

TESE

884

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ

ESTUDO DO POTENCIAL DE COGERAÇÃO DA
INDÚSTRIA PETROQUÍMICA NO BRASIL

ANDRE RAMON SILVA MARTINS

ITAJUBÁ
1996

ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ

INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA



DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**ESTUDO DO POTENCIAL DE COGERAÇÃO DA
INDÚSTRIA PETROQUÍMICA NO BRASIL**

Autor: André Ramon Silva Martins

Orientador: Prof. Dr. Luiz Augusto Horta Nogueira

Itajubá - 1996

CLASS. 665.6 (043.2)
CUTTER. M379 e
TOMBO. 884



DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

ESTUDO DO POTENCIAL DE COGERAÇÃO DA
INDÚSTRIA PETROQUÍMICA NO BRASIL

Autor: André Ramon Silva Martins

Orientador: Prof. Dr. Luiz Augusto Hora Nogueira

Impressão - 1996



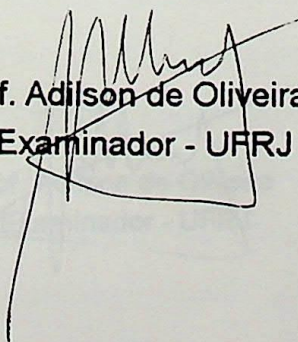
Ministério da Educação e do Desporto
ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ
Reconhecida Lei 3232 - 05/01/1917

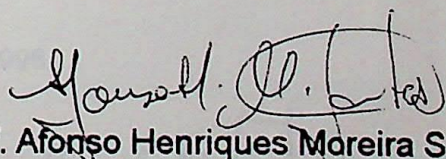
ANEXO I

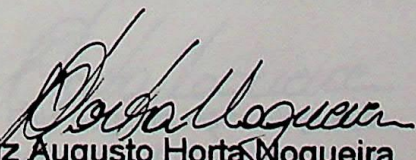
PRONUNCIAMENTO DA BANCA EXAMINADORA

A Banca Examinadora, abaixo assinada, nomeada pela Portaria nº 407 de 07/11/96, considerando o resultado do Julgamento da Prova de Defesa Pública da Dissertação de Mestrado intitulada: "Estudo do Potencial de Cogeração da Indústria Petroquímica no Brasil" apresenta pronunciamento no sentido de que o Coordenador dos Cursos de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Escola Federal de Engenharia de Itajubá solicite ao DRA (Departamento de Registro Acadêmico) a expedição do título de Mestre em Ciências em Engenharia Mecânica, na Área de Conversão de Energia, satisfeitas as demais exigências regimentais, a André Ramon Silva Martins.

Itajubá, 08 de novembro de 1996.

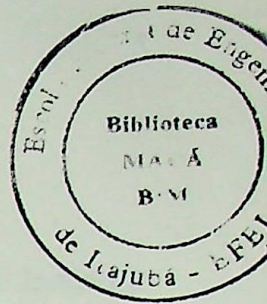

Prof. Adilson de Oliveira
1º Examinador - UFRJ


Prof. Afonso Henriques Moreira Santos
2º Examinador - EFEI


Prof. Luiz Augusto Horta Mogueira
3º Examinador - EFEI (Orientador)



Ministério da Educação e do Desporto
ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ
 Reconhecida Lei 3232 - 05/01/1917



ANEXO II

FOLHA DE JULGAMENTO DA BANCA EXAMINADORA

Título da Dissertação: "Estudo do Potencial de Cogeração da Indústria Petroquímica no Brasil".

Autor: André Ramon Silva Martins

JULGAMENTO

Examinadores	Conceito	Rubrica
1º	A+	
2º	A+	
3º	A+	

Resultado Médio: Conceito A+, ou seja, aprovado
com distinção

Observações: _____

Itajubá, 08 de novembro de 1996.

Prof. Adilson de Oliveira
 1º Examinador - UFRJ

Prof. Afonso Henrique Moreira Santos
 2º Examinador - EFEI

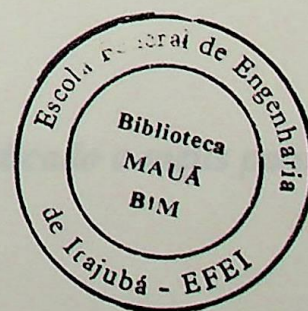
Prof. Luiz Augusto Horta Nogueira
 3º Examinador - EFEI - Orientador

RESUMO

Este trabalho apresenta um estudo do potencial de cogeração para a Indústria Petroquímica brasileira, baseando-se em análises individualizadas dos processos de fabricação de seus principais produtos: eteno, amônia, uréia, metanol, etilbenzeno, estireno, polietileno de baixa e alta densidades. Inicialmente se apresenta um breve histórico das indústrias do petróleo e petroquímica no Mundo e no Brasil, tratando-se a seguir de abordar em maior detalhe as características desta última, em termos de seus produtos e matérias primas, bem como seus indicadores no contexto brasileiro. São então analisados os balanços de massa e energia dos principais processos de produção petroquímica, particularmente determinando-se os requerimentos de utilidades, que serão considerados para a definição das configurações dos sistemas de cogeração a serem adotados, sempre considerando a operação em paridade térmica, sem qualquer sobrecapacidade de produção de energia elétrica tampouco sem incluir o efeito da utilização das eventuais correntes residuais de subprodutos. Estes sistemas de cogeração foram analisados técnico-economicamente empregando-se o Método da Convolução das curvas de duração das demandas de energias elétrica e térmica, fornecendo indicadores de disponibilidade energética e de viabilidade econômica. Os resultados foram inicialmente definidos para plantas de referência com capacidade de 1000 ton./dia, sendo posteriormente estendidos para os volumes de produção correspondentes à indústria brasileira. O potencial total determinado foi de 318 MW para o caso em que o sistema de cogeração opera sem complementação térmica, de 211 MW para a situação em que este sistema opera na base da curva de demanda térmica e de 255 MW para o caso em que o nível de complementação térmica foi definido de forma a minimizar o tempo de retorno dos investimentos em cogeração. Em todos estes casos, cerca de 75 % da capacidade instalada corresponde aos precursores petroquímicos, representados pelo eteno, e à amônia. Os custos de capacidade instalada resultaram da ordem de 450 US\$/kW e a energia elétrica pode ser produzida a partir de custos de 7 US\$/MWh, indicando assim uma competitividade interessante face aos atuais custos de expansão da capacidade instalada no Brasil.

ABSTRACT

This work presents a study about the cogeneration potential throughout Petrochemical Industry in Brazil, based on individual analysis of its main product manufacturing processes, including ethylene, ammonia, urea, methanol, ethylbenzene, styrene, high and low density polyethylene. At first, a brief historical discussion about the Petroleum and Petrochemical Industries both in the world and in Brazil is made, followed by a presentation of its characteristics in terms of products, raw materials and indicators considering Brazilian context. The mass and energy balances of the main processes throughout petrochemical production are analysed, particularly taking into account the utilities demand, that will be considered for the cogeneration system configuration to be adopted. A thermal load matching operation was considered without any overcapacity of electrical energy generation. All calculations are developed disregarding the utilization effect of any eventual by-products residual flow. The proposed cogeneration systems were analysed technically and economically using the Convolution Method applied to the electrical and thermal demand represented by duration curves, providing energy availability and economical feasibility indicators. The results are previously defined for plants with capacity of 1000 tons/day, and then extended to the Brazilian industry data. The total potential determined was 318 MW for the case where the cogeneration system works without thermal additional generation, as well as 211 MW for the situation where the system operates on the base of the thermal demand curve. At last, 255 MW is the potential for the case where the level of thermal complementation was defined to minimize the ^{day-back} ~~return~~ time of the cogeneration investment. In all cases, around 75% of the installed capacity corresponds to the ammonia and to the petrochemical precursors, represented by ethylene. The average costs due to installed capacity are about 450 US\$/kW and the electrical energy can be generated up to 7 US\$/MWh, indicating an interesting competitiveness according to the present expansion costs of the installed capacity in Brazil.



AGRADECIMENTOS

Ao CNPq, pela bolsa de estudos fornecida

Aos professores e funcionários da EFEL, pela colaboração e amizade

Aos colegas, pelo convívio e amizade

A Tânia, pelo apoio e paciência

Ao Prof. Horta, orientador e amigo

A todos que de certa forma contribuíram para a realização deste trabalho

Meus sinceros agradecimentos

Este trabalho é dedicado a meus pais

AGRADECIMENTOS

Resumo	i
Ao CNPq, pela bolsa de estudos fornecida	ii
Aos professores e funcionários da EFEI, pela colaboração e amizade	iv
Aos colegas, pelo convívio e amizade	viii
À Thânia, pelo apoio e paciência	xviii
Ao Prof. Horta, orientador e amigo	1
A todos que de certa forma contribuíram para a realização deste trabalho	5
Meus sinceros agradecimentos	
2.2 O Início da Indústria do Petróleo	6
2.3 Desenvolvimento da Indústria Petrolífera	7
2.4 O Petróleo no Brasil	10
2.5 A Evolução da Indústria Petroquímica no Mundo	11
2.6 A Indústria Petroquímica do Brasil	12
3.1 Processos e Produtos	15
3.2 Polos Petroquímicos no Brasil	16
3.3 Produção da Indústria Petroquímica no Brasil	19
4.1 Etileno, Propeno, Butadieno e Benzeno	26
4.1.1 Matérias-Primas	26
4.1.2 Processo de produção	27
4.1.3 Produtos Obtidos	31
4.1.4 Utilização	31
4.2 Anidrina	33

ÍNDICE

Resumo	i
Abstract	ii
Dedicatória	iii
Agradecimentos	iv
Índice	v
Lista de figuras	viii
Lista de tabelas	xiii
Simbologia	xviii
Capítulo 1 - Introdução	1
Capítulo 2 - Evolução da Indústria Petroquímica	5
2.1 O Petróleo	5
2.2 O Início da Indústria do Petróleo	6
2.3 Desenvolvimento da Indústria Petrolífera	7
2.4 O Petróleo no Brasil	9
2.5 A Evolução da Indústria Petroquímica no Mundo	11
2.6 A Indústria Petroquímica no Brasil	12
Capítulo 3 - A Indústria Petroquímica	15
3.1 Processos e Produtos	15
3.2 Pólos Petroquímicos no Brasil	16
3.3 Produção da Indústria Petroquímica no Brasil	19
Capítulo 4 - Principais Processos da Indústria Petroquímica	26
4.1 Eteno, Propeno, Butadieno e Benzeno	26
4.1.1 Matérias-Primas	26
4.1.2 Processo de produção	27
4.1.3 Produtos Obtidos	31
4.1.4 Utilização	31
4.2 Amônia	33

4.2.1	Matérias-primas	34
4.2.2	Processo de produção	34
4.2.3	Produtos obtidos	37
4.2.4	Utilização	40
4.3	Uréia	40
4.3.1	Matérias-primas	41
4.3.2	Processos de produção	41
4.3.2.1	Processo Mitsui-Toatsu-Toyo	41
4.3.2.2	Processo Stamicarbon	42
4.3.3	Utilização	43
4.4	Metanol	45
4.4.1	Matérias-primas	45
4.4.2	Processo de produção	46
4.4.3	Produto obtido	49
4.4.4	Utilização	49
4.5	Etilbenzeno e Estireno	50
4.5.1	Matérias-primas	50
4.5.2	Processo de produção	51
4.5.3	Produtos obtidos	55
4.5.4	Utilização	55
4.6	Polietileno de Baixa Densidade	58
4.6.1	Matérias-primas	59
4.6.2	Processo de produção	60
4.6.3	Utilização	63
4.7	Polietileno de alta densidade	63
4.7.1	Matérias-primas	64
4.7.2	Processo de produção	65
4.7.3	Utilização	65
Capítulo 5 - Análise dos Sistemas de Cogeração		71
5.1	Metodologia Aplicada	71
5.2	Caso Exemplo: Potencial de Cogeração associado à produção de Eteno	77

5.3 Potencial de Cogeração associado à produção de Eteno através da nafta	89
5.4 - Potencial de Cogeração associado à produção de Amônia	94
5.5 - Potencial de Cogeração associado à produção de Uréia	99
5.6 - Potencial de Cogeração associado ao Metanol	103
5.7-Potencial de Cogeração associado à Produção de Estireno e Etilbenzeno	108
5.7.1 - Potencial de Cogeração associado à Produção de Etilbenzeno	109
5.7.2 - Potencial de Cogeração associado à Produção de Estireno	112
5.7.3 - Potencial de Cogeração associado à Produção Conjunta de Estireno e Etilbenzeno	116
5.8 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de Baixa Densidade	120
5.9 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de alta densidade	125
5.9.1 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de alta densidade - Processo em suspensão	125
5.9.2 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de alta densidade - Processo em solução	130
Capítulo 6 - Potencial de Cogeração na Indústria Petroquímica Brasileira	136
6.1 Introdução	136
6.2. Potencial de cogeração por processo	137
6.3 Potencial de cogeração na Industria Petroquímica brasileira	138
Capítulo 7 - Comentários Finais e Conclusões	145
7.1 Conclusões	145
7.2 Limitações	146
7.3 Recomendações para futuros trabalhos	147
Referências Bibliográficas	149
Anexo	152

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Consumo percentual de energia elétrica do setor químico/petroquímico em relação ao total no Brasil e no setor industrial brasileiro	3
Figura 2.1- Evolução da produção interna de petróleo	11
Figura 3.1- Produtos da Petroquímica União	19
Figura 3.2- Produtos da COPEL	20
Figura 3.3- Produtos da COPENE	20
Figura 4.1.1 - Fluxograma simplificado da produção de eteno através do etano	28
Figura 4.1.2 - Unidade de craqueamento a vapor	30
Figura 4.2.1 - Processo de produção de amônia	35
Figura 4.2.2 - Fluxograma simplificado da produção de amônia utilizando metano	38
Figura 4.3.1 - Processo de produção de uréia	44
Figura 4.4.1 - Processo de produção de metanol	46
Figura 4.4.2 - Fluxograma simplificado da produção de metanol	47
Figura 4.5.1 - Processo de produção de etilbenzeno	52
Figura 4.5.2 - Processo de produção de estireno	54
Figura 4.5.3 - Fluxograma simplificado do processo de produção de etilbenzeno/estireno	56
Figura 4.6.1 - Processo de polimerização em autoclave do PEBD	60
Figura 4.6.2 - Fluxograma simplificado da produção de PEBD	61
Figura 4.7.1 - Fluxograma simplificado do processo em suspensão para produção de PEAD	66
Figura 4.7.2 - Fluxograma simplificado do processo em solução para produção de PEAD	68

Figura 5.1 - Relação entre α , β e energia excedente, apresentada como curva de duração	72
Figura 5.2 - Situações análogas em sistemas de cogeração com turbinas a vapor	82
Figura 5.3 - Localização dos pontos no diagrama de Mollier	84
Figura 5.4 - Curvas de duração para as potências elétrica e térmica consumidas na produção de eteno pelo etano	85
Figura 5.5 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica consumidas na produção de eteno pelo etano	85
Figura 5.6 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica geradas na produção do eteno pelo etano (caso A)	86
Figura 5.7 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica geradas na produção do eteno pelo etano (caso B)	86
Figura 5.8 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica geradas na produção do eteno pelo etano (caso C)	87
Figura 5.9 - Curva de duração dos excedentes na produção do eteno pelo etano (caso A)	87
Figura 5.10 - Curva de duração dos excedentes na produção do eteno pelo etano (caso B)	88
Figura 5.11 - Curva de duração dos excedentes na produção do eteno pelo etano (caso C)	88
Figura 5.12 - Sistema de cogeração proposto para a produção de Eteno através da nafta	90
Figura 5.13 - Curva de duração dos excedentes na produção de eteno através da nafta (Caso A)	93
Figura 5.14 - Curva de duração dos excedentes na produção de eteno através da nafta (Caso B)	93
Figura 5.15 - Curva de duração dos excedentes na produção de eteno através da nafta (Caso C)	94

Figura 5.16 - Sistema de cogeração proposto para a Amônia	95
Figura 5.17 - Curva de duração dos excedentes na produção de amônia (Caso A)	98
Figura 5.18 - Curva de duração dos excedentes na produção de amônia (Caso B)	98
Figura 5.19 - Curva de duração dos excedentes na produção de amônia (Caso C)	99
Figura 5.20 - Sistema de cogeração proposto para a produção de Uréia	100
Figura 5.21 - Curva de duração dos excedentes na produção de uréia (Caso A)	102
Figura 5.22 - Curva de duração dos excedentes na produção de uréia (Caso B)	103
Figura 5.23 - Curva de duração dos excedentes na produção de uréia (Caso C)	103
Figura 5.24 - Sistema de cogeração proposto para a produção de Metanol	105
Figura 5.25 - Curva de duração de excedentes na produção de metanol (Caso A)	107
Figura 5.26 - Curva de duração de excedentes na produção de metanol (Caso B)	108
Figura 5.27 - Curva de duração de excedentes na produção de metanol (Caso C)	108
Figura 5.28 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de Etilbenzeno	109
Figura 5.29 - Curva de duração dos excedentes na produção de etilbenzeno (Caso A)	111
Figura 5.30 - Curva de duração dos excedentes na produção de etilbenzeno (Caso B)	112
Figura 5.31 - Curva de duração dos excedentes na produção de etilbenzeno (Caso C)	112
Figura 5.32 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de Estireno	113

Figura 5.33 - Curva de duração dos excedentes na produção de estireno (Caso A)	115
Figura 5.34 - Curva de duração dos excedentes na produção de estireno (Caso B)	116
Figura 5.35 - Curva de duração dos excedentes na produção de estireno (Caso C)	116
Figura 5.36 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção conjunto de Etilbenzeno e Estireno	117
Figura 5.37 - Curva de duração dos excedentes na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno (Caso A)	118
Figura 5.38 - Curva de duração dos excedentes na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno (Caso B)	119
Figura 5.39 - Curva de duração dos excedentes na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno (Caso C)	120
Figura 5.40 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de PEBD	121
Figura 5.41 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEBD (Caso A)	124
Figura 5.42 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEBD (Caso B)	124
Figura 5.43 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEBD (Caso C)	125
Figura 5.44 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de PEAD - Processo Slurry	126
Figura 5.45 - Curva de duração de excedentes na produção de PEAD - Processo em suspensão (Caso A)	129
Figura 5.46 - Curva de duração de excedentes na produção de PEAD - Processo em suspensão (Caso B)	129
Figura 5.47 - Curva de duração de excedentes na produção de PEAD - Processo em suspensão (Caso C)	130
Figura 5.48 - Sistema de cogeração proposto na produção de PEAD - Processo Solução	131

Figura 5. 49 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEAD - Processo em solução (Caso A)	134
Figura 5.50 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEAD - Processo em solução (Caso B)	134
Figura 5.51 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEAD - Processo em solução (Caso C)	135
Figura 6.1 - Distribuição do Potencial de Cogeração na indústria petroquímica brasileira, considerando sistemas sem complementação térmica	142
Figura 6.2 - Distribuição do Potencial de Cogeração na indústria petroquímica brasileira, considerando sistemas operando na base térmica	142
Figura 6.3 - Distribuição do Potencial de Cogeração na indústria petroquímica brasileira, considerando situação de menor tempo de retorno	143
Figura 6.4 - Comparação entre o potencial de cogeração para os casos de estudo, ressaltando a participação de cada produto	143
Figura 6.5 - Potencial de cogeração ordenado pelo custo unitário de capacidade	144
Figura 6.6 - Potencial de geração de energia ordenado pelo custo unitário da energia	144

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Craqueamento a vapor da nafta: rendimentos em função da severidade da pirólise	16
Tabela 3.2 - Principais Produtos da Indústria Petroquímica	17
Tabela 3.3 - Alguns Produtos Finais na Indústria Petroquímica	18
Tabela 3.4 - Pólos petroquímicos brasileiros (1994)	19
Tabela 3.5 - Capacidade Instalada no Brasil em 1994	21
Tabela 3.6 - Energia Requerida	22
Tabela 3.7 - Capacidade brasileira de produção de Eteno (1994)	22
Tabela 3.8 - Capacidade brasileira de produção de Propeno (1994)	22
Tabela 3.9 - Capacidade brasileira de produção de Butadieno (1994)	23
Tabela 3.10 - Capacidade brasileira de produção de Benzeno (1994)	23
Tabela 3.11 - Capacidade brasileira de produção de Amônia (1994)	23
Tabela 3.12 - Capacidade brasileira de produção de Uréia (1994)	24
Tabela 3.13 - Capacidade brasileira de produção de Metanol (1994)	24
Tabela 3.14 - Capacidade brasileira de produção de Etilbenzeno (1994)	24
Tabela 3.15 - Capacidade brasileira de produção de estireno (1994)	24
Tabela 3.16 - Capacidade brasileira de produção de PEBD (1994)	25
Tabela 3.17 - Capacidade brasileira de produção de PEAD (1994)	25
Tabela 4.1.1 - Consumos na produção de eteno através de etano (Fig 4.1.1)	29
Tabela 4.1.2 - Produtos obtidos (base: 100 kg de eteno)	32
Tabela 4.1.3 - Repartição em porcentagem da produção de eteno	32
Tabela 4.1.4 - Repartição em porcentagem da produção de propeno	32
Tabela 4.1.5 - Repartição em porcentagem da produção de butadieno	33
Tabela 4.1.6 - Repartição em porcentagem da produção de benzeno	33
Tabela 4.2.1 - Consumos na produção de amônia através do metano (Fig.4.2.2)	39
Tabela 4.2.2 - Destino aproximado das vendas internas de amônia em 1994	40
Tabela 4.4.1 - Consumo de utilidades e matérias-primas na produção de metanol (Fig.4.4.2)	48
Tabela 4.4.2 - Destino aproximado das vendas internas de metanol (1994)	49

Tabela 4.5.1 - Consumo de matérias-primas na produção de etilbenzeno e estireno	50
Tabela 4.5.2 - Consumo de utilidades na produção de etilbenzeno e estireno	51
Tabela 4.5.3 - Destino aproximado das vendas internas de etilbenzeno em 1994	55
Tabela 4.5.4 - Consumo de utilidades e matérias-primas em uma planta etilbenzeno/estireno (Figura 4.5.3)	57
Tabela 4.5.5 - Destino aproximado das vendas internas de estireno em 1994 (ABIQUIM,1995)	58
Tabela 4.6.1 - Consumo de matérias-primas e utilidades na produção de PEBD (Fig. 4.6.2)	62
Tabela 4.6.2 - Destino aproximado das vendas internas de PEBD em 1994	64
Tabela 4.7.1 - Consumo de matérias-primas e utilidades na produção de PEAD (Fig. 4.7.1)	67
Tabela 4.7.2 - Consumo de matérias-primas e utilidades na produção de PEAD (Fig. 4.7.2)	69
Tabela 4.7.3 - Destino aproximado das vendas internas de PEAD em 1994	70
Tabela 5.1 - Valores de referência	76
Tabela 5.2 - Valores de Tarifa Azul para a CESP	77
Tabela 5.3 - Porcentagem da duração anual dos segmentos horosazonais	77
Tabela 5.4 - Consumo de utilidades e matérias-primas na produção de eteno pelo etano para uma planta de 1.000 ton/dia.	79
Tabela 5.5 - Propriedades termodinâmicas do vapor consumido e gerado no processo	79
Tabela 5.6 - Vazão de vapor considerando o vapor de processo como saturado seco	80
Tabela 5.7 - Propriedades termodinâmicas do vapor	83
Tabela 5.8 - Resultados da análise energética na produção do eteno pelo etano	89
Tabela 5.9 - Resultados da análise econômica na produção do eteno pelo etano	89
Tabela 5.10 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção do eteno através da nafta	91

Tabela 5.11 - Resultados da análise energética na produção do eteno através da nafta	92
Tabela 5.12 - Resultados da análise econômica na produção do eteno através da nafta	92
Tabela 5.13 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de amônia	96
Tabela 5.14 - Resultados da análise energética na produção de amônia	97
Tabela 5.15 - Resultados da análise econômica na produção de amônia	97
Tabela 5.16 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de uréia	101
Tabela 5.17 - Resultados da análise energética na produção de uréia	101
Tabela 5.18 - Resultados da análise econômica na produção de uréia	102
Tabela 5.19 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de metanol	106
Tabela 5.20 - Resultados da análise energética na produção de metanol	106
Tabela 5.21 - Resultados da análise econômica na produção de metanol	107
Tabela 5.22 - Demandas de utilidades e parâmetro α	109
Tabela 5.23 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de etilbenzeno	110
Tabela 5.24 - Resultados da análise energética na produção de etilbenzeno	110
Tabela 5.25 - Resultados da análise econômica na produção de etilbenzeno	111
Tabela 5.26 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de estireno	114
Tabela 5.27 - Resultados da análise energética na produção de estireno	114
Tabela 5.28 - Resultados da análise econômica na produção de estireno	115
Tabela 5.29 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno	118
Tabela 5.30 - Resultados da análise térmica na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno	118
Tabela 5.31 - Resultados da análise econômica na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno	119

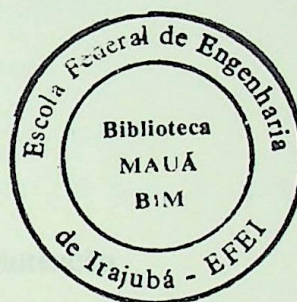
Tabela 5.32 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de PEBD	122
Tabela 5.33 - Resultados da análise energética na produção de PEBD	123
Tabela 5.34 - Resultados da análise econômica na produção de PEBD	123
Tabela 5.35 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de PEAD - Processo em suspensão	127
Tabela 5.36 - Resultados da análise energética na produção de PEAD - Processo em suspensão	128
Tabela 5.37 - Resultados da análise econômica na produção de PEAD - Processo em suspensão	128
Tabela 5.38 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de PEAD - Processo em solução	132
Tabela 5.39 - Resultados da análise energética na produção de PEAD - Processo em solução	133
Tabela 5.40 - Resultados da análise econômica na produção de PEAD - Processo em solução	133
Tabela 6.1 - Características do potencial de cogeração por produto petroquímico, considerando sistemas operando em paridade térmica sem complementação	137
Tabela 6.2 - Características do potencial de cogeração por produto petroquímico, considerando sistemas operando na base térmica	138
Tabela 6.3 - Características do potencial de cogeração por produto petroquímico, considerando situação de menor tempo de retorno	139
Tabela 6.4 - Capacidade de produção média diária dos produtos petroquímicos no Brasil	140
Tabela 6.5 - Valores obtidos para a Indústria Petroquímica, considerando sistemas operando em paridade térmica sem complementação	140
Tabela 6.6 - Valores obtidos para a Indústria Petroquímica, considerando sistemas operando na base térmica	141

Tabela 6.7 - Valores obtidos para a Indústria Petroquímica, considerando situação de menor tempo de retorno

141

Abreviações

ABIQUM	Associação Brasileira da Indústria Química e Produtos Derivados
BTX	Benzeno, tolueno, xileno
CESP	Companhia Energética de São Paulo
COF	Coefficiente de performance
DNAGE	Departamento Nacional de Água e Energia Elétrica
EB	Etilbenzeno
FAPERZ	Fabrics de Fertilizantes
FP	Período fora de porta
GLP	Gás liquefeito de petróleo
GM	Fator de custos com operação e manutenção
GPPE	Organização dos Países Exportadores de Petróleo
IP	Período de porta
PEAD	Poliétileno de alta densidade
PEBD	Poliétileno de baixa densidade
PE-L	Poliétileno Linear
PQU	Petroquímica Unida
SGR	Domínio de mercado - estremo
TRD	Tempo de retorno descontado
TRND	Tempo de retorno não descontado



Caracteres Latinos

a	Fator de escala
B	Caldeira
C	Capacidade de um equipamento
D	Potência elétrica

SIMBOLOGIA

Abreviações

ABIQUIM	Associação Brasileira da Indústria Química e Produtos Derivados
BTX	Benzeno, tolueno, xileno
CESP	Companhia Energética de São Paulo
COP	Coefficiente de performance
DNAEE	Departamento Nacional de Águas e Energia Elétrica
EB	Etilbenzeno
FAFER	Fábrica de Fertilizantes
FP	Período fora de ponta
GLP	Gás liquefeito de petróleo
O&M	Fator de custos com operação e manutenção
OPEP	Organização dos Países Exportadores de Petróleo
PP	Período de ponta
PEAD	Polietileno de alta densidade
PEBD	Polietileno de baixa densidade
PE-L	Polietileno Linear
PqU	Petroquímica União
SBR	Borracha de butadieno - estireno
TRD	Tempo de retorno descontado
TRND	Tempo de retorno não descontado

Caracteres Latinos

a	Fator de escala
B	Caldeira
C	Capacidade de um equipamento
D	Potência elétrica

E	Energia
f	Custos indiretos
F	Potência gerada de frio
FC	Fator de carga
h	Entalpia
i	Taxa de desconto
I	Investimento total no sistema de cogeração
m	Vazão em massa
M	Despesa anual
P	Potência
PTU	Porcentagem do ano em que se utiliza energia
Q	Calor, energia térmica, demanda térmica
S	Superaquecedor
TU	Porcentagem do tempo de utilização em que se opera em determinada demanda
TV	Turbina a vapor
VR	Válvula redutora de pressão
W	Energia elétrica
Y	Preço, custo, tarifa

Caracteres Gregos

α	Razão entre as energias elétrica e térmica consumidas
β	Razão entre as energias elétrica e térmica geradas
Δ	Varição
ε	Rendimento energético de caldeiras
η	Rendimento elétrico

Subíndices

0	Valor de referência
abs	Absorção
anual	Valor total por ano
b	Sistema convencional de fornecimento de calor
c	Chiller
ccog	Combustível para o sistema de cogeração
cconv	Combustível para o sistema convencional
cm	Consumo médio
cog	Sistema de cogeração
cogm	Valor cogorado médio
comp	Valor complementar , para o sistema de cogeração
conv	Sistema convencional
d	Demanda de energia elétrica
def	Déficit médio
ec	Compra de energia elétrica
elet.	Elétrica
ev	Venda de energia elétrica
exc	Excedente média
inst	Refere-se à potência máxima comprada da concessionária
máx	Máxima, máximo
méd	Média
mín	Mínima
térm.	Térmica
u	Consumo médio de energia útil

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

O crescimento do consumo de energia elétrica no Brasil vem apresentando sustentada evolução nos últimos anos, particularmente como resultado da alteração do perfil industrial na direção de processos mais intensivos nesta forma de energia e do incremento da demanda no setor residencial, implicando em taxas anuais de expansão significativamente superiores ao crescimento da economia e da própria demanda energética como um todo. Entretanto, por diversos fatores, a capacidade de atendimento desta expansão, mediante tecnologias convencionais, por parte do Setor Elétrico tradicional (empresas de geração e concessionárias de distribuição) vem se mostrando cada vez mais limitada, inclusive apontando-se crescentes riscos de déficit em médio prazo. Também como um elemento importante neste cenário, causa e efeito de mudanças, tem-se o progressivo câmbio institucional no setor energético e especialmente na área de energia elétrica, com expectativas de maior participação das unidades de autoprodução sob administração privada, em um contexto de estímulo à competição na oferta energética. Assim, a expansão da cogeração parece encontrar seu momento propício e se destaca como um dos principais e com certeza, mais racionais, caminhos para inserir novas unidades de produção de energia elétrica à capacidade instalada no Brasil.

Compreende-se por cogeração a produção combinada de energia eletromecânica e calor útil a partir de uma única fonte de calor, associando-se a algumas importantes vantagens como a maior eficiência na utilização dos insumos energéticos e o menor impacto ambiental. Em termos mais restritos aos interesses das empresas autoprodutoras, a cogeração pode apresentar razoável economicidade e revelar-se como um bom negócio, aumentando a confiabilidade e a segurança em seu suprimento de energia. Mesmo por parte das empresas de energia elétrica, que algumas vezes relutam em reconhecer vantagens na cogeração e consideram a expansão destes sistemas de autoprodução apenas como uma redução de seu mercado, esta tecnologia pode associar-se favoravelmente aos programas de gestão de demanda, bem como apresentar a possibilidade de que capitais privados se comprometam com a geração de energia, postergando investimentos às vezes de difícil realização.

Os sistemas de cogeração podem ser do tipo “topping”, quando nos processos de conversão energética a geração de energia elétrica antecede a utilização de energia térmica,

ou do tipo “bottoming”, quando ocorre o inverso. Podem também ser empregadas configurações utilizando motores alternativos, turbinas a gás e turbinas a vapor, dependendo do nível da demanda de eletricidade e da relação, para a oferta e a demanda, entre os fluxos de energias elétrica e térmica.

Como um indicativo das alterações do cenário institucional brasileiro no sentido de favorecer a cogeração, podem ser citadas as recentes leis editadas com referência à concessão de serviços públicos (Lei 8987, de 13 de fevereiro de 1995) e à produção independente de energia (Lei 9074, de 08 de julho de 1995), que embora sejam omissas ou bem pouco explícitas sobre a cogeração enquanto um processo diferenciado e mais eficiente de autoprodução térmica, já melhoram as possibilidades de geração e venda de excedentes de energia elétrica, inclusive para terceiros. Também digno de menção, é a maior disponibilidade de gás natural na matriz energética brasileira, em diversas regiões e particularmente no Sudeste, com o desenvolvimento do projeto do gasoduto Brasil-Bolívia, bem como a existência de incentivos no uso deste combustível para cogeração, tal como dispõe a legislação do Estado de São Paulo.

Tradicionalmente, os setores promissores para implantação de sistemas de cogeração se caracterizam por apresentar razoáveis potências instaladas por unidade de consumo, da ordem de no mínimo alguns megawatts, fatores de carga elevados e uma demanda térmica importante, sob temperaturas inferiores a 200 °C. Como um condicionante adicional tem-se a disponibilidade de combustíveis de baixo preço, que podem ser resultantes do próprio processo produtivo. Assim, a indústria sucroalcooleira e de papel e celulose, exatamente por mostrarem tais características, oferecem contextos favoráveis à cogeração e tem sido alvo de diversos estudos para a realidade brasileira (Walter, 1993 e Silveira, 1994). Entretanto, a indústria petroquímica também apresenta os mesmos fatores favoráveis à implantação de sistemas de cogeração, tecnologia aliás já utilizada em algumas empresas deste setor, mas tem sido aparentemente menos explorada nos estudos de potencial. Esta foi a principal motivação para o presente trabalho: avaliar a cogeração no âmbito das principais plantas da indústria petroquímica, que em 1994 produziram cerca de 10 milhões de toneladas de produtos, equivalentes a mais de 2 bilhões de dólares de faturamento, consumindo, juntamente com as demais indústrias químicas, 8293 GWh firmes e 2015 GWh de energia interruptível, correspondendo a uma potência contratada de 1285 MW e respondendo por

quase 10 % do consumo de energia nas indústrias brasileiras, conforme se mostra na figura a seguir.

