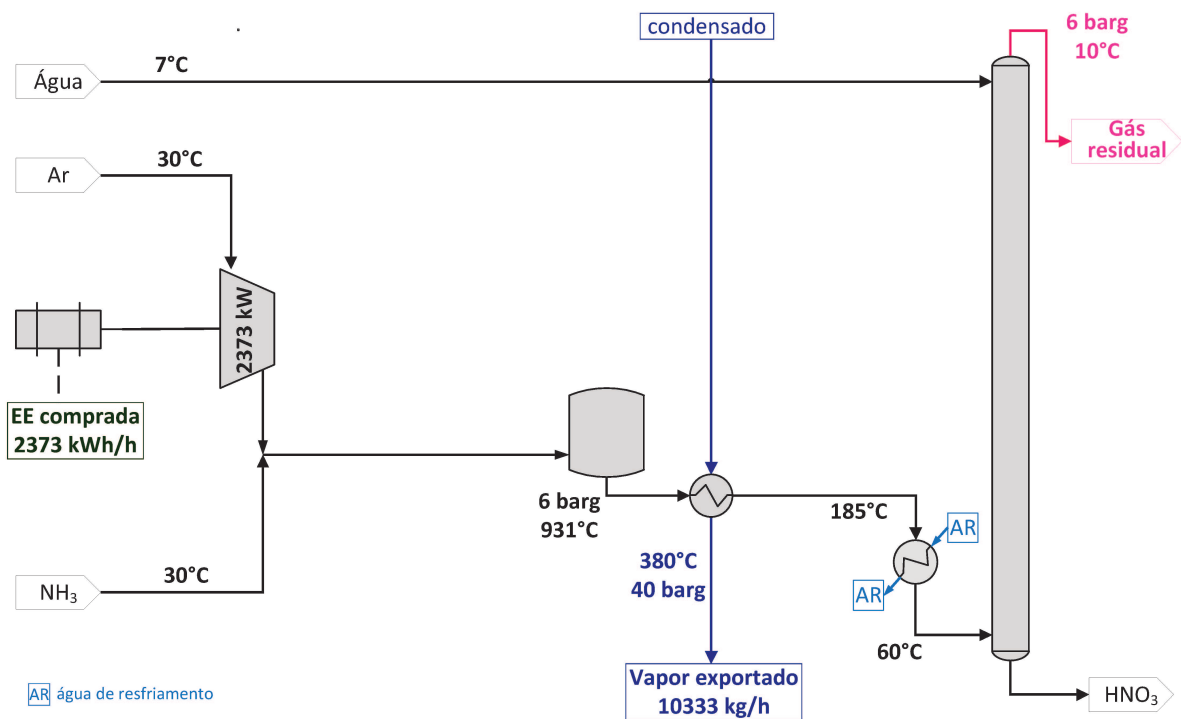


Figura 5.31: Esquema da configuração MM – V.

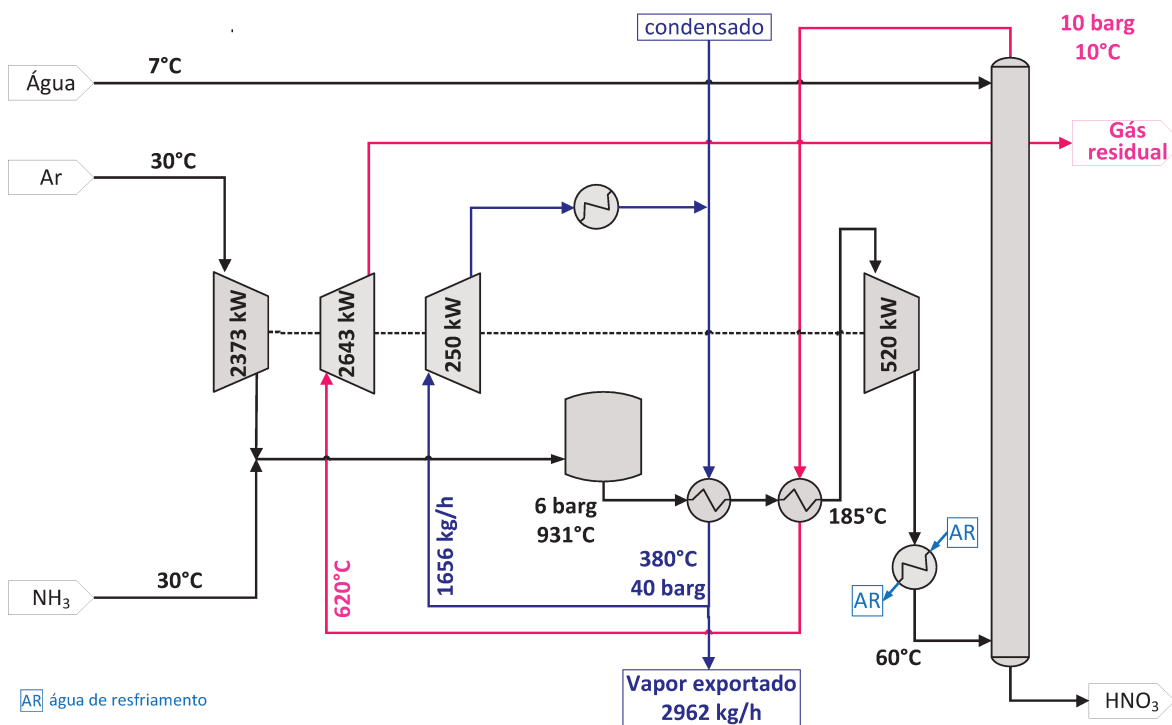


Figura 5.32: Esquema da configuração B – I.

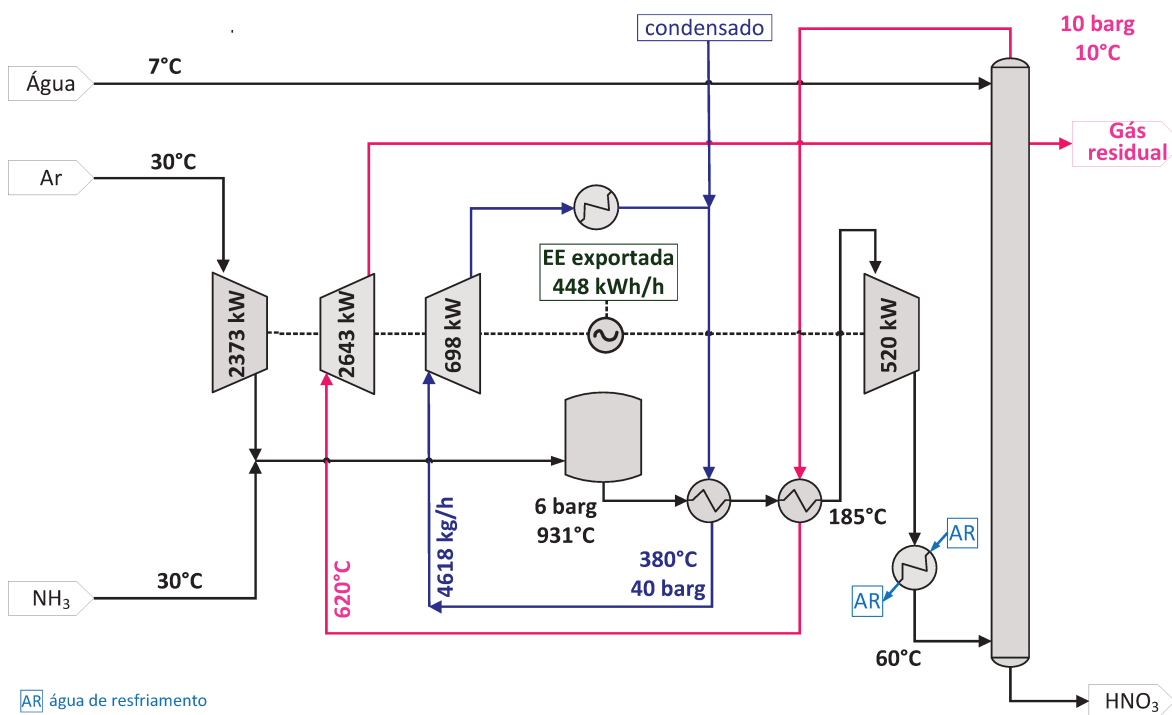


Figura 5.33: Esquema da configuração B – II.

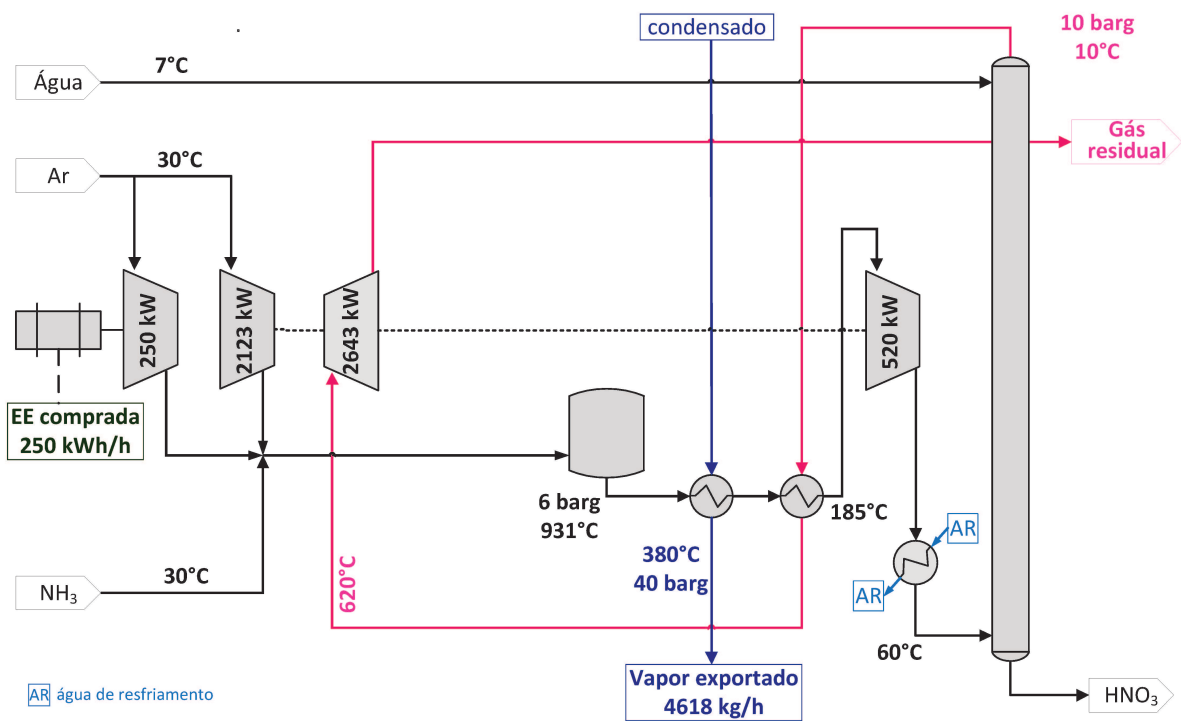


Figura 5.34: Esquema da configuração B – III.

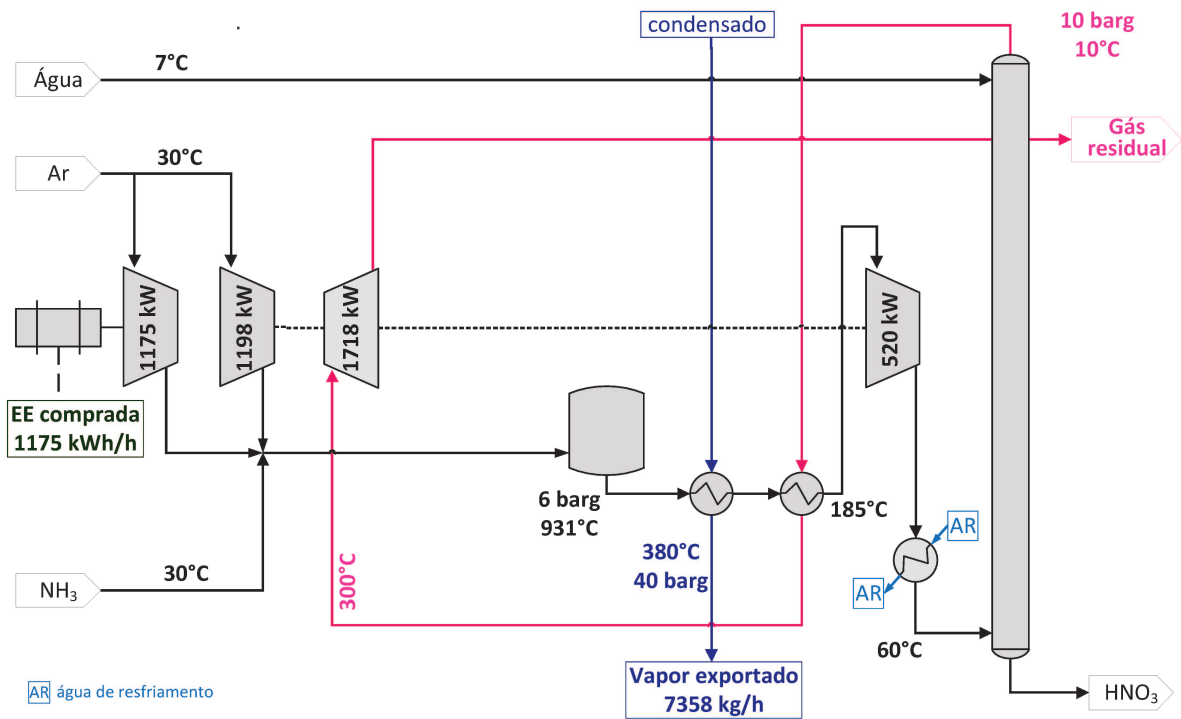


Figura 5.35: Esquema da configuração B – IV.