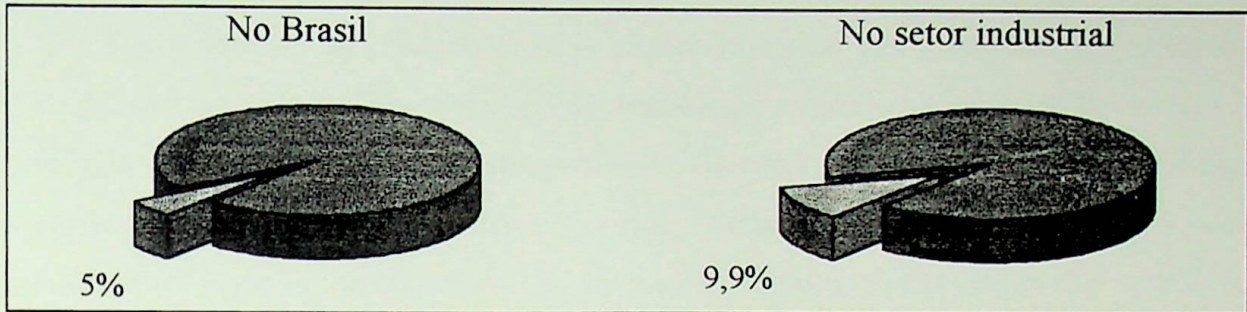


Figura 1.1 - Consumo percentual de energia elétrica do setor químico/petroquímico em relação ao total no Brasil e no setor industrial brasileiro

Para atender este objetivo, o presente estudo divide-se em sete capítulos, incluindo esta introdução, e um anexo. No Capítulo 2 realiza-se um breve resumo histórico do desenvolvimento das Indústrias Química e Petroquímica no mundo e no Brasil, apresentando-se as principais etapas e eventos deste processo. No capítulo seguinte apresenta-se um estudo introdutório da Indústria Petroquímica, identificando seus principais produtos em nível nacional e os volumes de produção destes produtos, cujos processos serão considerados para efeito de instalação de sistemas de cogeração.

O Capítulo 4 analisa os principais processos de fabricação dos produtos selecionados anteriormente, em particular ressaltando os consumos médios das utilidades e o balanço de matérias-primas no processo. Em seguida, no Capítulo 5 propõem-se sistemas de cogeração para cada processo, calculando-se os parâmetros mais importantes na análise do desempenho e da economicidade destes sistemas. Estes sistemas de cogeração estão configurados em três casos distintos, sempre operando em paridade térmica: Caso A - sem complementação térmica, isto é, toda a demanda de calor é atendida pelo sistema de cogeração, Caso B - operando na base térmica, isto é, com um suprimento complementar de calor na ponta e Caso C - uma terceira situação, onde o nível de complementação térmica correspondeu à um valor otimizado visando a minimização do tempo de retorno do investimento no sistema de cogeração.

A transposição dos valores obtidos para a indústria nacional consta do Capítulo 6, onde o potencial de cogeração determinado para a indústria petroquímica é apresentado estratificado por tipo de produto e segundo os custos de capacidade e energia produzida.

No capítulo final são apresentadas as conclusões gerais e recomendações para futuros trabalhos. Um exemplo de saída da planilha de cálculo utilizada no estudo de viabilidade é apresentada em anexo.

CAPÍTULO 2

EVOLUÇÃO DA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

Neste capítulo se desenvolve uma síntese histórica das Indústrias do Petróleo e Petroquímica, apresentando-se algumas citações antigas referentes a este matéria-prima e os principais eventos relacionados à evolução destas indústrias, separados nas suas fases inicial e de consolidação, em termos mundiais e no Brasil, tratando-se ainda de aspectos particulares referentes à indústria petroquímica. A formação histórica destas indústrias revela sua vertiginosa evolução, e dá espaço à apresentação de algumas personalidades marcantes, cuja trajetória confunde-se com a do próprio setor.

2.1 O Petróleo

Existem muitas teorias sobre a origem do petróleo. Algumas acentuam a origem vegetal ou animal e outras uma gênese similar ao carvão de pedra; algumas delas realçam que qualquer material orgânico, de qualquer origem, pode ser transformado em produtos de petróleo. Parece haver entretanto concordância geral em que o petróleo tenha sido formado a partir de matéria orgânica em depósitos marítimos nas vizinhanças da terra firme, num ambiente deficiente em oxigênio, e associado a sedimentos que posteriormente se solidificaram como rochas. No depósito original, a concentração de matéria orgânica pode não ter sido elevada, mas o petróleo migrou e acumulou-se nos locais mais favoráveis à sua retenção (Shreve, 1980).

O petróleo é conhecido desde épocas remotas, tendo sido utilizado já nos primórdios da Humanidade para fins diversos. Era então conhecido por diversos nomes: betume, asfalto, alcatrão, lama, resina, azeite, nafta, que podem ser identificados em diversas citações e referências na história, como se apresenta a seguir. Salomão usou argamassa à base de petróleo na construção de seu templo. Heródoto descreve as qualidades impermeabilizantes do petróleo, tal como foi usado nas construções babilônicas, inclusive nos famosos Jardins Suspensos. No Antigo Egito, o petróleo ajudou a levantar pirâmides servindo como elemento de liga. Teve larga aplicação nos embalsamentos e é interessante lembrar que a palavra *múmia* é derivada de uma antiga palavra de origem sírio-árabe: *múmmia*, identificada no

termo egípcio *mum*, cuja significação é asfalto ou betume. Era utilizado também para a impermeabilização de moradias, palácios, templos e túmulos, para que resistissem às frequentes inundações do Nilo (Neiva, 1974). A Bíblia sagrada faz diversas citações ao petróleo. Quando Deus anuncia a Noé o dilúvio, recomenda-lhe: “Faze para ti uma arca de madeira de gofer, farás compartimentos na arca, e a calafetarás por dentro e por fora com betume” (Gênese, 6:14). Com referência ao nascimento de Moisés, quando sua mãe, impossibilitada de criá-lo, o põe numa cestinha às margens do rio, reza a Bíblia: “não podendo, porém, mais escondê-lo, tomou uma arca de junco e a betumou com betume e pez; e pondo nela o menino, a pôs nos juncos à borda do rio” (Êxodo, 2:3).

Os incas utilizavam alcatrão como unguento. Suas flechas possuíam ponteiros embebidas em petróleo, que eram atiradas nos acampamentos inimigos para incendiá-los. Quando Francisco Pizarro conquistou o Peru, em 1527, virtualmente lá encontrou uma pequena refinaria, preparada e mantida em constante atividade pelos índios. Sabiam como colher o petróleo da fonte natural, armazená-lo, obtendo do líquido os mais diversos aproveitamentos (Neiva, 1974).

2.2 O Início da Indústria do Petróleo

Apesar de conhecido há tanto tempo, até a metade do século passado não havia ainda a idéia da perfuração dos poços petrolíferos. As primeiras tentativas nesta área devem-se a Edwin L. Drake, em 1854, quando os proprietários de uma serraria em Titusville, no nordeste da Pensilvânia, resolveram enviar ao químico George Bissell, amostras de uma substância negra e viscosa, encontrada em suas terras. Prevendo boas possibilidades de lucro com a extração do óleo, visando sua potencial utilização para iluminação em substituição ao caro óleo de baleia, Bisell transformou-se em empresário, associando-se aos madeiros para fundar a Pennsylvania Rock Oil Company of New York, que contratou Drake para as atividades de perfuração.

Drake chegou a Titusville em 1857 e instalou-se na região conhecida como Oil Crake, iniciando os trabalhos de perfuração dois anos depois, através do processo de percussão, já usado há dois mil anos pelos chineses para perfurar poços. A 27 de agosto de 1859, com mais de 20 metros perfurados, o petróleo começou a brotar, contudo com tão pouca intensidade que o fato só foi notado dias depois. Quando ocorreu a descoberta da jazida, já

chegavam instruções para que cessassem as atividades, por falta de recursos e descrédito da empresa quanto aos resultados, enfim atingidos .

Nesta época em que muitos passaram a interessar-se em poços de petróleo, algumas pessoas perceberam que a melhor maneira de se ganhar dinheiro com a “febre do ouro negro” era através da integração das atividades, ou seja produzindo e fazendo a destilação e venda aos mercados consumidores. Entre elas se destacou John D. Rockefeller, que percebendo que os lucros do negócio eram afetados pela intensa concorrência, começou a lutar pelo monopólio, através de contratos favorecidos com as estradas de ferro que realizavam o transporte do petróleo, fazendo com que sua firma logo se tornasse a maior de todas. O acordo com as empresas ferroviárias rendia também informações sobre o petróleo despachado pelos concorrentes e o nome de seus clientes, aos quais Rockefeller oferecia preços menores, eliminando os rivais.

Em 1882, Rockefeller formava a Standard Oil Trust, que em poucos anos chegou a dominar mais de 80% do comércio de petróleo no mundo. Nessa época, os concorrentes da Standard começaram a pressionar contra o truste que, legalmente, não poderia possuir fábricas em mais de um Estado. Devido a estas pressões e dos atos legais decorrentes, Rockefeller dividiu suas ações entre pessoas que, por cláusulas de testamento, não eram suas verdadeiras proprietárias. Ele próprio continuava dominando a totalidade das empresas. As pressões continuaram, destacando-se neste sentido a jornalista Ida Tarbell, que expôs de modo contundente todo o poder e a nefasta influência de Rockefeller. Nem mesmo a criação de fundos para pesquisas médicas e sociais impediu que a Suprema Corte exigisse a dissolução da Standard Oil em 1911, após longa campanha contra o monopólio que representava. A sentença apenas devolveu a independência às empresas do grupo, pois Rockefeller negociou acordos secretos e continuou controlando 51% das ações da Standard Oil. Certamente Rockefeller deve ser considerado como o principal e emblemático pioneiro empreendedor da indústria petrolífera, seguido por outros de mesmo caráter (Yergin, 1990).

2.3 Desenvolvimento da Indústria Petrolífera

A evolução da estrutura da indústria internacional do petróleo pode ser dividida em quatro estágios (Marinho Jr., 1989). O primeiro estágio compreende a formação da indústria do petróleo (1859-1911) e seus principais eventos são:

- Descoberta do petróleo em Titusville (1859);
- Integração vertical e monopólio do Standard Oil Trust;
- Dissolução judicial do Standard Oil Trust (1911).

O segundo estágio engloba a formação do Cartel Internacional do Petróleo (1911-1938), cujos principais eventos são:

- Expansão da Royal Dutch-Shell;
- Criação da Anglo - Persian (1912) e da Compagnie Française des Pétroles (1924);
- Implementação do Acordo de Achnacarry (1928) e do preço de referência;
- Hegemonia do sistema concessionário e conquista do Oriente Médio.

O terceiro estágio abrange a formação do cartel de países produtores de petróleo (1938-1960), observando-se o declínio do controle das oito grandes empresas e a internacionalização das companhias independentes de petróleo. Principais eventos deste estágio são:

- Implementação do monopólio estatal no México (1938);
- Implantação da fórmula de participação 50%-50% na Venezuela (1948);
- Crise de Suez (1957) e controle das importações nos EUA (1959);
- Intensificação do intervencionismo estatal e internacionalização das companhias independentes;
- Criação da Organização dos Países Exportadores de Petróleo - OPEP (1960)

O quarto estágio refere-se à formação da nova estrutura da indústria internacional do petróleo, desenvolvendo-se desde 1960 até o presente. Diz respeito à crise energética, em que companhias internacionais de petróleo, países produtores e consumidores, envolvem-se e se conflitam meio aos complexos problemas de abastecimento e de preço na nova ordem internacional. Seus principais eventos foram:

- IV Conferência da OPEP em Genebra (1962), XVI Conferência em Viena (1968) e XXI Conferência em Caracas (1970);

- Acordos de Teerã e Trípoli (1971) e Genebra (1972): primeiro choque do petróleo;
- Guerra no Oriente Médio e a politização do petróleo (1973-74);
- A crise iraniana (1978) e a guerra Irã-Iraque (1979): o segundo choque do petróleo;
- A nova ordem internacional: o terceiro choque do petróleo (1985).

Em Yergin (1990) o desenvolvimento histórico da Indústria Petrolífera e sua profunda relação com a História recente é abordado detalhadamente. É difícil encontrar um evento contemporâneo importante onde o petróleo, seja através de seus produtores ou consumidores, não esteja presente de forma explícita ou subjetiva.

2.4 O Petróleo no Brasil

É interessante apresentar brevemente como evoluíram as atividades petrolíferas em território brasileiro, tomando como referência o Documento Abril: Petróleo, (1975). A primeira indicação da possibilidade da existência de petróleo no Brasil ocorreu pouco depois de 1850, na Bahia, com a descoberta dos xistos betuminosos de Marauá. Em 1890, após perfurar-se um poço de 448 metros, foram encontrados sinais positivos da ocorrência de petróleo em Bofete, no Estado de São Paulo. A descoberta desses primeiros indícios assinala o começo de uma longa disputa entre os pioneiros que acreditavam na existência de lençóis petrolíferos em diversas regiões do país e alguns técnicos que dela duvidavam. Eram enormes as dificuldades que se opunham ao desenvolvimento da exploração do petróleo no país, inclusive pela carência de conhecimentos geológicos, escassez de técnicos e falta de recursos.

Ao encerrar-se a década de 20, era evidente a formação de duas correntes em matéria de petróleo no país. De um lado, o governo, cujos serviços especializados, alegando falta de recursos, não realizavam todos os trabalhos de pesquisa indispensáveis à descoberta de jazidas. De outro, os particulares, que, igualmente carentes de recursos, acusavam o governo de dificultar a sua ação através de uma legislação particularmente complicada.

Em 1931 o pioneiro Oscar Cordeiro teve sua atenção despertada para a possibilidade da existência de petróleo no Recôncavo Baiano. Solicitado a opinar, o Serviço Geológico do

Ministério da Agricultura respondeu-lhe mostrando-se pessimista e negando-lhe a autorização para realizar trabalhos de perfuração. Cordeiro contestou a colocação, sem resultados, mas não desanimou e prosseguiu na pesquisa, solicitando ao geólogo Sílvio Froés Abreu o seu parecer sobre o óleo surgente na região de Lobato. A conclusão foi de que parecia existir “um nítido indício de petróleo na bacia cretácea de Todos os Santos”. Froés Abreu informou ao Departamento Nacional de Produção Mineral, ao Serviço Geológico e até ao presidente da República o resultado de seus exames.

Em 1937 tal área foi considerada prioritária para pesquisas de petróleo. Em 1938, Getúlio Vargas criou o Conselho Nacional do Petróleo, com a competência de apreciar os pedidos de pesquisa e de concessão de lavras de jazidas de petróleo. A 21 de janeiro de 1939, um sábado, o poço nº 163 atingiu 214 metros mostrando claros indícios de uma camada impregnada de óleo. No domingo, ao chegar em Lobato, Cordeiro viu que “o petróleo minava da boca do poço e corria pelo chão, rumo ao leito da estrada de ferro”, desmentindo a lenda de que não havia petróleo no Brasil.

A descoberta de petróleo em Lobato abriu caminho para a indústria do petróleo nacional. O Conselho Nacional do Petróleo não abandonou os trabalhos executados em outros pontos do país e, ao mesmo tempo em que ampliava a área produtora da Bahia, continuava a perfurar poços pioneiros em diferentes localidades.

Em 1953, o Brasil inaugurou nova fase petrolífera, em que recursos mais poderosos e capazes procuravam a solução para o problema de abastecimento nacional. Instituiu-se o monopólio estatal e criou-se a Petrobrás, pela Lei 2004, de 3 de outubro de 1953. Sua instalação, contudo, só se verificou em 10 de maio de 1954. A indústria petrolífera brasileira passava a ser monopólio do Estado, exercido através de dois órgãos: O Conselho Nacional do Petróleo (atual Departamento Nacional de Combustíveis), órgão de orientação e fiscalização, e a Petrobrás, órgão executivo. Atualmente o monopólio foi flexibilizado, mantendo-se sob controle da União, mas abrindo o país a investimentos estrangeiros associados a Petrobrás. No momento da elaboração do presente trabalho estavam em discussão os novos regulamentos neste sentido.

As descobertas de petróleo sucederam-se no final da década de 50 e início dos anos 60, aumentando gradativamente as reservas. Porém, os campos terrestres não mostravam perspectivas de suprir o mercado, levando à exploração da plataforma continental. A primeira descoberta comercial deu-se no campo de Guaricama - SE e na atualidade, as

unidades de exploração “off-shore”, particularmente na Bacia de Campos - RJ, respondem pela maior parte da produção brasileira de petróleo. Com o avanço tecnológico, as bacias paleozóicas começaram a ser estudadas novamente e exploradas no final dos anos 70, entre elas a bacia Amazônica, com importantes resultados gasíferos em Urucu, na Bacia do Rio Juruá.

Em 1995, a Petrobrás obteve seu recorde na produção diária, com 750 mil barris, valor correspondente aproximadamente à metade da demanda nacional. É importante observar que a Petrobrás investe significativamente em tecnologia, mantendo a vanguarda mundial na exploração de petróleo “offshore” em águas profundas.

A Figura 2.1 apresenta a evolução da produção brasileira de petróleo, desde o início de sua exploração no Recôncavo Baiano, evidenciando-se o enorme esforço de incremento de produção durante os períodos de elevação dos preços internacionais, nos denominados “Choques do Petróleo”, cujos resultados passaram a ser observados a partir dos anos 80.

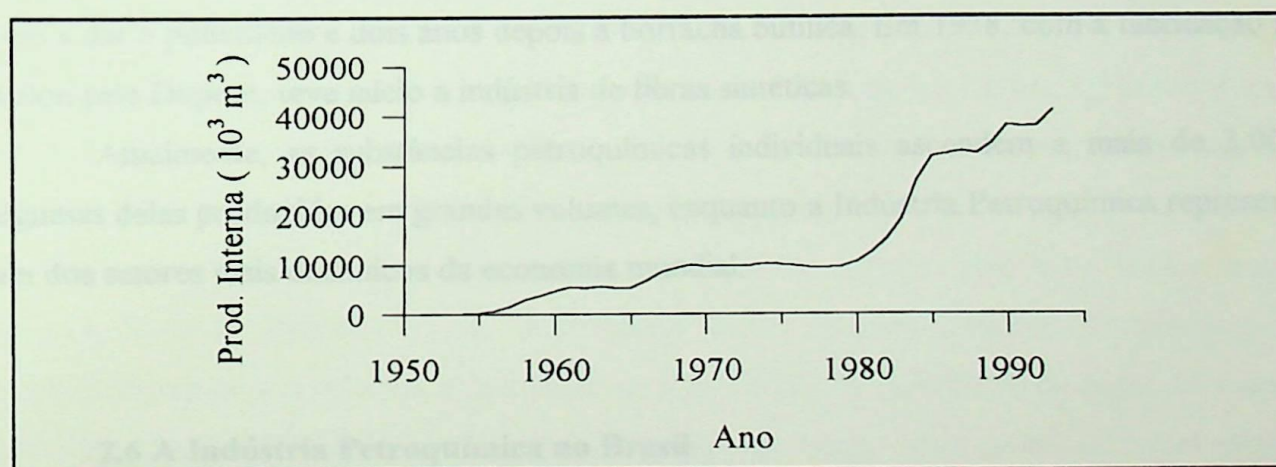


Figura 2.1- Evolução da produção interna de petróleo (Coronado, 1993)

2.5 A Evolução da Indústria Petroquímica no Mundo

O nascimento da Indústria Petroquímica está relacionado com a Indústria Química e com a Engenharia Química modernas. Os produtos petroquímicos eram desprezados pelas companhias de petróleo que anteriormente faziam contratos de venda dos gases de rejeito para as companhias químicas, pois o pensamento e a planificação originais dos administradores da indústria do petróleo não costumavam considerar rotas de natureza

química. Desta forma, os produtos básicos e valorizados do petróleo eram aqueles que resultavam de sua destilação ou simples fracionamento, e não aqueles decorrentes de alterações químicas nos produtos básicos. Por isso, as companhias químicas tomaram a dianteira inicial no desenvolvimento da indústria petroquímica, com algumas exceções notáveis, como a da Shell e a da Standard Oil.

O primeiro produto petroquímico - exclusive o negro de fumo - fabricado em escala mundial foi o álcool isopropílico, produzido pela Standard Oil (New Jersey) em 1920. Era, de início, utilizado como solvente e na síntese da acetona, passando depois a ser adicionado à gasolina, a fim de melhorar sua resistência a compressão. Em 1920, também nos Estados Unidos, foi obtido o glicol etilênico, a partir do eteno. Em 1927 descobriu-se um processo capaz de oxidar parcialmente as substâncias do gás natural, dando origem a vários compostos oxigenados, como o metanol, o formol e a acetona. Em 1930 foi feita pela primeira vez a síntese da amônia com base no hidrogênio de origem petroquímica, até então obtido do carvão ou da eletrólise da água, a alto custo. Em 1933 descobriu-se a reação que veio a dar o polietileno e dois anos depois a borracha butílica. Em 1938, com a fabricação do náilon pela Dupont, teve início a indústria de fibras sintéticas.

Atualmente, as substâncias petroquímicas individuais ascendem a mais de 3.000, algumas delas produzidas em grandes volumes, enquanto a Indústria Petroquímica representa um dos setores mais dinâmicos da economia mundial.

2.6 A Indústria Petroquímica no Brasil

Com seu desenvolvimento associado à Petrobrás, a Indústria Petroquímica no Brasil teve início com a utilização de subprodutos de refinação, vinculada à ampliação da primeira refinaria brasileira de grande porte, a Refinaria Presidente Bernardes, em Cubatão, SP. Antes mesmo desta refinaria entrar em operação, em fins de 1954, foi iniciado o projeto da Fábrica de Fertilizantes (FAFER), destinada a produzir fertilizantes nitrogenados, que se baseiam em amônia. No ano seguinte, a Petrobrás decidiu instalar nesta refinaria uma unidade de fracionamento a baixa temperatura destinada a separar o eteno contido no gás residual. Posteriormente, ainda em Cubatão, a Petrobrás instalou equipamentos para a separação de propeno, utilizado na preparação da acetona e, para atender o crescimento da demanda de

eteno, incorporou, ao mesmo conjunto, três novas unidades de processamento: reformulação catalítica, extração de aromáticos e pirólise de nafta e etano.

No fim da década de 1950, no Estado do Rio de Janeiro, a Petrobrás construiu uma fábrica de borracha sintética do tipo SBR. A produção teve início em 1962, com butadieno importado e estireno já produzido no país. Posteriormente, foi construída a unidade produtora de butadieno, principal matéria prima para a borracha sintética. Também em 1962, a Petrobrás iniciou estudos para aproveitar o gás natural produzido no Recôncavo Baiano, concluindo-se pela implantação de uma fábrica de fertilizantes nitrogenados, produzindo amônia e uréia.

Considerando a importância da indústria petroquímica e a expectativa de sua grande expansão, foi criada, através do Decreto nº 61.981, de 28 de dezembro de 1967, a Petroquisa, empresa subsidiária e totalmente controlada pela Petrobrás, como um meio de estimular a integração entre o setor privado e o setor público e dar à indústria petroquímica segurança na obtenção de matérias-primas a preços estáveis e competitivos.

Em 1968, com a entrada da Petroquisa como acionista da Petroquímica União, considerada, na época, o maior complexo petroquímico da América Latina, foi possível a sua consolidação e garantida a exequibilidade de seu projeto, que fora dimensionado segundo critérios de economia de escala, para tornar o preço das olefinas e aromáticos competitivos e ao nível dos grandes complexos internacionais. Este projeto viabilizou vários outros empreendimentos industriais que absorveriam estes insumos básicos. Tratavam-se de empreendimentos que visavam principalmente a produção de polietileno de baixa densidade, polietileno de alta densidade, tetrâmero de propeno e cumeno, óxido de eteno, policloreto de vinila e cloreto de vinila.

Em 1972, a Petroquímica União começou a produzir conforme previsto no cronograma estabelecido, consolidando-se o Pólo Petroquímico de São Paulo. Em 12 de janeiro de 1972, a Petroquisa criou uma subsidiária, a Petroquímica do Nordeste - Copene, com o objetivo de planejar a implantação de um complexo no Estado da Bahia, adotando os seguintes critérios: a) os projetos do pólo são concebidos como parte de um conjunto e não isoladamente, utilizando tecnologia adequada e tendo dimensões compatíveis com o mercado e com a disponibilidade de matérias-primas; b) todas as empresas consumidoras de produtos básicos terão participação obrigatória na central de matérias-primas (um aspecto relevante do ponto de vista dos sistemas de cogeração); c) nos grupos empreendedores, a composição do

capital deve ser 1/3 da Petroquisa, 1/3 de grupo privado nacional e 1/3 de grupo estrangeiro, admitindo-se variações, desde que a participação da Petroquisa não seja inferior ao do maior sócio, nacional ou estrangeiro, e que a maioria das ações ordinárias pertençam a capitais nacionais. Um terceiro pólo petroquímico foi implantado no Rio Grande do Sul, empregando inicialmente o processo de pirólise de frações originadas da Refinaria Alberto Pasqualini - REFAP. Um quarto pólo petroquímico brasileiro deverá surgir no Estado do Rio de Janeiro, estando atualmente em fase de detalhamento e negociação dos projetos.

No processo recente de reestruturação da Economia brasileira, a Indústria Petroquímica foi transferida ao setor privado, em um processo iniciado em 1990 e concluído em 1996.

4.1 Processos e Produtos

Atualmente, em todo o mundo, o petróleo e o gás natural formam a indústria cerca de 90% dos compostos químicos orgânicos que são utilizados para a elaboração dos produtos finais. Os outros 10% são derivados principalmente pela indústria carbonácea, que utiliza o carvão como matéria-prima, e, com uma pequena porcentagem, pela indústria agroquímica, cuja matéria-prima são matérias vegetais e animais (Lefebvre e Chou-el, 1991a).

As matérias-primas básicas utilizadas na fabricação de produtos petroquímicos são o gás natural, o GLP, o gás do processo de craqueamento, os destilados líquidos e as frações sólidas dos aromáticos. No Brasil, a principal matéria-prima utilizada é a nafta, e o processo mais utilizado para o seu processamento é a pirólise mediante a queima do gás de síntese. A nafta designa um grupo de hidrocarbonetos derivados do petróleo onde os constituintes têm até cinco carbonos e onde o ponto de ebulição final vai até cerca de 350 °C. Distingue-se, segundo suas temperaturas de destilação, em naftas curtas, onde o ponto final de ebulição está entre 100 e 140 °C, e naftas longas, onde este ponto encontra-se entre 150 e 300 °C.

O craqueamento a vapor da nafta fornece uma grande variedade de produtos, desde hidrocarbonetos líquidos aromáticos pesados. A tabela a seguir dá exemplos de

CAPÍTULO 3

A INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

Neste capítulo apresentam-se generalidades sobre a Indústria Petroquímica, abordando seus principais produtos e processos, bem como as características dos pólos petroquímicos brasileiros.

A Indústria Petroquímica é definida comumente como a indústria que utiliza o petróleo e/ou o gás natural como matérias-primas na obtenção de produtos através de processos onde ocorrem reações químicas. Esta definição, porém, deixa margens à dúvidas sobre a real extensão da Indústria Petroquímica. Será considerada, neste trabalho, como Indústria Petroquímica aquela que vai desde a utilização de subprodutos do petróleo para produzir os precursores petroquímicos até a fabricação de produtos acabados por conversão, como plásticos, borrachas e fibras.

3.1 Processos e Produtos

Atualmente, em todo o mundo, o petróleo e o gás natural fornecem à indústria cerca de 90% dos compostos químicos orgânicos que ela utiliza para a elaboração dos produtos finais. Os outros 10% são supridos principalmente pela indústria carboquímica, que utiliza o carvão como matéria-prima, e, com uma pequena porcentagem, pela indústria agroquímica, cuja matéria-prima são materiais vegetais e animais (Lefebvre e Chauvel, 1991a).

As matérias-primas básicas utilizadas na fabricação de produtos petroquímicos são o gás natural, o GLP, o gás do processo de craqueamento, os destilados líquidos e as frações cíclicas dos aromáticos. No Brasil, a principal matéria-prima utilizada é a nafta, e o processo mais utilizado para o seu processamento é a pirólise mediante a queima do gás de síntese. A nafta designa um grupo de hidrocarbonetos derivados do petróleo onde os constituintes tem até cinco carbonos e onde o ponto de ebulição final vai até cerca de 200 °C. Distingue-se, segundo suas temperaturas de destilação, em naftas curtas, onde o ponto final de ebulição está entre 100 e 140 °C, e naftas longas, onde este ponto encontra-se entre 150 e 200 °C.

O craqueamento a vapor da nafta fornece uma grande variedade de produtos, desde hidrogênio até frações líquidas aromáticas pesada. A tabela a seguir dá exemplos de

rendimentos obtidos com o craqueamento a vapor da nafta a diversas severidades (relacionada com a temperatura e o tempo de permanência no forno de pirólise), com e sem reciclagem do etano formado nos fornos. Os valores da tabela referem-se à porcentagem em massa (Chauvel et alli, 1983).

Tabela 3.1 - Craqueamento a vapor da nafta: rendimentos em função da severidade da pirólise

Severidade	Média		Alta		Muito Alta	
	sem	com	sem	com	sem	com
Reciclagem C ₂ H ₆	sem	com	sem	com	sem	com
H ₂ + CH ₄	14,9	15,5	14,9	16,1	17,8	18,1
C ₂ H ₄	18,3	24,4	23,5	28,5	30,0	33,4
C ₂ H ₆	7,5	-----	6,2	-----	4,2	-----
C ₃ H ₆ + C ₃ H ₈	19,2	19,5	18,3	18,3	17,5	17,8
C ₄ H ₆	3,1	3,1	3,2	3,2	4,0	4,0
Outros C ₄	9,1	9,6	7,2	7,2	5,7	5,7
Outros	27,9	27,9	26,7	26,7	20,8	21,0

Os produtos petroquímicos podem ser divididos em 3 grupos: os produtos de 1^a geração (precursores petroquímicos), os de 2^a geração e os acabados por conversão. A Tabela 3.2 mostra os principais produtos de 1^a e 2^a gerações da Indústria Petroquímica.

Os produtos petroquímicos são utilizados como insumos para fertilizantes, inseticidas, fungicidas, herbicidas, pesticidas, plásticos, fibras químicas, tintas, corantes, adesivos, solventes, detergentes, explosivos, produtos farmacêuticos entre outros. Substituem, com vantagem, materiais como a madeira, aço, papel, borracha natural e fibras naturais. Na Tabela 3.3 são apresentados alguns produtos finais e seu campo de aplicação, relacionando-os com os precursores que os geraram.

3.2 Pólos Petroquímicos no Brasil

No Brasil existem 3 grandes pólos petroquímicos responsáveis pela grande maioria dos produtos petroquímicos gerados no país. O menor e mais bem localizado é o Complexo

Tabela 3.2 - Principais Produtos da Indústria Petroquímica

Fontes	Cargas	Processos	1ª geração	2ª geração	
Gás Natural	Metano →	Reforma a Vapor	Hidrogênio		
			Amônia	Uréia Ácido Nítrico Sais de amônia	
			Metanol	MTBE (1) Formol Ácido Acético	
	Etano-Propano	Craqueamento a Vapor	Eteno	Polietileno Clor. de vinila Acetaldeido Etanol Deriv. clorados Etilenoglicol Óx. de etileno Ácido acético Olef. lineares EPDM (2)	
Butano	Butadieno		Polibutadieno Hexametilened. Ciclododecadr.		
	Propeno		Polipropileno Óx. de propeno Acrinonitrila Etilhexanol Glicerina Acroleina EPDM (2) Acetona		
	Buteno		Anidr. maleico Metiletilcetona		
	Isobuteno		Borracha butil. Metacril. metila		
	Benzeno		Estireno Ciclohexano Anilina Alquibenzos Dodecilbenz. Anidr. maleico Fenol		
	Xilenos		Anidr. ftálico Ác. tereftálico		
	Tolueno		Ácido benzóico TDI (3) Trinitrotolueno Fenol		
Petróleo Bruto	Nafta		Reforma Catalítica		
	Gasóleo		Desparafin.	Parafinas	Paraf. normais

(1) Metil tert-butil éter (2) Copolímero de eteno, propeno e de um dieno (3) Toluenodiisocianeto

Petroquímico de São Paulo - Petroquímica União, na cidade de Cubatão. No Rio Grande do Sul localiza-se o Complexo Petroquímico de Triunfo - Copesul e na Bahia o Complexo Petroquímico de Camaçari - Copene, o maior e mais novo.

A união das indústrias petroquímicas em pólos deve-se principalmente ao uso mais racional dos insumos utilizados. Na Tabela 3.4 são apresentados alguns dados dos pólos brasileiros (ABIQUIM, 1995a). Nas Figuras 3.1, 3.2 e 3.3 representam-se as matérias primas utilizadas e os produtos gerados por cada um desses pólos.

Tabela 3.3 - Alguns Produtos Finais na Indústria Petroquímica

Aplicação Precursor	Materiais Plásticos	Fibras Sintéticas	Fertilizantes	Diversos
Amônia	Uréia-Formol		Uréia Nitratos Sais de Amônio	
Eteno	Poliétileno PVC Poliesters	Rhovyl Tergal		Solventes
Propeno	Polipropileno Poliacrílicos Poliol	Napryl Crylor		Plastificantes
Butadieno	Poliâmida 6-6 Poliâmida 12	Nylon 6-6		Solventes
Buteno	Poliesters			Pesticidas
Benzeno	Poliestireno Poliâmidas Policarbonatos	Nylon 6 Nylon 6-6		Corantes
Tolueno	Poliuretano Policarbonatos Polioxifenileno			Produtos Farmacêuticos Explosivos
Xilenos	Glicerofitálicos	Tergal		Platificantes

Tabela 3.4- Pólos petroquímicos brasileiros (1994)

Dados	Pólos petroquímicos	Copene	Copesul	Petroquímica União
Pessoal empregado (31/12/94) :em regime de CLT		1189	834	965
	na produção	805	533	742
	terceiros	n.d.	301	554
Patrimônio líquido (10 ⁶ US\$)		2299	834	787
Faturamento líquido (10 ⁶ US\$)		1223	462	347

3.3 Produção da Indústria Petroquímica no Brasil

Neste tópico apresentam-se alguns dados relativos aos produtos petroquímicos, visando selecionar aqueles que serão avaliados do ponto de vista da geração combinada de calor e trabalho.

A diversidade de produtos petroquímicos é tão grande que torna-se difícil dizer com precisão quais são os mais importantes. Um dos possíveis critérios utilizados para chegar a um grupo representativo é a capacidade instalada de produção no país. Utilizando dados da ABIQUIM (1995a) chega-se à Tabela 3.5.

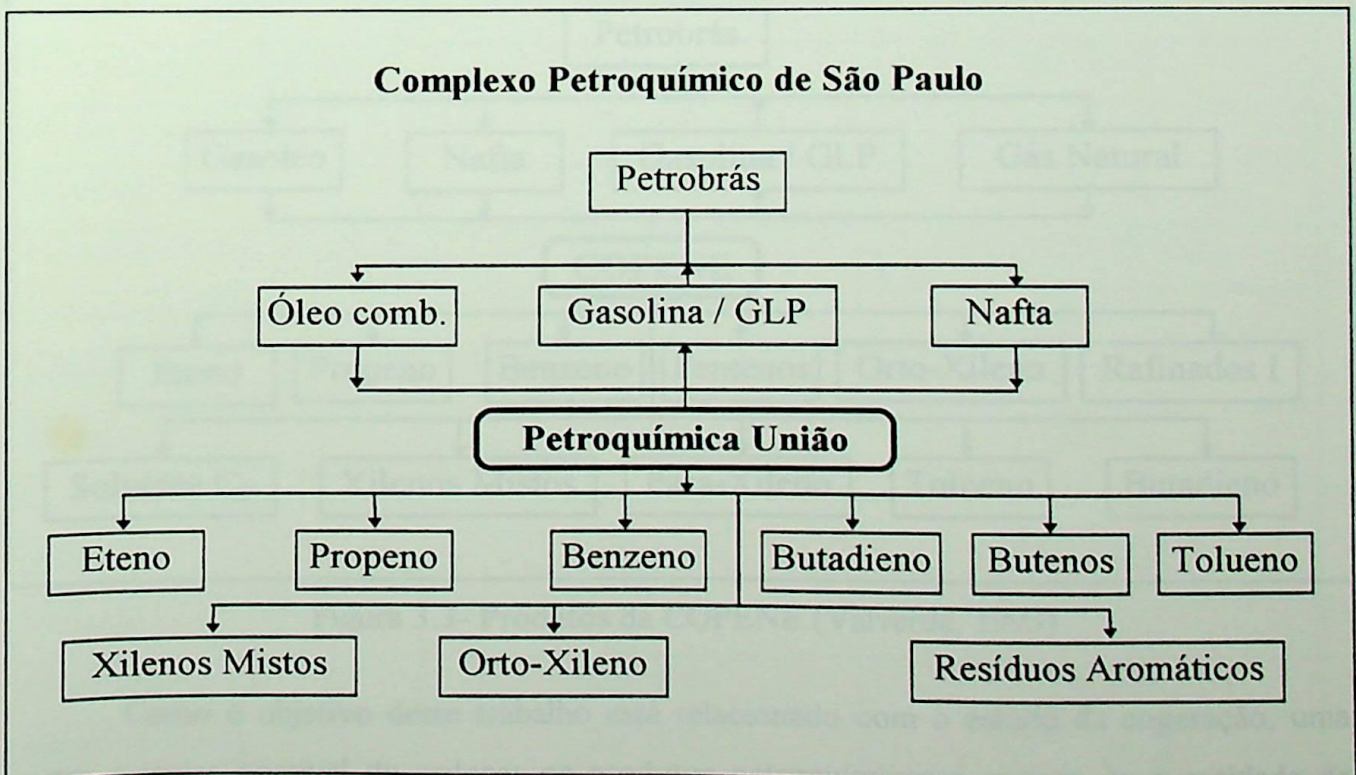


Figura 3.1- Produtos da Petroquímica União (Fairbanks, 1993)

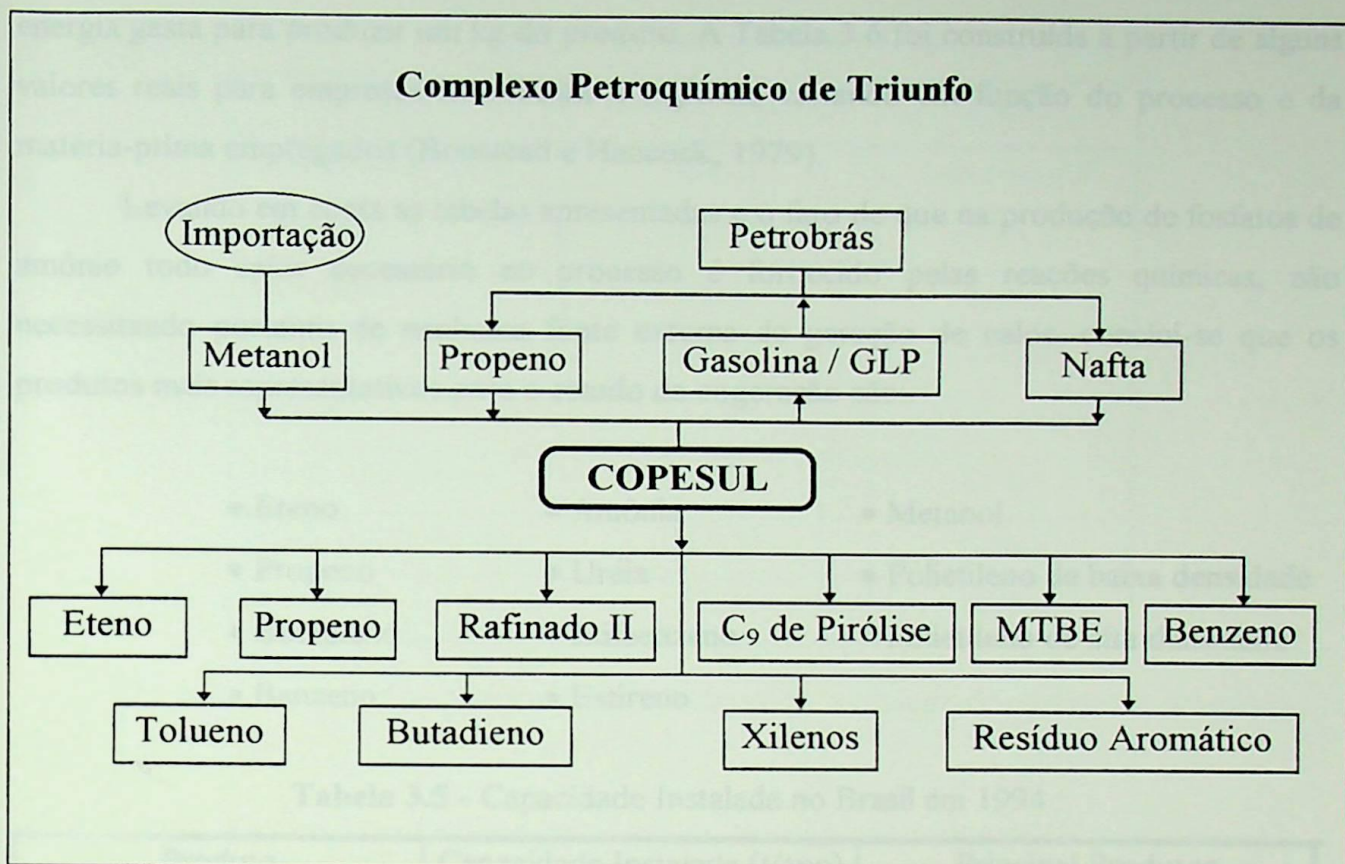


Figura 3.2- Produtos da COPESUL (Almeida, 1993)

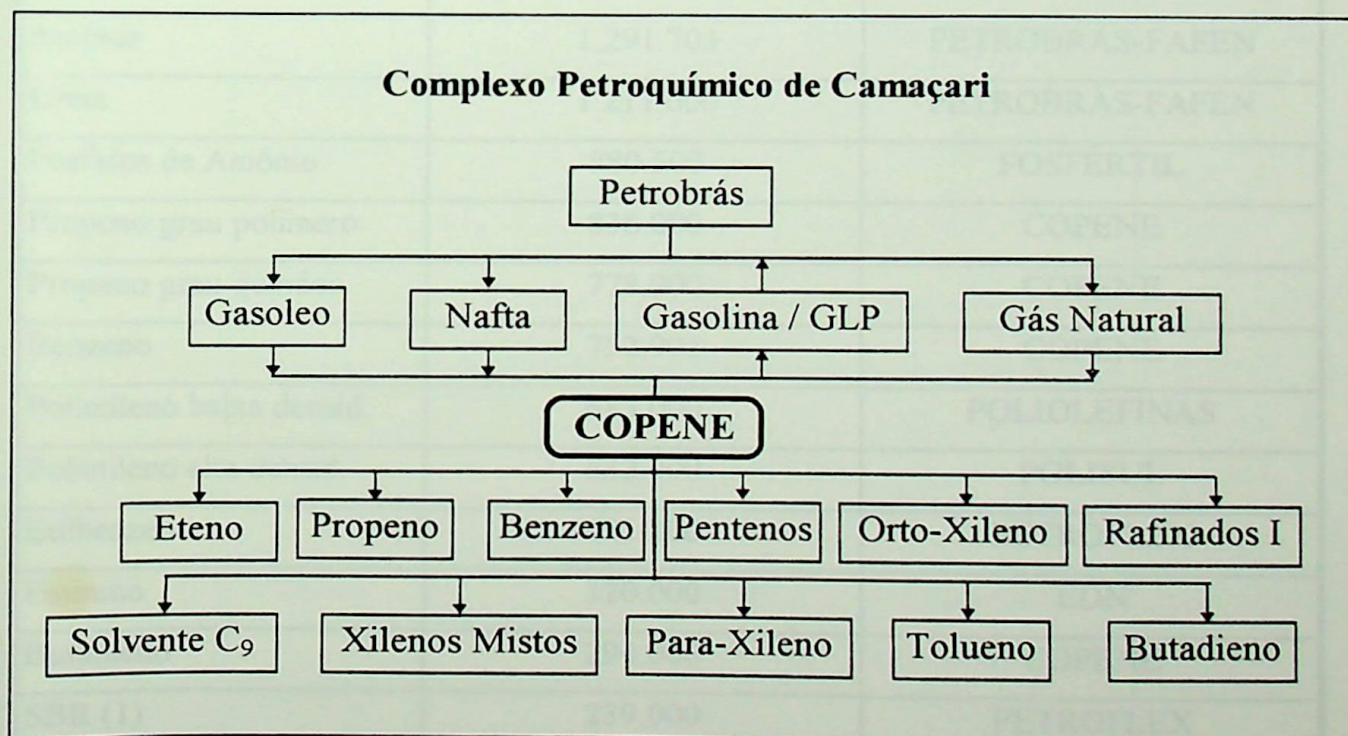


Figura 3.3- Produtos da COPENE (Valverde, 1993)

Como o objetivo deste trabalho está relacionado com o estudo da cogeração, uma outra maneira possível de ordenar os produtos petroquímicos é através da quantidade de

energia gasta para produzir um kg do produto. A Tabela 3.6 foi construída a partir de alguns valores reais para empresas americanas e inglesas, variando em função do processo e da matéria-prima empregados (Boustead e Hancock, 1979).

Levando em conta as tabelas apresentadas e o fato de que na produção de fosfatos de amônio todo calor necessário ao processo é fornecido pelas reações químicas, não necessitando portanto de nenhuma fonte externa de geração de calor, conclui-se que os produtos mais representativos para o estudo da cogeração são:

- Eteno
- Propeno
- Butadieno
- Benzeno
- Amônia
- Uréia
- Etilbenzeno
- Estireno
- Metanol
- Polietileno de baixa densidade
- Polietileno de alta densidade

Tabela 3.5 - Capacidade Instalada no Brasil em 1994

Produto	Capacidade Instalada (t/ano)	Principal Produtor
Eteno	2.140.000	COPENE
Amônia	1.291.703	PETROBRÁS-FAFEN
Uréia	1.211.000	PETROBRÁS-FAFEN
Fosfatos de Amônio	880.500	FOSFÉRTIL
Propeno grau polímero	836.000	COPENE
Propeno grau químico	778.900	COPENE
Benzeno	752.905	COPENE
Polietileno baixa densid.	683.000	POLIOLEFINAS
Polietileno alta densid.	632.000	POLISUL
Etilbenzeno	491.200	PETROFLEX
Estireno	320.000	EDN
Butadieno	294.000	COPENE
SBR (1)	239.000	PETROFLEX
Metanol	228.720	PROSINT
Poliestireno	217.400	EDN-SUL
Negro de Fumo	205.800	COPEBRÁS

(1) Borracha de butadieno-estireno

Tabela 3.6 - Energia Requerida

Produto	Energia (MJ/kg)	Fonte
Amônia	45,73	Gás Natural
Benzeno	62,04	Óleo Cru
Butadieno	7,66	Nafta
Eteno	49,58	Nafta
Metanol	42,99	Óleo Cru
Poliet. alta densid.	87,22	Eteno
Poliet. baixa densid.	113,53	Eteno
Propeno	57,04	Nafta

A seguir apresenta-se a capacidade brasileira de produção dos produtos selecionados (ABIQUIM, 1995a).

Tabela 3.7 - Capacidade brasileira de produção de Eteno (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
COPENE	BA	1.080.000
COPELUL	RS	600.000
PqU	SP	360.000
SALGEMA (*)	AL	100.000
Total		2.140.000

(*) Alcoolquímico

Tabela 3.8- Capacidade brasileira de produção de Propeno (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
COPENE	BA	1.000.000
COPELUL	RS	325.000
PqU	SP	204.000
PETROBRÁS	BA	85.900
Total		1.614.900

Tabela 3.9 - Capacidade brasileira de produção de Butadieno (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
COPENE	BA	147.000
COPELUL	RS	97.000
PqU	SP	50.000
Total		294.000

Tabela 3.10 - Capacidade brasileira de produção de Benzeno (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
AÇOMINAS	MG	12.085
COPENE	BA	340.000
COPELUL	RS	190.000
CSN	RJ	6.120
PETROBRÁS	SP	34.700
PqU	SP	170.000
Total		752.905

Tabela 3.11 - Capacidade brasileira de produção de Amônia (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
AÇOMINAS	MG	3.600
CSN	RJ	5.603
PETROBRÁS-FAFEN	BA / SE	709.500
ULTRAFÉRTIL	SP / PR	567.600
USIMINAS	MG	5.400
Total		1.291.703

Tabela 3.12 - Capacidade brasileira de produção de Uréia (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
PETROBRÁS-FAFEN	BA/SE	716.000
ULTRAFÉRTIL	PR	495.000
Total		1.211.000

Tabela 3.13 - Capacidade brasileira de produção de Metanol (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
HOECHST	SP	6.000
METANOR	BA	70.400
POLYENKA	SP	6.400
PROSINT	RJ	138.000
ULTRAFÉRTIL	PR	7.920
Total		228.720

Tabela 3.14 - Capacidade brasileira de produção de Etilbenzeno (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
CBE	SP	128.700
EDN	BA	172.500
PETROFLEX	RS	190.000
Total		491.200

Tabela 3.15 - Capacidade brasileira de produção de Estireno (1994)

Empresa	Localização	Capacidade Instalada (t/ano)
CBE	SP	110.000
EDN	BA	150.000
PETROFLEX	RJ	60.000
Total		320.000

Tabela 3.16 - Capacidade brasileira de produção de PEBD (1994)

Empresa	Localização	Capac. Instalada (t/ano)
POLIOLEFINAS	SP/RS	290.000
POLITENO	BA	135.000
TRIUNFO	RS	130.000
UNION CARBIDE	SP	128.000
Total		683.000

Tabela 3.17 - Capacidade brasileira de produção de PEAD (1994)

Empresa	Localização	Capac. Instalada (t/ano)
POLIALDEN	BA	120.000
POLIOLIFENAS NE	BA	80.000
POLISUL	RS	220.000
POLITENO LINEAR	BA	130.000
SOLVAY	SP	82.000
Total		632.000

No próximo capítulo serão apresentados os processos de produção destes produtos, que incluem produtos precursores e de 2^a geração.

CAPÍTULO 4

PRINCIPAIS PROCESSOS DA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA

Neste capítulo estuda-se os processos de fabricação, as características e os empregos dos produtos selecionados no capítulo anterior, tendo em vista principalmente a caracterização de sua demanda de utilidades visando o estudo de sistemas de cogeração.

4.1 Eteno, Propeno, Butadieno e Benzeno

Este tópico está baseado no trabalho de Lefebvre e Chauvel, 1991b, salvo complementos adicionais referidos localmente.

As olefinas leves de alta pureza (eteno a 99,95%, propeno a 99,5%), os grupos ricos em diolefinas (grupo C₄ a 50% de butadieno) e os aromáticos (grupo C₅ a 15% de isopropeno, grupo C₆ e superiores a 80% de aromáticos) são obtidos de hidrocarbonetos parafínicos por craqueamento a vapor. Constituem o grupo mais importante de produtos petroquímicos.

As olefinas leves são produzidas pela união carbono-carbono na desidrogenação das parafinas. A partir de reações secundárias são obtidas as diolefinas (desidrogenação e dimerização das olefinas) e os aromáticos (reações de Diels-Alder entre diolefinas e ciclo-olefinas, seguidas de desidrogenação).

4.1.1 Matérias-Primas

As cargas habitualmente utilizadas são definidas pelo intervalo de temperatura de destilação:

- Nafta curta.....	35 - 65 °C
- Nafta média.....	65 - 160 °C
- Nafta longa.....	35 - 200 °C
- Querosene.....	180 - 250 °C
- Gasóleo atmosférico.....	250 - 350 °C
- Gasóleo sob vácuo.....	350 - 550 °C

4.1.2 Processo de produção

O eteno é geralmente obtido utilizando-se como matéria-prima principal ou o etano ou a nafta. Um fluxograma simplificado do processo que utiliza etano como principal matéria-prima é mostrado na Figura 4.1.1. Na Tabela 4.1.1 estão representados os consumos médios dos insumos e dos produtos obtidos em cada fase deste processo (Brown, 1985).

Na Figura 4.1.2 está representada uma unidade de craqueamento a vapor, processo utilizado na obtenção dos produtos petroquímicos de primeira geração, onde o matéria-prima principal é a nafta. Neste processo, os hidrocarbonetos parafínicos (etano, propano, butano, nafta e gasóleos) são pré-aquecidos (80 a 120 °C), misturados com vapor d'água superaquecido e levados ao forno de pirólise.

A mistura de hidrocarbonetos e vapor d'água é conduzida a uma temperatura entre 820 e 860 °C pela passagem dentro de feixes de tubos verticais aquecidos por queimadores. A pressão de operação é pequena, cerca da 0,2 MPa, o que favorece a decomposição das parafinas. O gás proveniente do forno é submetido a uma têmpera para geração de vapor para deter as reações secundárias.

Os gases deixam a têmpera a aproximadamente 450 °C e alimentam um separador de essência pesada e de óleo residual destilados a 200 °C ou mais, sendo em seguida resfriados pelo contato direto com a água de processo. Após uma compressão a aproximadamente 3,6 MPa e separação do gás carbônico, do hidrogênio sulfúrico e da água (por secagem em leito fixo), a mistura gasosa é separada em constituintes puros através de fracionamento refrigerado.

O esquema do processo da Figura 4.1.2 é o mais largamente aplicado. Inicialmente separa-se o hidrogênio e o metano liquefazendo-se o grupo C₂ e superiores a aproximadamente -120 °C. O metano contido dentro do líquido é separado no demetanizador. O líquido produzido no fundo do demetanizador é separado em duas frações dentro de deetanizador. Na parte superior, o grupo C₂ é inicialmente tratado para transformar o acetileno em etano por hidrogenação. Em seguida, por superfracionamento, separa-se o eteno de alta pureza do etano, que será reciclado no forno de pirólise.

No fundo do deetanizador, o grupo C₃ e superiores são levados para alimentar o depropanizador, que recebe também os condensados da compressão. Na parte superior do depropanizador, o grupo C₃ passa por hidrogenação e superfracionamento dentro de uma sequência análoga àquela utilizada para o grupo C₂. O resíduo do depropanizador é separado

dentro do debutanizador. O grupo C_4 na parte superior é rico em butadieno. A extração e purificação do butadieno utiliza técnicas de destilação extrativa. Estas unidades são independentes do craqueamento.

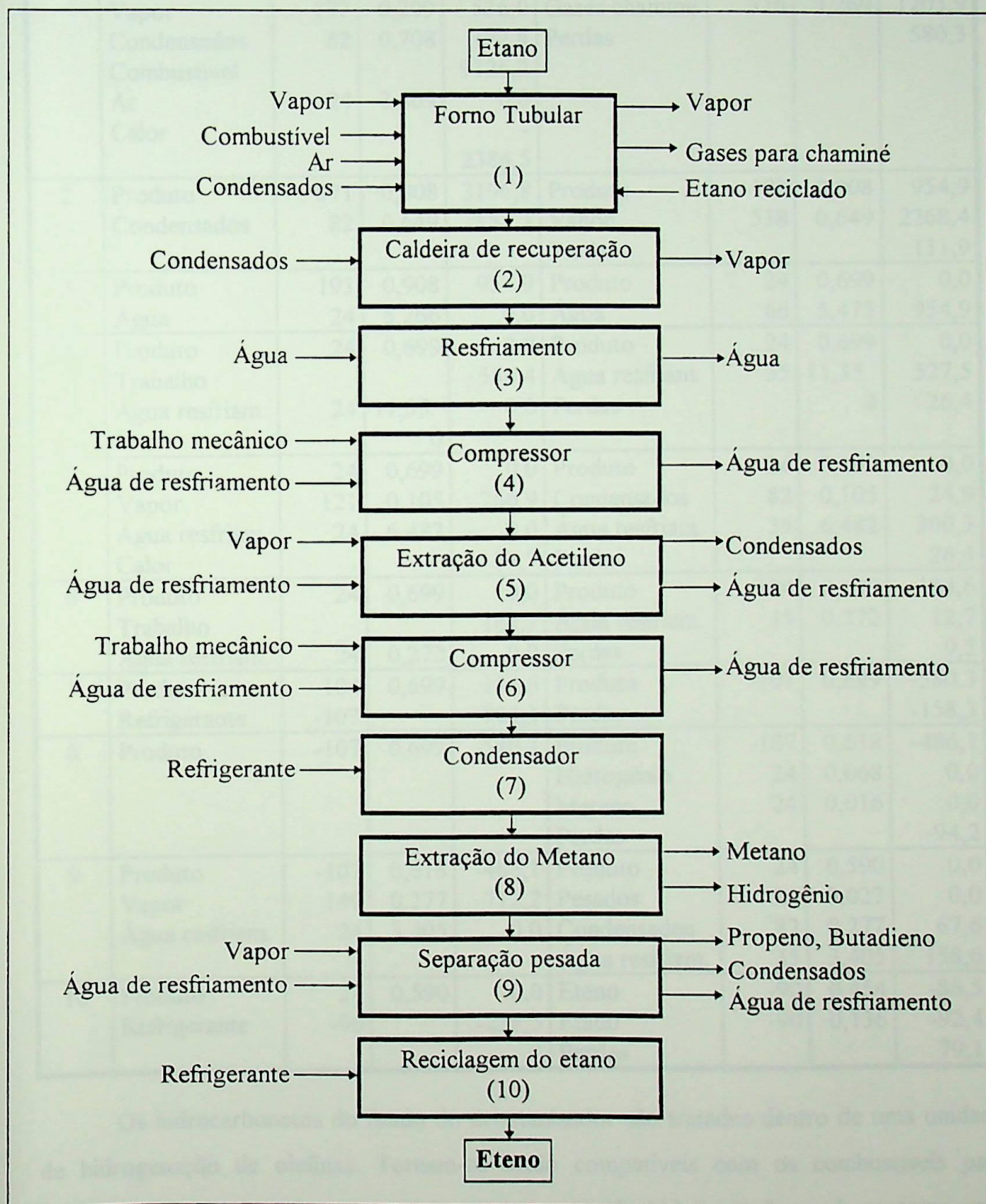


Figura 4.1.1 - Fluxograma simplificado da produção de eteno através do etano

Tabela 4.1.1 - Consumos na produção de eteno através de etano (Fig 4.1.1)

Fase Nº	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)
1	Etano	24	0,565	0,0	Produto	871	0,908	3196,8
	Etano recic.	24	0,134	0,0	Vapor	538	0,708	2468,8
	Vapor	177	0,209	536,0	Gases chaminé	316	3,269	1203,9
	Condensados	82	0,708	172,4	Perdas			580,3
	Combustível			9126,2				
	Ar	24	3,269	0,0				
	Calor			-				
				2384,5				
2	Produto	871	0,908	3196,8	Produto	193	0,908	954,9
	Condensados	82	0,649	158,3	Vapor	538	0,649	2268,4
					Perdas			131,9
3	Produto	193	0,908	954,9	Produto	24	0,699	0,0
	Água	24	5,266	0,0	Água	66	5,475	954,9
4	Produto	24	0,699	0,0	Produto	24	0,699	0,0
	Trabalho			584,4	Água resfriam.	35	11,35	527,5
	Água resfriam.	24	11,35	0,0	Perdas		0	26,4
			0					
5	Produto	24	0,699	0,0	Produto	24	0,699	0,0
	Vapor	121	0,105	266,9	Condensados	82	0,105	24,9
	Água resfriam.	24	6,482	0,0	Água resfriam.	35	6,482	300,3
	Calor			84,7	Perdas			26,4
6	Produto	24	0,699	0,0	Produto	104	0,699	164,6
	Trabalho			184,7	Água resfriam.	35	0,272	12,7
	Água resfriam.	24	0,272	0,0	Perdas			9,5
7	Produto	104	0,699	164,6	Produto	-107	0,699	-580,3
	Refrigerante	-107		-903,1	Perdas			-158,3
8	Produto	-107	0,699	-580,3	Produto	-107	0,618	-486,1
					Hidrogênio	24	0,068	0,0
					Metano	24	0,016	0,0
					Perdas			-94,2
9	Produto	-107	0,618	-486,1	Produto	24	0,590	0,0
	Vapor	149	0,277	712,2	Pesados	24	0,027	0,0
	Água resfriam.	24	3,405	0,0	Condensados	82	0,277	67,6
					Água resfriam.	35	3,405	158,6
10	Produto	24	0,590	0,0	Eteno	-90	0,454	-86,5
	Refrigerante	-90		-258,5	Etano	-90	0,136	-92,4
					Perdas			79,1

Os hidrocarbonetos do fundo do debutanizador são tratados dentro de uma unidade de hidrogenação de olefinas. Tornam-se então compatíveis com os combustíveis para veículos automotores. São necessários tratamentos de hidrogenação suplementares para extrair-se os aromáticos.

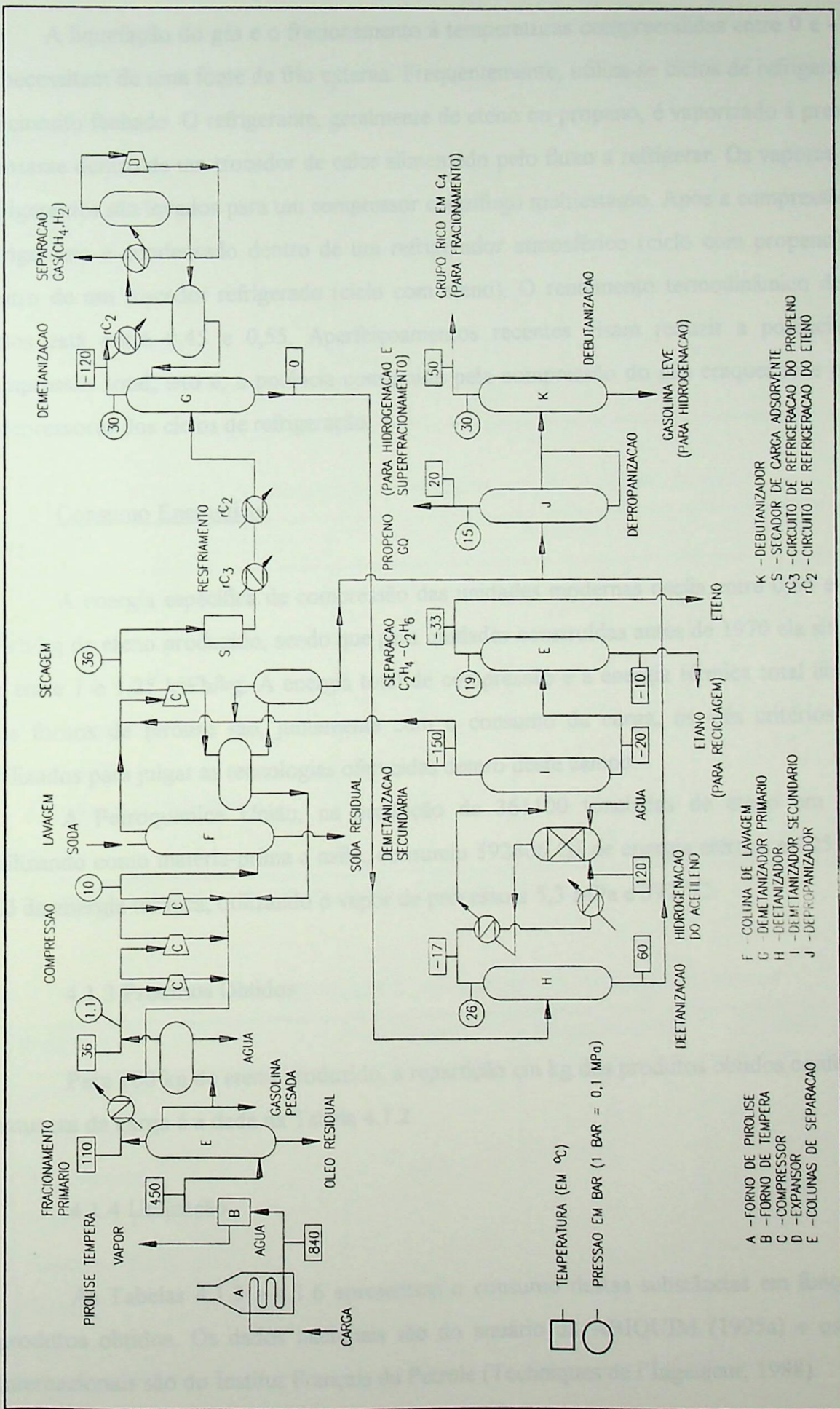


Figura 4.1.2 - Unidade de craqueamento a vapor

A liquefação do gás e o fracionamento à temperaturas compreendidas entre 0 e -100 °C necessitam de uma fonte de frio externa. Frequentemente, utiliza-se ciclos de refrigeração em circuito fechado. O refrigerante, geralmente de eteno ou propeno, é vaporizado à pressão constante dentro de um trocador de calor alimentado pelo fluxo a refrigerar. Os vapores dos refrigerantes são levados para um compressor centrífugo multiestágio. Após a compressão, o refrigerante é condensado dentro de um refrigerador atmosférico (ciclo com propeno) ou dentro de um trocador refrigerado (ciclo com eteno). O rendimento termodinâmico destes ciclos está entre 0,45 e 0,55. Aperfeiçoamentos recentes visam reduzir a potência de compressão total, isto é, a potência consumida pela compressão do gás craqueado e pelos compressores dos ciclos de refrigeração.

Consumo Energético

A energia específica de compressão das unidades modernas oscila entre 0,65 e 0,85 kWh/kg de eteno produzido, sendo que para unidades construídas antes de 1970 ela situava-se entre 1 e 1,25 kWh/kg. A energia total de compressão e a energia térmica total liberada nos fornos de pirólise são, juntamente com o consumo da carga, os três critérios mais utilizados para julgar as tecnologias oferecidas dentro deste campo.

A Petroquímica União, na produção de 361100 toneladas de eteno em 1995, utilizando como matéria-prima a nafta, consumiu 592806 GJ de energia elétrica e 12536853 GJ de energia térmica, utilizando o vapor de processo a 5,3 MPa e 397 °C.

4.1.3 Produtos Obtidos

Para 100 kg de eteno produzido, a repartição em kg dos produtos obtidos conforme a natureza da carga é a dada na Tabela 4.1.2.

4.1.4 Utilização

As Tabelas 4.1.3 a 4.1.6 apresentam o consumo destas substâncias em função dos produtos obtidos. Os dados nacionais são do anuário da ABIQUIM (1995a) e os dados internacionais são do Institut Français du Pétrole (Techniques de l'Ingenieur, 1988).

Tabela 4.1.2 - Produtos obtidos (base: 100 kg de eteno)

Produto	Carga	Etano	GLP	Nafta	Gasóleo
Eteno		100	100	100	100
Propeno		1,7	35	46	52
Butadieno		-----	6	15	16
BTX		-----	7,5	35	43
Combustíveis		23,3	76,5	109	179
Total		125	225	305	390

Tabela 4.1.3 - Repartição em porcentagem da produção de eteno

Produtos	Brasil	Estados Unidos	Japão
PEBD	43	27 *	28 *
PEAD	19	23	20
Óxido de eteno	15	14	10
Dicloroetano	9	-----	-----
Etilbenzeno	8	7	10
Clor. de vinila monômero.	6	13	17
Outros	0	16	15

* Compreende polietileno de baixa densidade e polietileno linear

Tabela 4.1.4 - Repartição em porcentagem da produção de propeno

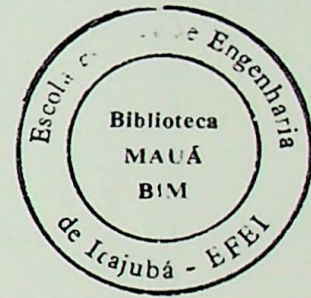
Produtos	Brasil	Estados Unidos	Japão
Polipropileno	50	38	48
Acrilonitrila	14	15	20
Oxo-Álcoois	-----	8	9
Butanol / Octanol	13	-----	-----
Noneno / Tetrâmero. Prop.	11	-----	-----
Cumeno	10	11	6
Outros	2	28	17

Tabela 4.1.5 - Repartição em porcentagem da produção de butadieno

Produtos	Brasil	Estados Unidos	Japão
Polibutadieno	51	24	26
SBR (borracha e látex)	44	50	49
Resinas ABS	2	9	12
Outros	3	17	13

Tabela 4.1.6 - Repartição em porcentagem da produção de benzeno

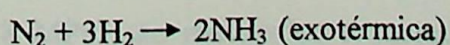
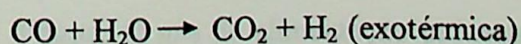
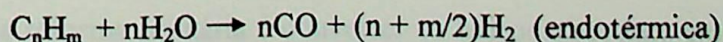
Produtos	Brasil
Etilbenzeno	45
Cumeno	28
Caprolactama	11
LAB	7
Anidrido Maléico	3
Outros	6



4.2 Amônia

Este tópico é baseado no trabalho de Mazaud, 1987a, salvo referências locais.

A amônia, fundamentalmente empregada em fertilizantes, é obtida através de uma reação entre o hidrogênio proveniente de hidrocarbonetos e da água com nitrogênio atmosférico. A produção de hidrogênio realiza-se principalmente por reforma de hidrocarbonetos por vapor d'água seguida de conversão por vapor d'água do monóxido de carbono produzido. O hidrogênio é purificado de todos os compostos oxigenados que o acompanham, antes de ser introduzido nos reatores catalíticos de síntese de amônia. As principais reações são as seguintes:



4.2.1 Matérias-primas

O gás natural é a principal fonte de hidrogênio destinado à síntese de amônia. Aproximadamente 90% da produção de amônia é atualmente obtida a partir do gás natural, devido principalmente a fatores econômicos: custo da matéria-prima e custos de investimento e exploração.

Uma unidade moderna de produção de amônia a partir do gás natural apresenta os seguintes consumos de matérias-primas e utilidades, com base na produção de uma tonelada de amônia:

- gás de processo..... 22 GJ
- gás de aquecimento..... 8 GJ
- energia elétrica..... 16 kWh
- água de resfriamento..... 210 t para $\Delta T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$
- água desmineralizada..... 1,2 t

4.2.2 Processo de produção

O principal meio de produção de amônia é através do processo de reforma de hidrocarbonetos com vapor d'água. Esta instalação, utilizando como matéria-prima o gás natural, comporta as seguintes etapas, como mostra a Figura 4.2.1.

- Preparo da alimentação

A matéria-prima é purificada, removendo-se principalmente CO_2 e H_2S , além de eventuais poeiras e gotas de líquidos (óleo ou água). Após esta purificação inicial, o gás é comprimido até a pressão de operação do reformador e pré-aquecido.

- Reforma primária

A finalidade da reforma primária é converter os hidrocarbonetos em H_2 e CO através da reação com vapor d'água. O gás de alimentação pré-aquecido e o vapor de alta pressão (aproximadamente 3,8 MPa) são misturados e passados através de tubos aquecidos pela fornalha de reforma.