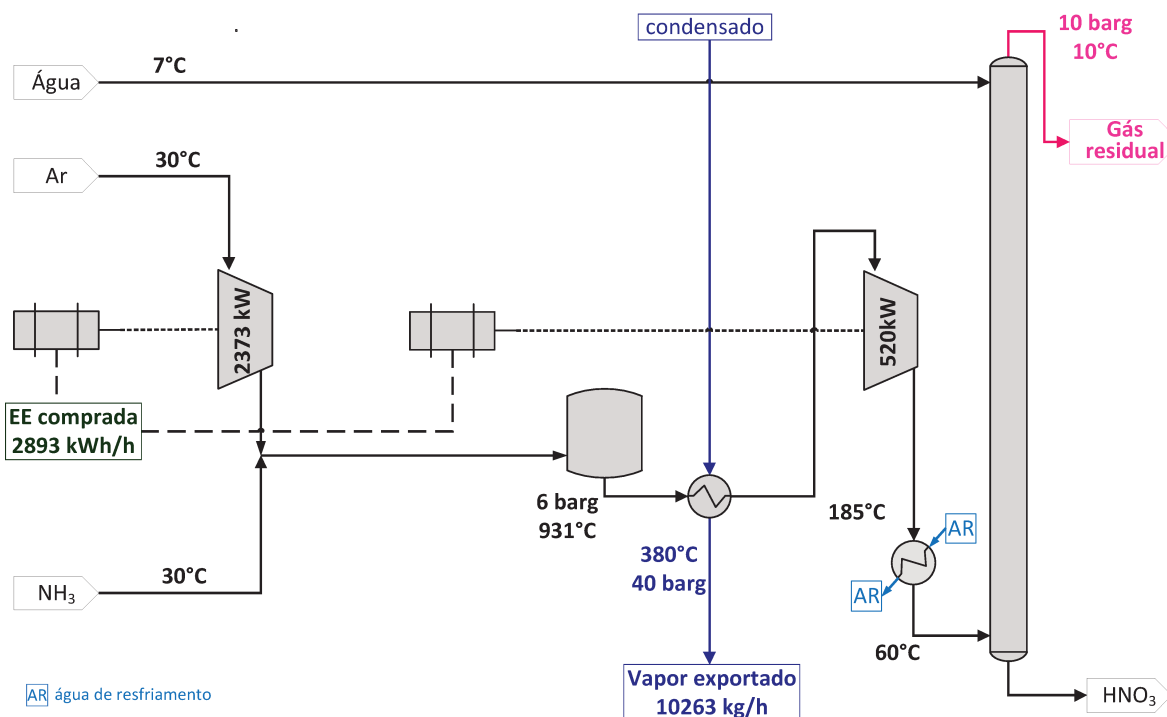


Figura 5.36: Esquema da configuração B – V.

Após realizar o balanço de massa e energia para as 15 configurações de operação, identificou-se os equipamentos necessários e estimou-se o custo utilizando os dados da Tabela 4.3.

A partir dos custos dos equipamentos e custos de operação, calculou-se o valor do  $EP_4$  para cada uma das quinze configurações estudadas. Como a geração de energia é proporcional à produção, todos os balanços foram feitos considerando-se a produção de 280 t/d, e os resultados são expressos por tonelada de produto. O  $EP_4$  foi calculado utilizando a seguinte equação:

$$EP_4 = \{ [ \text{ganhos anuais (HNO}_3 + \text{utilidade)} - \text{gastos anuais (matérias-primas} - \text{utilidades} - \text{custo fixo} - \text{salários operação} - \text{depreciação)} ] * (1 - \text{imposto}) - CCF \}$$

O valor do  $EP_4'$  é calculado a partir da divisão do  $EP_4$  pela produção anual de  $HNO_3$  na base 100 %. O resumo dos valores de  $EP_4'$ , de investimento e

os *paybacks* simples para 280 t / d, em cada uma das 15 configurações são apresentados na Tabela 5.26.

Tabela 5.26: EP<sub>4</sub>' , investimento e *payback* simples para configurações a 280 t / d.

Cenário → Configuração ↓	EP <sub>4</sub> ' (US\$ / t HNO <sub>3</sub> 100 %)	Investimento calculado (MUS\$)	<i>Payback</i> simples (anos)	
MA	I	19,5	19,2	16
	II	16,3	19,5	20
	III	24,7	18,8	12
	IV	27,2	18,2	11
	V	35,5	16,1	7
MM	I	-19,1	26,1	-22
	II	-25,0	26,6	-17
	III	-16,2	25,8	-26
	IV	-12,9	25,3	-32
	V	-1,9	22,9	-199
B	I	-22,9	27,1	-19
	II	-28,3	27,6	-16
	III	-19,8	26,7	-22
	IV	-17,7	26,3	-24
	V	-6,3	23,6	-61

Verifica-se que os investimentos estimados para as plantas em média e bi pressão chegam a ser cerca de 40 % maiores que os investimentos para a planta em alta pressão, devido aos maiores tamanhos de equipamentos. O custo estimado a partir dos equipamentos é, em média 18,4 MUS\$ para a configuração em alta pressão, 25,3 MUS\$ para plantas em média pressão e 26,2 MUS\$ para plantas bi pressão. Esses valores, quando comparados aos dados da Figura 4.1, são entre 20 % e 75 % maiores, mas ainda estão na mesma ordem de grandeza.

Para a produção de 280 t / d apenas 5 dentre as 15 configurações estudadas apresentam o valor do EP<sub>4</sub>' positivo, e, ainda assim, estes valores são relativamente baixos. Construir plantas com produção baixa parece ser pouco viável, o que está de acordo com o relatório publicado pela *United Nations*

*Environment Programme* (1998), que afirma que plantas modernas de HNO<sub>3</sub> têm capacidade típica entre 1000 e 2000 t / d.

Considerando este resultado, foram então realizados balanços para as produções de 500 t/d, 1000 t/d e 1500 t/d. Da mesma forma que para a produção de 280 t/d, o valor do EP<sub>4</sub>' foi calculado, a partir dos consumos dos insumos, os custos de operação e fixos, os tamanhos dos equipamentos e seus respectivos custos, entre outros. A Tabela 5.27, a Tabela 5.28 e a Tabela 5.29 apresentam os valores de EP<sub>4</sub>', de investimento e de *payback* simples para as configurações estudadas e diferentes produções.

Tabela 5.27: EP<sub>4</sub>', investimento e *payback* simples para configurações a 500 t / d.

Cenário → Configuração ↓	EP <sub>4</sub> ' (US\$ / t HNO <sub>3</sub> 100 %)	Investimento calculado (MUS\$)	<i>Payback</i> simples (anos)	
MA	I	41,4	32,2	7
	II	38,2	32,7	8
	III	46,7	31,4	6
	IV	53,2	29,3	5
	V	57,2	26,8	4
MM	I	16,9	40,4	22
	II	11,0	41,5	35
	III	19,2	40,1	19
	IV	22,3	39,3	16
	V	29,3	36,2	11
B	I	18,3	40,8	20
	II	12,9	41,7	30
	III	20,8	40,4	18
	IV	26,6	38,5	13
	V	33,9	34,8	9

Tabela 5.28: EP<sub>4</sub>', investimento e *payback* simples configurações a 1000 t / d.

Cenário → Configuração ↓	EP <sub>4</sub> ' (US\$ / t HNO <sub>3</sub> 100 %)	Investimento calculado (MUS\$)	<i>Payback</i> simples (anos)
MA	I	62,0	4
	II	58,7	5
	III	66,9	4
	IV	71,1	3
	V	74,7	3
MM	I	44,5	7
	II	38,6	9
	III	46,5	7
	IV	49,8	6
	V	55,7	5
B	I	52,1	6
	II	46,7	7
	III	54,3	6
	IV	58,7	5
	V	64,6	4

Tabela 5.29: EP<sub>4</sub>', investimento e *payback* simples para configurações a 1500 t /d.

Cenário → Configuração ↓	EP <sub>4</sub> ' (US\$ / t HNO <sub>3</sub> 100 %)	Investimento calculado (MUS\$)	<i>Payback</i> simples (anos)
MA	I	70,6	4
	II	67,3	4
	III	75,4	3
	IV	78,9	3
	V	82,1	3
MM	I	56,9	5
	II	50,9	6
	III	58,8	5
	IV	63,3	5
	V	67,3	4
B	I	65,7	4
	II	60,4	5
	III	68,0	4
	IV	71,1	4
	V	76,9	3

Quanto mais alta a produção, mais altos ficam os valores do  $EP_4'$  e mais baixos os valores dos *paybacks* simples para uma mesma alternativa de configuração. A Figura 5.37 foi construída de forma a facilitar a visualização dos valores de  $EP_4'$  para as diversas configurações e produções.

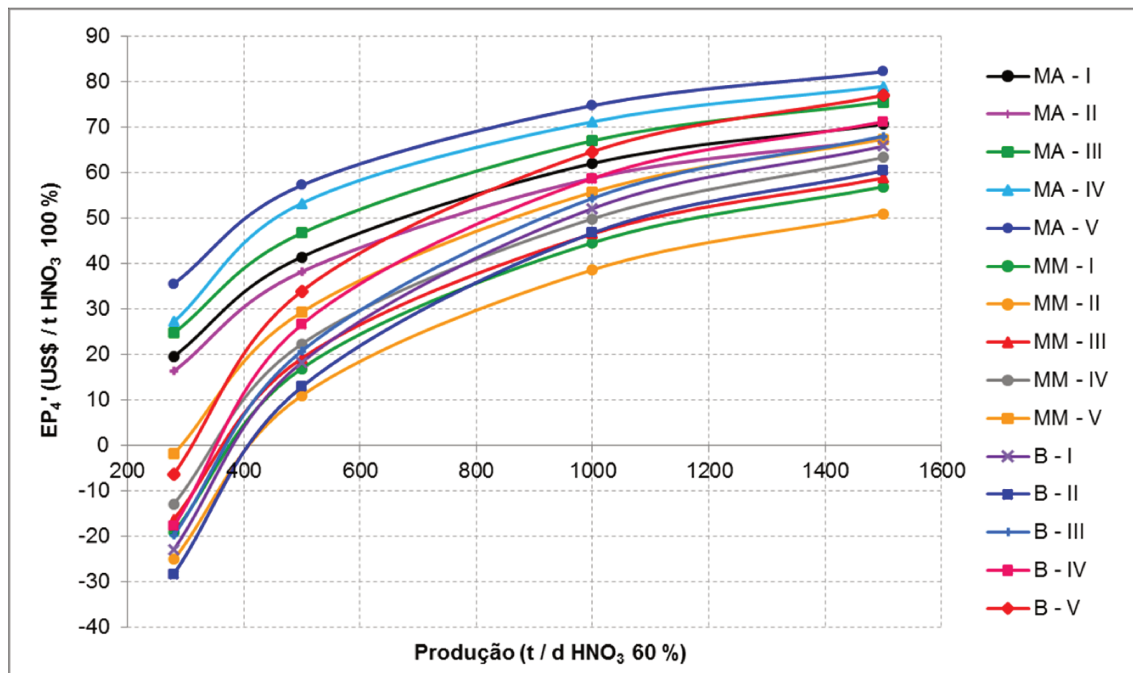


Figura 5.37: Valores de  $EP_4'$  para diferentes configurações e produções.

Com 4 diferentes níveis de produção, e 15 configurações possíveis para cada um, tem-se no total 60 alternativas. Serão eliminadas as alternativas que apresentarem um  $EP_4'$  menor que zero.

Em produções de 280 t/d, 5 alternativas apresentaram  $EP_4'$  positivo. Para produções de 500 t/d. Nenhuma configuração em produções de 500 t/d, 1000 t/d e 1500 t/ apresenta o  $EP_4'$  negativo. Assim, são eliminadas 10 alternativas que possuem o  $EP_4'$  negativo, restando 50 para a avaliação seguinte.

Outro critério de eliminação de alternativas através de um ponto de corte para o valor do  $EP_4'$ . Se o  $EP_4'$  é positivo, mas apresenta um valor baixo,



provavelmente não será viável em etapas posteriores do projeto. Esse valor de corte será baseado no valor máximo do EP<sub>4</sub>' , 82,1 US\$ / t HNO<sub>3</sub> 100 %.