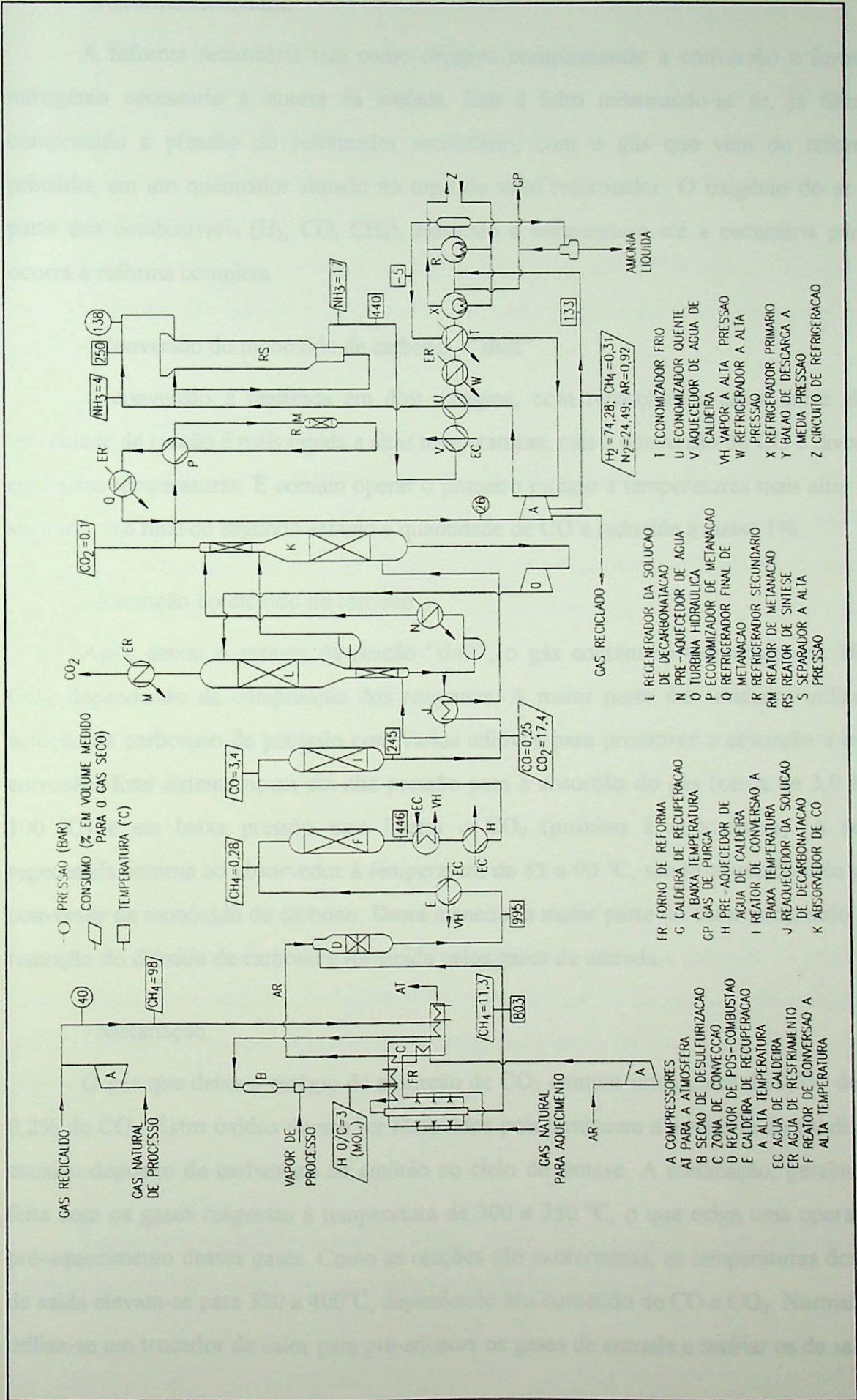


Figura 4.2.1 - Processo de produção de amônia

- Reforma secundária

A reforma secundária tem como objetivo complementar a conversão e fornecer o nitrogênio necessário à síntese da amônia. Isto é feito misturando-se ar, já filtrado e comprimido à pressão do reformador secundário, com o gás que vem do reformador primário, em um queimador situado no topo do vaso reformador. O oxigênio do ar oxida parte dos combustíveis (H_2 , CO , CH_4), elevando a temperatura até a necessária para que ocorra a reforma completa.

- Conversão do monóxido de carbono - "shift"

A conversão é realizada em dois estágios, com remoção de calor entre eles. A velocidade de reação é mais rápida a altas temperaturas, mas a conversão do CO é favorecida em baixas temperaturas. É comum operar o primeiro estágio a temperaturas mais altas que o segundo. No final do segundo estágio a quantidade de CO é reduzida a quase 1%.

- Remoção do dióxido de carbono

Após deixar o estágio da reação "shift", o gás contém aproximadamente 18% de CO_2 , dependendo da composição dos reagentes. A maior parte das unidades utiliza uma solução de carbonato de potássio com vários aditivos para promover a absorção e evitar a corrosão. Este sistema opera em alta pressão para a absorção do gás (cerca de 3,0 MPa e 100 °C) e em baixa pressão para liberar o CO_2 (próxima à atmosférica). A solução regenerada retorna ao absorvedor à temperatura de 85 a 90 °C, sendo aquecida pelo gás do conversor de monóxido de carbono. Desta maneira, a maior parte do calor necessário para a remoção do dióxido de carbono é fornecida pelos gases de entrada.

- Metanação

O gás que deixa o estágio de absorção de CO_2 contém ainda cerca de 0,3% de CO e 0,2% de CO_2 . Estes óxidos devem ser removidos pois diminuem a atividade do catalisador e causam depósito de carbamato de amônio no ciclo de síntese. A metanação, geralmente, é feita com os gases reagentes à temperatura de 300 a 350 °C, o que exige uma operação de pré-aquecimento desses gases. Como as reações são exotérmicas, as temperaturas dos gases de saída elevam-se para 320 a 400°C, dependendo seu conteúdo de CO e CO_2 . Normalmente, utiliza-se um trocador de calor para pré-aquecer os gases de entrada e resfriar os de saída.

- Compressão

O gás que deixa o estágio de metanação é comprimido até a pressão necessária para a reação de síntese. Utilizam-se, atualmente, compressores centrífugos para plantas cujas capacidades variam de 600 a 1500 ton/dia. As unidades mais modernas para a produção de amônia operam normalmente na faixa de 15 a 25 MPa, embora algumas unidades maiores possam operar na faixa de 30 a 35 MPa.

Os compressores centrífugos são normalmente acionados por turbinas movidas com vapor de alta pressão, gerado principalmente por uma caldeira auxiliar incorporada à unidade de amônia.

- Síntese de amônia

Os conversores de síntese de amônia podem ser de dois tipos:

- aqueles que possuem múltiplos leitos de catálise, onde ocorre o resfriamento dos gases entre os leitos para geração de vapor, ou para pré-aquecimento do gás de alimentação;
- aqueles que possuem um leito de catálise contínuo, onde o calor de reação é removido por meio de um trocador de calor.

O gás que deixa o conversor é primeiramente resfriado por troca de calor com o gás de entrada na unidade de síntese e então conduzido à unidade de refrigeração para condensar a maior parte da amônia.

Além do processo de produção de amônia através da reforma de hidrocarbonetos com vapor d'água, existem diversos outros processos, todos eles relativamente próximos um do outro, alterando-se geralmente apenas os arranjos das seções das unidades de produção e certas tecnologias originais. Na Figura 4.2.2 é apresentado o fluxograma da produção de amônia através do metano. O consumo de utilidades e de matérias-primas deste processo é mostrado na Tabela 4.2.1 (Brown, 1985).

4.2.3 Produtos obtidos

A amônia é produzida no estado líquido, anidra, geralmente à temperatura de $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$, o que permite sua estocagem em reservatórios à pressão atmosférica.

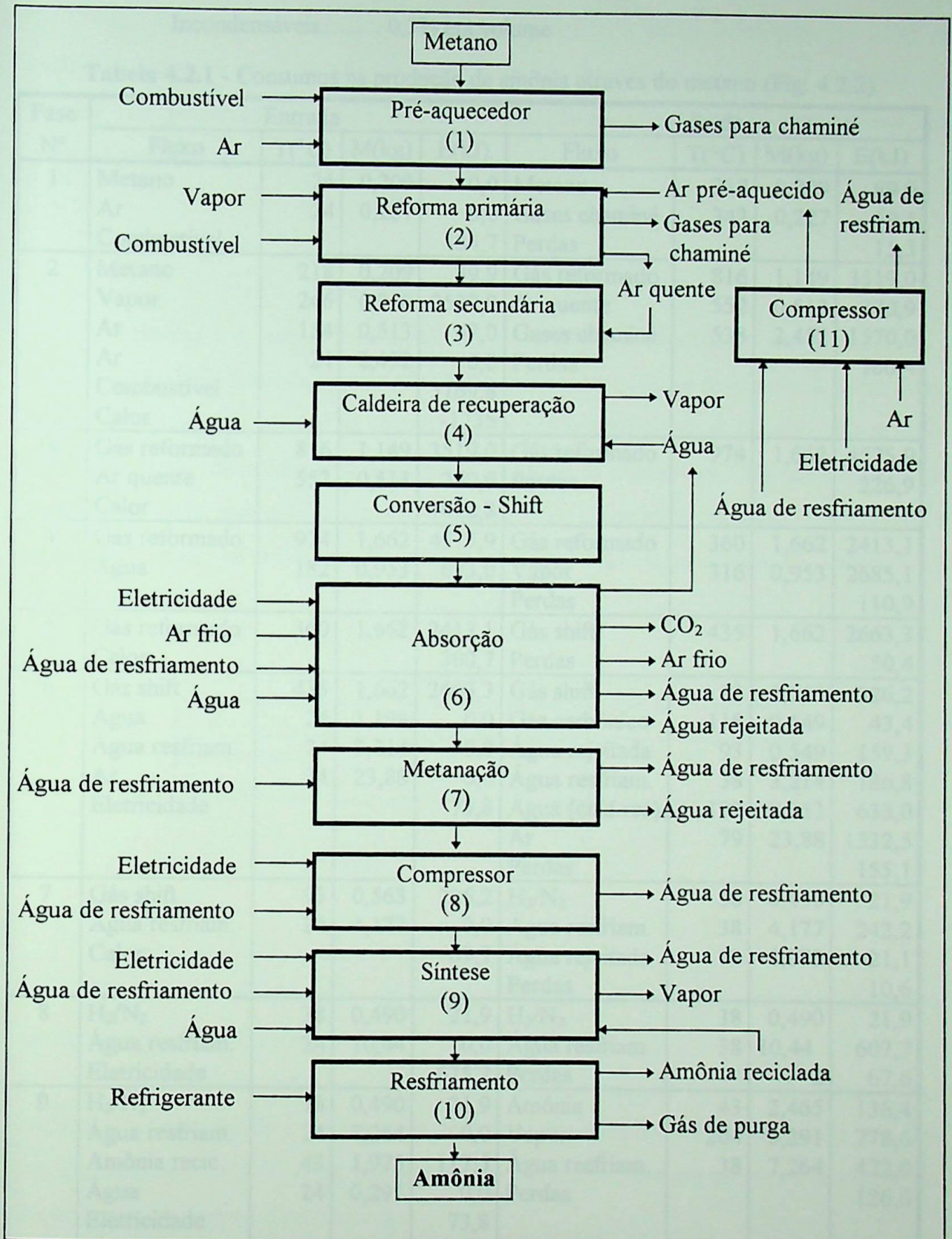


Figura 4.2.2 - Fluxograma simplificado da produção de amônia utilizando metano

A quantidade padrão geralmente obtida contém:

NH₃..... 99,5% em massa (mínimo)

H₂O..... 0,5% em massa (máximo)

Incondensáveis..... 0,3% em volume

Tabela 4.2.1 - Consumos na produção de amônia através do metano (Fig. 4.2.2)

Fase N°	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)
1	Metano	24	0,209	0,0	Metano	218	0,209	89,9
	Ar	24	0,227	0,0	Gases chaminé	343	0,227	79,4
	Combustível			184,7	Perdas			15,3
2	Metano	218	0,209	89,9	Gás reformado	816	1,149	3519,0
	Vapor	246	0,940	2529,0	Ar quente	552	0,513	270,9
	Ar	154	0,513	67,0	Gases chaminé	538	2,452	1570,0
	Ar	24	2,452	0,0	Perdas			760,4
	Combustível			5169,8				
Calor			-1735					
3	Gás reformado	816	1,149	3519,0	Gás reformado	974	1,662	4575,9
	Ar quente	552	0,513	270,9	Perdas			226,9
	Calor			1012,8				
4	Gás reformado	974	1,662	4575,9	Gás reformado	360	1,662	2413,1
	Água	182	0,953	633,0	Vapor	316	0,953	2685,1
					Perdas			110,9
5	Gás reformado	360	1,662	2413,1	Gás shift	435	1,662	2663,3
	Calor			300,7	Perdas			50,4
6	Gás shift	435	1,662	2663,3	Gás shift	93	0,563	226,2
	Água	24	1,198	0,0	Gás carbônico	118	0,549	43,4
	Água resfriam.	24	3,214	0,0	Água rejeitada	93	0,549	159,3
	Ar	24	23,88	0,0	Água resfriam.	38	3,214	186,8
	Eletricidade			73,8	Água (cald.rec)	182	0,953	633,0
					Ar	79	23,88	1332,5
				Perdas			155,1	
7	Gás shift	93	0,563	226,2	H ₂ /N ₂	38	0,490	21,9
	Água resfriam.	24	4,177	0,0	Água resfriam.	38	4,177	242,2
	Calor			69,7	Água rejeitada	93	0,073	21,1
					Perdas			10,6
8	H ₂ /N ₂	38	0,490	21,9	H ₂ /N ₂	38	0,490	21,9
	Água resfriam.	24	10,44	0,0	Água resfriam.	38	10,44	607,7
	Eletricidade			675,2	Perdas		2	67,6
9	H ₂ /N ₂	38	0,490	21,9	Amônia	43	2,465	136,4
	Água resfriam.	24	7,264	0,0	Vapor	204	0,291	778,6
	Amônia recic.	43	1,975	117,5	Água resfriam.	38	7,264	422,0
	Água	24	0,291	0,0	Perdas			126,6
	Eletricidade			73,8				
Calor			1250,3					
10	Amônia	43	2,465	136,4	Amônia	-33	0,454	-731,1
	Refrigerante	-34		-748,1	Amônia recic.	43	1,975	117,5
					Gás de purga	43	0,036	2,1
11	Ar	24	0,513	0,0	Ar	154	0,513	67,0
	Água resfriam.	24	2,769	0,0	Água resfriam.	38	2,769	160,6
	Eletricidade			253,2	Perdas			25,4

Na produção da amônia obtém-se uma quantidade muito importante de CO₂, da ordem de 49 ton/h em uma unidade de 1000 ton/dia de amônia produzida a partir do gás natural. Tal produção reveste-se de grande importância quando existe uma unidade de produção de uréia associada à de amônia.

4.2.4 Utilização

A amônia é o elemento essencial na constituição dos fertilizantes nitrogenados. É a matéria-prima para a produção de ácido nítrico e dos nitratos de amônia, caso da uréia. Mais de 85% da produção mundial de amônia é destinada à indústria de fertilizantes. Uma outra grande parte de sua produção é destinada à indústria de explosivos. Os outros usos estão essencialmente na produção de derivados nitrogenados da química orgânica, como aminas e nitrilas. As principais utilizações da amônia no Brasil estão apresentadas na Tabela 4.2.2 (ABIQUIM, 1995a).

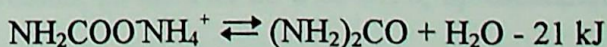
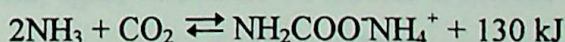
Tabela 4.2.2 - Destino aproximado das vendas internas de amônia em 1994

Aplicações	%
Fertilizantes	95
Outros	5

4.3 Uréia

Este tópico foi baseado no trabalho de Mazaud, 1987b, salvo complementos adicionais citados localmente.

A produção de uréia consiste inicialmente na reação do dióxido de carbono com amônia, sob forte pressão e temperaturas relativamente elevadas. Da reação resulta uma fase líquida, o carbamato de amônio, que em seguida é transformado em uréia por desidratação. As equações que regem o processo são:



A reação de formação da uréia é regida por um equilíbrio ternário entre CO_2 , NH_3 e H_2O . O carbamato é um produto intermediário instável que transforma-se em uréia e água, ou se decompõe em CO_2 e NH_3 . Existe, na formação da uréia, uma reação secundária indesejável, originada pela degradação térmica da uréia, onde forma-se um composto conhecido como biureto:



4.3.1 Matérias-primas

As matérias-primas são essencialmente a amônia sob a forma líquida e o dióxido de carbono, utilizado no estado gasoso, o qual geralmente é proveniente das unidades de decarbonatação das plantas de amônia, possuindo uma pureza superior a 98%.

Todos os processos de fabricação de uréia consomem, praticamente, as seguintes quantidades de matérias-primas:

CO_2 : 740 kg/ton de uréia

NH_3 : 530 kg/ton de uréia

4.3.2 Processos de produção

Existem diversos processos de fabricação de uréia. Geralmente todos eles utilizam os mesmos princípios de reação, mas diferem nas operações ao nível de síntese e de reciclagem dos reagentes. Os mais importantes são os processos Stamicarbon, o mais difundido, e Mitsui-Toatsu-Toyo.

4.3.2.1 Processo Mitsui-Toatsu-Toyo

A amônia e o dióxido de carbono, previamente comprimidos, alimentam o reator de síntese, de onde obtém-se uréia, água, carbamato de amônio e amônia não reagida. O reator de síntese é operado a alta pressão, na faixa de 23 a 25 MPa, apresentando uma razão molar NH_3/CO_2 em torno de 4.

A corrente efluente do reator segue então para uma etapa de purificação, onde, através de torres separadoras de alta e baixa pressão e torre separadora de gás, o excesso de amônia é recuperado dos gases e o carbamato separado da solução aquosa de uréia, sendo reciclado ao reator. Essas torres de decomposição operam em três níveis de pressão em torno dos valores 1,75, 0,2 e 0,05 MPa.

A solução de uréia segue então para um cristalizador a vácuo onde é cristalizada e concentrada até 35% em peso. Em seguida a corrente passa por um separador de cristais, onde a fase líquida é recuperada, e por um secador, onde a uréia é concentrada até 99,7% em peso, sendo também fundida.

A uréia fundida é aspergida no topo de uma torre de granulação tipo “prilling” (conhecida como torre de perolação), de onde cai por queda livre. Durante o trajeto, o material é resfriado por uma corrente de ar insuflada pela base da torre. Após este novo resfriamento o produto é armazenado.

4.3.2.2 Processo Stamicarbon

Neste processo, esquematizado na Figura 4.3.1, a amônia e o dióxido de carbono são inicialmente comprimidos a aproximadamente 17 MPa. O hidrogênio presente como impureza no dióxido de carbono é eliminado através de um catalisador dentro do reator de desidrogenação. A mistura passa então para a seção de síntese à alta pressão, composta principalmente pelo reator e pelo decompositor. No reator efetua-se, à 14 MPa e à aproximadamente 180 °C, a reação de síntese da uréia, com uma razão molar NH_3/CO_2 de 2,95 e uma taxa molar de conversão em uréia de 60%.

No decompositor à alta pressão, a mistura resultante do reator é aquecida por vapor d'água e colocada em contato, por contracorrente, com dióxido de carbono. A energia térmica e o efeito de separação do CO_2 provocam a decomposição de uma parte do carbamato residual em CO_2 , NH_3 e H_2O , que são reciclados ao condensador de alta pressão. No condensador, com a injeção de amônia, efetua-se a reação exotérmica de formação de carbamato. A mistura obtida é então transferida para o reator de síntese.

Um lavador a alta pressão permite a recuperação dos gases CO_2 e NH_3 que escapam do reator e sua reciclagem do condensador por intermédio de um ejetor a alta pressão.

A solução de uréia obtida, ainda contendo CO_2 , NH_3 e carbamato, é expandida a 0,4 MPa e depois conduzida para dentro de uma coluna de retificação. Desta coluna obtém-se

uréia retificada contendo 60% de uréia (em massa) e uma fase gasosa de CO_2 , NH_3 e H_2O proveniente da decomposição do carbamato. Esta fase gasosa é enviada a um condensador onde é condensada com uma solução de carbamato, sendo reciclada para a seção de síntese.

A seguir, a concentração da uréia é elevada de 60% para 99,7%, através da ação de dois evaporadores em série aquecidos por vapor. Na saída dos evaporadores tem-se praticamente uréia fundida, que é levada para a seção de granulação. A uréia fundida passa para a torre de granulação, cuja altura varia de 40 a 50 m. Dentro desta torre a uréia é aspergida da parte superior. As partículas solidificam-se ao entrarem em contato com uma corrente de ar aspirada por um ventilador. Os grãos formados tem um diâmetro médio 2 mm e são recolhidos por um raspador.

Os condensados obtidos no processo, contendo uréia, amônia e dióxido de carbono, são coletados em um reservatório e tratados no primeiro desorvedor, onde a amônia e o dióxido de carbono são eliminados, e no hidrolisador, que abaixa o teor de uréia. Os últimos traços de CO_2 e de NH_3 são eliminados dentro de um segundo desorvedor.

- Consumo energético

São consumidos 5,53 GJ/ton de uréia (46% N) para a conversão de amônia em solução de uréia, e mais 4,07 GJ/ton de uréia para a sua granulação pelo processo tipo “prilling”. Estes valores representam a média da situação industrial, sendo a variação função da eficiência energética de cada unidade. Para o processo como um todo, o consumo específico pode variar de 3,9 GJ/ton de uréia para as unidades mais eficientes, até 9,6 GJ/ton de uréia para aquelas de eficiência mais baixa.

A ULTRAFÉRTIL, com uma capacidade de produção de 62,5 ton/h, consome 30 kWh/ton de energia elétrica. O vapor para o processo é gerado a 2,5 MPa e 320 °C em uma razão de 16,4 kg/s. É utilizado a 3 níveis de pressão: 2,5 MPa (0,22 kg/s), 2,1 MPa (15,4 kg/s) e 0,9 MPa (0,78 kg/s), gerando um excedente de 0,42 kg/s a 0,44 MPa, que é exportado (Huning, 1996).

4.3.3 Utilização

A uréia é utilizada principalmente como fertilizante, particularmente na cultura de arroz. É utilizada também como produto intermediário na síntese de resinas e adesivos como no caso das resinas da família dos aminoplásticos, e como aditivo na alimentação de gado.

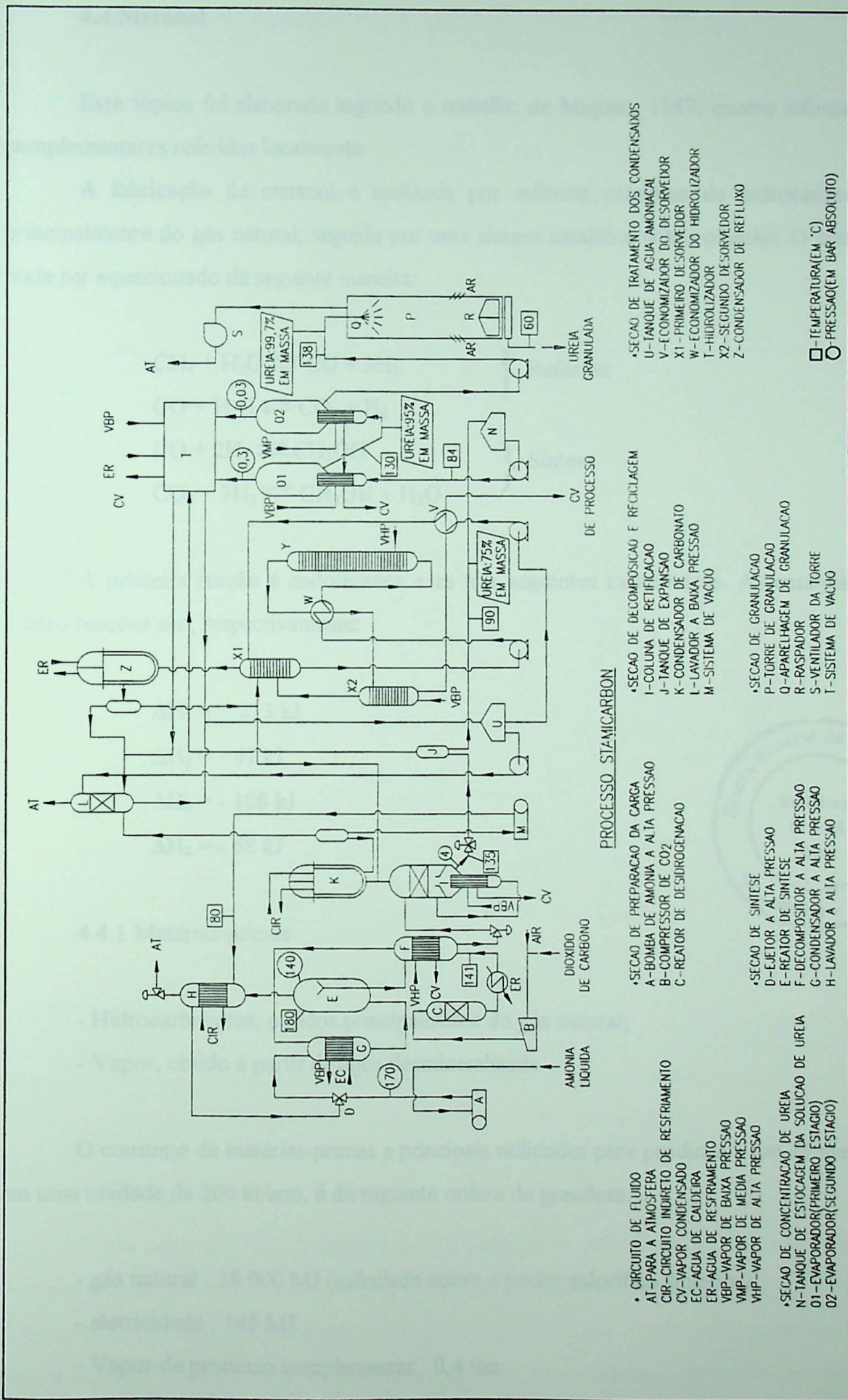
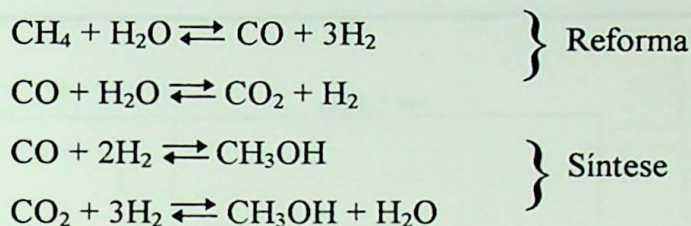


Figura 4.3.1 - Processo de produção de uréia

4.4 Metanol

Este t pico foi elaborado segundo o trabalho de Miqueu, 1987, exceto informa es complementares referidas localmente.

A fabrica o de metanol   realizada por reforma catalítica de hidrocarbonetos, principalmente do gás natural, seguida por uma síntese catalítica sobre pressão. O processo pode ser equacionado da seguinte maneira:



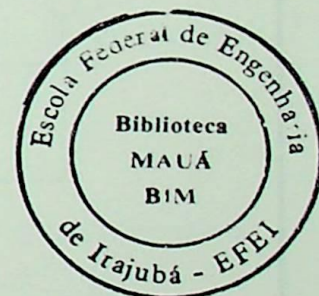
A primeira rea o   endotérmica e as três seguintes exotérmicas. As entalpias das quatro rea es são, respectivamente:

$$\Delta H_1 = + 213 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_2 = - 41 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_3 = - 108 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_4 = - 68 \text{ kJ}$$



4.4.1 Matérias-primas

- Hidrocarbonetos, obtidos principalmente do gás natural;
- Vapor, obtido a partir de água desmineralizada.

O consumo de matérias-primas e principais utilidades para produzir 1 t n de metanol, em uma unidade de 200 kt/ano,   da seguinte ordem de grandeza:

- gás natural : 38.000 MJ (calculado sobre o poder calorífico superior)
- eletricidade : 145 MJ
- Vapor de processo complementar : 0,4 ton

4.4.2 Processo de produção

O processo, esquematizado na Figura 4.4.1, pode ser dividido em 3 etapas: preparação do gás de síntese, síntese e purificação do metanol.

Na Figura 4.4.2 apresenta-se um fluxograma simplificado do processo de produção do metanol, sendo o consumo de matérias-primas e utilidades deste processo detalhado na Tabela 4.4.1 (Brown, 1985).

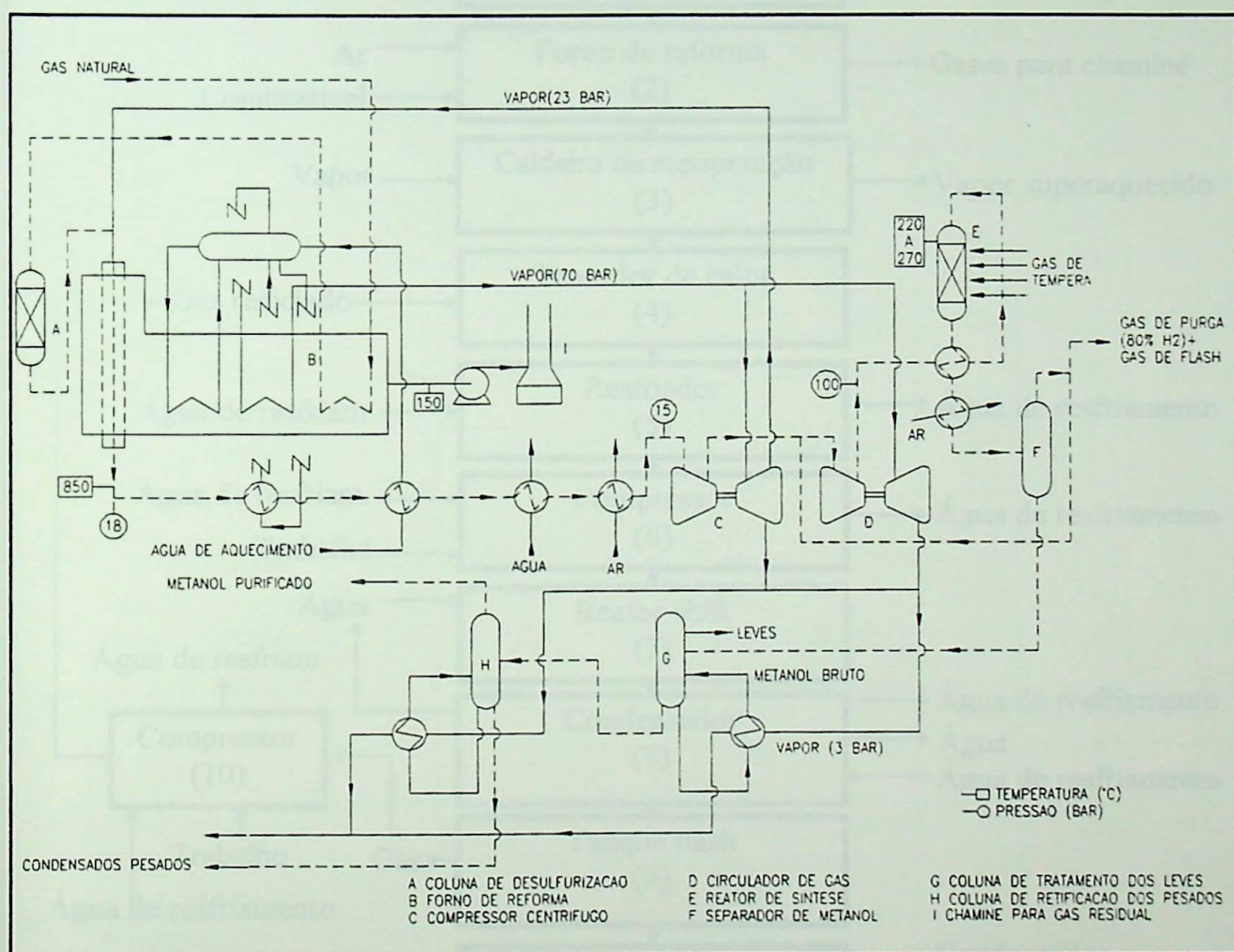


Figura 4.4.1 - Processo de produção de metanol

- Preparação do gás de síntese

O gás natural é desulfurizado a aproximadamente 380 °C sobre um catalisador de maneira a abaixar o teor de enxofre para 0,1 p.p.m. máximo. A mistura gás natural - vapor é dirigida para um forno de reforma, passando por tubos munidos com catalisador ao níquel. Como a reação é endotérmica, os tubos são aquecidos exteriormente por queimadores a gás.

O gás é reformado a 830 °C e a 1,8 MPa dentro do forno de reforma. Ao sair, o gás contém 72% de H₂, 13% de CO, 8% de CO₂ e 2% de CH₄ residual, estando saturado de vapor d'água. O gás reformado é então resfriado e o vapor condensado.