Admitiu-se que as alternativas que apresentarem o valor do EP<sub>4</sub>' menor que 50 % do valor máximo, ou seja, menores que 41 US\$ / t HNO<sub>3</sub> 100 %, serão eliminadas também. Desse modo, são eliminadas mais 17 alternativas. Todas as configurações restantes a 280 t / d são eliminadas, restam 4 alternativas para a produção de 500 t / d, 14 alternativas para a produção de 1000 t / d e as 15 alternativas para a produção máxima estudada, 1500 t / d, continuam para a próxima etapa de análise. Todas as 15 configurações de pressão e escopo de máquinas térmicas ainda são possíveis nesta etapa.

Para escolher dentre as 33 alternativas restantes quais são as mais robustas, será feita uma análise de sensibilidade. De acordo com a Figura 5.19 e a Figura 5.20, os parâmetros econômicos que mais influenciam o EP são: preço da NH<sub>3</sub>, preço do HNO<sub>3</sub> e também o valor do investimento. Para as 33 alternativas o valor do EP<sub>4</sub>' será calculado para a situação em que cada um desses três parâmetros atinge seu valor mínimo, de forma independente. O critério para a seleção das alternativas será de acordo com o valor o EP<sub>4</sub>'. Se o EP<sub>4</sub>' for menor que 20 US\$ / t HNO<sub>3</sub> 100 % frente ao aumento do custo da NH<sub>3</sub>, à diminuição do preço de venda do HNO<sub>3</sub> (conforme valores delimitados na Tabela 4.1), ou ao aumento do investimento conforme expresso na Seção 4.2.3, a alternativa será eliminada, significando que é menos robusta e apresenta menos chances de ser aprovada nas etapas seguintes. As demais alternativas, mais robustas, serão retidas.

A Figura 5.38 mostra o valor do EP<sub>4</sub>' para as 28 alternativas selecionadas, frente ao aumento de 27 % no preço da NH<sub>3</sub>. A Figura 5.39 mostra valores de EP<sub>4</sub>' , considerando que o preço de venda do HNO<sub>3</sub> seja 19 % menor, e, finalmente, a Figura 5.40 ilustra os valores de EP<sub>4</sub>' caso o investimento seja 30 % mais alto que o calculado nesta etapa.

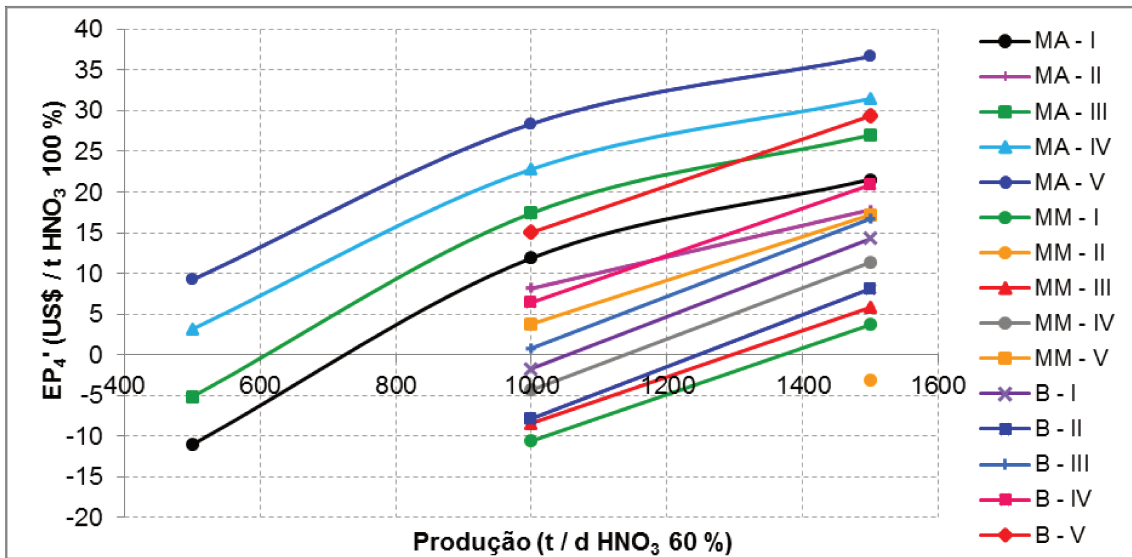


Figura 5.38: Valores de  $EP_4'$  com preço máximo da NH<sub>3</sub>.

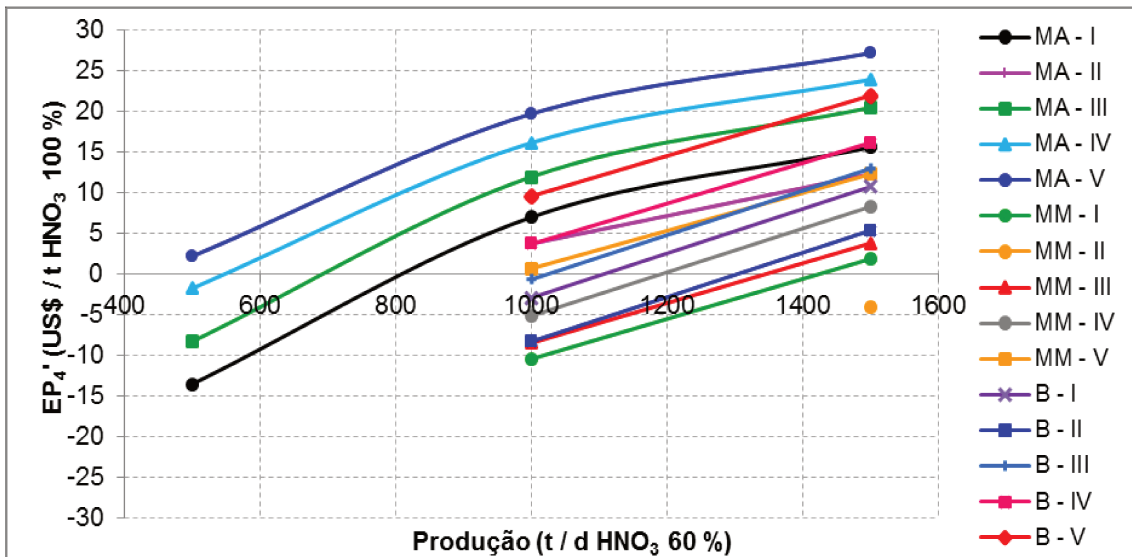


Figura 5.39: Valores de  $EP_4'$  com preço mínimo do HNO<sub>3</sub>.

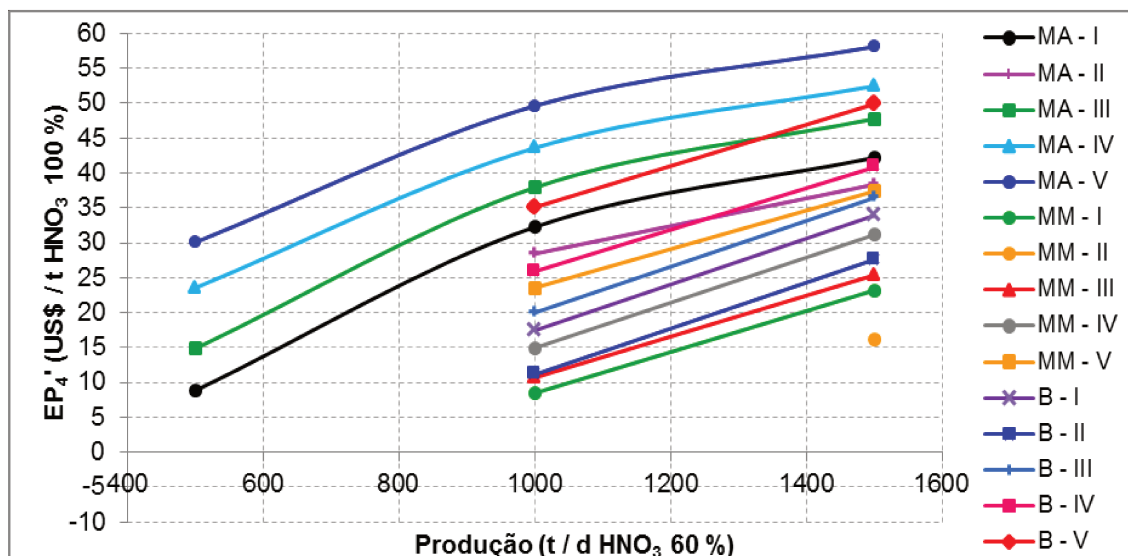


Figura 5.40: Valores de EP<sub>4</sub>' considerando o máximo investimento.

O valor do EP<sub>4</sub>' é mais sensível à variação do preço do HNO<sub>3</sub> do que aos outros dois parâmetros (preço da NH<sub>3</sub> e investimento). Com esta análise, as configurações de escopo e pressão que apresentaram valores do EP<sub>4</sub>' menores que 20 US\$/t HNO<sub>3</sub> 100 % em qualquer das situações, independente da produção, foram eliminadas: MA – I, MA – II, MM – I, MM – II, MM – III, MM – IV, MM – V, B – I, B – II, B – III e B - IV que correspondem à 29 alternativas.

Restam, portanto, 4 alternativas com 4 configurações de pressão e escopo: MA – III, MA – IV, MA - V e B – V, todas correspondem à produção de 1500 t/d. Sugere-se que se avance em estudos mais detalhados para essas configurações, considerando produções altas, preferencialmente mais próximas de 1500 t/d de HNO<sub>3</sub> 60 %. A Tabela 5.30 apresenta um resumo dos valores de EP<sub>4</sub>' para as alternativas escolhidas.

Tabela 5.30: Resumo das alternativas escolhidas.

Alternativa	Produção (t / d de HNO <sub>3</sub> 60 %)	EP <sub>4</sub> ' (US\$ / t HNO <sub>3</sub> 100 %)	Payback simples (anos)
MA - III	1500	75,4	3,3
MA - IV	1500	78,9	3,0
MA - V	1500	82,1	2,6
B - V	1500	76,9	3,2

O *payback* simples para as 4 alternativas é bem semelhante, não sendo possível distingui-los nesta etapa do projeto. Um fator que poderá ajudar na tomada de decisões entre as configurações, é a análise do lucro obtido descontando-se o custo de capital e a depreciação. Esse fator pode ser decisivo na escolha de configurações mais competitivas, uma vez que a diferença dos potenciais econômicos não é alta. A Figura 5.41 compara os lucros por tonelada de produto produzido para as 4 alternativas selecionadas.

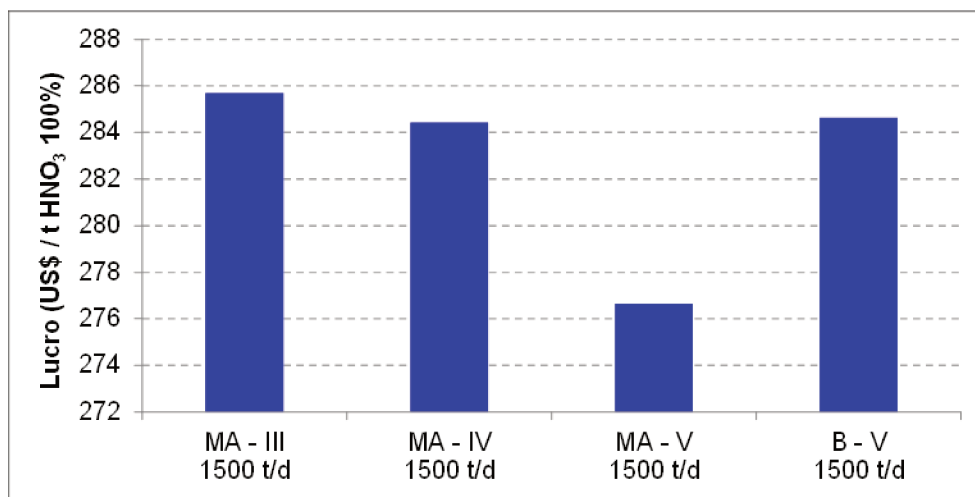


Figura 5.41: Lucro das alternativas sem considerar custo de capital e depreciação.

Para o processo mono alta pressão, as plantas autossuficientes (MA – III e MA – IV) apresentam um lucro líquido ligeiramente maior que a planta em que é necessário a compra de energia elétrica (MA – V). O lucro do processo bi pressão (configuração B – V) é semelhante ao lucro das plantas autossuficientes.

Um fator que pode contribuir bastante para a escolha de uma planta autossuficiente frente a uma planta em que é necessário a compra de energia elétrica para acionamento do compressor é o fato da confiabilidade, e infraestrutura externa para a instalação de grandes motores elétricos (linhas de transmissão, etc.).

Plantas autossuficientes tendem a ter maior confiabilidade do que plantas que estão ligadas à rede elétrica. Além disso, dependendo do local onde a planta será instalada, pode ser necessário a compra e instalação de linhas de transmissão que podem onerar o projeto total, favorecendo a instalação de plantas autossuficientes.