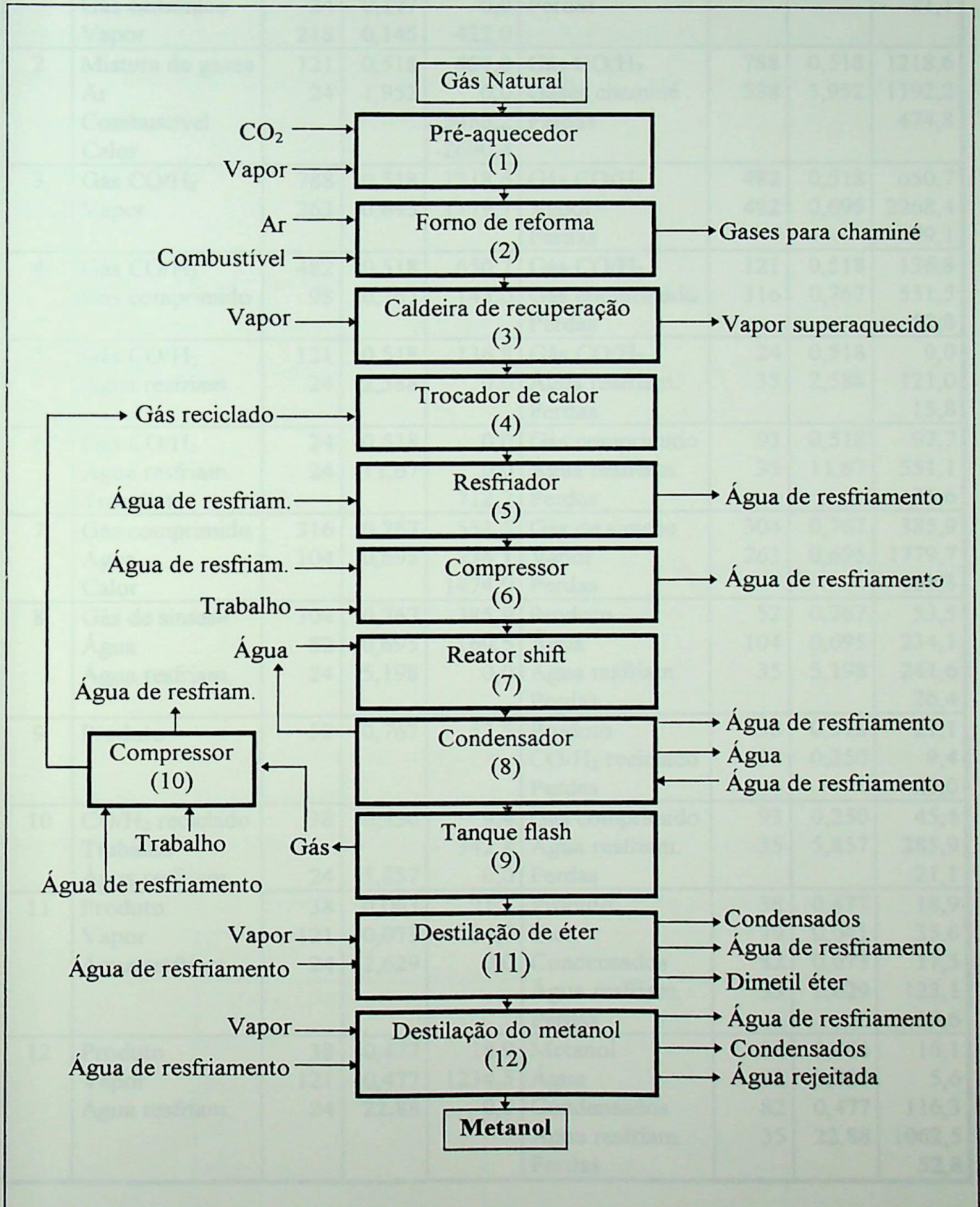


Figura 4.4.2 - Fluxograma simplificado da produção de metanol

Tabela 4.4.1 - Consumo de utilidades e matérias-primas na produção de metanol (Fig. 4.4.2)

Fase N°	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(J)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(J)
1	Gás natural	24	0,195	0,0	Mistura de gases	121	0,518	401,0
	Gás carbônico	24	0,177	0,0	Perdas			21,1
	Vapor	218	0,145	422,0				
2	Mistura de gases	121	0,518	401,0	Gás CO/H ₂	788	0,518	1218,6
	Ar	24	1,952	0,0	Gases chaminé	538	1,952	1192,2
	Combustível			5486,2	Perdas			474,8
	Calor			-2690,4				
3	Gás CO/H ₂	788	0,518	1218,6	Gás CO/H ₂	482	0,518	650,7
	Vapor	263	0,695	1779,7	Vapor	482	0,695	2268,4
					Perdas			79,1
4	Gás CO/H ₂	482	0,518	650,7	Gás CO/H ₂	121	0,518	136,8
	Gás comprimido	93	0,767	143,0	Gás comprimido	316	0,767	551,5
					Perdas			52,8
5	Gás CO/H ₂	121	0,518	136,8	Gás CO/H ₂	24	0,518	0,0
	Água resfriam.	24	2,588	0,0	Água resfriam.	35	2,588	121,0
					Perdas			15,8
6	Gás CO/H ₂	24	0,518	0,0	Gás comprimido	93	0,518	97,7
	Água resfriam.	24	11,67	0,0	Água resfriam.	35	11,67	551,1
	Trabalho			712,2	Perdas			31,6
7	Gás comprimido	316	0,767	551,5	Gás de síntese	304	0,767	385,9
	Água	104	0,695	234,1	Vapor	263	0,695	1779,7
	Calor			1474,9	Perdas			158,3
8	Gás de síntese	304	0,767	385,9	Produto	52	0,767	53,5
	Água	82	0,695	169,5	Água	104	0,695	234,1
	Água resfriam.	24	5,198	0,0	Água resfriam.	35	5,198	241,6
					Perdas			26,4
9	Produto	52	0,767	53,5	Produto	38	0,518	21,1
					CO/H ₂ reciclado	38	0,250	9,4
					Perdas			23,0
10	CO/H ₂ reciclado	38	0,250	9,4	Gás comprimido	93	0,250	45,4
	Trabalho			342,8	Água resfriam.	35	5,857	285,9
	Água resfriam.	24	5,857	0,0	Perdas			21,1
11	Produto	38	0,063	21,1	Produto	38	0,477	18,9
	Vapor	121	0,073	184,7	Éter	79	0,041	35,6
	Água resfriam.	24	2,629	0,0	Condensados	82	0,073	17,5
					Água resfriam.	35	2,629	123,1
				Perdas			10,6	
12	Produto	38	0,477	18,9	Metanol	38	0,454	16,1
	Vapor	121	0,477	1234,5	Água	82	0,023	5,6
	Água resfriam.	24	22,88	0,0	Condensados	82	0,477	116,3
					Água resfriam.	35	22,88	1062,5
					Perdas			52,8

- Síntese do metanol

O gás é comprimido de 1,5 a 10 MPa dentro de um compressor centrífugo. Uma bomba circuladora de gás assegura a passagem do gás dentro do reator de síntese. A perda de carga dentro do reator é de aproximadamente 0,5 MPa. Para que a temperatura de reação seja mantida na faixa ideal, entre 220 e 270 °C, é necessária a introdução de um gás mais frio (têmpera) dentro da massa catalítica. O metanol gasoso na saída do reator é condensado e expandido até a pressão atmosférica. O gás de purga (gás com 80% de hidrogênio) e o gás de flash (resultante da expansão do metanol de 10 a 0,1 MPa) são queimados no forno de reforma.

- Purificação do metanol

O metanol é purificado dentro de 2 colunas: Os produtos leves são eliminados dentro de uma coluna de separação (formiato de metila, dimetiléter, etc.); os produtos mais pesados (água, etanol, etc.) são separados dentro de uma coluna de retificação.

4.4.3 Produto obtido

O metanol é obtido a uma pureza superior à 99,95% (em massa). A principal impureza presente é o etanol, cuja presença varia de 1 a 50 p.p.m.

4.4.4 Utilização

O metanol é um produto intermediário de síntese de várias substâncias, entre elas: formaldeído, DMT (dimetilereftalato), metilaminas, solventes, ácido acético, etc. No Brasil, as principais utilizações do metanol são apresentadas na Tabela 4.4.2 (ABIQUIM, 1995a).

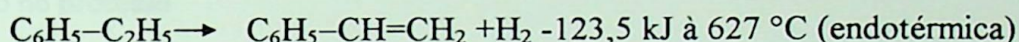
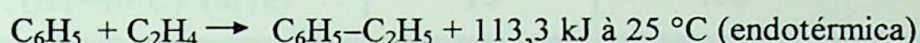
Tabela 4.4.2 - Destino aproximado das vendas internas de metanol (1994)

Produtos	Porcentagem
Tintas e vernizes	33
Revenda	11
Plásticos	8
Moveleiro	3
Farmacêutico	1
Outros	44

4.5 Etilbenzeno e Estireno

Este tópico baseia-se no trabalho de Sengel, 1993, salvo referências em contrário.

O etilbenzeno é obtido principalmente através da reação de alquilação do benzeno pelo eteno, sendo sua produção voltada quase inteiramente para a produção de estireno. Por sua vez, mais de 90% da produção mundial de estireno é realizada pelo processo de desidrogenação do etilbenzeno. Nos processos de alquilação e de desidrogenação, as equações que regem o processo são, respectivamente, as seguintes:



4.5.1 Matérias-primas

As principais matérias-primas utilizadas são:

- no processo de alquilação : benzeno e eteno;
- no processo de desidrogenação: etilbenzeno.

Nas Tabelas 4.5.1 e 4.5.2 apresentam-se os consumos das principais matérias-primas e utilidades para os processos de produção, bem como o consumo em uma unidade de produção conjunta de etilbenzeno e estireno.

Tabela 4.5.1 - Consumo de matérias-primas na produção de etilbenzeno e estireno

Matéria-prima	Processo	Aquilação ton/ton EB	Desidrogenação ton/ton de estireno	Unidade conjunta ton/ton de estireno
Benzeno		0,741 (1)	-----	0,786
Etilbenzeno		-----	1,08	-----
Eteno		0,266	-----	0,287
Benzeno	(2)	-----	-0,014	reciclado
Tolueno	(2)	-----	-0,028	-0,028

(1) Sem o benzeno reciclado da unidade de desidrogenação

(2) Produtos gerados no processo e não consumidos

Tabela 4.5.2 - Consumo de utilidades na produção de etilbenzeno e estireno

Utilidade	Processo	Aquilação por ton de EB	Desidrogenação por ton de est.	Unid. conjunta por ton de est.
Vapor à 3,5 MPa	(ton)	0,65	-----	0,7
Vapor à 1,2 MPa	(ton)	-----	1,6	1,6
Vapor à 0,2 MPa saturado (1)	(ton)	-0,9	1,0	≈ 0
Eletricidade	(kWh)	17	120	138
Combustível	(GJ)	-----	6,7	6,7
Água de resfr. ($\Delta T=10^{\circ}\text{C}$)	(m^3/h)	15	100	116

(1) Gerado no processo

4.5.2 Processo de produção

- Alquilação do benzeno pelo eteno (produção de etilbenzeno)

Este é o processo representado na Figura 4.5.1, onde estão representados os vários equipamentos citados a seguir. Nele, o benzeno consumido e o reciclado são desidratados dentro da coluna C1. O benzeno seco e resfriado lava na coluna C2 os vapores provenientes da expansão em V dos efluentes do alquilador R1.

O benzeno, os polietilbenzenos reciclados, o eteno, o complexo catalítico gerado no reator auxiliar R2 e aquele reciclado são introduzidos dentro do alquilador R1. Para permitir a recuperação da entalpia de reação, as condições de funcionamento em temperatura e pressão do reator são aproximadamente 180°C e $0,9\text{ MPa}$. Antes desta recuperação térmica, a alquilação realizava-se à pressão atmosférica e à temperatura correspondente à de ebulição da mistura (cerca de 100°C). Nos dois casos, os efluentes do reator R1, ou seja, os alquilatos, contém cerca de 45% de etilbenzeno (em massa). São então expandidos, resfriados e decantados em V.

Os vapores expandidos são resfriados, lavados ao benzeno seco dentro de C2 e depois à água, para eliminar os últimos traços de ácido clorídrico. Os gases restantes são retirados após receberem eventuais tratamentos complementares (recuperação de traços de benzeno) em função de seu destino.

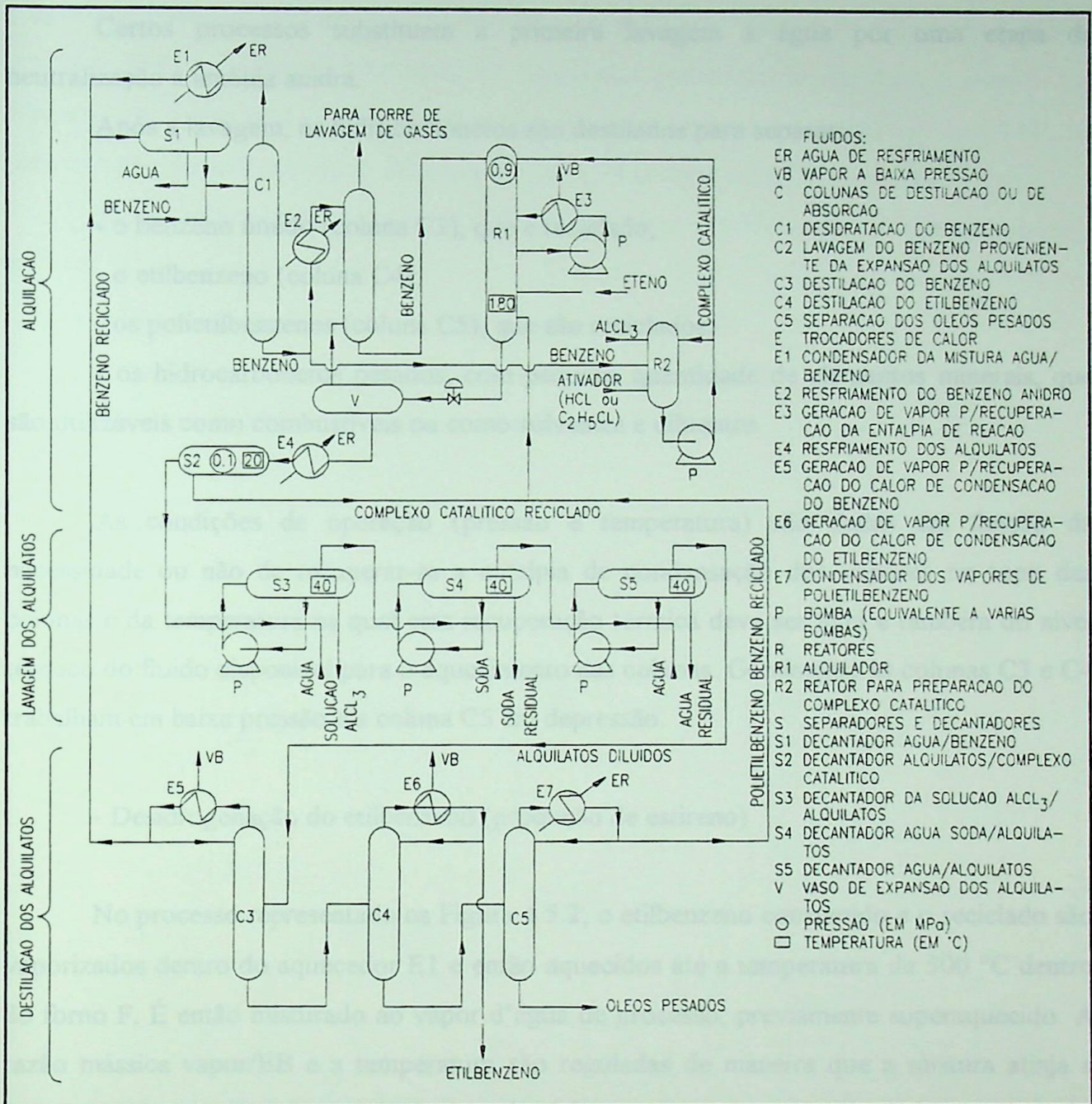


Figura 4.5.1 - Processo de produção de etilbenzeno

A fase líquida densa decantada em S2 é um complexo organometálico com propriedades catalíticas. É frequentemente reciclada para o alquilador R1. A fase líquida restante é tratada dentro de uma seção de lavagem para eliminar os materiais minerais suscetíveis de se depositarem posteriormente. O tratamento consiste em:

- lavagem à água em S3, de onde extrai-se uma solução de $AlCl_3$;
- lavagem à soda em S4;
- lavagem final à água em S5.

Certos processos substituem a primeira lavagem à água por uma etapa de neutralização à amônia anidra.

Após a lavagem, os hidrocarbonetos são destilados para separar:

- o benzeno úmido (coluna C3), que é reciclado;
- o etilbenzeno (coluna C4);
- os polietilbenzenos (coluna C5), que são reciclados;
- os hidrocarbonetos pesados, com pequena quantidade de elementos minerais, que são utilizáveis como combustíveis ou como solventes e diluentes.

As condições de operação (pressão e temperatura) são dadas em função da necessidade ou não de recuperar-se a entalpia de condensação dos vapores no topo das colunas e da temperatura na qual esta recuperação térmica deve ser feita e também do nível térmico do fluido disponível para o aquecimento das colunas. Geralmente as colunas C3 e C4 trabalham em baixa pressão e a coluna C5 em depressão.

- Desidrogenação do etilbenzeno (produção de estireno)

No processo representado na Figura 4.5.2, o etilbenzeno consumido e o reciclado são vaporizados dentro do aquecedor E1 e então aquecidos até a temperatura de 500 °C dentro do forno F. É então misturado ao vapor d'água de processo, previamente superaquecido. A razão mássica vapor/EB e a temperatura são reguladas de maneira que a mistura atinja a temperatura necessária na entrada do primeiro leito catalítico do reator de desidrogenação R. Estes valores, para os processos mais recentes, são:

- razão mássica vapor/EB.....	1,5 à 2,0
- temperatura do vapor no momento da mistura.....	700 à 750 °C
- temperatura da mistura na entrada do leito catalítico....	600 à 650 °C

Ao atravessar o primeiro leito catalítico, a mistura resfria-se, pois a reação é endotérmica. É em seguida reaquecida, através de um trocador de calor tubular integrado ao reator pelo vapor d'água superaquecido à aproximadamente 750 °C, até atingir a temperatura de entrada requerida pelo segundo leito catalítico. Esta temperatura é da mesma

ordem de grandeza daquela da entrada do primeiro leito catalítico. Certas instalações possuem ainda um terceiro leito catalítico igualmente precedido de um reaquecimento. Os efluentes do último leito catalítico encontram-se a uma temperatura entre 580 e 600 °C. A concentração do estireno está geralmente compreendida entre 60 e 70% em massa.

Após a recuperação do calor dos efluentes, eles são condensados e separados dentro de S em:

- hidrogênio residual, extraído por um compressor;
- uma fase aquosa, líquida, que é vaporizada como vapor de processo;
- uma fase orgânica, líquida, que é destilada.

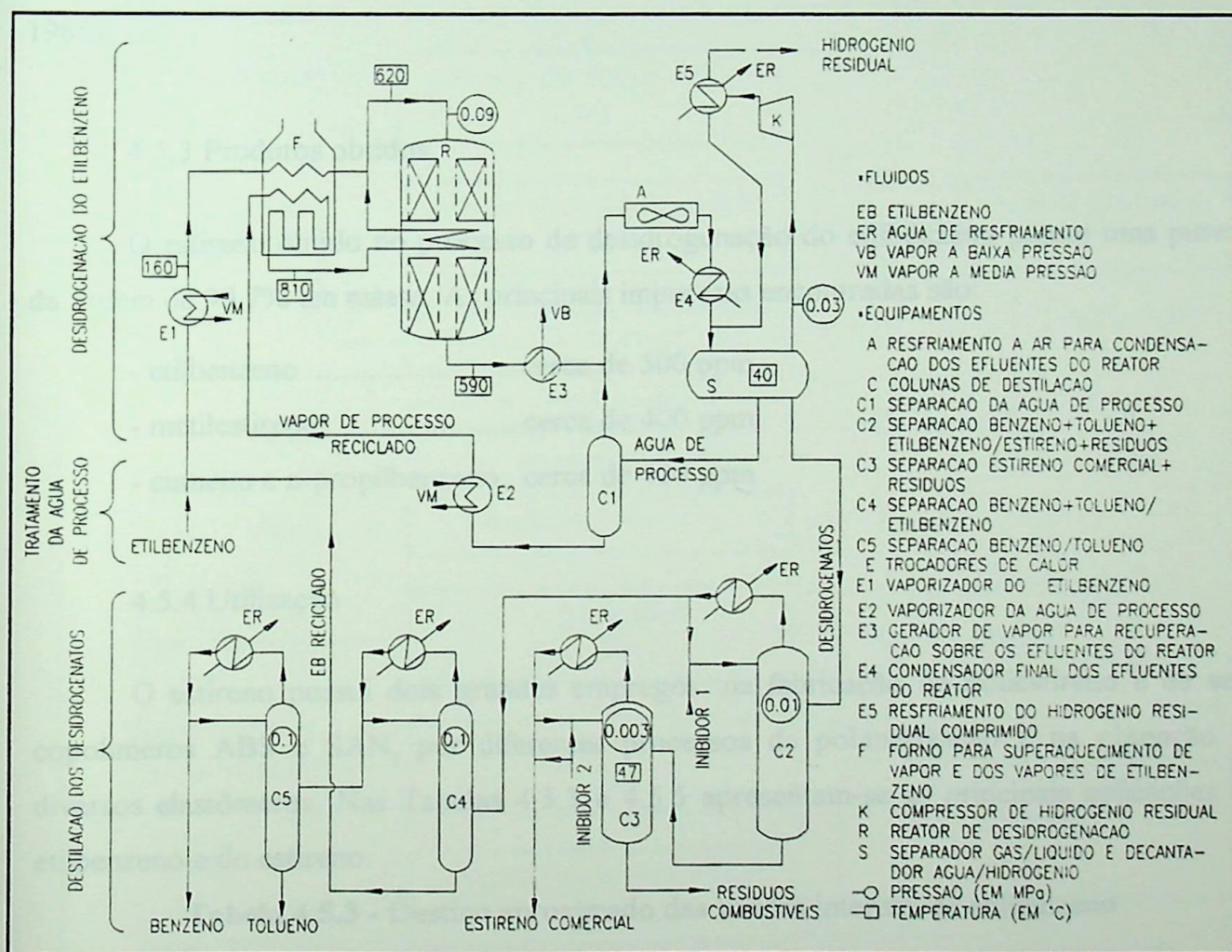


Figura 4.5.2 - Processo de produção de estireno

Durante a destilação são separados:

- a mistura etilbenzeno+benzeno+tolueno do estireno e dos resíduos (coluna C2);
- o estireno comercial dos resíduos (coluna C3);
- o etilbenzeno, que é reciclado, da mistura benzeno+tolueno (coluna C4);
- o benzeno do tolueno (coluna C5).

Os compostos designados como resíduos são hidrocarbonetos com temperatura de ebulição superior à do estireno e que podem facilmente serem utilizados como combustíveis.

A Figura 4.5.3 apresenta uma unidade de produção de estireno a partir do benzeno, que pode ser entendida como uma planta conjunta de produção de etilbenzeno e estireno. Na Tabela 4.5.4 detalha-se o consumo de matérias-primas e utilidades deste processo (Brown, 1985).

4.5.3 Produtos obtidos

O estireno obtido no processo de desidrogenação do etilbenzeno possui uma pureza da ordem de 99,7% em massa. As principais impurezas encontradas são:

- etilbenzeno..... cerca de 500 ppm
- metilestireno..... cerca de 400 ppm
- cumeno e n-propilbenzeno.. cerca de 400 ppm

4.5.4 Utilização

O estireno possui dois grandes empregos: na fabricação de poliestireno e de seus copolímeros ABS e SAN, por diferentes processos de polimerização e na obtenção de diversos elastômeros. Nas Tabelas 4.5.3 e 4.5.5 apresentam-se as principais aplicações do etilbenzeno e do estireno.

Tabela 4.5.3 - Destino aproximado das vendas internas de etilbenzeno em 1994 (ABIQUIM, 1995a)

Aplicações	%
Poliestireno	41
Borrachas	41
Plásticos	18

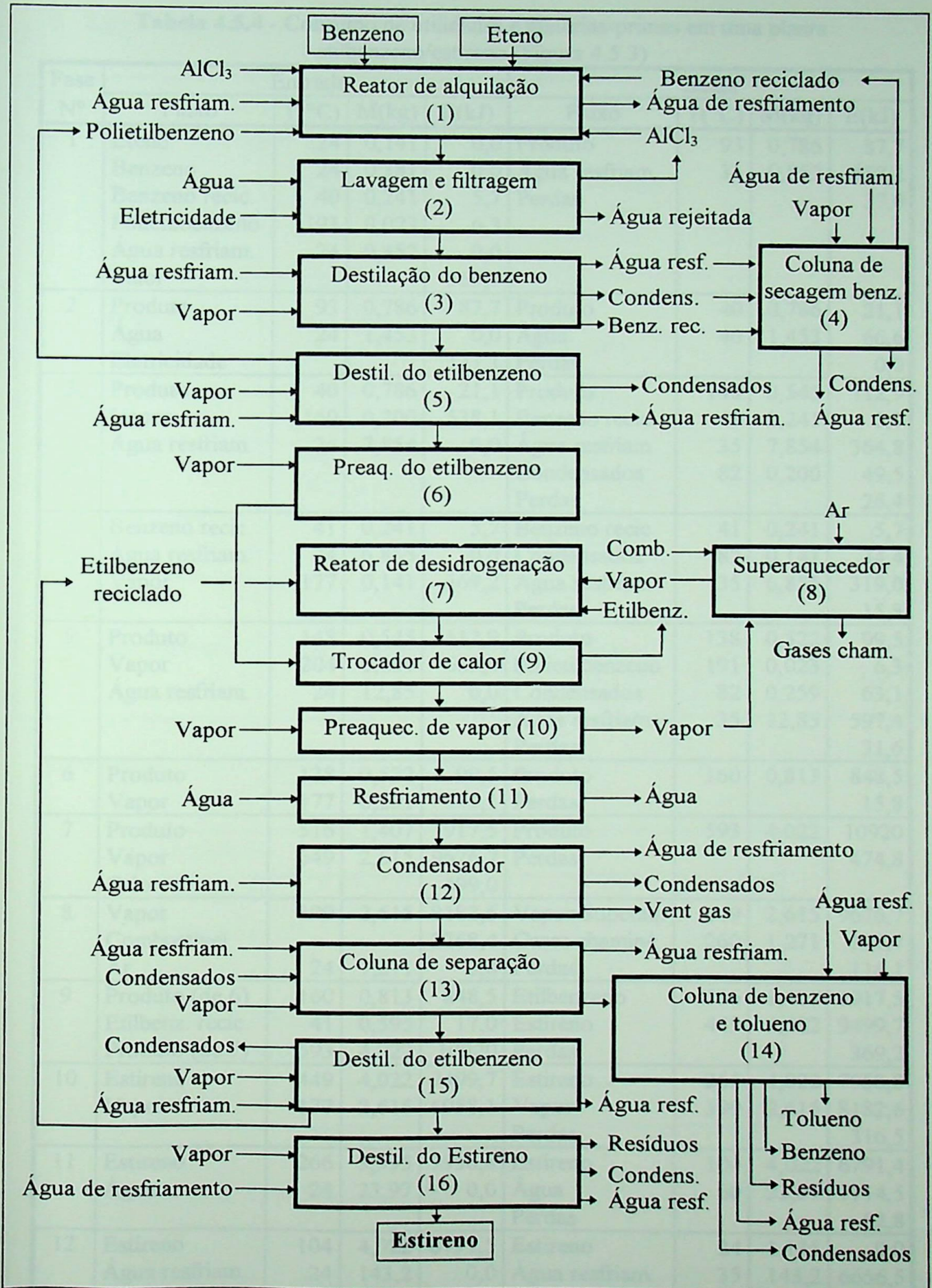


Figura 4.5.3 - Fluxograma simplificado do processo de produção de etilbenzeno/estireno

Tabela 4.5.4 - Consumo de utilidades e matérias-primas em uma planta etilbenzeno/estireno (Figura 4.5.3)

Fase N°	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)
1	Eteno	24	0,141	0,0	Produto	93	0,786	87,7
	Benzeno	24	0,381	0,0	Água resfriam.	35	9,852	457,2
	Benzeno recic.	40	0,241	5,7	Perdas			37,0
	Polietilbenzeno	191	0,023	6,3				
	Água resfriam.	24	9,852	0,0				
	Calor			569,7				
2	Produto	93	0,786	87,7	Produto	40	0,786	21,1
	Água	24	1,453	0,0	Água	40	1,453	66,6
	Eletricidade			137,1	Perdas			0,0
3	Produto	40	0,786	21,1	Produto	148	0,545	112,9
	Vapor	160	0,200	538,1	Benzeno recic.	41	0,241	5,7
	Água resfriam.	24	7,854	0,0	Água resfriam.	35	7,854	364,8
					Condensados	82	0,200	49,5
				Perdas			26,4	
4	Benzeno recic.	41	0,241	5,7	Benzeno recic.	41	0,241	5,7
	Água resfriam.	24	6,855	0,0	Condensados	82	0,141	34,4
	Vapor	177	0,141	369,2	Água resfriam.	35	6,855	319,0
					Perdas			15,8
5	Produto	148	0,545	112,9	Produto	138	0,522	99,5
	Vapor	204	0,259	685,8	Polietilbenzeno	191	0,023	6,3
	Água resfriam.	24	12,85	0,0	Condensados	82	0,259	63,1
					Água resfriam.	35	12,85	597,4
				Perdas			31,6	
6	Produto	138	0,522	99,5	Produto	160	0,813	848,5
	Vapor	177	0,291	749,1	Perdas			15,8
7	Produto	516	1,407	1917,5	Produto	593	4,022	10920
	Vapor	649	2,615	9676,7	Perdas			474,8
	Calor			-499,0				
8	Vapor	399	2,615	8182,6	Vapor Superaq.	649	2,615	9676,7
	Combustível			2268,4	Gases chaminé	260	1,271	357,7
	Ar	24	1,271	0,0	Perdas			116,1
9	Produto (de 6)	160	0,813	848,5	Etilbenzeno	516	1,407	1917,5
	Etilbenz. recic.	41	0,595	17,0	Estireno	449	4,022	9499,7
	Produto (de 7)	593	4,022	10920	Perdas			369,2
10	Estireno	449	4,022	9499,7	Estireno	266	4,022	7958,8
	Vapor	177	2,615	6958,1	Vapor	399	2,615	8182,6
					Perdas			316,5
11	Estireno	266	3,995	7958,8	Estireno	104	4,022	6791,4
	Água	24	23,97	0,0	Água	60	23,97	1114,5
					Perdas			52,8
12	Estireno	104	4,022	6791,5	Estireno	24	1,135	0,0
	Água resfriam.	24	143,2	0,0	Água resfriam.	35	143,2	6656,5
					Água	35	2,823	135,0
					Vent gas	24	0,009	0,0

Tabela 4.5.4 (cont.) - Consumo de utilidades e matérias-primas em uma planta etilbenzeno/estireno (Figura 4.5.3)

Fase N°	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)
13	Estireno	24	1,135	0,0	Estireno	96	1,090	131,7
	Vapor	110	0,191	474,8	Benz.+ Tolueno	38	0,045	1,0
	Água resfriam.	24	5,902	0,0	Condensados	82	0,191	46,5
					Água resfriam.	35	5,902	274,4
				Perdas			21,1	
14	Benz. + Tolueno	38	0,045	1,0	Benzeno	52	0,014	0,7
	Vapor	149	0,059	147,7	Tolueno	52	0,027	1,2
	Água resfriam.	24	2,724	0,0	Condensados	82	0,059	14,5
					Resíduos	138	0,005	0,7
					Água resfriam.	35	2,724	125,5
				Perdas			5,2	
15	Estireno	96	1,090	131,7	Estireno	93	0,481	55,9
	Vapor	110	0,613	1529,8	Etilbenz. recic.	41	0,595	17,0
	Água resfriam.	24	29,96	0,0	Condensados	82	0,613	149,6
					Água resfriam.	35	29,96	1391,5
					Perdas		3	47,5
16	Estireno	93	0,481	55,9	Estireno	41	0,454	12,7
	Vapor	110	0,318	791,3	Resíduos	93	0,027	3,1
	Água resfriam.	24	15,53	0,0	Condensados	82	0,318	77,6
					Água resfriam.	35	15,53	722,2
					Perdas			31,6

Tabela 4.5.5 - Destino aproximado das vendas internas de estireno em 1994 (ABIQUIM, 1995a)

Aplicações	%
Poliestireno	54
Plásticos	21
Borrachas	11
Resinas poliéster insaturadas	7
Resinas ABS	6
Outros	1

4.6 Polietileno de Baixa Densidade

Este tópico está baseado no trabalho de Levresse (1993), salvo referências em contrário.

O polietileno é a mais antiga poliolefina produzida industrialmente. Sua origem remonta a 1890, quando Bamberger e Tschirner obtiveram polietileno linear a partir de diazometano dissolvido em éter. Os primeiros grãos de polietileno foram produzidos intencionalmente em 1935, reagindo eteno com benzaldeído. A partir desta data seguiu-se o período de desenvolvimento industrial, culminando nos dias atuais, onde o polietileno é um produto utilizado em diversas áreas.

O polietileno pode ser classificado como linear (PE-L) ou ramificado, dependendo se a cadeia principal de monômeros possui, respectivamente, ramificações curtas ou longas. O polietileno linear tem sua estrutura molecular próxima à de um material cristalino, sendo utilizado para fabricação de frascos plásticos, brinquedos e outros objetos semi-rígidos. Já o ramificado é um sólido macio, flexível, utilizado principalmente em embalagens nas quais é necessário um material maleável. O polietileno pode ser classificado também em como de alta ou baixa densidade. O polietileno de alta densidade (PEAD) é um homopolímero de eteno, enquanto o polietileno de baixa densidade (PEBD) é um copolímero eteno-olefina (buteno, penteno, etc.).

As principais grandezas que permitem caracterizar o polietileno de baixa densidade são:

- Massa volumétrica : 915 a 935 kg/m³
- Índice de fluidez : 2,16 a 5 kg à 190°C (alta densidade convencional)
8 a 21,6 kg à 190°C (alta massa molecular)

4.6.1 Matérias-primas

As principais matérias-primas consumidas são:

- Eteno, à 99,9%;
- Comonômeros, como α -olefinas (propeno) e acetato de vinila;
- Agentes de transferência, para controle da massa molecular, como hidrocarbonetos saturados, hidrogênio e olefinas.

O consumo médio de utilidades para a produção de 1 ton de PEBD é:

- Eletricidade..... 0,7 à 1,2 MWh
- Vapor > 2,0 MPa (consumido)..... 0,1 à 0,2 ton
- Vapor < 1,0 MPa (produzido)..... 0,5 à 1,0 ton
- Água de resfriamento..... 200 à 250 m³
- Nitrogênio..... 1 m³ (à 0,1 MPa e 0 °C)

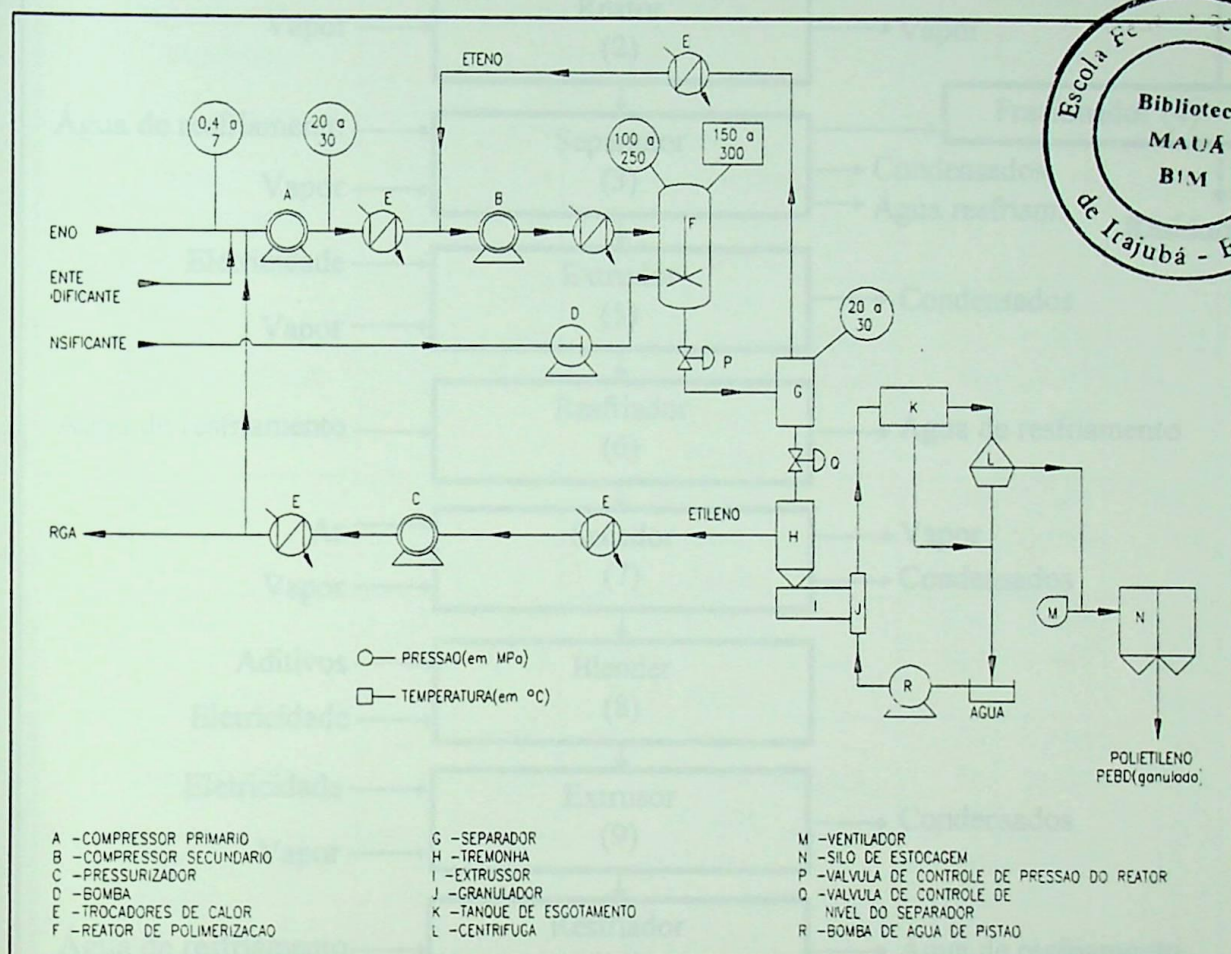


Figura 4.6.1 - Processo de polimerização em autoclave do PEHD

4.6.2 Processo de produção

O polietileno de baixa densidade é produzido por polimerização de radicais de eteno, sobre pressões de 100 à 350 MPa e temperaturas entre 100 e 350 °C (nestas condições, a massa específica do eteno é de 400 a 600 kg/m³). Os processos de alta pressão caracterizam-se por um meio reacional constituído por uma solução de polímero e monômero. O teor do polímero atinge de 16 a 30% em massa, valor que representa a taxa de conversão por passe e depende do tipo de reator utilizado e da qualidade desejada.

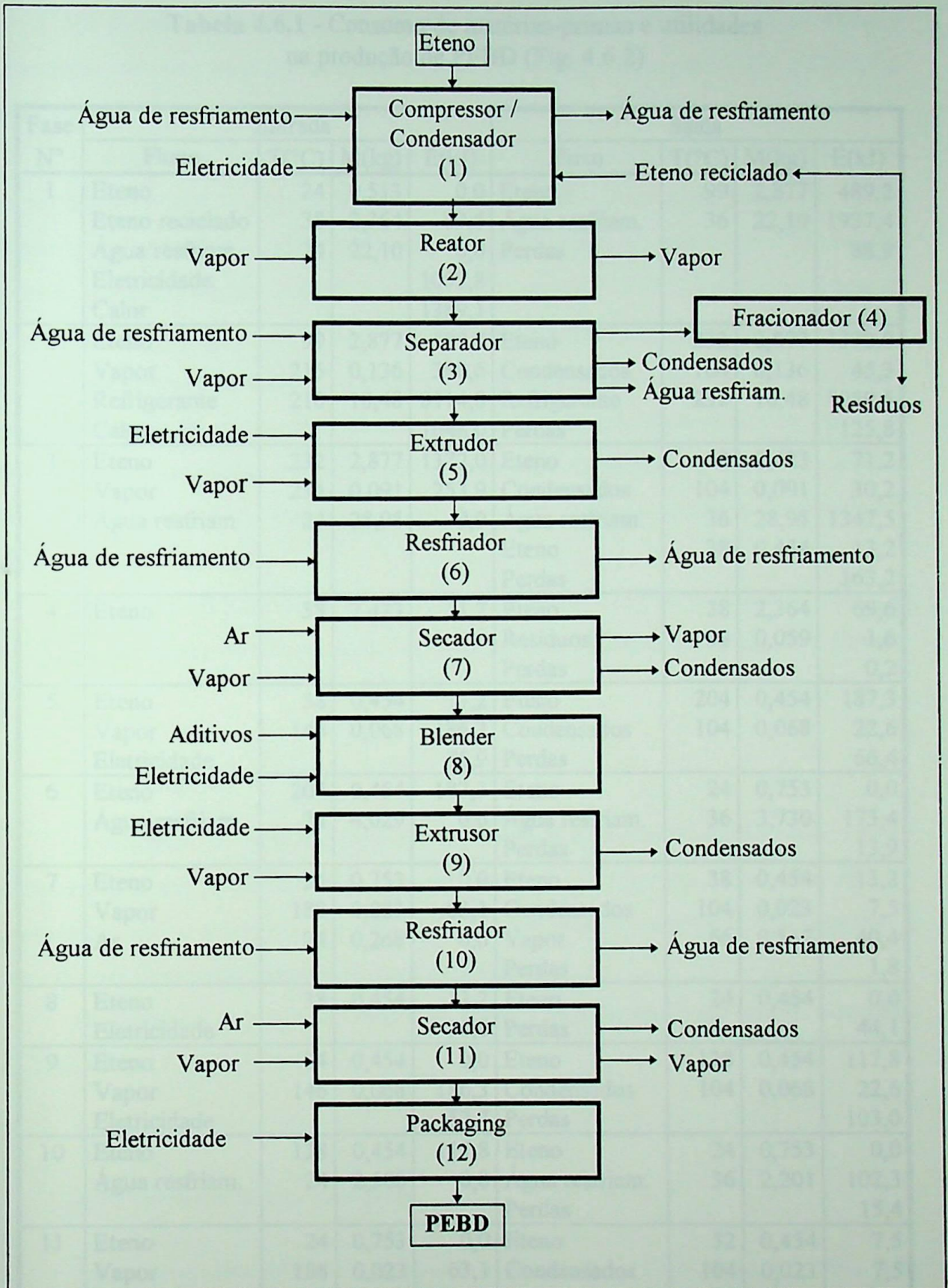


Figura 4.6.2 - Fluxograma simplificado da produção de PEBD

Tabela 4.6.1 - Consumo de matérias-primas e utilidades na produção de PEBD (Fig. 4.6.2)

Fase Nº	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)
1	Eteno	24	0,513	0,0	Eteno	99	2,877	489,2
	Eteno reciclado	38	2,364	69,6	Água resfriam.	36	22,10	1937,4
	Água resfriam.	24	22,10	0,0	Perdas			88,9
	Eletricidade			1053,8				
	Calor			1389,1				
2	Eteno	99	2,877	489,2	Eteno	232	2,877	1372,0
	Vapor	216	0,136	380,6	Condensados	104	0,136	45,3
	Refrigerante	210	10,48	8114,8	Refrigerante	232	10,48	9089,5
	Calor			1648,0	Perdas			125,8
3	Eteno	232	2,877	1372,0	Eteno	38	2,423	71,2
	Vapor	254	0,091	253,9	Condensados	104	0,091	30,2
	Água resfriam.	24	28,95	0,0	Água resfriam.	36	28,95	1347,5
					Eteno	38	0,454	13,2
					Perdas			163,2
4	Eteno	38	2,423	71,2	Eteno	38	2,364	69,6
					Resíduos	38	0,059	1,6
					Perdas			0,2
5	Eteno	38	0,454	13,2	Eteno	204	0,454	187,3
	Vapor	146	0,068	186,3	Condensados	104	0,068	22,6
	Eletricidade			76,9	Perdas			66,4
6	Eteno	204	0,454	187,3	Eteno	24	0,753	0,0
	Água resfriam.	24	4,029	0,0	Água resfriam.	36	3,730	173,4
					Perdas			13,9
7	Eteno	24	0,753	0,0	Eteno	38	0,454	13,2
	Vapor	188	0,023	63,1	Condensados	104	0,023	7,5
	Ar	24	0,268	0,0	Vapor	66	0,567	40,4
					Perdas			1,8
8	Eteno	38	0,454	13,2	Eteno	24	0,454	0,0
	Eletricidade			30,8	Perdas			44,1
9	Eteno	24	0,454	0,0	Eteno	138	0,454	117,8
	Vapor	146	0,068	186,3	Condensados	104	0,068	22,6
	Eletricidade			57,7	Perdas			103,0
10	Eteno	138	0,454	117,8	Eteno	24	0,753	0,0
	Água resfriam.	24	2,500	0,0	Água resfriam.	36	2,201	102,3
					Perdas			15,4
11	Eteno	24	0,753	0,0	Eteno	32	0,454	7,5
	Vapor	188	0,023	63,1	Condensados	104	0,023	7,5
	Ar	24	0,195	0,0	Vapor	93	0,495	40,4
					Perdas			7,6
12	Eteno	32	0,454	7,5	Eteno	24	0,454	0,0
	Eletricidade			30,8	Perdas			38,3

No processo representado na Figura 4.6.1, o eteno introduzido ao processo é sucessivamente comprimido, inicialmente entre 20 e 30 MPa, e depois entre 100 e 250 MPa, sendo então introduzido em diversos pontos do reator autoclave.

A temperatura no reator é controlada em diversos pontos através do consumo de inertes injetados por bombas volumétricas à alta pressão. A taxa de conversão (eteno polimerizado/eteno introduzido), da ordem de 15 a 20%, é limitada pela temperatura máxima de saída, aproximadamente 300 °C. A reação é exotérmica (-3370 kJ/kg) mas as trocas de calor com o exterior são restringidas por causa da concepção dos aparelhos.

Uma primeira separação ocorre entre 20 e 30 MPa; o eteno não reagido é resfriado e reciclado através do compressor secundário. A desgaseificação final realiza-se dentro da tremonha, com reciclagem do eteno residual através do compressor primário. O polímero fundido é conformado no extrusor. É então granulado e depois secado e desgaseificado, sendo estocado e ensacado.

Na Figura 4.6.2 apresenta-se um fluxograma simplificado do processo de produção de PEBD, detalhando-se o consumo de matérias-primas e utilidades na Tabela 4.6.1 (Brown, 1985).

4.6.3 Utilização

O polietileno de baixa densidade é um termoplástico de grande difusão, sendo a maior parte utilizada sob forma de filmes para embalagens e revestimento. Outros mercados de importância são a moldagem por injeção, como em artigos domésticos e brinquedos, e extrusão, em isolamento de cabos elétricos e telefônicos.

Os principais empregos do PEBD no Brasil podem ser estimados através dos dados da Tabela 4.6.2 (ABIQUIM, 1995a).

4.7 Polietileno de alta densidade

Este tópico está baseado nos trabalhos de Lapeyre, 1978, e Quet, 1992, salvo complementos referidos localmente.

O polietileno de alta densidade - PEAD -, como visto anteriormente, é obtido a partir da polimerização do eteno, não utilizando-se nenhum copolímero em seu processo de produção. Possui ramificações curtas e em pequeno número, cerca de 0,3 grupos metil a

cada 100 átomos e nenhum grupo etil. O PEAD apresenta-se geralmente sob forma granulada cilíndrica ou lenticular, com tamanho de até 5 mm. No estado natural, os grãos são incolores e translúcidos.

Tabela 4.6.2 - Destino aproximado das vendas internas de PEAD em 1994

Aplicações	%
Filme	80
- Industrial	30
- Alimentício	27
- Embalagens convencionais	15
- Bobina técnica	12
- Agrícola	4
- Saco supermercado	3
- Outros	9
Sopro	7
- Higiene e limpeza	62
- Industrial	10
- Farmacéutico	8
- Frascos	9
- Outros	11
Extrusão	7
- Alimentício	42
- Tubos e conexões	38
- Outros	20
Injeção	6
- Utilidades domésticas	60
- Peças Técnicas	12
- Outros	28

4.7.1 Matérias-primas

Nos principais processos, suspensão e solução, o consumo é praticamente o mesmo. Tomando como base uma tonelada de PEAD temos: 1,02 ton de eteno+comonômero, 650 a

700 kWh de eletricidade, 1 a 2 ton de vapor e cerca de 30 kg de solvente ou diluente, dependendo do processo

4.7.2 Processo de produção

Após a década de 50, dois processos foram desenvolvidos para a polimerização do eteno:

- O Processo Ziegler, onde utilizava-se catalisadores a base de cloreto de titânio associado a um derivado do cloreto de alumínio;
- O Processo Phillips, onde utilizava-se catalisadores a base de óxido de cromo.

Os principais processos utilizados atualmente são os seguintes:

- Polimerização Ziegler em suspensão. A polimerização do eteno ocorre dentro de um líquido (hidrocarboneto) dentro do qual o polietileno não é solúvel. A temperatura de polimerização é de 50 a 100 °C e a pressão é de poucos MPa's;
- Polimerização Ziegler em solução. A temperatura de polimerização (superior a 100 °C) é tal que o polietileno é solubilizado dentro de um solvente (hidrocarboneto). A pressão é de 2 a 4 MPa;
- Polimerização Phillips. A temperatura é relativamente elevada (>100 °C) e a pressão é da ordem de 3 a 5 MPa. O polímero é geralmente dissolvido dentro de um solvente (hidrocarboneto);
- Processos em fase seca, onde todos os inconvenientes ligados à utilização de grandes volumes são resolvidos. Os catalisadores utilizados são do tipo Ziegler (composto halógeno + metal de transição, p.e. $TiCl_3$) ou derivados do tipo Phillips (óxido de cromo sobre um suporte, como óxido de silício).

A seguir apresenta-se os fluxogramas simplificados (Figuras 4.7.1 e 4.7.2) dos principais processos produtivos de PEAD e os consumos médios de matérias-primas e utilidades destes processos, mostrados nas Tabelas 4.7.1 e 4.7.2 (Brown, 1985).

4.7.3 Utilização

Os principais empregos do PEAD no Brasil podem ser estimados através dos dados da Tabela 4.7.3 (ABIQUIM, 1995a).

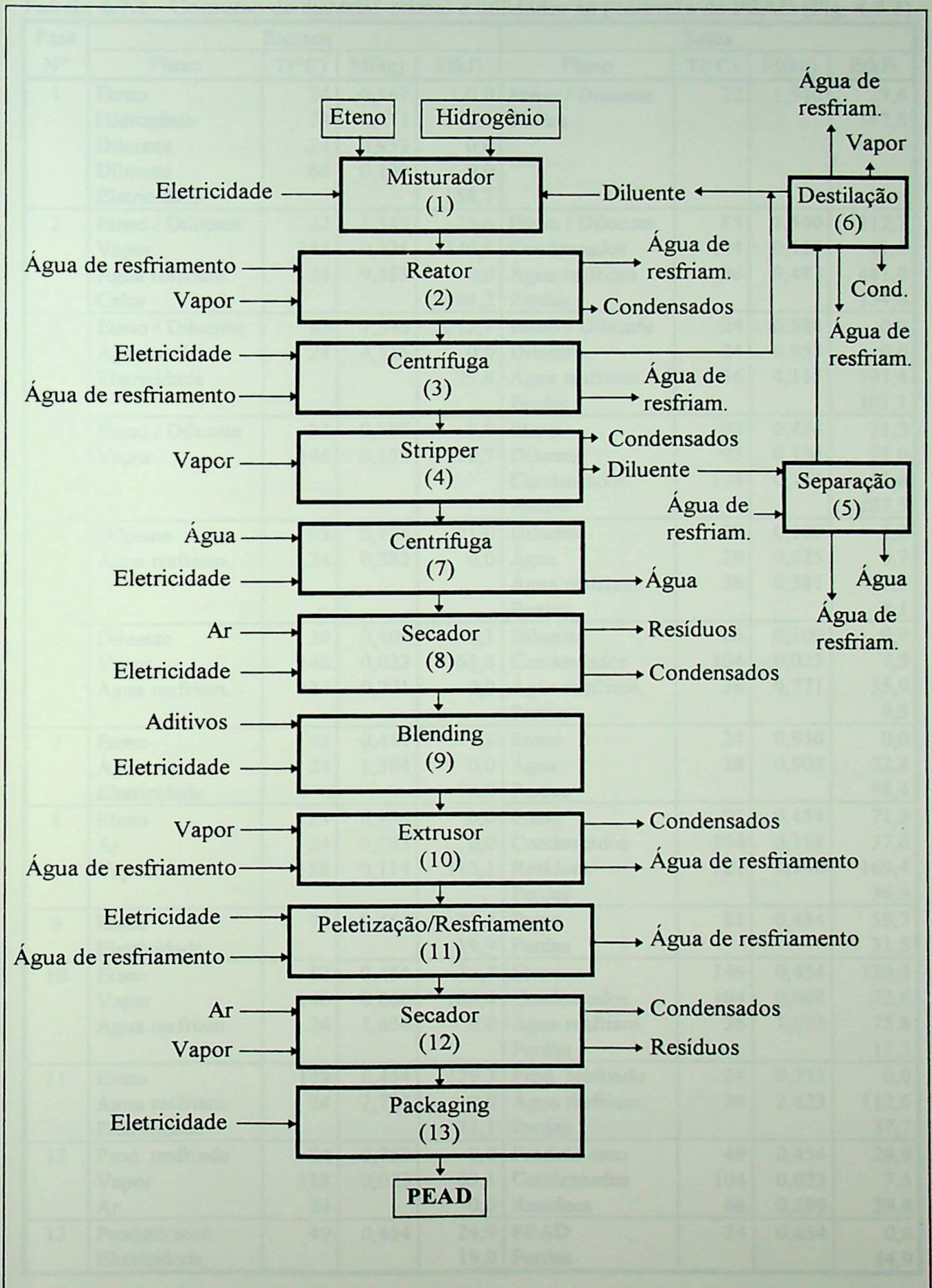


Figura 4.7.1 - Fluxograma simplificado do processo em suspensão para produção de PEAD

Tabela 4.7.1 - Consumo de matérias-primas e utilidades na produção de PEAD (Fig. 4.7.1)

Fase Nº	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(kJ)
1	Eteno	24	0,467	0,0	Eteno / Diluente Perdas	32	1,540	25,6 142,8
	Hidrogênio	24	0,011	0,0				
	Diluente	24	0,953	0,0				
	Diluente	66	0,109	9,9				
	Eletricidade			158,7				
2	Eteno / Diluente	32	1,540	25,6	Eteno / Diluente	85	1,540	212,7
	Vapor	146	0,125	340,0	Condensados	104	0,125	41,4
	Água resfriam.	24	9,483	0,0	Água resfriam.	36	9,483	441,0
	Calor			484,2	Perdas			154,6
3	Eteno / Diluente	85	1,540	212,7	Eteno / Diluente	24	0,588	0,0
	Água resfriam.	24	4,115	0,0	Diluente	24	0,953	0,0
	Eletricidade			79,8	Água resfriam.	36	4,115	191,4
				Perdas			101,1	
4	Eteno / Diluente	24	0,587	0,0	Eteno	93	0,454	71,3
	Vapor	146	0,159	432,7	Diluente	93	0,134	21,0
					Condensados	104	0,159	52,8
					Perdas			287,5
5	Diluente	93	0,134	21,0	Diluente	29	0,109	1,0
	Água resfriam.	24	0,383	0,0	Água	29	0,025	0,7
					Água resfriam.	36	0,381	17,1
					Perdas			2,1
6	Diluente	29	0,109	1,1	Diluente	66	0,109	9,9
	Vapor	146	0,023	61,8	Condensados	104	0,023	7,5
	Água resfriam.	24	0,771	0,0	Água resfriam.	36	0,771	35,9
					Perdas			9,3
7	Eteno	93	0,454	71,3	Eteno	24	0,930	0,0
	Água	24	1,384	0,0	Água	38	0,907	52,8
	Eletricidade			79,8	Perdas			98,4
8	Eteno	24	0,930	0,0	Eteno	93	0,454	71,3
	Ar	24	0,263	0,0	Condensados	104	0,114	37,6
	Vapor	188	0,114	315,1	Resíduos	121	0,740	169,4
					Perdas			36,6
9	Eteno	93	0,454	71,3	Eteno	82	0,454	59,7
	Eletricidade			19,9	Perdas			31,5
10	Eteno	82	0,454	59,7	Eteno	149	0,454	129,3
	Vapor	146	0,068	185,4	Condensados	104	0,068	22,6
	Água resfriam.	24	1,634	0,0	Água resfriam.	36	1,633	75,8
					Perdas			17,3
11	Eteno	149	0,454	129,3	Prod. resfriado	24	0,753	0,0
	Água resfriam.	24	2,722	0,0	Água resfriam.	36	2,423	112,6
	Eletricidade			21,1	Perdas			37,7
12	Prod. resfriado	24	0,753	0,0	Produto seco	49	0,454	24,9
	Vapor	188	0,023	63,1	Condensados	104	0,023	7,5
	Ar	24		0,0	Resíduos	66	0,299	29,9
13	Produto seco	49	0,454	24,9	PEAD	24	0,454	0,0
	Eletricidade			19,9	Perdas			44,9

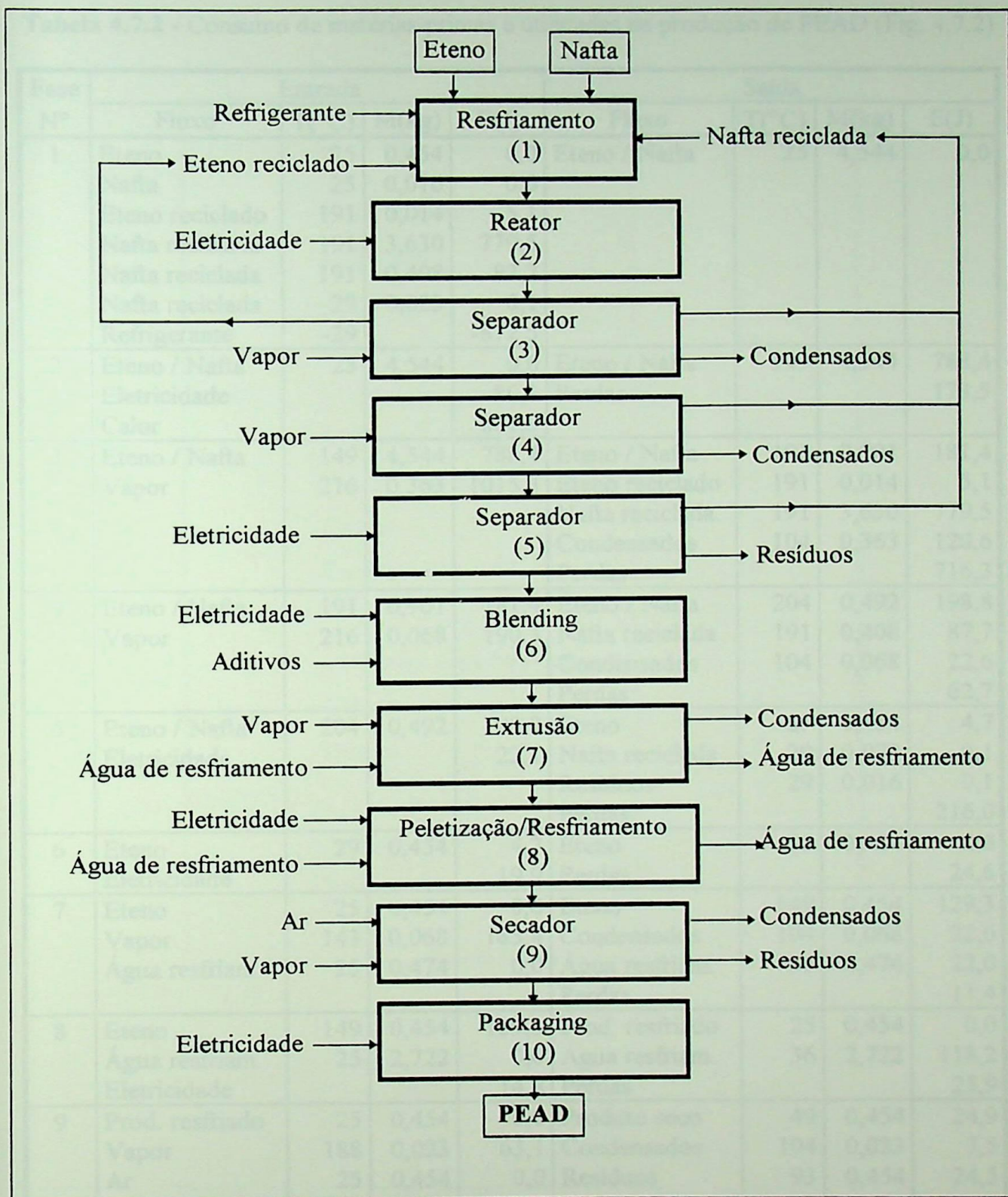


Figura 4.7.2 - Fluxograma simplificado do processo em solução para produção de PEAD

Tabela 4.7.2 - Consumo de matérias-primas e utilidades na produção de PEAD (Fig. 4.7.2)

Fase Nº	Entrada				Saída			
	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(J)	Fluxo	T(°C)	M(kg)	E(J)
1	Eteno	25	0,454	0,0	Eteno / Nafta	25	4,544	0,0
	Nafta	25	0,016	0,0				
	Eteno reciclado	191	0,014	5,1				
	Nafta reciclada	191	3,630	779,5				
	Nafta reciclada	191	0,408	87,7				
	Nafta reciclada	29	0,023	0,1				
	Refrigerante	-29		-872,5				
2	Eteno / Nafta	25	4,544	0,0	Eteno / Nafta	149	4,544	788,4
	Eletricidade			80,1	Perdas			173,5
	Calor			881,9				
3	Eteno / Nafta	149	4,544	788,4	Eteno / Nafta	191	0,901	181,4
	Vapor	216	0,363	1015,3	Eteno reciclado	191	0,014	5,1
					Nafta reciclada	191	3,630	779,5
					Condensados	104	0,363	120,6
					Perdas			716,3
4	Eteno / Nafta	191	0,901	181,4	Eteno / Nafta	204	0,492	198,8
	Vapor	216	0,068	190,3	Nafta reciclada	191	0,408	87,7
					Condensados	104	0,068	22,6
					Perdas			62,7
5	Eteno / Nafta	204	0,492	198,8	Eteno	29	0,454	4,7
	Eletricidade			22,1	Nafta reciclada	29	0,023	0,1
					Resíduos	29	0,016	0,1
					Perdas			216,0
6	Eteno	29	0,454	4,7	Eteno	25	0,454	0,0
	Eletricidade			19,9	Perdas			24,6
7	Eteno	25	0,454	0,0	Eteno	149	0,454	129,3
	Vapor	143	0,068	185,4	Condensados	104	0,068	22,6
	Água resfriam.	25	0,474	0,0	Água resfriam.	36	0,474	22,0
					Perdas			11,4
8	Eteno	149	0,454	129,3	Prod. resfriado	25	0,454	0,0
	Água resfriam.	25	2,722	0,0	Água resfriam.	36	2,722	118,2
	Eletricidade			14,8	Perdas			25,9
9	Prod. resfriado	25	0,454	0,0	Produto seco	49	0,454	24,9
	Vapor	188	0,023	63,1	Condensados	104	0,023	7,5
	Ar	25	0,454	0,0	Resíduos	93	0,454	24,5
					Perdas			6,1
10	Produto seco	49	0,454	24,9	PEAD	25	0,454	0,0
	Eletricidade			19,9	Perdas			44,9

Tabela 4.7.3 - Destino aproximado das vendas internas de PEAD em 1994

Aplicações	%
Sopro	32
- Higiene e limpeza	69
- Industrial	9
- Alimentício	9
- Outros	13
Injeção	29
- Utilidades domésticas	52
- Peças Técnicas	19
- Caixas	13
- Outros	16
Filme	26
- Saco para supermercados	72
- Industrial	15
- Outros	13
Extrusão	13
- Tubos e conexões	30
- Ráfia	28
- Outros	42

CAPÍTULO 5

ANÁLISE DOS SISTEMAS DE COGERAÇÃO

Neste capítulo serão analisados os sistemas de cogeração para os diversos processos petroquímicos detalhados no capítulo anterior, tanto do ponto de vista técnico como também do econômico. Inicialmente apresenta-se a metodologia aplicada para estas análises e realiza-se, como um caso exemplo da utilização desta metodologia, o estudo detalhado dos sistemas de cogeração para uma planta de produção de eteno a partir do etano. Em seguida apresenta-se os sistemas de cogeração propostos e os resultados da aplicação desta metodologia aos outros processos.

5.1 Metodologia Aplicada

Neste trabalho, a análise técnica utilizada para os sistemas de cogeração baseia-se fundamentalmente no método α - β e na utilização das curvas de duração do processo para determinar os excedentes e sua curva de duração (Nogueira e Santos, 1988). A análise econômica utiliza tanto o método descontado como o não descontado para analisar a viabilidade econômica da sistema proposto. Inicialmente, a partir dos valores de consumo de utilidades por unidade de massa, obtidos para cada produto analisado no Capítulo 4, obtêm-se os consumos específicos de eletricidade e vapor requeridos pelo processo. As demandas de frio são transformadas em demandas de vapor considerando a utilização de ciclos frigoríficos de absorção.

Análise energética: Uma forma expedita de se estudar o comportamento energético dos sistemas de cogeração é empregando valores médios e assumindo a operação sem variação de carga. Neste caso, a razão entre as energias elétrica e térmica consumidas fornece o parâmetro α , que depende apenas do processo e de suas características. Por sua vez, o valor de β indica a razão entre as energias elétrica e térmica útil produzidas, estando assim relacionado apenas com a tecnologia do sistema de cogeração e seu rendimento. A relação entre os valores de α e β indicam a presença ou não de excedentes no balanço de energia. Valores idênticos de α e β indicam que existe equilíbrio neste balanço, ou seja, as disponibilidades ajustam-se às necessidades de calor e potência eletromecânica. Valores de β

maiores que α representam excedentes de energia eletromecânica, enquanto valores menores apontam para déficit. Contudo, cabe observar que em instalações reais dificilmente as demandas não variam com o tempo e podem surgir excedentes mesmo em instalações com capacidade de geração inferior à demanda média, caso onde a convolução das curvas de duração das demandas auxilia na determinação destes excedentes. Sinteticamente, tal relacionamento pode ser representado como na Figura 5.1.

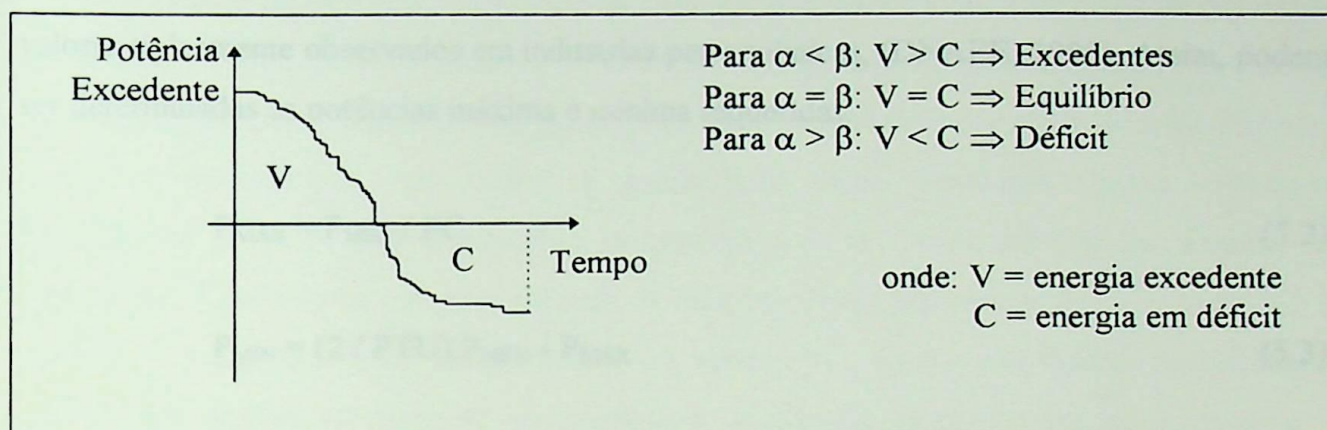


Figura 5.1 - Relação entre α , β e energia excedente, apresentada como curva de duração

A partir dos valores de α e β pode-se determinar diretamente a energia elétrica excedente do sistema, através da expressão 5.1, onde Q_{anual} é a energia térmica total gerada por ano. Entretanto, este é um valor absoluto, não permitindo analisar a distribuição desta energia no tempo. Para tanto, como já comentado, utilizam-se as curvas de duração resultantes da convolução entre a curva de duração da demanda de energia elétrica e a curva de duração da oferta desta energia, que está associada a curva de demanda térmica efetiva, isto é, já computando-se a eventual oferta de calor adicional através de um sistema complementar.

$$E_{\text{exc}} = Q_{\text{anual}} \cdot (\beta - \alpha) \quad (5.1)$$

De modo simplificado, curvas de duração lineares ou em patamares podem ser estimadas a partir dos valores da demanda média, do fator de capacidade (ou da demanda máxima), da porcentagem do tempo no ano em que o sistema opera e da porcentagem do tempo em que o sistema opera nas potências máxima e mínima, como mostrado nas expressões 5.2 e 5.3. Foram adotados, no presente estudo, os seguintes valores:

- Fator de carga elétrico, $FC_{\text{elet}} = 0,9$
- Fator de carga térmico, $FC_{\text{térm}} = 0,8$
- Porcentagem do ano em que se utiliza energia elétrica, $PTU_{\text{elet}} = 1$
- Porcentagem do ano em que se utiliza energia térmica, $PTU_{\text{térm}} = 0,95$
- Porcentagem do tempo de utilização em que se opera na demanda máxima, $TU_{\text{max}} = 0,05$
- Porcentagem do tempo de utilização em que se opera na demanda mínima, $TU_{\text{min}} = 0,25$

valores tipicamente observados em indústrias petroquímicas, (DNAEE, 1985). Assim, podem ser determinadas as potências máxima e mínima requeridas.

$$P_{\text{MÁX}} = P_{\text{MÉD}} / FC \quad (5.2)$$

$$P_{\text{MÍN}} = (2 / PTU) \cdot P_{\text{MÉD}} - P_{\text{MÁX}} \quad (5.3)$$

Em termos práticos, nos sistemas de cogeração a analisar, traçam-se as curvas de duração das energias elétrica e térmica requeridas a partir dos dados do processo. Considera-se a possibilidade de existência de uma fonte de calor externa ao sistema de cogeração, cuja energia aportada ao processo é dada pelo fator de calor complementar, definido como uma porcentagem da energia térmica consumida total. Admite-se ainda que o sistema de cogeração opere em paridade térmica, ou seja, gera exatamente a energia térmica requerida pelo sistema, o que leva a eventuais excedentes e déficits de energia elétrica. Desta maneira, a curva de duração da energia térmica gerada é idêntica à da consumida, a menos da existência de calor complementar. Neste trabalho considera-se a possibilidade de três situações distintas para a geração de energia térmica: Caso A - o fator de calor complementar é nulo (geração pela potência máxima); Caso B - o fator de calor complementar é tal que a energia térmica gerada é constante e igual à potência consumida mínima (geração pela base); Caso C - é o caso onde a potência instalada e o fator de calor complementar conduzem ao menor tempo de retorno.

Assim, a curva de duração da energia elétrica gerada é obtida da curva de duração da energia térmica gerada pelo sistema de cogeração e do valor de β , que pode ser interpretado como uma disponibilidade adimensional de energia elétrica no sistema de cogeração. É importante também ressaltar que a medida que a carga do sistema varia, os valores de β e do rendimento também variam, sendo função dos valores de potência,

rendimento e β para a condição nominal, do consumo a vazio, das perdas e da própria carga. Finalmente, destas curvas de duração da energia gerada e consumida, obtém-se, por convolução, a curva de duração dos excedentes, e a partir daí vários outros resultados, como a energia a ser comprada da concessionária, a disponível para venda e demais parâmetros para a posterior análise econômica.