#### **5.2.4.3. Impacto do cenário na escolha da configuração**

Verifica-se que, caso a planta seja instalada em um local que não é possível exportar vapor, somente energia elétrica, a alternativa MA – II para a produção alta apresenta mais chances de ser aprovada, por apresentar valor do EP4' mais alto que as demais configurações semelhantes (MM – II e B – II).

Se o cenário possível for o híbrido (3), deve-se priorizar a exportação de vapor com relação à exportação de energia elétrica.

Pode-se verificar, que com pouca informação, de uma maneira simples e rápida, foi possível eleger 4 alternativas de configuração (em um universo de 60) que são mais robustas e atrativas.



## 6. CONCLUSÕES

A principal conclusão deste trabalho é que, a partir do método proposto, em etapa preliminar de projeto, com pouca informação e rapidamente, foram encontradas alternativas de configuração potencialmente promissoras para as situações de *revamp* e de síntese. As alternativas não atrativas foram facilmente identificadas e descartadas nas análises iniciais, evitando dispêndio desnecessário de recursos em etapas futuras.

Conforme proposto, foi feita uma análise sistemática do processo de  $\text{HNO}_3$  para identificar os parâmetros de maior impacto no potencial econômico, considerando, simultaneamente, informações técnicas e econômicas.

Para os dados de entrada estabelecidos, os parâmetros econômicos cujas variações mais influenciaram o potencial econômico do processo produtivo de  $\text{HNO}_3$  foram:

- preço de venda do  $\text{HNO}_3$ ,
- custo de matéria-prima ( $\text{NH}_3$ ),
- valor do investimento (planta nova),
- custo fixo (planta existente).

Paras as mesmas bases, os parâmetros de *performance* cujas variações mais influenciaram o potencial econômico do processo produtivo de  $\text{HNO}_3$  foram:

- consumo de catalisador,
- energia gerada (vapor e / ou eletricidade).

O processo de  $\text{HNO}_3$  é exotérmico e o excesso de energia pode ser utilizado internamente e / ou ser exportado nas formas de vapor, eletricidade ou trabalho de eixo (gerado a partir de expansões de gás residual e / ou vapor).

Para geração de eletricidade ou trabalho de eixo, concluiu-se que é preferível utilizar um turbo-expansor de gás residual em vez de uma turbina a vapor, pois a conversão de energia térmica em mecânica a partir do gás foi estimada em aproximadamente duas vezes maior que a geração a partir do vapor.

A seguir são apresentadas as conclusões específicas para cada uma das situações estudadas.

Situação *revamp*:

Verificou-se que a planta utilizada como caso base (Ray e Johnston, 1989) é bem integrada e eficiente do ponto de vista energético, pois:

- utiliza o gás residual para a geração do máximo trabalho de eixo possível e utiliza vapor apenas para complemento,
- a rede de trocadores de calor se apresenta bem integrada: a partir da análise *Pinch* verificou-se que a configuração existente integra 94,3 % da meta de máxima recuperação de energia (MER).

Os quatro projetos de *revamp*, propostos no Capítulo 5.1 e descritos a seguir, se restringiram às redes de trocadores de calor e às utilidades:

- Projeto A: substituição da turbina a vapor existente por novo motor elétrico – inviável tecnicamente,
- Projeto B: operação da turbina a vapor existente a 10 % da carga e novo compressor acionado por novo motor elétrico, para suprir a necessidade de ar – *payback* simples de 9 anos,
- Projeto C: compressor existente acionado por novo motor elétrico, e utilização da energia de reação disponível para máxima geração de vapor – inviável economicamente (ganho negativo),
- Projeto D: modificação da rede de trocadores de calor, aumentando a geração de vapor em 18 % (1 t / h) – *payback* simples de 6 anos.



Os projetos de *revamp* viáveis tecnicamente e com *payback* positivo, Projeto B e Projeto D, apresentaram ganhos de 141 KUS\$ / ano e 157 kUS\$ / ano, respectivamente (cerca de 1 % do lucro da planta existente). Projetos de *revamp* apresentam maiores dificuldades de implantação quando comparados aos projetos de plantas novas, pois é necessário modificar o que já está instalado, além da perda de produção durante a implantação. Isto confirma a Figura 2.5, que sugere que, apesar da baixa influência em termos de configuração, o impacto do custo das alterações após a construção de uma planta é alto.

A estratégia para análise de rede de trocadores de calor em processos energeticamente intensivos aqui proposta identificou de forma simples e rápida o Projeto D. Este projeto, devido às poucas modificações propostas (3 trocadores de calor) para ganho de 18 % em vapor, apresenta maiores chances de sucesso quando comparado às propostas obtidas a partir das análises *Pinch* detalhadas e da geração de redes de trocadores de calor, comumente encontradas na literatura (vide Capítulo 2.3.1).

#### Situação síntese:

Um método simples de análise e seleção de alternativas de configuração foi aplicado para o caso base proposto, em diferentes capacidades de produção, a fim de escolher as alternativas mais atrativas dentre as geradas.

A identificação das variáveis de maior impacto no potencial econômico guiou o processo de geração e seleção de alternativas. Conforme proposto, a triagem foi simples e rápida, evitando, novamente, o dispêndio desnecessário de recursos em alternativas menos promissoras.

Durante a análise, foram abordadas 15 configurações, que, combinadas com as 4 capacidades de produção definidas geraram 60 alternativas.

Conforme proposto no método, a triagem elegeu, dentre as 60, 4 alternativas que apresentaram potencial econômico relativamente mais altos e se mostraram robustas frente às variações previstas dos parâmetros econômicos:

- Alternativa MA – III: planta mono alta pressão, com 83 % da potência do compressor suprida pela expansão do gás residual a 620 °C, o restante suprido por um motor elétrico, e geração de vapor para exportação,
- Alternativa MA – IV: planta mono alta pressão, com 54 % da potência do compressor suprida pela expansão do gás residual a 300 °C, o restante suprido por um motor elétrico, e geração de vapor para exportação,
- Alternativa MA – V: planta mono alta pressão, com 100 % da potência do compressor suprida por um motor elétrico e geração de vapor para exportação,
- Alternativa B – V: planta bi pressão, com 100 % da potência do compressor suprida por um motor elétrico e geração de vapor para exportação.

Estas alternativas apresentam *paybacks* simples entre 2,6 e 3,3 anos, não sendo possível eleger a melhor dentre elas, uma vez que a diferença entre os potenciais econômicos calculados é da mesma ordem de grandeza da imprecisão dos dados de entrada utilizados (investimento, consumos específicos, etc.).

Verificou-se que plantas novas com baixa capacidade, como a estudada por Ray e Johnston (1989), não se viabilizariam economicamente em nenhuma configuração, por apresentarem potencial econômico negativo nas condições estudadas.

Conclui-se também que a capacidade de uma planta nova de HNO<sub>3</sub> é um parâmetro de grande influência no potencial econômico. Potenciais econômicos por tonelada de produto chegam a ser até três vezes maiores para uma mesma configuração em alta capacidade, quando comparados aos valores calculados para baixa capacidade.

Mesmo sendo mais altos, os potenciais econômicos para plantas de maior capacidade apresentam valores relativamente baixos (até US\$ 82,1 / t

HNO<sub>3</sub> 100 %). O baixo lucro justifica que atualmente somente sejam construídas plantas para altas capacidades (entre 1000 e 2000 t / d), como é esperado para as *commodities*.

Conforme mostrado na Figura 5.37, as configurações em média e bi pressão são menos atrativas do que as configurações em alta pressão. Isto está de acordo com Harvin *et al.* (1978) e Ray e Johnston (1989), que observaram que os custos menores de operação em plantas bi pressão não compensavam o maior investimento para essa configuração.

Além de o potencial econômico ser utilizado para a verificação das alternativas mais atrativas, as restrições externas (local de instalação, interface com outras plantas) impactam fortemente as decisões e escolhas de novos projetos, podendo eliminar alternativas atrativas.

Portanto, a metodologia proposta, de forma simples e rápida, encontrou as alternativas de configuração que apresentam maiores chances de aprovação. Caso o método proposto não fosse utilizado, haveria grandes chances dos estudos de engenharia serem realizados para uma configuração que se mostrasse não atrativa ao final da etapa de projeto, após o consumo dos recursos.

Para a planta de capacidade de 1500 t HNO<sub>3</sub> 60 % / d, por exemplo, o custo dos estudos de engenharia seria em torno de 89 kUS\$ (0,1 % do investimento), e provavelmente consumiria uma equipe de cerca de 10 pessoas por alguns meses. Se a configuração não for atrativa, haveria esse considerável dispêndio de recursos, com a possibilidade de se realizar mais uma vez um projeto preliminar para outra configuração.



## 7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Este capítulo visa sugerir, a partir dos conhecimentos adquiridos, trabalhos futuros que contribuirão para enriquecer o conhecimento sobre a análise técnico-econômica em estágios iniciais de projetos, assunto pouco estudado tanto na indústria quanto nas universidades.

Sugere-se avaliar alternativas de configuração de forma sistemática para outros processos, semelhantes ou não ao  $\text{HNO}_3$ , para as situações de síntese (planta nova) ou *revamp* (planta existente).

Uma vez que se observou a dificuldade de viabilizar projetos de *revamp*, sugere-se estudar este tema, através da identificação da parcela de projetos viáveis economicamente dentre os estudados; da avaliação das restrições de implantação que mais impactam sua viabilidade (por exemplo, tempo de parada e perda de produção); da verificação de qual aumento de produção terá maiores chances de ser viabilizado, e de como o engenheiro de processos pode identificá-lo de forma simples e rápida.



## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS<sup>15</sup>

- Anderson, J. *Determining manufacturing costs*. **Chemical Engineering Progress**, v. 105, n. 1, 27 – 31, 2009.
- Azevedo, P. B. M.; Maiorano. A. E.; Zuccolo. M.; Derenzo. S.; Russo. F. A. A. *Study of the economic feasibility of the pre-treatment process of the sugarcane bagasse with Ammonia- Explosion for ethanol production*. **SIPAL - Simpósio Internacional de Producción de Alcoholes y Levaduras**. Campos do Jordão, 2005.
- Belghaieb, J.; Dkhil, O; Elhajbelgacem, A; Nejib, H., Jalel, L. *Energy optimization of a network of exchangers-reactors in a nitric acid production plant*. **Chemical Engineering Transactions**, v. 21, 271-276, 2010.
- Chatterjee, I.B.; Joshi, J. B. *Modeling, simulation and optimization: mono pressure nitric acid process*. **Chemical Engineering Journal**, v. 138, issue 1-3, 556 – 577, 2008.
- Choma, A. A. *FEL e as Práticas de Gates para Projetos de Capital*. Apresentação realizada em: **Special Day Mundo PM – Projetos de Infraestrutura e Construção** – 08/04/2010.
- Clemen, R. T.; Reilly, T. **Making hard decisions with DecisionTools®**. Crawfordsville: Duxbury, 2001, 733 p.
- Douglas, J. M. **Conceptual Design of Chemical Processes**. New York: Mc Graw Hill Inc., 1988, 601 p.
- European commission. *Integrated Pollution Prevention and Control - Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals - Ammonia, Acids and Fertilizers*. Espanha, 2007, 418 p.
- Facilitator Tool Kit – a guide for helping groups get results. **Office of Quality Improvement**, University of Wisconsin – Madison, 2007.
- Fertilizer Focus Magazine**. *Developments in nitric acid production technology*. Sep/Oct 2004.
- FERTECON Ammonia Report, 17 de maio de 2012.

---

<sup>15</sup> Baseadas na norma NBR 6023, de 2002, da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT).

- Gaggioli, R. A.; Sama, D. A.; Qian, S.; El-Sayed, Y. M. *Integration of a new process into an existing site: a case study in the application of exergy analysis*. **Journal of Engineering for Gas Turbines and Power**, v. 113, 170 – 183, 1991.
- Glauser, J. **CEH marketing research report: nitric acid** – SRI Consulting, 2011.
- Harmsen, G. J. *Industrial best practices of conceptual process design*, **Chemical Engineering and Processing** v. 43, 677 – 681, 2004.
- Harvin, R. L.; Leray, D. G.; Roudier, L. R. *Single pressure or dual pressure nitric acid: an objective comparison*, **AIChE 71st Annual Meeting Papers**, 1978.
- Holmes, A. W. *The Development of the Modern Ammonia Oxidation Process: Influence of Economic and Technical Factors in Nitric Acid Manufacture*, **Platinum Metals Review**, v. 3, n. 1, 2 – 8, 1959.
- Laković, M.; Živković, P.; Rašković, P. *Exergy analyzing method in process integration of the nitric acid production plant*. **Facta Universitatis: Mechanical Engineering**, v. 3, n. 1, 109 – 116, 2005.
- Linnhoff, B.; Townsend, D. W.; Boland, D.; Hewitt, G. F.; Thomas, B. E. A.; Guy, A. R. ; Marsland, R. H. **A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy**. Rugby: IChemE, 1982, 247 p.
- Linnhoff, B.; Alanis, F. J. *Integration of a new process into an existing site: a case study in the application of pinch technology*. **Journal of Engineering for Gas Turbines and Power**, v. 113, 159 – 169, 1991.
- Manturbo – Turbomachinery for Nitric Acid Plants – Brochura, Alemanha (2008).
- Matijašević, L.; Otmačević, H. *Technical note: energy recovery by Pinch technology*. **Applied Thermal Engineering**, v. 22, 477 – 484, 2002.
- Maurer, R., Bartsch, U. Krupp *UHDE nitric acid technology: enhanced plant design for the production of azeotropic nitric acid*. In: **Heraeus Nitric Acid Conference**, 2001 Johannesburgo, África do Sul.
- Newman, D. J. Nitric acid. In: **Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology**, 3<sup>rd</sup> ed., vol. 15, New York: John Wiley & Sons, 1981, p. 853 – 871.
- Nitric Acid**. UHDE – A company of ThyssenKrupp Technologies - Brochure, Germany, 2009.



- Ozokwelu, D.; Porcelli, J.; Akinjiola, P. **Chemical Bandwidth Study - Exergy Analysis: A Powerful Tool for Identifying Process Inefficiencies in the U.S. Chemical Industry**. Draft Summary Report, USA: 2006.
- Production of Nitric Acid: BASF (Acessado em nov/11) – Site do Departamento de Química, *Texas A&M University*.
- Ray, M. S.; Johnston, D. W. **Chemical engineering design project: a case study approach**, Topics in Chemical Engineering. v. 6. Amsterdam: Gordon and Breach Science Publishers, 1989, 357 p.
- Sama, D. A.; Sanhong, Q; Gaggioli, R. *A common-sense second law approach for improving process efficiencies*. Thermodynamic Analysis and Improvement of Energy Systems – 1989, Beijing, China. **Proceeding of International Symposium on Thermodynamic analysis and Improvement of Energy Systems TAIES'89**.
- Sinnott, R. K. **Coulson & Richardson's Chemical Engineering** - Chemical Engineering Design. v. 6. 4<sup>th</sup> ed. Oxford: Butterworth Heinemann, 2005, 1038 p.
- Silva, R. M.; Belderrain, M., C., N. *Considerações Sobre Métodos De Decisão Multicritério*. **X ENCITA – X Encontro de Iniciação Científica e Pós-Graduação do ITA**. São José dos Campos, 2004.
- Smith, C.C., *Improved project definition ensures value-added performance – Part 1, Hydrocarbon processing*, v. 79, n. 8, 95 – 99, 2000a.
- Smith, C.C., *Improved project definition ensures value-added performance – Part 2, Hydrocarbon processing*, v. 79, n. 9, 99 – 104, 2000b.
- Smith, R. **Chemical Process Design and Integration**, West Sussex: John Wiley & Sons, 2005, 687 p.
- Sommerfeld, J., T. *Petrochemical Plant Costs for the New Millennium*. **Hydrocarbon Processing**, v. 80, n. 6, 103 – 108, 2001.
- Strelzoff, S. *Today's commercial HNO<sub>3</sub> processes: a critical comparison*. **Chemical Engineering**, v. 63, n. 5, 170 – 174, 1956.
- Sugiyama, H.; Hirao, M.; Fischer, U.; Hungerbühler, K. *A Hierarchical Methodology for Chemical Process Design Based on Life Cycle Assessment*. 2004, New Jersey, United States. **Proceeding of Sixth International**

**Conference FOCAPD - Foundations of Computer Aided Process Design.**

- Thiemann, M.; Scheibler, E.; Wiegand, K.W. Nitric acid, nitrous acid, and nitrogen oxides. In: **Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry**, 5<sup>th</sup> ed., vol. A17, Weinheim, Germany: VCH Verlagsgesellschaft mbH, 1991, p. 293 – 339.
- Ulrich, G. D.; Vasudevan, P. T. *How to Estimate Utility Costs*. **Chemical Engineering**, p. 66 – 69, abril / 2006.
- United Nations Environment Programme Industry and Environment / United Nations Industrial Development Organization. **Mineral fertilizer production and the environment. Part 1: the fertilizer industry's manufacturing processes and environmental issues**. Technical report n.º 26, Part 1, 1998.
- Vatavuk, W. M. *Updating the CE Plant Cost Index*. **Chemical Engineering**, p. 62 – 70, janeiro / 2002.
- Van Der Weijde, G. A. *Front-End Loading in the Oil and Gas Industry - Towards a Fit Front-End Development Phase*: Delft University of Technology, 2008, 78 p., Dissertação de Mestrado em Ciências – Gerenciamento de Tecnologia.
- Wiesenberger, H. **State-of-the-art for the production of nitric acid with regard to the IPPC directive**. Wien, Austria: Federal Environmental Agency, 2001.

## **Anexo 1 – Estimativa dos custos dos insumos**

Os custos de produção incluem todas as despesas da produção industrial. De acordo com Peters e Timmerhaus (1991), essas despesas podem ser divididas em três categorias distintas: custos diretos, custos fixos e custos indiretos.

Os custos diretos de produção, ou custos variáveis, são aqueles diretamente relacionados com a capacidade produtiva como, por exemplo, as despesas com matérias-primas e utilidades (Anderson, 2009).

Os custos fixos são aqueles independentes da produção, que permanecem constantes ao longo do tempo, como, por exemplo, depreciação, seguro, aluguéis, entre outros (Peters e Timmerhaus, 1991).

Por fim, os custos indiretos são todos aqueles que não se enquadram nas duas categorias anteriormente explanadas, tais como: despesas médicas, custos de manutenção, seguro de vida, etc. (Peters e Timmerhaus, 1991). Os custos indiretos podem ser considerados na estimativa de custos operacionais como custos fixos.

Para fazer uma análise técnico-econômica coerente, é importante conhecer os custos reais dos insumos e suas respectivas variações. Quanto mais robusto um projeto frente às variações dos custos dos insumos, maior a possibilidade deste ser realizado.

Neste trabalho, pesquisou-se os custos dos principais insumos da planta de ácido nítrico e suas possíveis variações ao longo dos anos. Para determinar o intervalo de variação a ser utilizado nas análises técnico-econômicas, excluíram-se valores de pico decorrentes, por exemplo, de uma crise mundial. Caso esses picos fossem considerados, ficaria muito difícil obter um projeto viável para condições tão extremas. Considerou-se, portanto, intervalos reais de variação, possíveis de ocorrerem ao longo do desenvolvimento do projeto.

As variações de preço de amônia, catalisador, ácido nítrico, energia elétrica, vapor, água fria e água de resfriamento foram verificadas.

Uma vez que o foco deste trabalho está no método de análise, e não no levantamento preciso de preços para a avaliação, os dados de preços apresentados a seguir são referentes às fontes de literatura disponíveis. Essas fontes apresentam os preços reais dos insumos para os Estados Unidos, que podem ser diferentes para outras regiões do mundo. A seguir, serão apresentados os valores de custo dos insumos, bem como suas variações, que serão utilizados nas análises técnico-econômicas do presente trabalho.

a) Preço da amônia

A variação de preço de amônia desde 2009 até 2012, segundo a FERTECON<sup>16</sup>, é apresentada na Figura A.

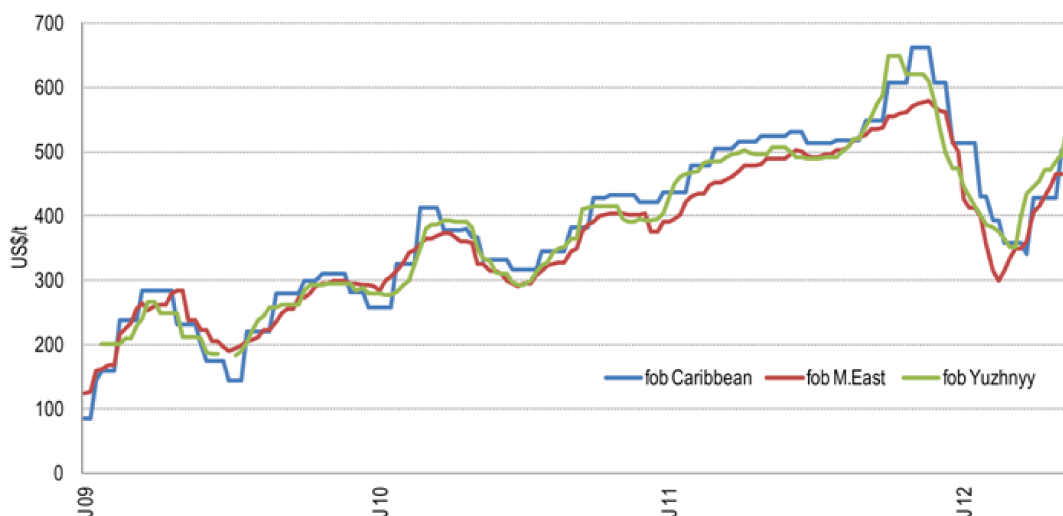


Figura A: Preço da amônia desde 2009 até 2012.

Fonte: FERTECON, 2012.

Verifica-se que o preço da amônia variou entre cerca de US\$ 100 / t e US\$ 650 / t FOB<sup>17</sup>. Esta análise ressalta a importância de se utilizar a variação dos

<sup>16</sup> FERTECON – *Fertilizer Economic Market Analysis & Consultancy* - é um grupo independente de profissionais dedicados à servir o mercado de fertilizantes e as indústrias relacionadas. Página da internet: <http://www.fertecon.com>.

preços na avaliação econômica de um projeto. Para este estudo considerou-se um preço médio da amônia de US\$ 550 / t, com variações entre US\$ 400 / t e US\$ 700 / t (cerca de 27 % para mais e para menos).

b) Preço do catalisador

Fez-se contato via e-mail com a empresa *Johnson Matthey*, fabricante de catalisadores com metais preciosos (Figura B).

Conforme informações da empresa, para um catalisador com 5 % de ródio e 95 % de platina, o preço é composto pelas médias dos preços de seus dois componentes principais, acrescidos de 2 % (custo de manufatura).

Utilizou-se como base os preços das matérias-primas obtidos da página da *internet* da *Johnson Matthey*<sup>18</sup>. Calculou-se o preço médio do catalisador entre janeiro de 2005 e julho de 2011, considerando os preços do ródio e da platina em cada data. Os valores obtidos são apresentados na Figura C, bem como os valores médio, mínimo e máximo escolhidos.

---

<sup>17</sup> FOB: sigla em inglês para a denominação *free on board*, na qual o exportador deve entregar a mercadoria, desembaraçada, a bordo do navio indicado pelo importador, no porto de embarque. Mais informações em: <http://www.schualm.com.br/9fipe.htm>

<sup>18</sup> <http://www.platinum.matthey.com/pgm-prices/price-charts/>, acessado em 05/03/2012.



Camilla Abbati &lt;cami.abbati@gmail.com&gt;

## Nitric Acid Catalyst Costs

Garry Crooks <Garry.Crooks@matthey.com>  
 Para: cami.abbati@gmail.com

8 de junho de 2012 12:23

Cc: Diego Plana <Diego.Plana@matthey.com>, Iona Page <Iona.Page@matthey.com>

Dear Camilla,

Capacity: 750t/d  
 Operating pressure 4 barg  
 Catalyst dia: 4000mm  
 Alloy: 5%Rhodium/95%Platinum  
 Number of Gauzes : 7 x 76 micron knitted gauzes

Estimated weight: 55kg (Apprx value US\$2.5m)

Platinum: US\$45,873/kg  
 Rhodium US\$40,328/kg

Manufacturing costs: Apprx US\$50/k

Hope this helps

Best Regards

Garry

Title = Mrs  
 Name = Camilla Abbati  
 Institution / Company = UNICAMP - State University of Campinas  
 Town / City = Campinas  
 Country = Brazil  
 Email Address = cami.abbati@gmail.com  
 Telephone number = 11 93938518

I would like to know more about = Dear,

I'm doing a master research concerning the Nitric Acid Production and doing a sensitivity analysis of the main operating parameters.

As the catalyst is an important parameter, to find it's price, I do the following:

price of catalyst = (price of rhodium)\*0,1 + (price of platinum)\*0,9.  
 I would like to know if this is an reasonable approach for the catalyst cost.

I was thinking about adding a labor cost, multiplying the catalyst cost by 0,2, for example, and them sum it to find the final cost.

Could you please help me in this issue?

Thank you for your attention.

Camilla Abbati

Garry Crooks  
 Sales & Marketing Manager  
 Johnson Matthey plc.  
 Precious Metal Products Division - Noble Metals

Figura B: Informações da empresa *Johnson Matthey* sobre o custo do catalisador.