Análise econômica: No sentido de determinar a viabilidade de sistemas de cogeração no âmbito de um dado setor, podem ser determinados índices típicos como tempo de retorno do investimento, que dependem de estimativas do investimento a ser efetuado e da diferença de custo operacionais com e sem a implantação desta tecnologia. Assim, calcula-se inicialmente o valor do investimento necessário para a implementação do sistema de cogeração. Este valor é estimado através de relações dadas pela expressão 5.4, onde P é o custo e Y a capacidade do equipamento. Os valores Y_0 , C_0 e a são valores de referência obtidos da análise de diversos equipamentos, indicando, respectivamente, o custo e a capacidade de referência e o fator de escala, disponíveis na literatura, como em Bohem (1985) e Nogueira (1996). O investimento total é a soma dos investimentos com equipamento mais os custos indiretos, como impostos e fretes, sendo este calculado como uma porcentagem do investimento em equipamentos.

$$Y = Y_0 \cdot \left(\frac{C}{C_0} \right)^a \quad (5.4)$$

Apresenta-se a seguir a determinação do valor da economia anual decorrente da diferença entre as despesas anuais sem (sistema convencional) e com cogeração. A despesa anual sem cogeração é dada pela soma dos custos com a energia elétrica, comprada da concessionária, e do combustível, utilizado como fonte de calor para o processo, conforme expressão 5.5. Por sua vez, a despesa anual com cogeração é dada pela soma dos custos com combustíveis, utilizados no sistema de cogeração e para gerar o calor complementar, com energia elétrica, devido a eventuais déficits de energia no sistema e com os novos custos gerados pela operação e manutenção do sistema, descontando deste total a receita obtida pela venda de energia excedente para a concessionária, de acordo com a expressão 5.6.

$$M_{\text{conv}} = Y_{\text{ec}} \cdot W_{\text{cm}} + Y_{\text{cd}} \cdot D_{\text{inst}} + Y_{\text{ccon}} \cdot Q_{\text{u}} / \varepsilon_{\text{b}} \quad (5.5)$$

$$M_{\text{cog}} = Y_{\text{ec}} \cdot W_{\text{def}} + Y_{\text{cd}} \cdot D_{\text{inst}} - Y_{\text{ev}} \cdot W_{\text{exc}} + Y_{\text{ccog}} \cdot W_{\text{cogm}} / \eta_{\text{cog}} + Y_{\text{ccon}} \cdot Q_{\text{comp}} + \text{O\&M} \cdot I \quad (5.6)$$

onde: M_{conv}	= Despesa anual do sistema convencional	(\$)
M_{cog}	= Despesa anual do sistema de cogeração	(\$)
Y_{ec}	= Preço de compra de energia elétrica	(\$/MWh)
Y_{ev}	= Preço de venda de energia elétrica	(\$/MWh)
Y_{ccog}	= Preço do combustível para cogeração	(\$/MWh)
Y_{ccon}	= Preço do combustível para o sistema convencional	(\$/MWh)
Y_{d}	= Tarifa de demanda de energia elétrica	(\$/MWh)
Q_{u}	= Consumo médio de energia térmica útil	(MWh)
Q_{comp}	= Energia térmica complementar do sistema de cogeração	(MWh)
W_{def}	= Energia elétrica deficitária média	(MWh)
W_{exc}	= Energia elétrica excedente média	(MWh)
W_{cm}	= Consumo médio de energia elétrica	(MWh)
W_{cogm}	= Energia elétrica cogorada média	(MWh)
D_{inst}	= Potência elétrica máxima comprada da concessionária	(MW)
ε_{b}	= Rendimento do sistema conv. de fornecimento de calor	(-)
η_{cog}	= Rendimento elétrico de cogeração	(-)
O&M	= Fator de custos com operação e manutenção	(-)
I	= Investimento total no sistema de cogeração	(\$)

A viabilidade do sistema é estimada por meio do cálculo do tempo de retorno, tanto pelo método não descontado quanto pelo método descontado, os quais são obtidos, respectivamente, pelas expressões 5.7 e 5.8. Vale notar que as expectativas de tempo de retorno para sistemas de cogeração são relativamente pequenos, permitindo uma rápida recuperação do capital aplicado. Assim sendo, a parcela relativa ao risco na taxa de atratividade (i) pode ser considerada nula. Portanto, a taxa de atratividade é composta por apenas uma parcela, referente a taxa sem risco.

$$\text{TRND} = \frac{I}{E} \quad (5.7)$$

$$\text{TRD} = \frac{\ln[1 - i(I/E)]}{-\ln(1+i)} \quad (5.8)$$

Os valores de referência utilizados nos cálculos da análise econômica são dados na Tabela 5.1, e procuram refletir a realidade brasileira observada no período do desenvolvimento do presente trabalho. Não obstante, outros valores também foram estudados, buscando determinar a sensibilidade dos resultados frente a variação dos principais parâmetros. Adotou-se ainda como capacidade nominal de produção para as plantas petroquímicas estudadas o valor de 1000 ton/dia, representativo para a determinação das capacidades de geração e os investimentos unitários associados.

Os dados de preços de combustíveis foram obtidos a partir do informativo PE - Acompanhamento de Preços de energéticos, editado pela Divisão de Estudos de Demanda e Energia da Companhia Energética de Minas Gerais - CEMIG, de dezembro de 1995.

Tabela 5.1 - Valores de referência

Dados	Símbolo	Unidade	Valor
Preço de compra de energia elétrica	Y_{cc}	\$/MWh	29,33
Tarifa de demanda de energia elétrica	Y_d	\$/MW	2174,00
Preço de venda de energia elétrica	Y_{ev}	\$/MWh	20,00
Preço do combustível para cogeração (gás natural)	Y_{ccog}	\$/MWh	13,50
Preço do combustível para o sistema conv. (óleo 2A)	Y_{ccon}	\$/MWh	13,60
Fator de custos com operação e manutenção	O&M	---	0,05
Taxa de atratividade	i	---	0,05
Custos indiretos (fretes, transportes, impostos,...)	f	---	0,30
Rendimento do sistema conv. de fornec. de calor	ϵ_b	---	0,75

Os preços de consumo e de demanda de energia elétrica foram calculados com base nos valores para Tarifa Azul da CESP - Companhia Energética de São Paulo para o grupo A2 (AEE, 1996), como mostrado na Tabela 5.2. Para este cálculo utilizou-se uma média ponderada pela duração de cada período horosazonal, conforme a Tabela 5.3. Não foram consideradas a adoção de tarifas subsidiadas ou de energia interruptível dado a necessidade de se manter um tratamento generalizado, embora tais práticas sejam comuns na indústria de grande porte, podendo entretanto ser incorporadas mediante a adequada cearização.

Tabela 5. 2 - Valores de Tarifa Azul para a CESP

CESP	Demanda		Ultrapassagem		Consumo - R\$/MWh			
	R\$/kW		R\$/kW		Período Seco		Período Úmido	
Grupo	PP	FP	PP	FP	PP	FP	PP	FP
A2	7,29	1,67	27,01	6,17	40,93	29,32	38,18	26,90

PP - Período de Ponta

FP - Período Fora de Ponta

Tabela 5.3 - Porcentagem da duração anual dos segmentos horosazonais

Segmentos	Duração (%)
Período seco - ponta	5,31
Período seco - fora de ponta	52,50
Período úmido - ponta	3,66
Período úmido - fora de ponta	38,53

Para o preço de venda da energia elétrica, um parâmetro relevante sobre a viabilidade dos sistemas com maior disponibilidade de excedentes, adotou-se um valor próximo ao custo marginal de geração de curto prazo para o Sistema Interligado Sul-Sudeste, como uma referência inicial. Necessariamente tal valor tarifário será afetado pela fórmula contratual que regule as relações entre o autoprodutor e a concessionária, sendo assim variável caso a caso.

5.2 Caso Exemplo: Potencial de Cogeração associado à produção de Eteno

Desenvolve-se a seguir a análise detalhada do potencial de cogeração na produção de eteno, utilizando como matéria prima o etano e considerando a implantação de um sistema de cogeração em três situações, conforme comentado anteriormente e correspondendo a diferentes capacidades instaladas de produção de energia elétrica:

A - o sistema opera na base da curva de demanda de energia térmica da planta, sendo a demanda adicional atendida mediante um sistema complementar,

B - o sistema opera em total paridade térmica, sendo sua capacidade de geração de energia elétrica definida pela demanda máxima de calor de processo e não necessitando de calor suplementar,

C - o sistema tem sua capacidade instalada otimizada para o menor tempo de retorno, podendo ou não operar com complementação térmica.

Desenvolve-se a seguir a análise técnica do sistema de cogeração e posteriormente os estudos de viabilidade econômica, incluindo-se os estudos de sensibilidade, em um estudo de caso que corresponde à um exemplo para os demais produtos petroquímicos analisados.

Análise Técnica

A análise técnica apresenta inicialmente as características da demanda energética da planta, inclusive das demandas associadas à produção de frio, abordando-se na sequência as configurações do sistema de cogeração empregado, permitindo assim efetuar o estudo energético do sistema de cogeração, determinando-se as necessidades de combustível e o balanço de produção, excedentes e déficits de energia elétrica.

Estudo das demandas energéticas: Trata-se de determinar, com o detalhamento possível, as potências e energias requeridas pelo processo industrial. Assim, a partir dos dados do Capítulo 4, no caso do eteno particularmente no item 4.1, tem-se a Tabela 5.4, onde se apresenta o consumo de utilidades e matérias-primas para a produção de 1.000 ton/dia de eteno, conforme a Figura 4.1.1 e Tabela 4.1.1. Para a demanda de energia elétrica os comentários do tópico anterior são suficientes para indicar o procedimento adotado na construção da curva de carga, que resulta da agregação dos diversos consumos apresentados para o processo, incrementados em 20% para considerar o consumo em serviços auxiliares, como iluminação.

Como informações sobre o vapor consumido no processo dispõem apenas da temperatura e do fluxo entálpico, porém com auxílio de tabelas de vapor, podem ser determinadas as demais propriedades de interesse, especialmente a pressão e o título do vapor, apresentadas na Tabela 5.5. O conhecimento prévio dos estados do vapor requerido nas várias etapas do processo é fundamental para a estimativa das disponibilidades de energia elétrica no sistema de cogeração.

Tabela 5.4 - Consumo de utilidades e matérias-primas na produção de eteno pelo etano para uma planta de 1.000 ton/dia.

Utilidades		Fase	Temperatura (°C)	Vazão (kg/s)	Fluxo (MW)
Trabalho		4	---	---	14,13
		6	---	---	4,71
Frio		7	---	---	a definir*
		10	---	---	a definir*
Vapor	Consumo	1	177	5,32	13,66
		5	121	2,66	6,31
		9	149	7,06	16,43
	Produção	1	538	18,06	62,94
		2	538	16,55	57,83

* A ser calculada a partir dos coeficientes de performance para chiller de absorção.

Tabela 5.5 - Propriedades termodinâmicas do vapor consumido e gerado no processo

Vapor (Fase)	Ponto	Temp. (K)	Entalpia (kJ/kg)	Pressão (MPa)	Entropia (kJ/kgK)	Título (%)
1	pt 3	450,16	2566,40	0,93	6,1451	89,68
5	pt 5	394,16	2556,30	0,20	6,7348	93,12
9	pt 4	422,16	2571,41	0,46	6,4351	91,79
1	pt 1	811,16	3485,87	8,57	6,8057	superaq.
2	pt 2	811,16	3493,99	7,79	6,8572	superaq.

Na avaliação da demanda térmica é necessário ainda ajustar-se os dados do vapor consumido às condições de operação de um sistema de cogeração. Considerando que o uso de vapor de processo se justifica pela necessidade de aportar energia térmica, se admite que o título do vapor a ser efetivamente consumido no processo (pontos 5 e 9) deverá ser igual a 1, sendo necessário recalculá-las suas vazões quando estiver úmido, obtendo-se nestes casos as propriedades apresentadas na Tabela 5.6. No caso do fluxo na entrada do forno tubular (ponto 3) se mantém o vapor como saturado úmido, já que o mesmo será superaquecido no processo. Deve-se observar que estes fluxos de vapor deverão resultar da extração de turbinas a vapor, portanto atendendo aos requisitos destes equipamentos quanto ao estado do vapor em suas tomadas ou sangrias, de acordo com o processo de expansão que se

desenvolve nos bocais e passagens entre palhetas das turbinas. Adiante, na Figura 5.2, apresenta-se em um Diagrama de Mollier, um esquema da localização destes pontos, cuja determinação é possível a partir da definição da configuração do sistema de cogeração.

Tabela 5.6 - Vazão de vapor considerando o vapor de processo como saturado seco

Vapor (Fase)	Ponto	Temp. (K) (dada)	Entalpia (kJ/kg) (título = 1)	Entalpia (kJ/kg) (saída das fases)	Δh (kJ/kg)	Vazão (kg/s)
5	pt 5	394,16	2707,75	238,46	2469,28	2,56
9	pt 4	422,16	2745,28	244,10	2501,19	6,57

Além das demandas de energia elétrica e calor, frequentemente na indústria petroquímica se necessitam também de correntes sob temperaturas abaixo da ambiente, para atender às necessidades de condensação de produtos de baixo peso molecular, impondo o uso de sistemas frigoríficos de grande capacidade. Estes sistemas podem ser baseados em ciclos de compressão ou de absorção, estes últimos correspondendo a uma menor demanda de energia elétrica e consumindo calor de baixa temperatura. Tais características podem ser consideradas oportunas quando se procura incrementar a disponibilidade de energia elétrica e sempre que possível, será a rota tecnológica considerada no presente estudo para a produção de frio. O calor necessário ao ciclo de absorção para atender uma dada demanda térmica é dado pela expressão a seguir:

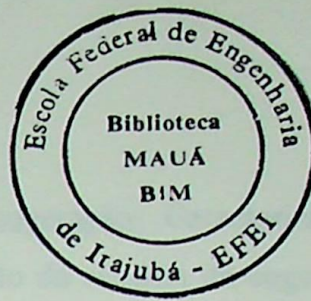
$$Q = \frac{\text{Carga Térmica}}{\text{COP}} \quad (5.9)$$

Para a produção de eteno, adotando um coeficiente de performance, COP, igual a 0,65, válido para chiller de absorção de simples estágio (Orlando, 1984), tem-se que as demandas térmicas associadas a produção de frio no condensador (fase 7) e no processo de reciclagem do etano (fase 10) são:

$$Q_7 = 35,41 \text{ MW}$$

$$Q_{10} = 10,13 \text{ MW}$$

As demandas de calor determinadas anteriormente deverão ser atendidas mediante vapor de processo de baixa pressão. Assim, a vazão de vapor necessária para o chiller de absorção atender à carga térmica prevista, é calculada conforme mostra a expressão seguinte:



$$m_c = \frac{\sum Q}{\text{Salto Entalpico}} \quad (5.10)$$

onde o Salto Entalpico refere-se à condensação do vapor de baixa pressão. No caso do eteno, a vazão necessária é:

$$m_c = 20,08 \text{ kg/s}$$

A demanda total de vapor, nos distintos níveis de pressão, a ser atendida pelo sistema de cogeração, corresponde a soma das demandas de processo e do chiller de absorção, subtraíndo-se ainda as disponibilidades de vapor do próprio processo. No caso do eteno, este balanço é praticamente nulo, já que o vapor produzido no processo, 124,6 ton/h, corresponde a soma das demandas, 125, 0 ton/h. Assim, este sistema de cogeração implica apenas em produzir no processo o vapor em pressões adequadas e expandí-lo em turbinas a vapor, como se apresentará a seguir.

Em síntese, a determinação das demandas de energia elétrica e térmica resulta da agregação das diversas demandas identificadas para as etapas de produção e incorporando eventualmente as disponibilidades de vapor e os requerimentos de calor resultantes da produção de frio. Estas demandas deverão caracterizar curvas de duração ou monótonas de carga, definidas a partir dos valores médios e fatores de carga, bem como do tempo de utilização dos sistemas, de acordo com cenários operacionais já definidos na Metodologia, item 5.1. Visando ainda facilitar a posterior aplicação do Método da Convolução, estas curvas foram representadas por 6 patamares, cujos valores de duração no tempo constam também da metodologia, como percentual do tempo.

Um dado interessante sobre o perfil das demandas energéticas de um consumidor qualquer é a relação α , já apresentada na introdução metodológica, com seu valor referindo-se à relação adimensional entre as demandas médias de energia eletromecânica e calor;

$$\alpha = \frac{\sum E_{\text{consumido}}}{\sum Q_{\text{consumido}}} \quad (5.11)$$

$$\alpha = 0,276$$

Estudo da configuração do sistema de cogeração: Caracterizadas as demandas energéticas na planta, deve-se efetuar a configuração do sistema de cogeração. A definição da configuração a ser estudada para o sistema de cogeração associado à planta petroquímica, especialmente para turbinas a vapor, impõe uma análise mais acurada dos níveis de pressão e uma discussão das distintas possibilidades tecnológicas. Por exemplo, na produção do eteno se requer vapor sob 3 níveis de pressão, 0,9, 0,4 e 0,2 MPa, cujas vazões constam do esquema do processo, conforme mostra a Figura 5.3. Tendo em vista as demandas elevadas de vapor, uma primeira alternativa seria considerar o uso de turbinas a vapor com 3 extrações e eventualmente condensação, contudo uma turbina com estas características pode apresentar problemas de controle de velocidade e pressão, já que simultaneamente deveriam ser reguladas as pressões em múltiplas extrações. Uma situação similar se observa na indústria de celulose, onde com apenas 2 extrações já surgem problemas técnicos razoáveis a serem equacionados na concepção do sistema de cogeração. Assim, uma alternativa a este esquema é a adoção de turbinas de menor capacidade e com menor número de extrações, efetuando-se o balanço de vapor mediante o uso criterioso de válvulas redutoras de pressão entre as diversas linhas de vapor. Esta opção tem sido usual na indústria petroquímica, quando existem diversas linhas de pressão, empregando-se turbinas a vapor de contrapressão simples, posicionadas entre estas linhas ou coletores de vapor, permitindo maior flexibilidade operacional, inclusive adotando-se turbinas em acionamento direto de compressores e bombas. No presente trabalho adotou-se para os sistemas de cogeração a vapor esta última concepção, contudo sintetizada na forma de uma turbina de múltiplas extrações, o que é análogo do ponto de vista energético, como se indica na Figura 5.2.

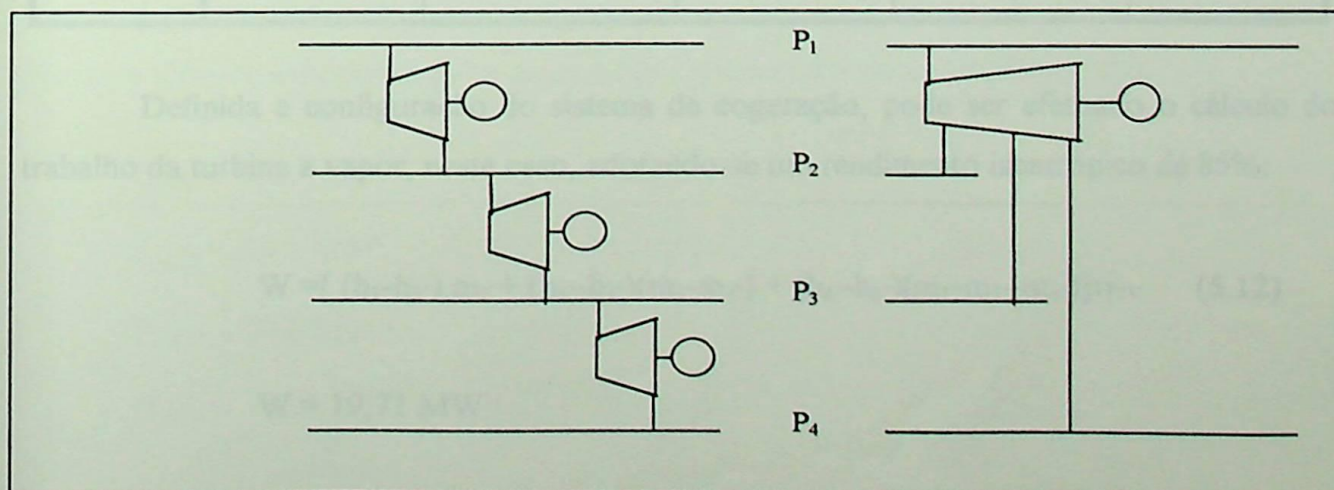


Figura 5.2 - Situações análogas em sistemas de cogeração com turbinas a vapor

As diferenças entre os esquemas mostrados nesta figura referem-se principalmente aos distintos custos de capacidade instalada em cada caso, cujo efeito poderia ser incluído através da adoção de custos unitários de capacidade mais elevados para a situação com múltiplas máquinas.

Na fabricação do eteno, vapor de alta pressão é produzido como subproduto em algumas operações, conforme comentado anteriormente e mostrado na Tabela 5.4 e 5.5. Assim, e tendo em vista os comentários do parágrafo anterior, a configuração naturalmente adotada para o sistema de cogeração a ser utilizado nesta planta emprega como acionador primário uma turbina a vapor com 3 extrações, uma para cada pressão de processo, sendo que o vapor na mais baixa pressão será também conduzido ao chiller de absorção. Admitindo uma expansão com rendimento isentrópico de 80% e que a pressão na entrada da turbina (ponto 1') é um valor intermediário entre a pressão dos pontos 1 e 2, obtém-se a Tabela 5.7. O vapor expande dos pontos 1 e 2 até os pontos 3', 4' e 5', sendo então levado até o ponto de vapor saturado seco (título 1) pela injeção de água. O efeito do desuperaquecedor, incrementando a massa de vapor disponível, pode ser considerado de pequena relevância.

Tabela 5.7 - Propriedades termodinâmicas do vapor

Ponto	Temperatura (K)	Entalpia (kJ/kg)	Pressão (MPa)	Entropia (kJ/kgK)	Título (%)
1'	811,16	3491,79	8,00	6,8420	superaq.
3'	513,24	2923,23	0,93	6,9174	superaq.
4'	489,97	2892,94	0,46	7,1716	superaq.
5'	427,39	2777,19	0,20	7,2868	superaq.

Definida a configuração do sistema de cogeração, pode ser efetuado o cálculo do trabalho da turbina a vapor, neste caso, adotando-se um rendimento isentrópico de 85%:

$$W = [(h_1 - h_{3'}) \cdot m_1 + (h_{3'} - h_{4'}) \cdot (m_1 - m_{3'}) + (h_{4'} - h_{5'}) \cdot (m_1 - m_{3'} - m_{4'})] \eta_{TV} \quad (5.12)$$

$$W = 19,71 \text{ MW}$$

O parâmetro β é calculado pela razão entre a energia elétrica produzida pela turbina e calor útil que dela pode ser aproveitado (expressão 5.13).

$$\beta = \frac{W}{Q} = \frac{W}{m_3(h_{3'} - h_{3,1}) + m_4(h_{4'} - h_{4,1}) + (m_1 - m_3 - m_4)(h_{5'} - h_{5,1})} \quad (5.13)$$

$$\beta = 0,253$$

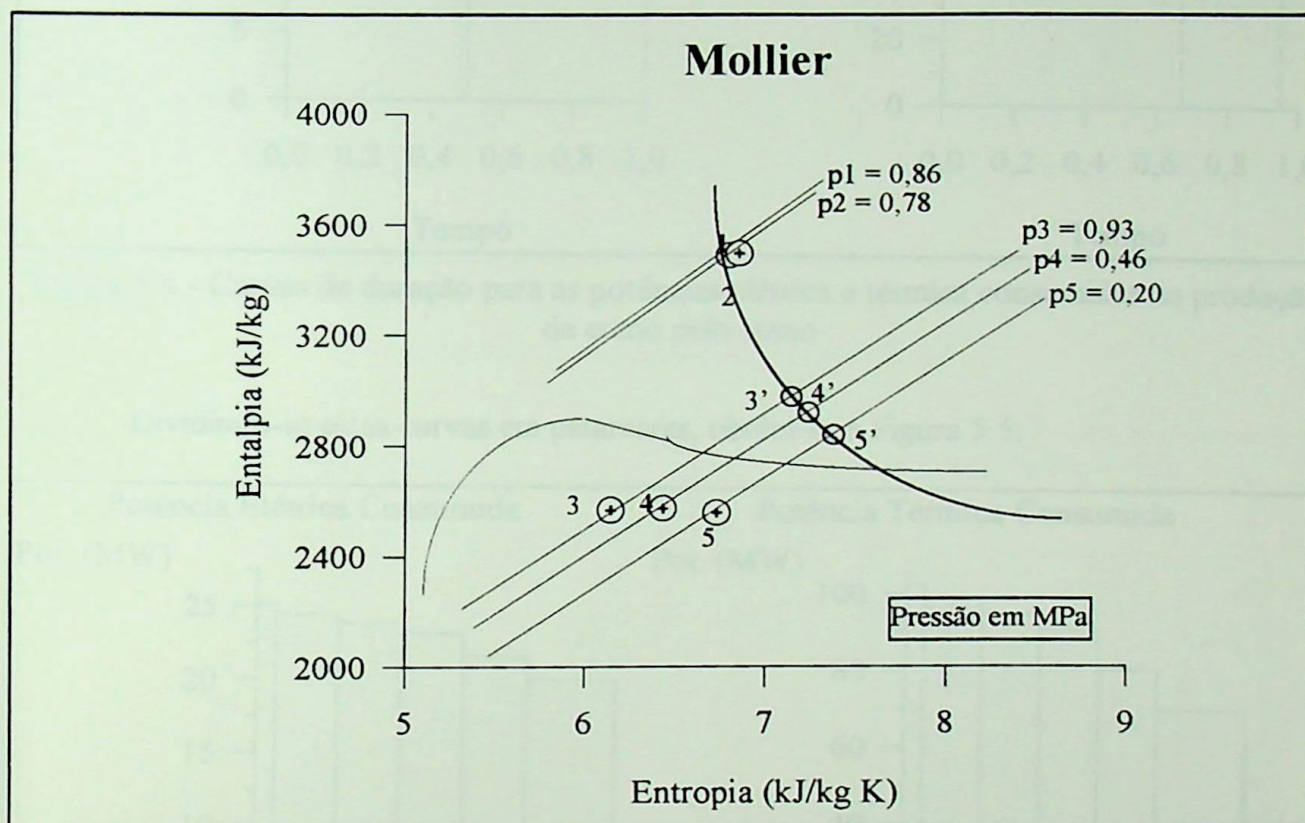


Figura 5.3 - Localização dos pontos no diagrama de Mollier

As potências médias obtidas e as potências máxima e mínima no consumo de energia elétrica e térmica, calculadas pelas expressões apresentadas na metodologia, são:

$$P_{\text{MÉD}} = 22,6 \text{ MW}$$

$$P_{\text{MÁX}} = 25,1 \text{ MW} \quad P_{\text{MÍN}} = 20,1 \text{ MW} \quad (\text{Elétrica})$$

$$P_{\text{MÉD}} = 82,0 \text{ MW}$$

$$P_{\text{MÁX}} = 102,5 \text{ MW} \quad P_{\text{MÍN}} = 70,1 \text{ MW} \quad (\text{Térmica})$$

Análise energética: Com os dados calculados acima, traça-se as curvas de duração das potências elétrica e térmica, mostradas na Figura 5.4.

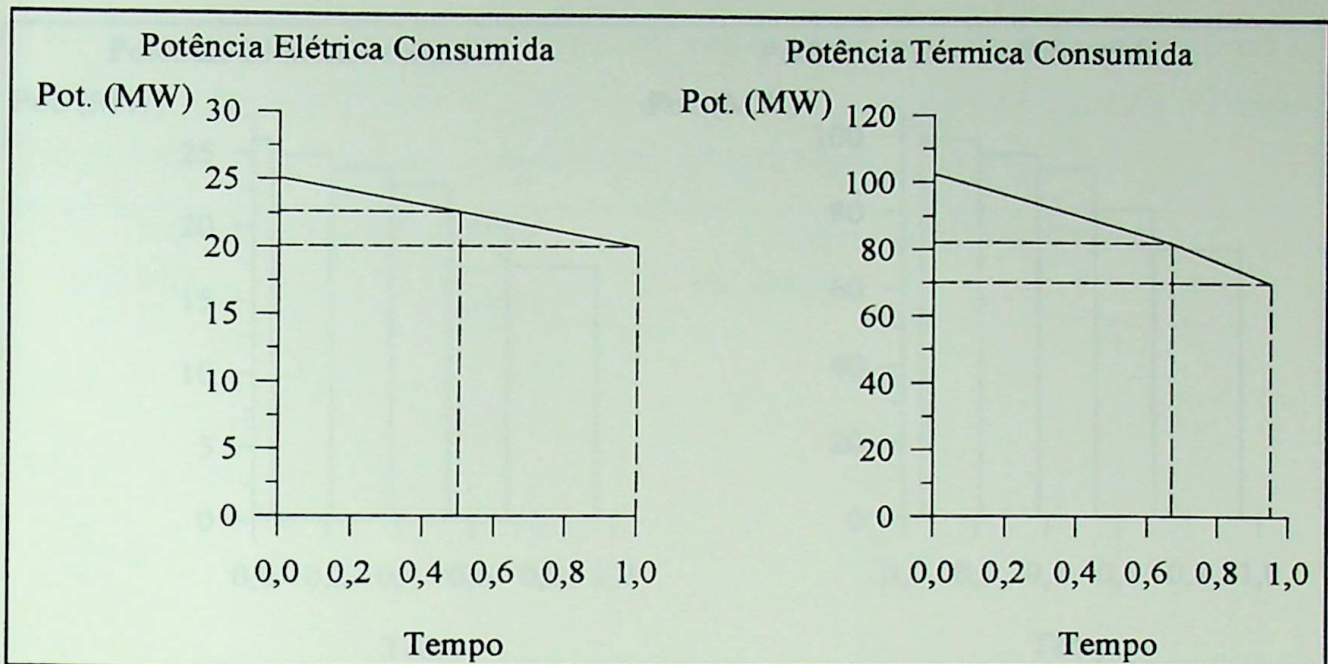


Figura 5.4 - Curvas de duração para as potências elétrica e térmica consumidas na produção de eteno pelo etano

Dividindo-se estas curvas em patamares, obtém-se a Figura 5.5:

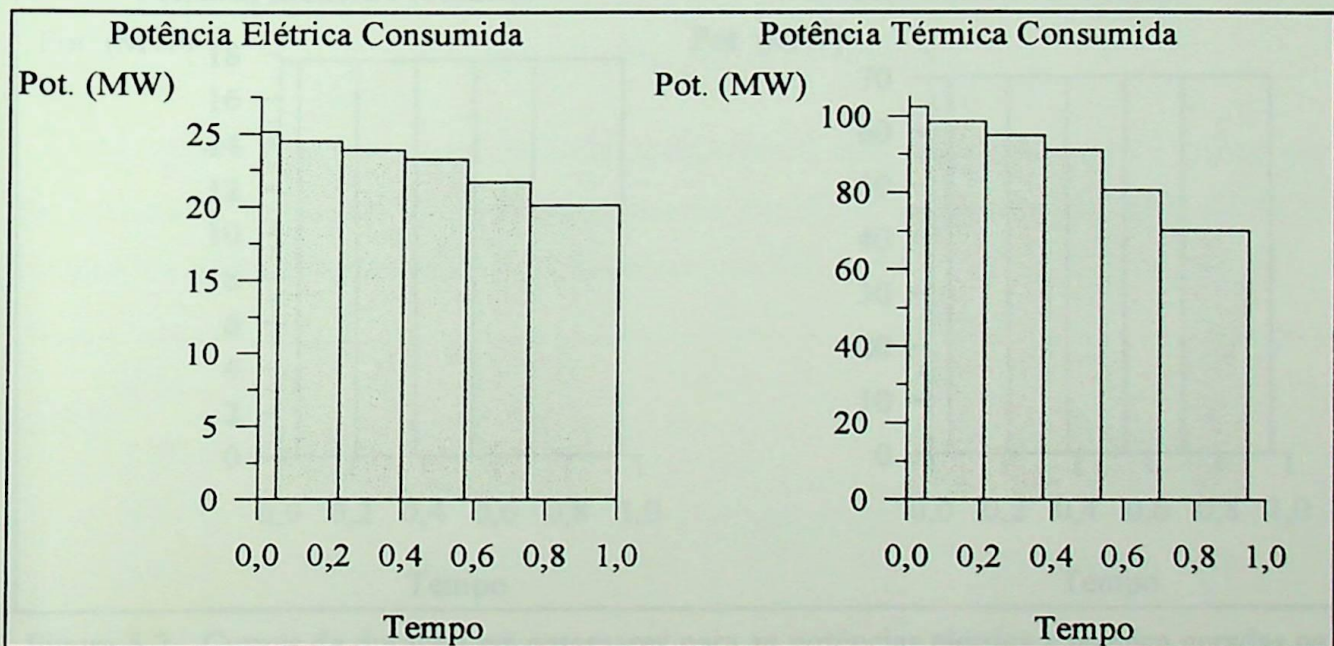


Figura 5.5 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica consumidas na produção de eteno pelo etano

Em paridade térmica, a curva de duração de energia térmica produzida é idêntica à da consumida a partir do sistema de cogeração, enquanto a curva da energia elétrica produzida é obtida multiplicando-se a da energia térmica produzida por β . Na Figura 5.6 estão representada as curvas de duração das energias produzidas na inexistência de calor complementar (caso A). A potência instalada é, neste caso, 26 MW.

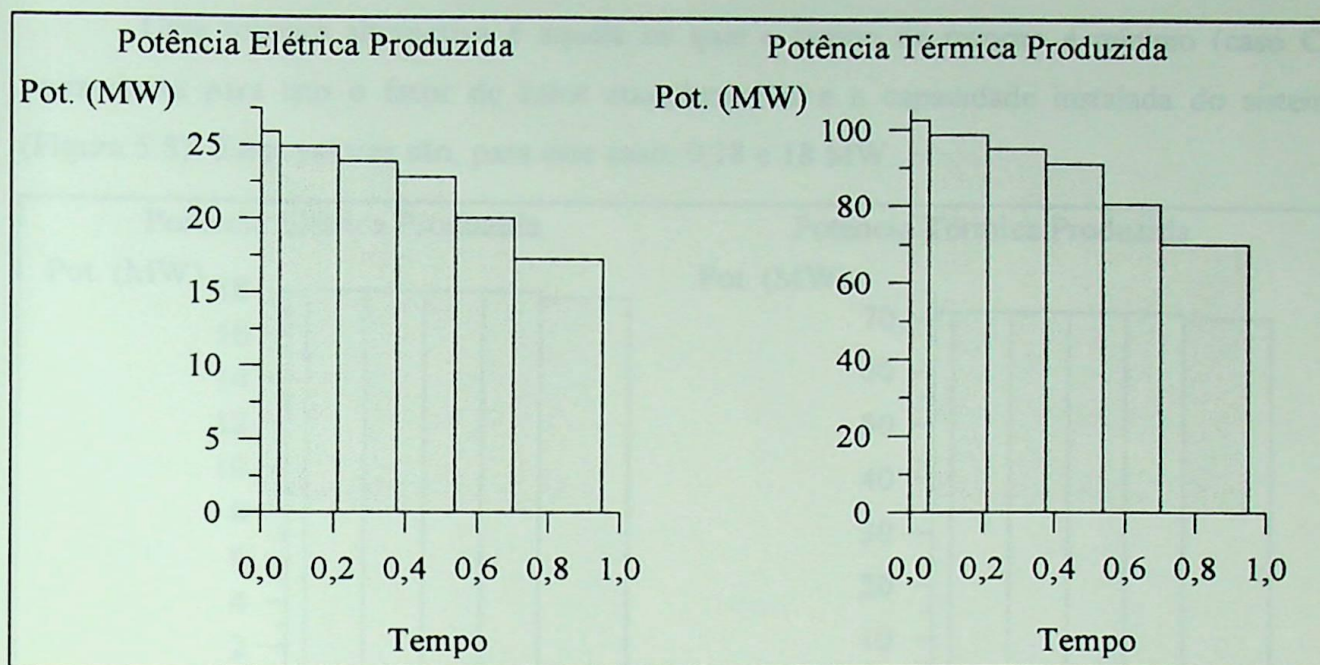


Figura 5.6 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica geradas na produção do eteno pelo etano (caso A)

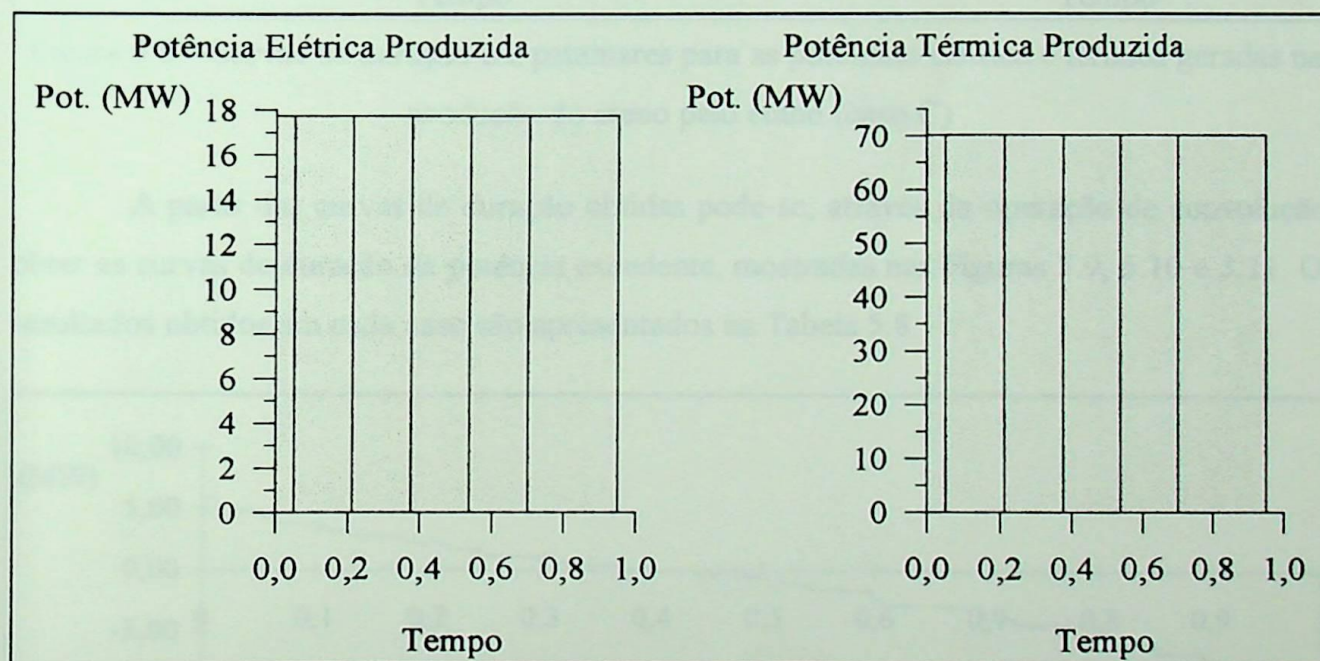


Figura 5.7 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica geradas na produção do eteno pelo etano (caso B)

Outra possibilidade é a introdução de calor complementar de tal maneira que a produção de energia seja constante (caso B), aproveitando a capacidade nominal do equipamento instalado durante todo o tempo (Figura 5.7), sendo o fator de calor complementar 0,19 e a potência instalada 18 MW.