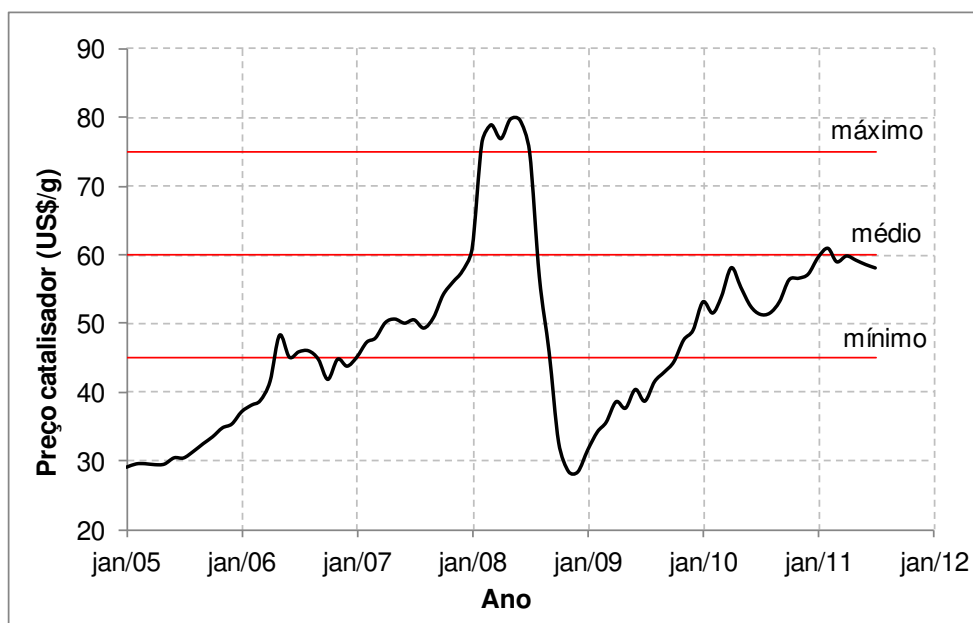


Figura C: Variação do preço do catalisador no período de 2005 a 2011.

Tomando por base os dados apresentados na Figura C, definiu-se o valor médio do preço do catalisador em 60 US\$/g, com valor mínimo de US\$ 45 / g e máximo de US\$ 75 / g (variação de cerca de 25 % para cima e para baixo).

#### c) Preço do ácido nítrico

Utilizou-se como referência os preços do ácido nítrico para os Estados Unidos (Glauser, 2011), que produzem 11,9 % da capacidade mundial. Mais de 90 % do ácido nítrico produzido nos Estados Unidos é utilizado para consumo cativo. Os preços médio, mínimo e máximo do ácido nítrico 60 % foram estimado a partir do preço do ácido nítrico para o pequeno volume comercializado entre 2005 e 2010, para duas concentrações de ácido nítrico disponíveis: 56,5 % e 67,2 %, apresentado na Figura D.

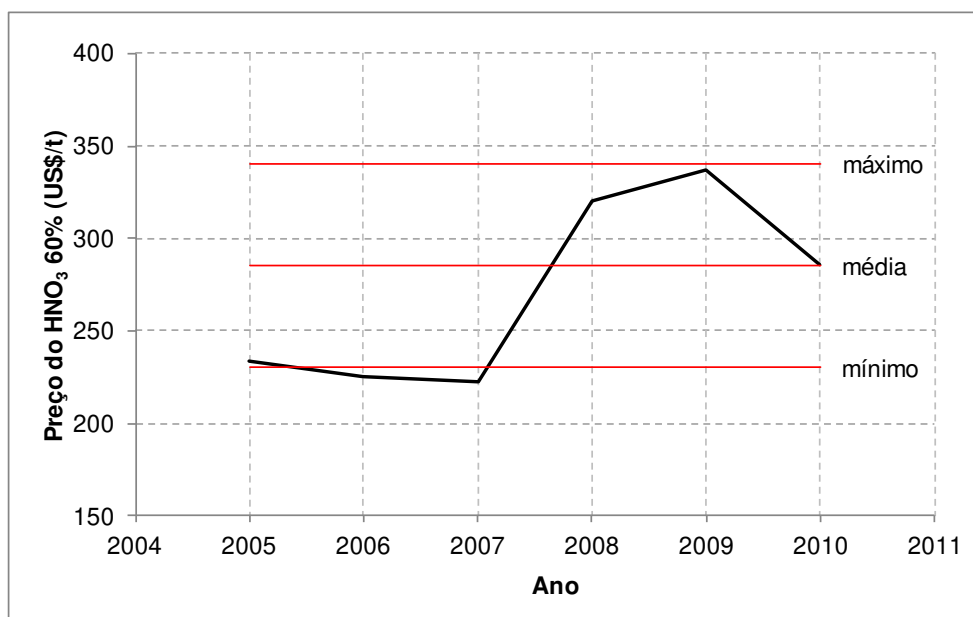


Figura D: Preços estimados para o HNO<sub>3</sub> 60 % entre 2005 e 2010.

O preço médio do ácido nítrico para esta análise foi definido em US\$ 285 / t, com preço mínimo de US\$ 230 / t e máximo de US\$ 340 / t.

#### d) Preço da energia elétrica

A Figura E ilustra o preço da energia elétrica ao longo dos anos, a partir de dados da página da *internet* da EIA<sup>19</sup> (*U.S. Energy Information Administration*), que apresenta os custos da energia elétrica para o setor industrial.

Neste trabalho o preço médio da energia elétrica utilizado foi de US\$ 0,07 / kWh, com valor máximo de US\$ 0,08 / kWh e valor mínimo de US\$ 0,06 / kWh (variação de 15 % para mais e para menos).

<sup>19</sup> <http://www.eia.gov/electricity/monthly/>, acessado em março / 2012.



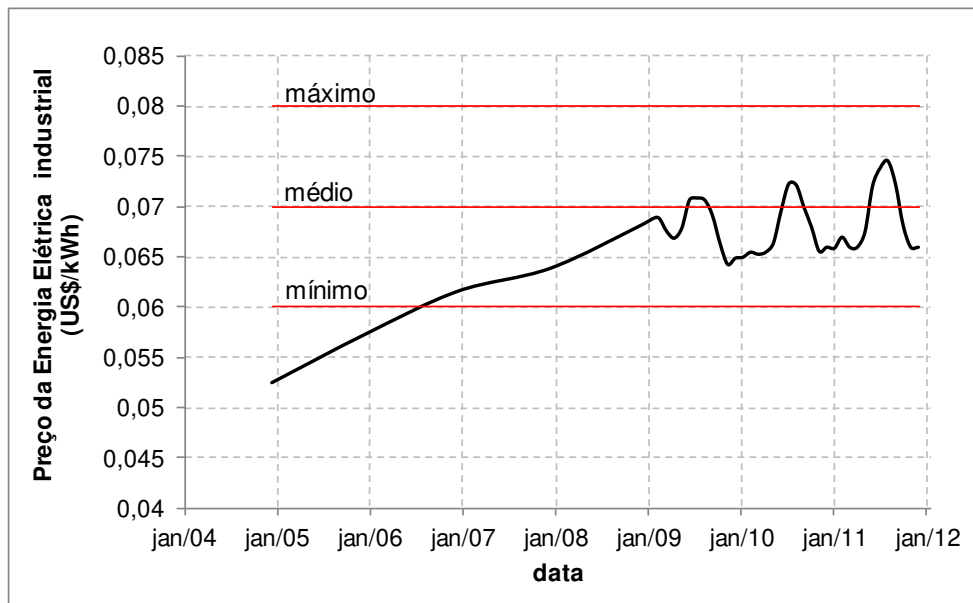


Figura E: Preço da energia elétrica industrial no período de 2005 a 2011.

Fonte: EIA.

#### e) Preço do vapor

Para encontrar um intervalo razoável para preço de vapor, calculou-se seu custo baseado no artigo de Ulrich e Vasudevan (2006). As seguintes hipóteses foram admitidas:

- Pressão do vapor: 4 MPa.
- Gerado em caldeira de 100 t / h a gás natural (poder calorífico = 0,0394 GJ / Nm<sup>3</sup>).
- *CEPCI* utilizado = 593,6 (referente ao mês de janeiro / 2012).
- Planta *grassroot* (para os dados considerados não há diferença com relação à situação de instalação de módulos de processo em uma planta existente).

Os preços do gás natural foram obtidos na página da *internet* da EIA (*Energy Information Administration*), no período de janeiro de 2005 até maio de 2012. Estes dados estão apresentados na Figura F.

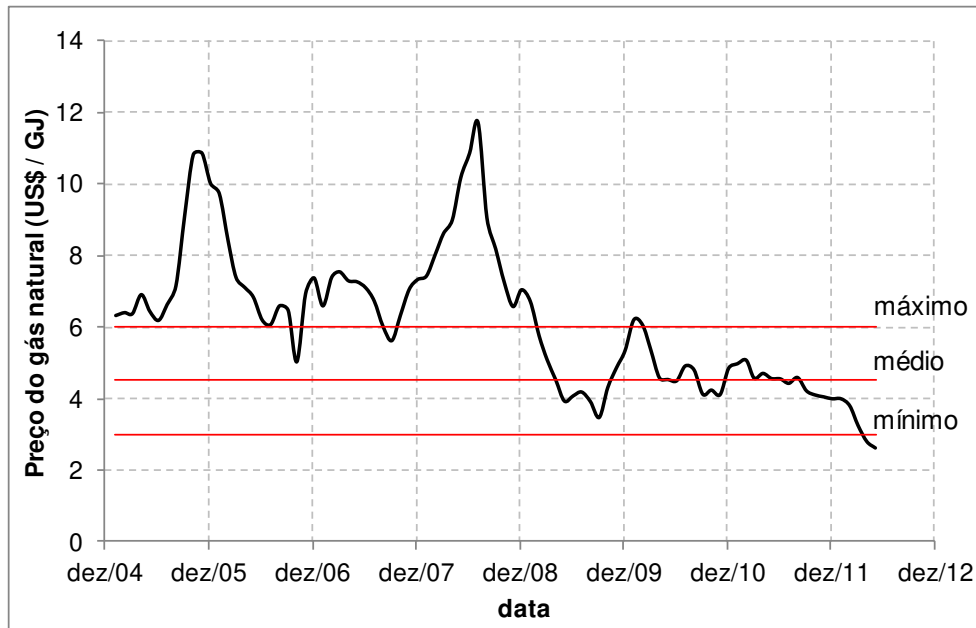


Figura F: Preço médio do gás natural ao longo dos anos.

Fonte: EIA.

A partir dos dados apresentados na Figura F, e considerando principalmente os preços do período de 2009 até 2012, para calcular o custo do vapor, o preço médio de gás natural definido foi de US\$ 4,50 / GJ; e os preços máximo e mínimo US\$ 6,00 / GJ e US\$ 3,00 / GJ, respectivamente.

Com esses dados, o preço médio do vapor calculado é de US\$ 19,00 / t, com valores máximo e mínimo de US\$ 25,00 / t e US\$ 13,00 / t.

f) Preço da água de resfriamento

Utilizando como referência o artigo de Ulrich e Vasudevan (2006), calculou-se a água de torre considerando as seguintes premissas:

- Vazão por módulo de torre: 1000 m<sup>3</sup> / h e 2000 m<sup>3</sup> / h.
- *CEPCI* utilizado = 593,6 (referente ao mês de janeiro / 2012).
- Energia elétrica para acionamento da torre é gerada a partir do gás natural (caldeira que gera vapor e aciona turbo-expansor).

- Preços do gás natural: mínimo US\$ 3,00 / GJ, média US\$ 4,50 / GJ e máximo US\$ 6,00
- Duas situações consideradas: planta *grassroot* ou módulo novo em planta existente.

Com as hipóteses acima, calculou-se os preços possíveis da água de torre. Dentre os valores calculados, escolheu-se como valor mínimo US\$ 0,08 / m<sup>3</sup>, valor máximo US\$ 0,13 / m<sup>3</sup> e valor médio de US\$ 0,10 / m<sup>3</sup>.

#### g) Preço da água desmineralizada

Utilizou-se como base o artigo de Ulrich e Vasudevan (2006). As seguintes hipóteses foram consideradas:

- Vazão do sistema de tratamento: 2000 m<sup>3</sup> / h e 5000 m<sup>3</sup> / h.
- *CEPCI* utilizado = 593,6 (referente ao mês de janeiro / 2012).
- Energia elétrica para acionamento da torre é gerada a partir do gás natural (caldeira que gera vapor e aciona turbo-expansor).
- Preços do gás natural: mínimo US\$ 3,00 / GJ, média US\$ 4,50 / GJ e máximo US\$ 6,00 / GJ.
- Duas situações consideradas: planta *grass-root* ou módulo novo em planta existente.

Após os cálculos, definiu-se como preços possíveis de água desmineralizada: valor mínimo US\$ 3,20 / m<sup>3</sup>, valor máximo US\$ 4,60 / m<sup>3</sup> e valor médio de US\$ 3,90 / m<sup>3</sup>.

#### a) Preço da água fria

O preço da água fria definido é o mesmo encontrado em Sinnott (2005), de  $1,5 \cdot 10^{-5}$  US\$ / kJ de refrigeração. Para encontrar os preços mínimos e máximos variou-se este valor em 20 % para mais e para menos.



## Anexo 2 – Custo de mão de obra

O custo fixo relativo à mão de obra (operação) foi estimado utilizando a Figura G. A planta de ácido nítrico foi considerada como tipo B (planta média).

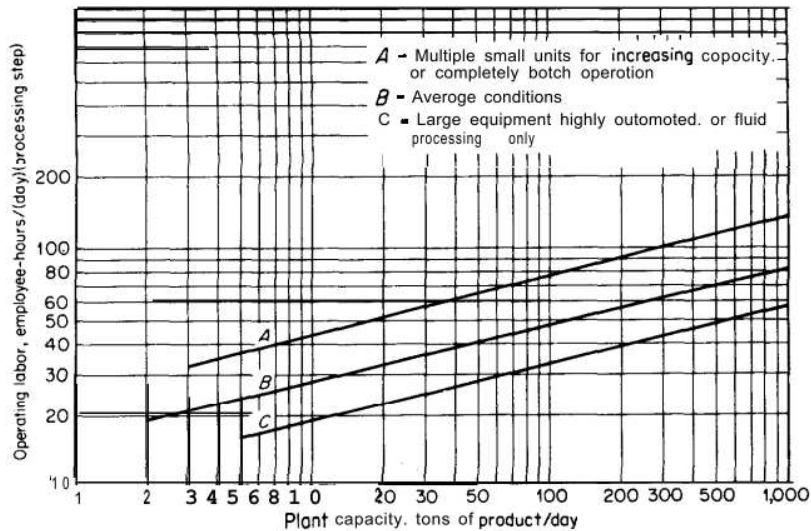


Figura G: Necessidade de horas de operação para plantas químicas.

- a – múltiplas unidades pequenas ou operação em batelada
- b – condições médias
- c – equipamentos grandes e altamente automatizados, ou processamento de fluidos.

Fonte: Peters e Timmerhaus, 1991.



### **Anexo 3 – Estimativa dos custos de equipamentos**

Os custos dos equipamentos são os mesmos tanto para um projeto de *retrofit* quanto para o caso síntese. Apesar disso, a quantidade de equipamentos numa planta nova é tão maior que isso pode levar à diminuição dos custos junto ao vendedor e aqueles relacionados ao transporte. (Smith, 2005).

Já os fatores de instalação para projetos de *revamp* tendem a ser muito maiores quando comparados aos projetos de plantas novas (Smith, 2005), principalmente devido à necessidade de remoção dos equipamentos existentes para a substituição de novos. Quanto aos fatores externos (*off-sites*) e utilidades, muitas vezes os projetos pequenos de *revamp* se beneficiam da não necessidade de investimento fora dos limites de bateria (Smith, 2005).

De acordo com Smith (2005), uma das maiores fontes de custos associados com projetos de *revamp* se deve ao período necessário para a modificação em que a planta não produz.

Neste trabalho os seguintes equipamentos tiveram seus custos estimados: compressor de ar, compressor de ácido nítrico, turbina a gás, turbina a vapor, coluna de absorção, trocadores de calor e reator de combustão de amônia.

#### b) Custo de trocadores de calor

Para o presente trabalho, utilizou-se como referência os dados disponíveis em Sinnott (2005), conforme apresentados na Figura H.

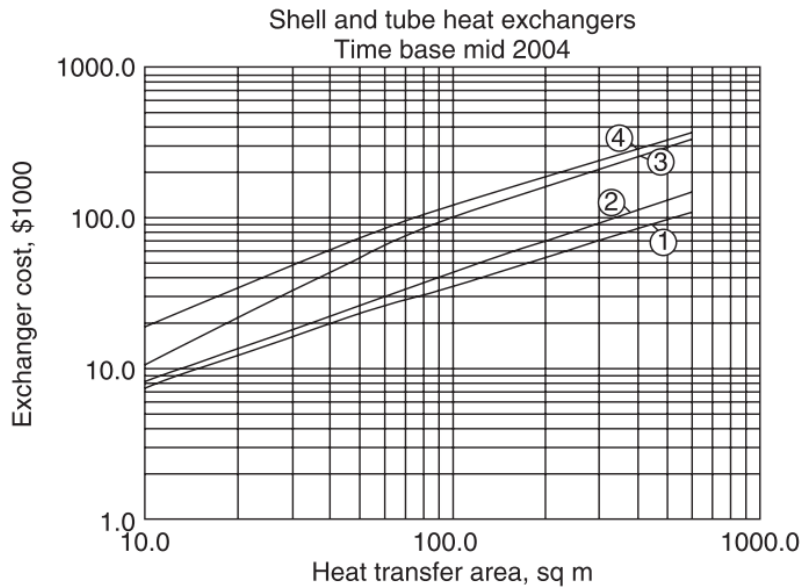


Figura H: Custo de um trocador de calor como função da área de troca.

Fonte: Sinnott, 2005.

O custo de um trocador de calor casco e tubo para uma planta de ácido nítrico pode ser dado a partir da curva de número 4 (casco e tubo de aço inoxidável) da Figura H. Fazendo uma regressão da curva 4, e atualizando-a para a presente data, chegou-se na seguinte equação que relaciona área com o custo, em dólares:

$$\text{Custo trocador} = 3893,3 * A^{0,7325} * T_f * P_f * \frac{\text{CEPCI 2012}}{\text{CEPCI 2004}}$$

Nesta equação:

A = área do trocador (m<sup>2</sup>)

T<sub>f</sub> = tipo do trocador = 0,8 (feixe de tubos fixo).

P<sub>f</sub> = fator com relação à pressão = 1 (pressões entre 1 – 10 bar).

CEPCI 2012: CEPCI em janeiro de 2012 = 593,6

CEPCI 2004: CEPCI em 2004 = 444,2.

A precisão desta estimativa de custos é de 25 % (Sinnott, 2005).



c) Custo de motores elétricos

Para encontrar uma fórmula para cálculo do preço de motores elétricos, fez-se uma regressão utilizando dados de custo obtidos a partir do software *Aspen Capital Cost Estimator<sup>TM</sup>*, v7.2.1<sup>20</sup>, para motores com potência entre 100 e 2800 kW. Foram considerados motores à prova de explosão, uma vez que a amônia é um líquido inflamável. Os preços de motores obtidos em função da potência estão apresentados na Figura I. A equação a seguir será usada para quantificar os custos de motores.

$$\text{Preço do motor elétrico (kUS\$)} = 0,244 * (\text{Potência kW})^{0,856}$$

Caso seja necessário orçar motores com potência superior a 2800 kW, serão considerados múltiplos equipamentos para encontrar o preço.

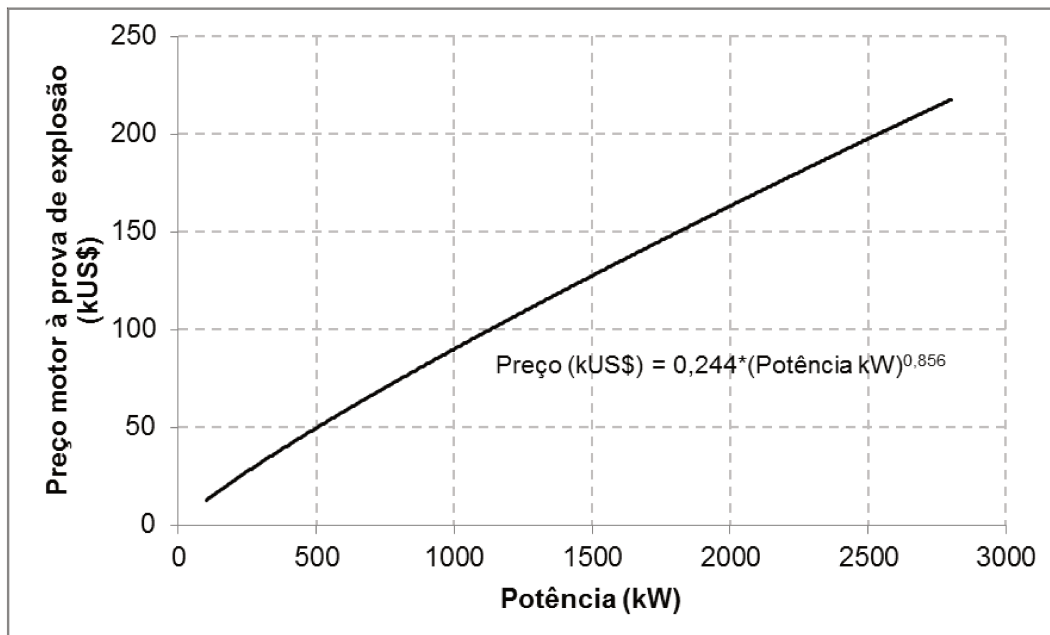


Figura I: Preços de motor à prova de explosão em função da potência.

d) Custo de compressores de ar

<sup>20</sup> Acessado em 12/07/2012.

Para calcular os preços de compressores, utilizou-se dados do software *Aspen Capital Cost Estimator*<sup>TM</sup>, v7.2.1, para compressores centrífugos em aço carbono com potência entre 2200 kW e 4500 kW. O preço de um compressor de ar em função da potência está apresentado na Figura J. Considerou-se a seguinte equação para o cálculo do preço de um compressor centrífugo:

$$\text{Preço do compressor (MUS\$)} = 5,12 * 10^{-4} * (\text{Potência kW})^{0,956}$$

Caso seja necessário orçar compressores de ar com potência superior a 4500 kW, serão considerados múltiplos equipamentos para encontrar o preço.

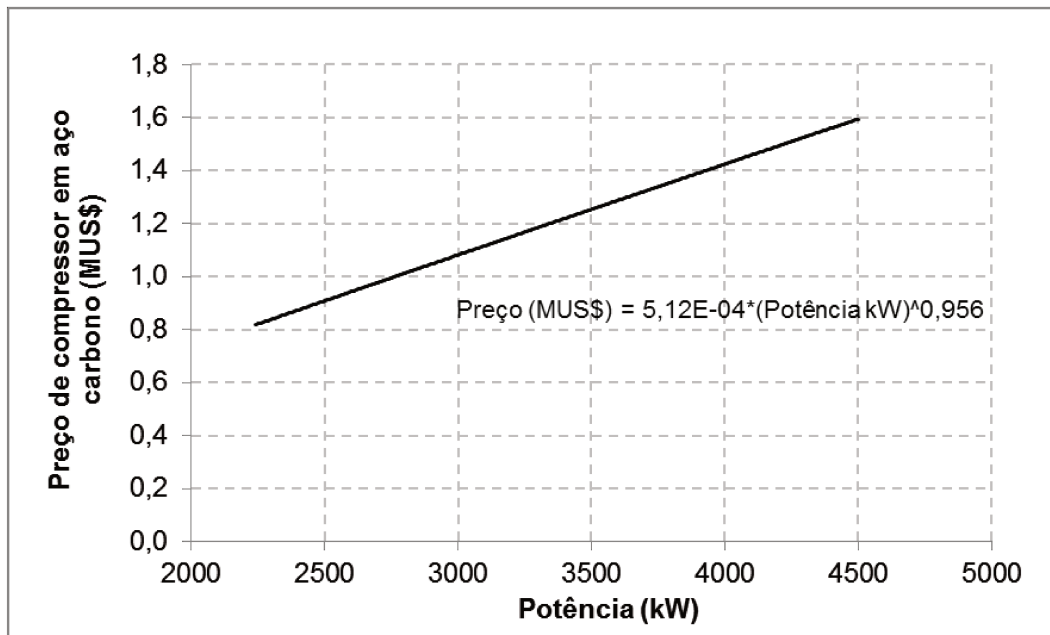


Figura J: Preço de compressor de ar em função da potência.

#### e) Custo de compressor de gás nitroso

Para estimar o preço de compressores de gás nitroso, utilizou-se o software *Aspen Capital Cost Estimator*<sup>TM</sup>, v7.2.1. Para a estimativa, considerou-se que o equipamento é em aço inox 304, com potência entre 100 kW e 13000 kW. O

custo dos compressores em função da potência é dado pela Figura K. A seguinte equação foi utilizada para o cálculo do preço.

$$\text{Preço do compressor (kUS\$)} = 2,39 * 10^{-4} * (\text{Potência kW}) + 0,767$$

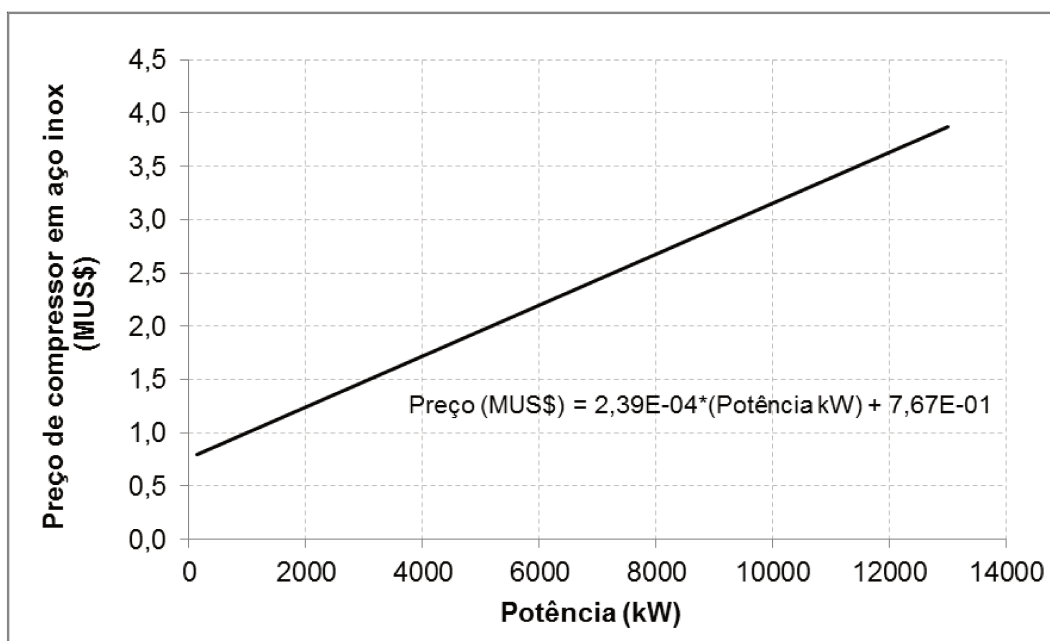


Figura K: Preço de compressor de gás nitroso em função da potência.

f) Custo de turbo-expansores

Como o intervalo de potência (180 kW a 1400 kW) para turbo-expansores no software *Aspen Capital Cost Estimator*<sup>TM</sup>, v7.2.1 era muito pequeno quando comparado ao calculado nos balanços, encontrou-se o preço de turbo-expansores axiais com potência entre 1000kW e 4000 kW, em aço carbono, no site da editora Mc Graw Hill<sup>21</sup>, que publicou o livro de Peters e Timmerhaus (*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*). Os valores encontrados estão apresentados na Figura L. Os preços são lineares em função da potência, conforme a equação a seguir:

<sup>21</sup> <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html> (acessado em 29/09/12).

$$\text{Preço do turbo-expansor (kUS\$)} = 0,1235 * (\text{Potência kW}) + 182,95$$

Caso seja necessário orçar turbo-expansores com potência superior a 4000 kW, serão considerados múltiplos equipamentos para encontrar o preço.

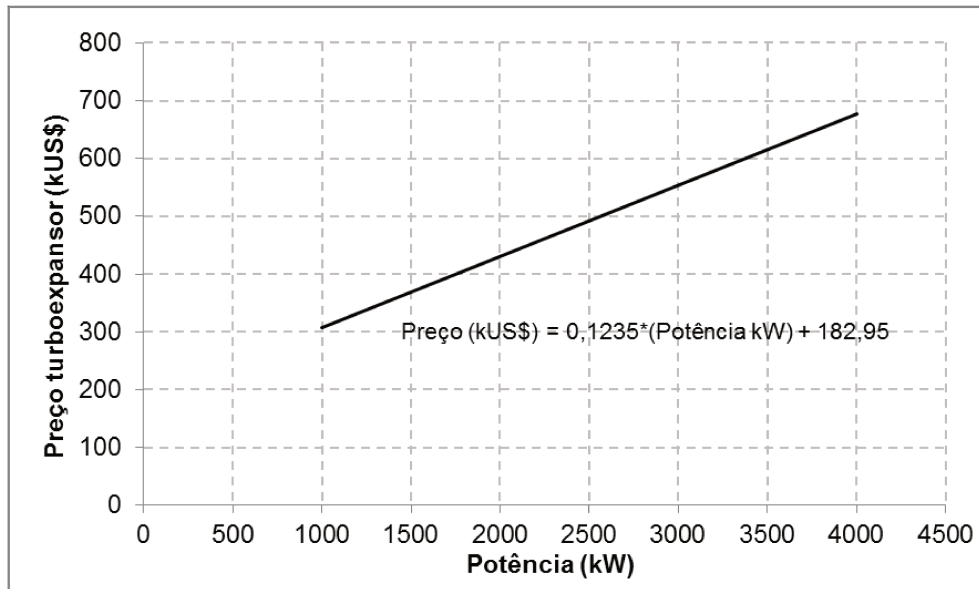


Figura L: Preço de turbo-expansores em função da potência.

g) Custo de turbinas a vapor

Para encontrar os preços de turbinas a vapor foi utilizado o software *Aspen Capital Cost Estimator<sup>TM</sup>*, v7.2.1, a partir do qual se encontrou preços de turbinas com potência entre 50 kW e 10000 kW, em aço carbono, acionadas por vapor a 4 MPa (g), sem condensação, e rotação de 3500 rpm. Os valores encontrados estão apresentados na Figura M. O custo em função da potência é linear, conforme equação a seguir:

$$\text{Preço (kUS\$)} = 0,1921 * (\text{Potência kW}) + 43,592$$

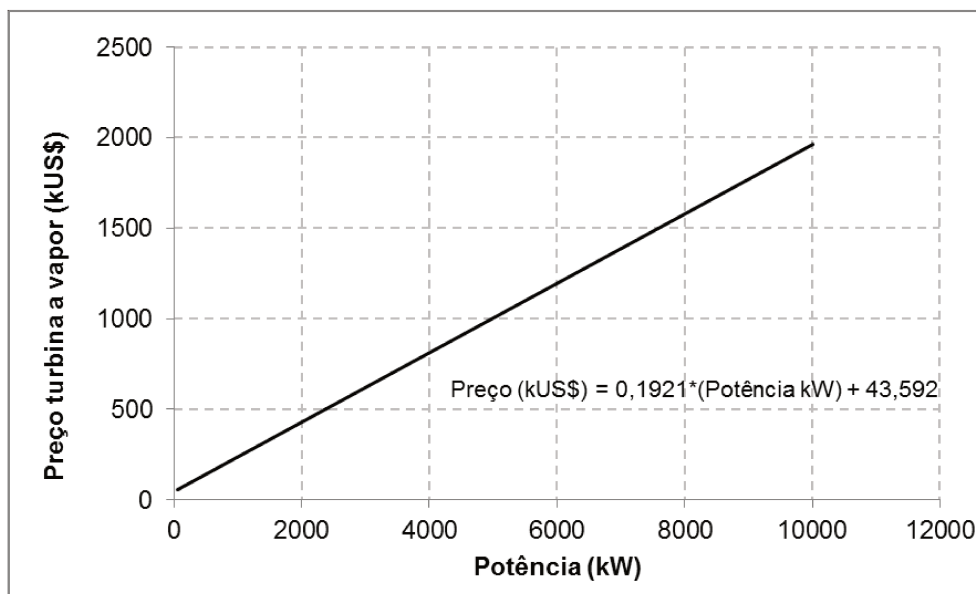


Figura M: Preços de turbinas a vapor em função da potência.

#### h) Custo do reator de combustão de amônia

Como não foi feito o cálculo do reator no presente trabalho, os cálculos foram baseados nos dados disponíveis em literatura. De acordo com o SRI Fertilizers, em 1980, o custo do reator para o processo bi pressão para a produção de cerca de 1696 t / d de  $\text{HNO}_3$  59 % foi de US\$ 1.082.300,00. De acordo com o SRI, o expoente de capacidade a ser utilizado no reator é de 0,6.

Portanto, a seguinte equação pode ser utilizada para calcular o preço do reator para o processo bi pressão:

$$\text{Preço do reator (US\$)} = 1082300 * \frac{\text{CEPCI 2012}}{\text{CEPCI 1980}} * \left( \frac{\text{t/d HNO}_3 \text{ 60 \%}}{1696} \right)^{0,6}$$

O valor do CEPCI em 1980 foi de 261,2.

De acordo com Harvin *et al.* (1978), para uma mesma produção de ácido nítrico, o processo bi pressão apresenta o dobro do número de reatores, cada um com o dobro do diâmetro, quando comparado com o processo. Levando esta informação em consideração, para o processo, assumiu-se que o custo do reator será 8 vezes menor que o calculado para o processo bi pressão.

i) Custo da coluna de absorção

Assim como o reator de combustão de amônia, neste estudo não foi feito o cálculo da coluna de absorção de gases nitrosos.

Em 1980 foi publicado pelo SRI o custo de uma planta de ácido nítrico 59 %, tipo bi pressão, com produção diária de 1696 toneladas. Em uma planta bi pressão, assim como em uma planta mono alta pressão, a coluna de absorção opera em cerca de 1 MPa (g). O custo desta coluna, de acordo com o SRI, em 1980, foi de US\$ 1.523.700,00. De acordo com o SRI (1980), o expoente para extrapolação de capacidade é de 0,94 para cima e 0,77 para baixo. Como a máxima produção neste trabalho será 1500 t/d, será utilizado o fator de extrapolação para baixo. O custo de uma coluna de absorção operando a alta pressão é dado pela equação a seguir:

$$\text{Preço da coluna (US\$)} = 1523700 * \frac{\text{CEPCI 2012}}{\text{CEPCI 1980}} * \left( \frac{t/d \text{ HNO}_3 \text{ 60 \%}}{1696} \right)^{0,77}$$

De acordo com UHDE (2009), plantas média pressão com capacidade de até 500 t/d de HNO<sub>3</sub> 100 % utilizam uma única torre de absorção. Para as plantas que operam com a absorção a alta pressão, pode-se utilizar uma única torre para capacidades de até 1500 t HNO<sub>3</sub> 100 % / d. Sendo esta a única informação disponível, considerou-se que a coluna de absorção para condições de média pressão terá seu custo  $3^{0,6} = 1,9$  vezes <sup>(22)</sup> maior que uma planta com absorção em alta pressão.

---

<sup>22</sup> Utilizou-se a conhecida regra dos seis décimos para estimar o custo de um equipamento maior (Sinnott, 2005).

j) Demais equipamentos e fator de instalação

Admitiu-se que os custos dos demais equipamentos de uma planta de ácido nítrico representarão 5 % do custo calculado para os principais equipamentos. Considerando o custo de uma planta bi pressão dado pelo SRI (1980), o custo dos demais equipamentos não orçados (bombas, vasos e equipamentos especiais) correspondeu a 4,4 %, indicando que 5 % é um valor razoável.

Para todos os equipamentos mencionados acima foi utilizado um fator de instalação de 5,69 (fator de Lang utilizado para plantas de processamento de fluidos – Peters e Timmerhaus, 1991). Ao multiplicar o preço dos equipamentos multiplicado pelo fator acima, chega-se ao investimento total.

k) Depreciação

De acordo com Douglas, a depreciação para plantas químicas pode ser de 11 a 16 anos. Neste trabalho, optou-se por utilizar 11 anos como tempo de depreciação, razoável para indústrias químicas.

l) Custo do capital

O custo do capital é calculado utilizando as premissas listadas na Tabela A, de acordo com Douglas (1988). A nomenclatura foi dada apenas para facilitar a escrita da fórmula. O custo fixo será abreviado por CF e a taxa de juros será chamada de  $i$ . O tempo de depreciação é abreviado por N.

Tabela A: Premissas para o cálculo do CCF.

<b>Parâmetro</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>Valor</b>
Valor da planta após a depreciação	VD	0,03 x custo fixo
Custo para partida da planta	CP	0,10 x custo fixo
Investimento total	IT	1,30 x custo fixo
Capital de giro	CG	0,15 x investimento total
Depreciação	D	0,10 x investimento total
Imposto de renda	IR	

A equação a seguir é utilizada para o cálculo do CCF.

$$CCF = \left( \frac{\left(\frac{CF}{4}\right) * [(1+i)^4 - 1] + (CG + CP) * i - IR * D}{(1-IR) * IT * [(1+i)^N - 1] * (1+i)^{-N}} \right) + \left( \frac{-(CG + VD) * i + (1-IR) * D}{(1-IR) * (IT) * [(1+i)^N - 1]} \right)$$

Usando os valores disponíveis, o valor do CCF calculado é de 0,315.



#### Anexo 4 – Estimativa de potência das bombas para a situação *revamp*

Para a estimativa do consumo de energia elétrica, calculou-se a potência das principais bombas do processo, utilizando premissas de rendimento e altura manométrica de cada bomba, utilizando as vazões obtidas no balanço de massa. Os valores utilizados estão apresentados na Tabela B.

Tabela B: Cálculo preliminar da potência das bombas.

<b>Função (equipamento)</b>	<b>Vazão (kg/h)</b>	<b>Rendimento</b>	<b><math>\Delta H</math> (mcl)</b>	<b>Potência (kW)</b>
Água de resfriamento	268438	60%	35	42,7
Resfriamento gases D-01 (P-01)	20090	60%	35	3,2
Alimentação da coluna polimento (P-02)	12127	60%	35	1,9
Água fria (P-03 e P-04)	16331	60%	35	5,2
Alimentação da coluna absorção (P-05)	5526	60%	35	0,9
Água para vapor	5293	60%	400	9,6
Outros				5,0
<b>Total</b>				<b>68,5</b>



## Anexo 5 – Dados para cálculo dos trocadores de calor

Na Tabela C estão apresentados os valores dos coeficientes globais de troca térmica, para fluidos distintos em cada lado de um trocador de calor casco e tubo, conforme Sinnott (2005).

Tabela C: Valores de coeficientes de troca. EP<sub>4</sub>'.

<b>Condição fluido 1 / fluido 2</b>	<b>Coefficiente global de troca - U (kW / m<sup>2</sup> K)</b>
gás / líquido	0,16
gás / vaporização	0,25
gás / gás	0,1
líquido /vaporização	1,5