Uma terceira alternativa é aquela na qual o tempo de retorno é mínimo (caso C), variando-se para isto o fator de calor complementar e a capacidade instalada do sistema (Figura 5.8). Estes valores são, para este caso, 0,18 e 18 MW.

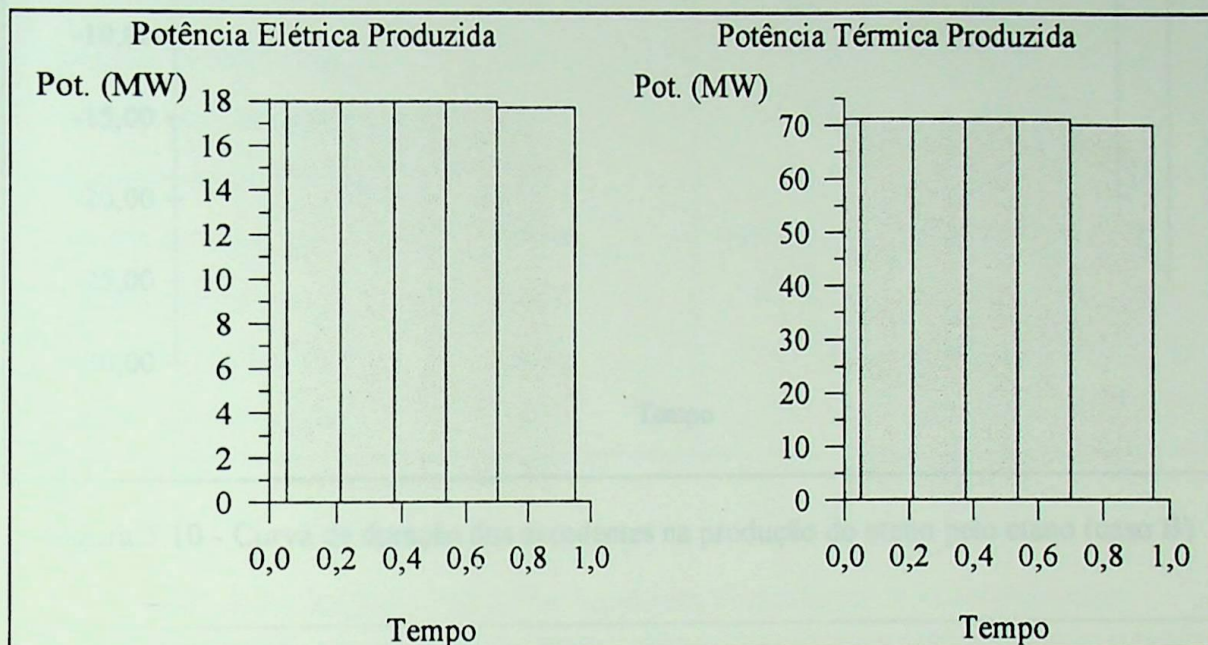


Figura 5.8 - Curvas de duração em patamares para as potências elétrica e térmica geradas na produção do eteno pelo etano (caso C)

A partir das curvas de duração obtidas pode-se, através da operação de convolução, obter as curvas de duração da potência excedente, mostradas nas Figuras 5.9, 5.10 e 5.11. Os resultados obtidos em cada caso são apresentados na Tabela 5.8.

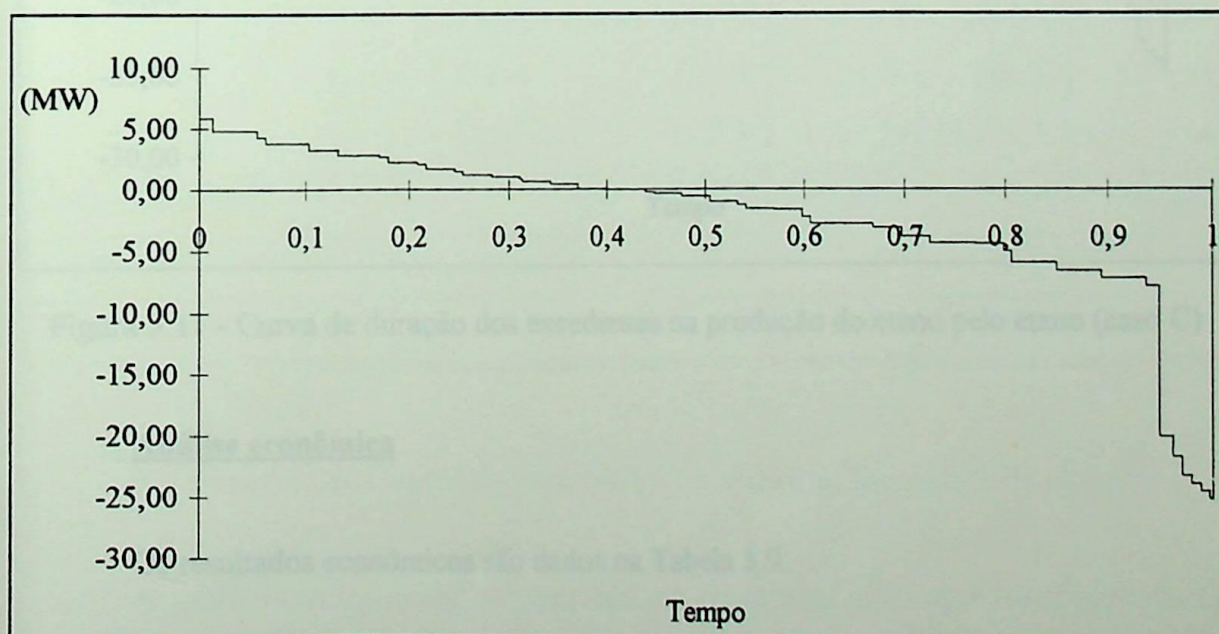


Figura 5.9 - Curva de duração dos excedentes na produção do eteno pelo etano (caso A)

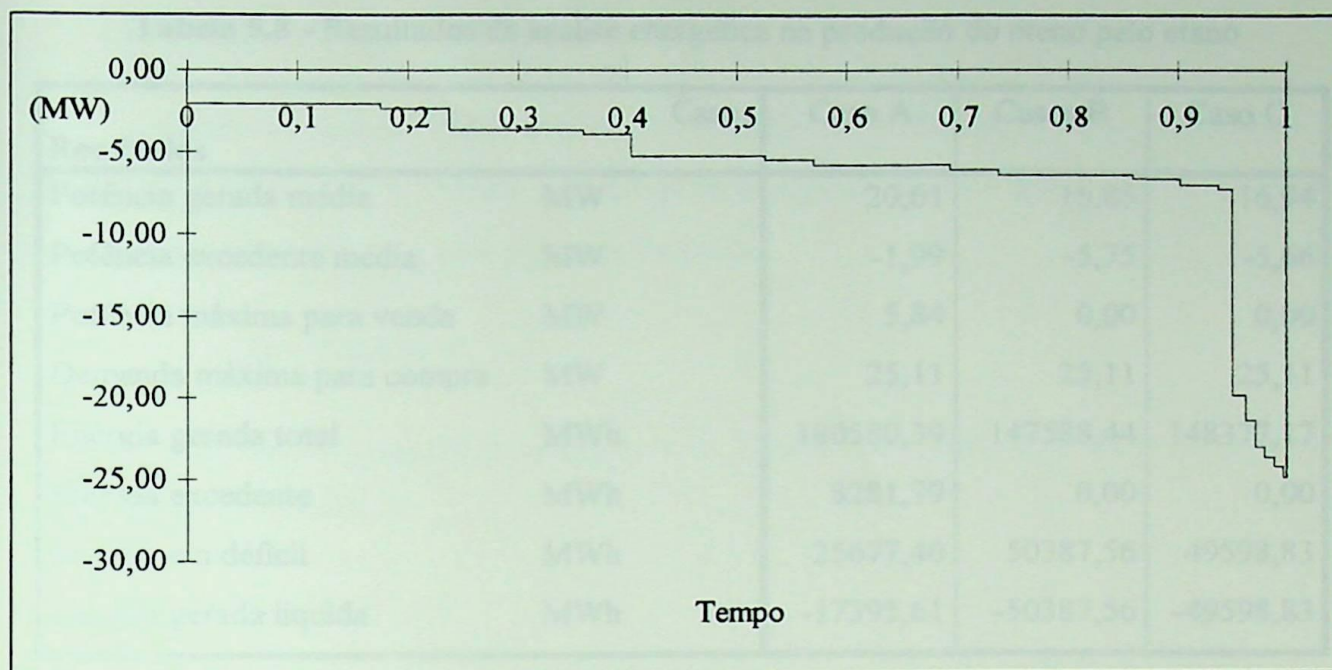


Figura 5.10 - Curva de duração dos excedentes na produção do eteno pelo etano (caso B)

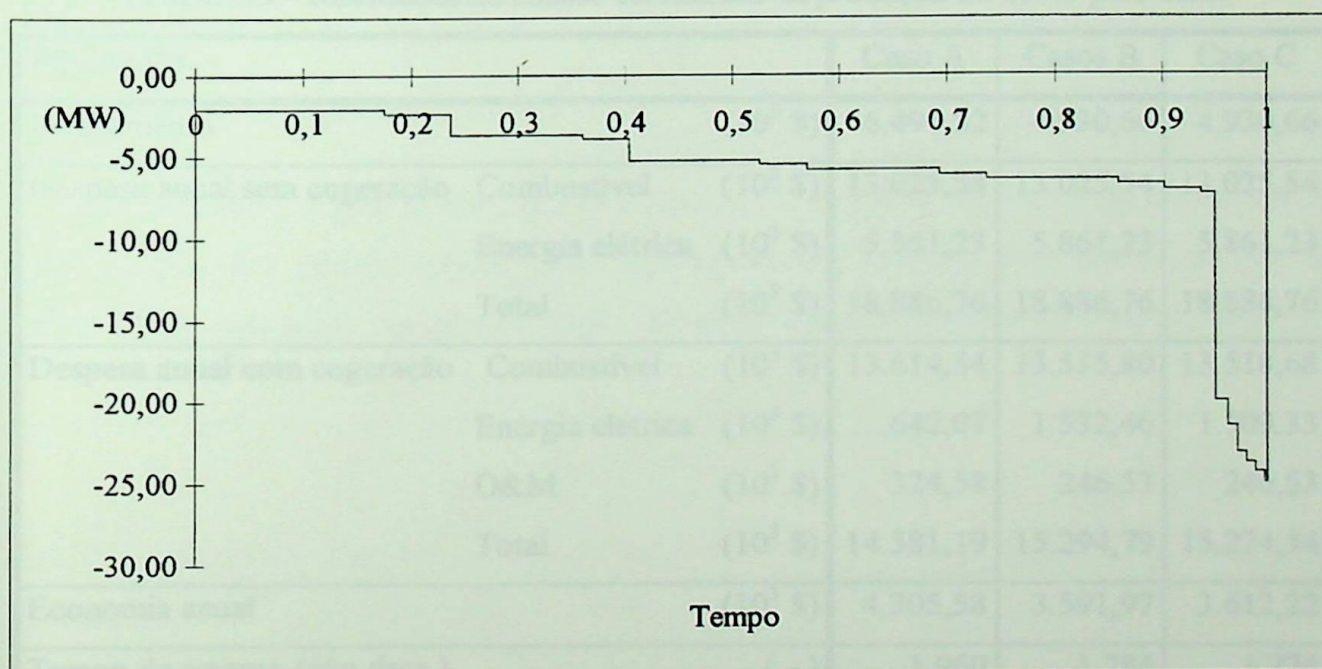


Figura 5.11 - Curva de duração dos excedentes na produção do eteno pelo etano (caso C)

Análise econômica

Os resultados econômicos são dados na Tabela 5.9.

Tabela 5.8 - Resultados da análise energética na produção do eteno pelo etano

Resultados		Casos	Caso A	Casos B	Caso C
Potência gerada média	MW		20,61	16,85	16,94
Potência excedente média	MW		-1,99	-5,75	-5,66
Potência máxima para venda	MW		5,84	0,00	0,00
Demanda máxima para compra	MW		25,11	25,11	25,11
Energia gerada total	MWh		180580,39	147588,44	148377,17
Energia excedente	MWh		8281,79	0,00	0,00
Energia em déficit	MWh		25677,40	50387,56	49598,83
Energia gerada líquida	MWh		-17395,61	-50387,56	-49598,83

Tabela 5.9 - Resultados da análise econômica na produção do eteno pelo etano

Resultados			Caso A	Casos B	Caso C
Investimento		(10 ³ \$)	6.491,52	4.930,66	4.930,66
Despesa anual sem cogeração	Combustível	(10 ³ \$)	13.025,54	13.025,54	13.025,54
	Energia elétrica	(10 ³ \$)	5.861,23	5.861,23	5.861,23
	Total	(10 ³ \$)	18.886,76	18.886,76	18.886,76
Despesa anual com cogeração	Combustível	(10 ³ \$)	13.614,54	13.515,80	13.518,68
	Energia elétrica	(10 ³ \$)	642,07	1.532,46	1.509,33
	O&M	(10 ³ \$)	324,58	246,53	246,53
	Total	(10 ³ \$)	14.581,19	15.294,79	15.274,54
Economia anual		(10 ³ \$)	4.305,58	3.591,97	3.612,22
Tempo de retorno (não desc.)		(-)	1,960	1,784	1,774
Tempo de retorno (desc.)		(-)	2,114	1,916	1,904

5.3 Potencial de Cogeração associado à produção de Eteno através da nafta

A partir deste produto, os potenciais de cogeração serão apresentados de forma sucinta, seguindo o método apresentado no tópico anterior.

Estudo das demandas energéticas

Segundo os dados fornecidos por uma empresa petroquímica, o vapor de processo é utilizado a 5,3 MPa e 397 °C, sendo o consumo de energia térmica da ordem de 12672254 GJ por ano, o que corresponde a uma potência média de:

$$Q = 401,8 \text{ MW}$$

A eletricidade consumida anualmente é 599208 GJ, resultando em uma potência elétrica média consumida de:

$$W = 19,0 \text{ MW}$$

Logo, o valor do parâmetro α obtido é:

$$\alpha = 0,047$$

Sistema de cogeração proposto

Conforme a figura abaixo, o vapor retorna do processo na forma de condensados, sendo conduzido à caldeira (B). É então superaquecido e levado à condição de entrada na turbina (TV), onde passa por uma expansão, atingindo a condição requerida pelo processo.

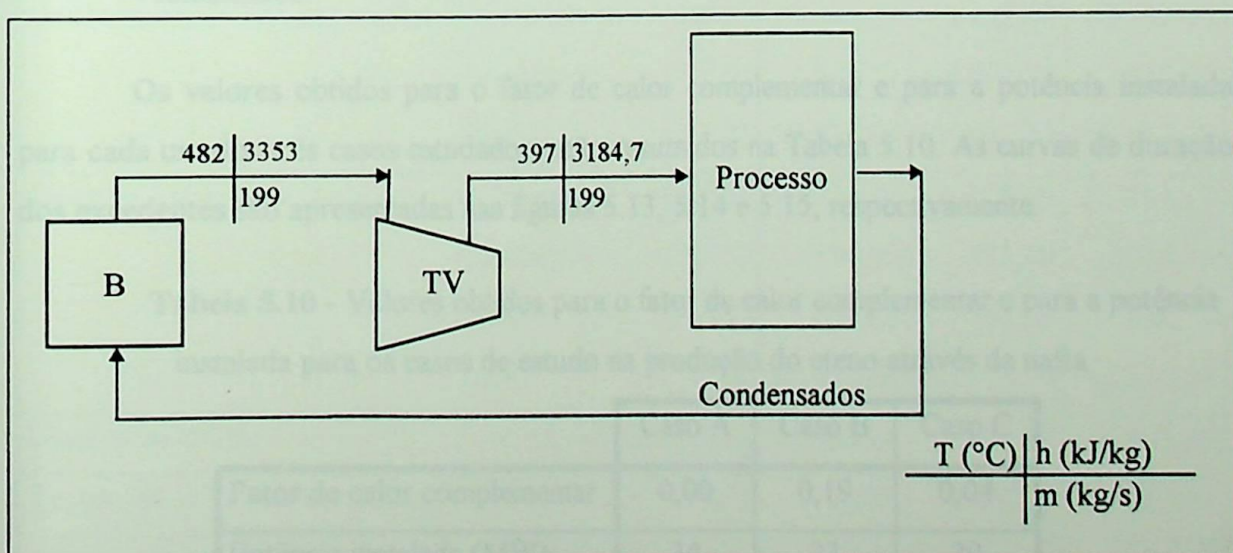


Figura 5.12 - Sistema de cogeração proposto para a produção de Eteno através da nafta

Análise Energética

Admitindo um rendimento de 80% para a turbina a vapor, tem-se que o trabalho e o calor útil gerados são:

$$W = 26,8 \text{ MW}$$

$$Q = 401,8 \text{ MW}$$

O valor do parâmetro β , resulta portanto igual à:

$$\beta = 0,067$$

O valor do rendimento máximo e do rendimento adotado são, para este caso, iguais à:

$$\eta_{\max} = 0,063$$

$$\eta = 0,05$$

O valor aparentemente reduzido para este rendimento não considera a utilização do calor e resulta do pequeno salto entálpico disponível!. Caso fosse incluído a energia térmica, o desempenho seria da ordem de 90%.

- Resultados

Os valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para cada um dos três casos estudados estão resumidos na Tabela 5.10. As curvas de duração dos excedentes são apresentadas nas figuras 5.13, 5.14 e 5.15, respectivamente.

Tabela 5.10 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção do eteno através da nafta

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,04
Potência instalada (MW)	34	23	29

Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.11.

Tabela 5.11 - Resultados da análise energética na produção do eteno através da nafta

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	26,32	21,63	25,42
Potência excedente média:	MW	7,52	2,83	6,62
Potência máx. para venda:	MW	16,54	6,05	12,29
Demanda máx. (compra):	MW	20,89	20,89	20,89
Energia gerada total:	MWh	230542,52	189454,09	222708,20
Energia excedente:	MWh	74088,92	33000,49	66254,60
Energia em déficit:	MWh	8234,40	8234,40	8234,40
Energia gerada líquida:	MWh	65854,52	24766,09	58020,20

Análise Econômica

Os resultados da análise econômica estão relacionados na Tabela 5.12.

Tabela 5.12 - Resultados da análise econômica na produção do eteno através da nafta

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	13.063,00	11.039,01	12.164,80
Despesa anual sem cogeração	Combustível (10 ³ \$)	63.142,08	63.142,08	63.142,08
	En. elétrica (10 ³ \$)	4.875,71	4.875,71	4.875,71
	Total (10 ³ \$)	68.017,79	68.017,79	68.017,79
Despesa anual com cogeração	Combustível (10 ³ \$)	62.953,95	63.018,09	62.984,17
	En. elétrica (10 ³ \$)	-1194,85	-373,08	-1038,16
	O&M (10 ³ \$)	653,15	551,95	608,24
	Total (10 ³ \$)	62.412,25	63.196,96	62.554,24
Economia anual	(10 ³ \$)	5.605,54	4.820,83	5.463,55
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	3,029	2,977	2,894
Tempo de retorno (desc.)	(-)	3,367	3,303	3,204

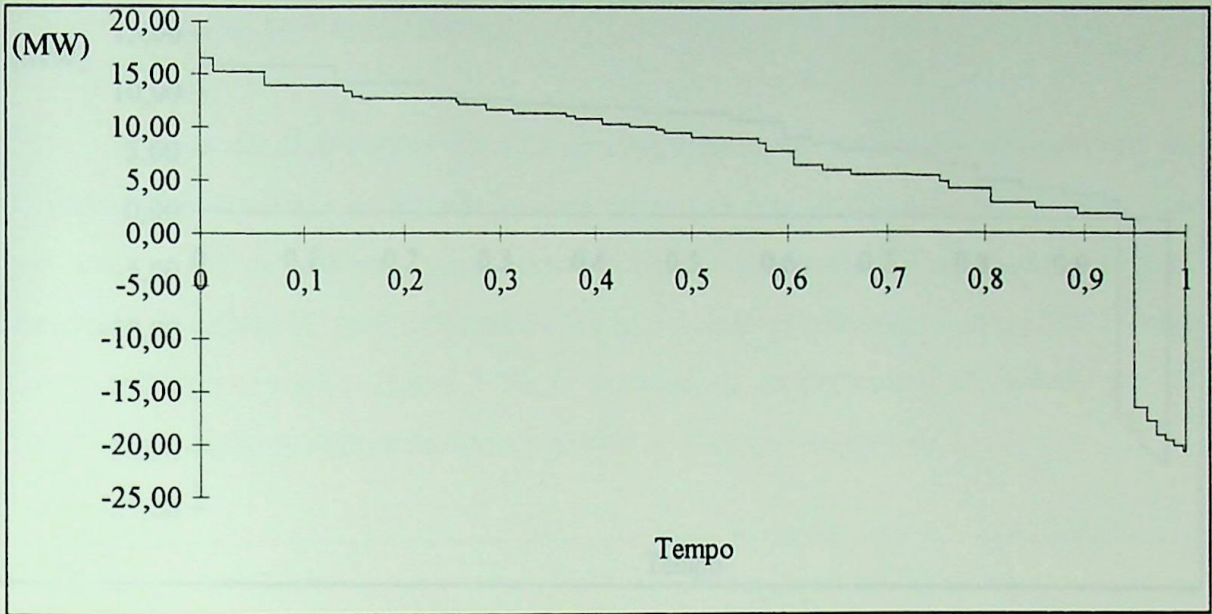


Figura 5.13 - Curva de duração dos excedentes na produção de eteno através da nafta (Caso A)

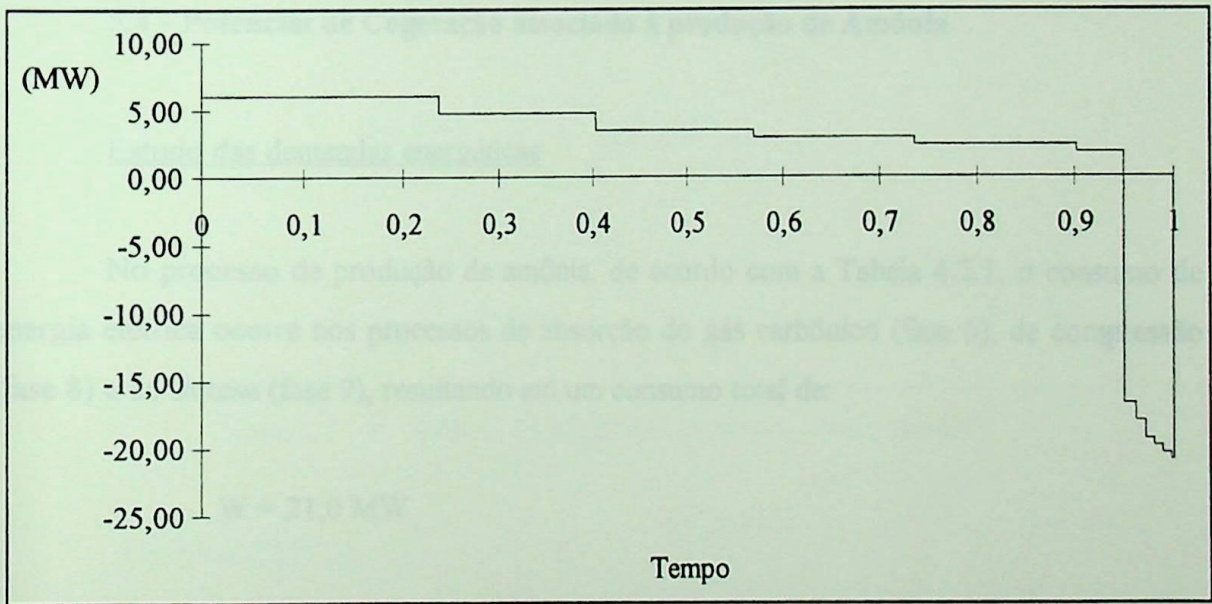


Figura 5.14 - Curva de duração dos excedentes na produção de eteno através da nafta (Caso B)



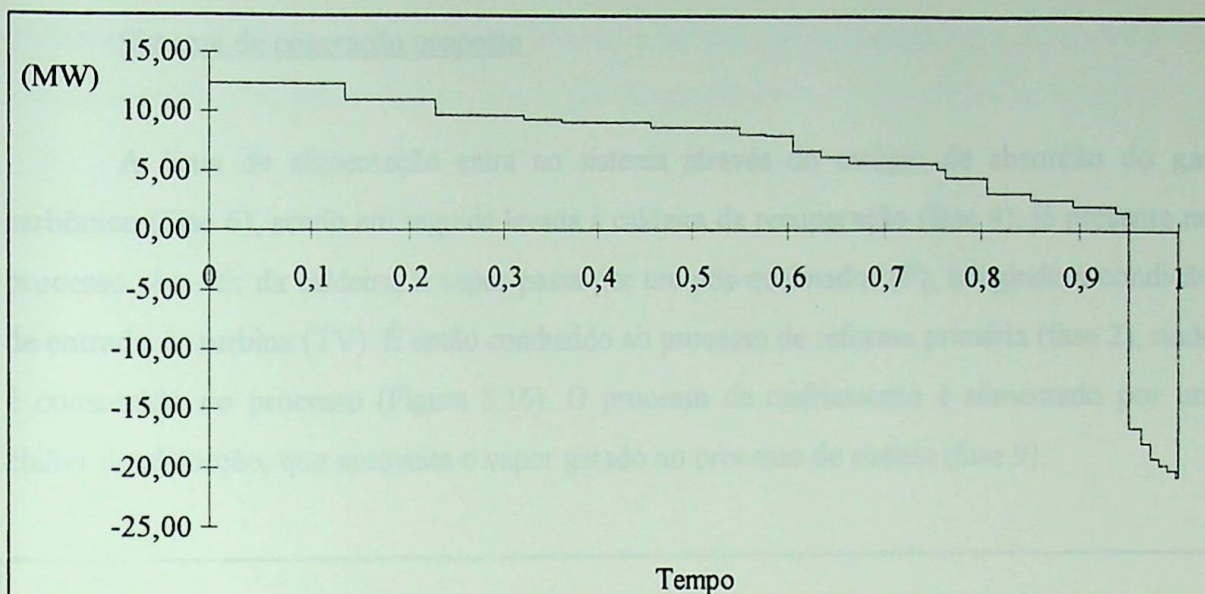


Figura 5.15 - Curva de duração dos excedentes na produção de eteno através da nafta (Caso C)

5.4 - Potencial de Cogeração associado à produção de Amônia

Estudo das demandas energéticas

No processo de produção de amônia, de acordo com a Tabela 4.2.1, o consumo de energia elétrica ocorre nos processos de absorção do gás carbônico (fase 6), de compressão (fase 8) e de síntese (fase 9), resultando em um consumo total de:

$$W = 21,0 \text{ MW}$$

O calor utilizado no processo resume-se ao consumido no processo de reforma primária (fase 2),:

$$Q = 64,3 \text{ MW}$$

A demanda de frio no processo de resfriamento (fase 10) é igual a:

$$F = 19,07 \text{ MW}$$

Sistema de cogeração proposto

A água de alimentação entra no sistema através do estágio de absorção do gás carbônico (fase 6), sendo em seguida levada à caldeira de recuperação (fase 4), já presente no processo. Ao sair da caldeira, o vapor passa por um pós-queimador (P), atingindo a condição de entrada da turbina (TV). É então conduzido ao processo de reforma primária (fase 2), onde é consumido no processo (Figura 5.16). O processo de resfriamento é alimentado por um chiller de absorção, que aproveita o vapor gerado no processo de síntese (fase 9).

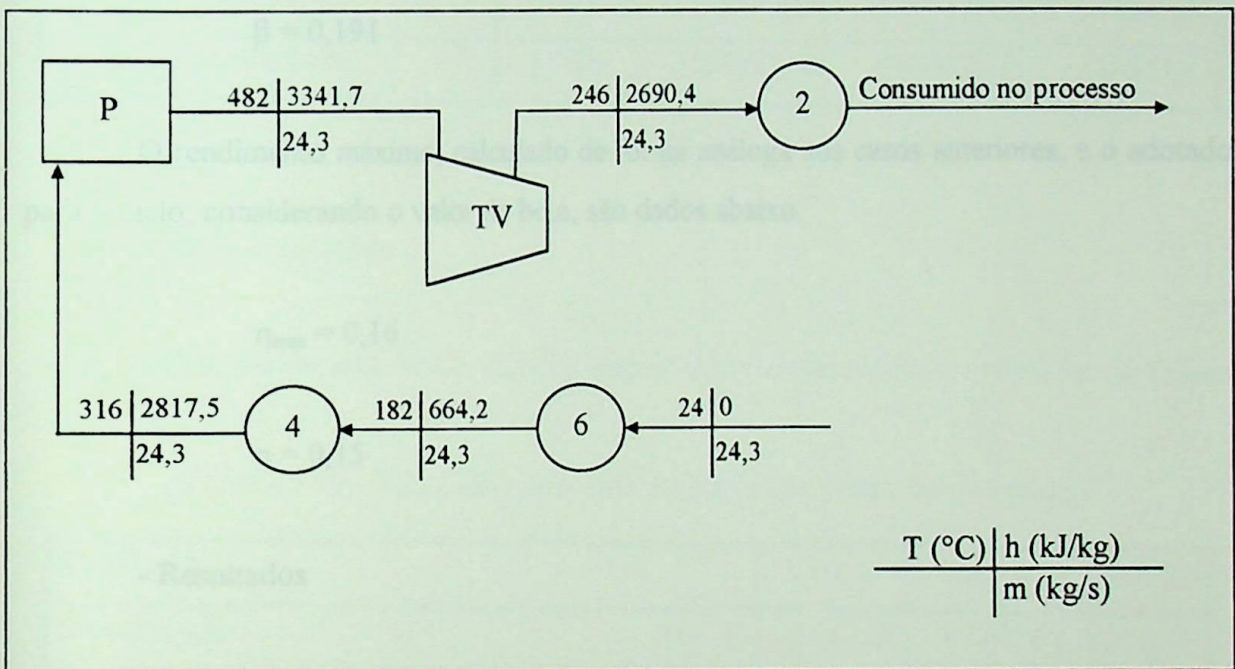


Figura 5.16 - Sistema de cogeração proposto para a Amônia

Análise Energética

A produção de frio gerada pelo vapor proveniente do processo de síntese (fase 9) é dada por:

$$F_{\text{abs}} = \text{COP}_{\text{abs}} Q_9 \quad (5.14)$$

Adotando o valor para o coeficiente de performance (COP_{abs}) de 1,5, chega-se à:

$$F_{\text{abs}} = 20,1 \text{ MW}$$

atendendo totalmente a demanda de frio do processo de resfriamento. Admitindo-se um rendimento de 80% para a turbina, tem-se que o trabalho e o calor útil por ela gerados são:

$$W = 12,5 \text{ MW}$$

$$Q = 65,4 \text{ MW}$$

o que resulta no valor do parâmetro β de:

$$\beta = 0,191$$

O rendimento máximo, calculado de forma análoga aos casos anteriores, e o adotado para o ciclo, considerando o valor de beta, são dados abaixo.

$$\eta_{\max} = 0,16$$

$$\eta = 0,15$$

- Resultados

Realizou-se o estudo do sistema de cogeração proposto operando para os três cenários de estudo. Os valores para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os três casos são dados na Tabela 5.13. Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.14 e as curvas de duração dos excedentes nas figuras 5.17, 5.18 e 5.19.

Tabela 5.13 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de amônia

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,14
Potência instalada (MW)	16	10	11

Tabela 5.14 - Resultados da análise energética na produção de amônia

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	12,07	9,17	10,53
Potência excedente média:	MW	-13,13	-16,03	-14,67
Potência máx. para venda:	MW	0,00	0,00	0,00
Demanda máx. (compra):	MW	19,17	18,83	18,89
Energia gerada total:	MWh	105774,42	80304,15	92224,37
Energia excedente:	MWh	0,00	0,00	0,00
Energia em déficit:	MWh	114977,58	140447,85	128527,63
Energia gerada líquida:	MWh	-114977,58	-140447,85	-128527,63

Análise Econômica

Os resultados econômicos obtidos para os casos estudados estão resumidos na Tabela 5.15.

Tabela 5.15 - Resultados da análise econômica na produção de amônia

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	5.043,62	3.734,30	3.966,11
Despesa anual sem cogeração	Combustível (10 ³ \$)	10.213,93	10.213,93	10.213,93
	En. elétrica (10 ³ \$)	5.920,56	5.920,56	5.920,56
	Total (10 ³ \$)	16.134,49	16.134,49	16.134,49
Despesa anual com cogeração	Combustível (10 ³ \$)	9.658,15	9.810,23	9.754,42
	En. elétrica (10 ³ \$)	3.092,37	3.768,74	3.452,00
	O&M (10 ³ \$)	252,18	185,92	198,31
	Total (10 ³ \$)	13.002,69	13.764,89	13.404,73
Economia anual	(10 ³ \$)	3.131,80	2.369,60	2.729,76
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	2,101	2,049	1,889
Tempo de retorno (desc.)	(-)	2,274	2,216	2,033

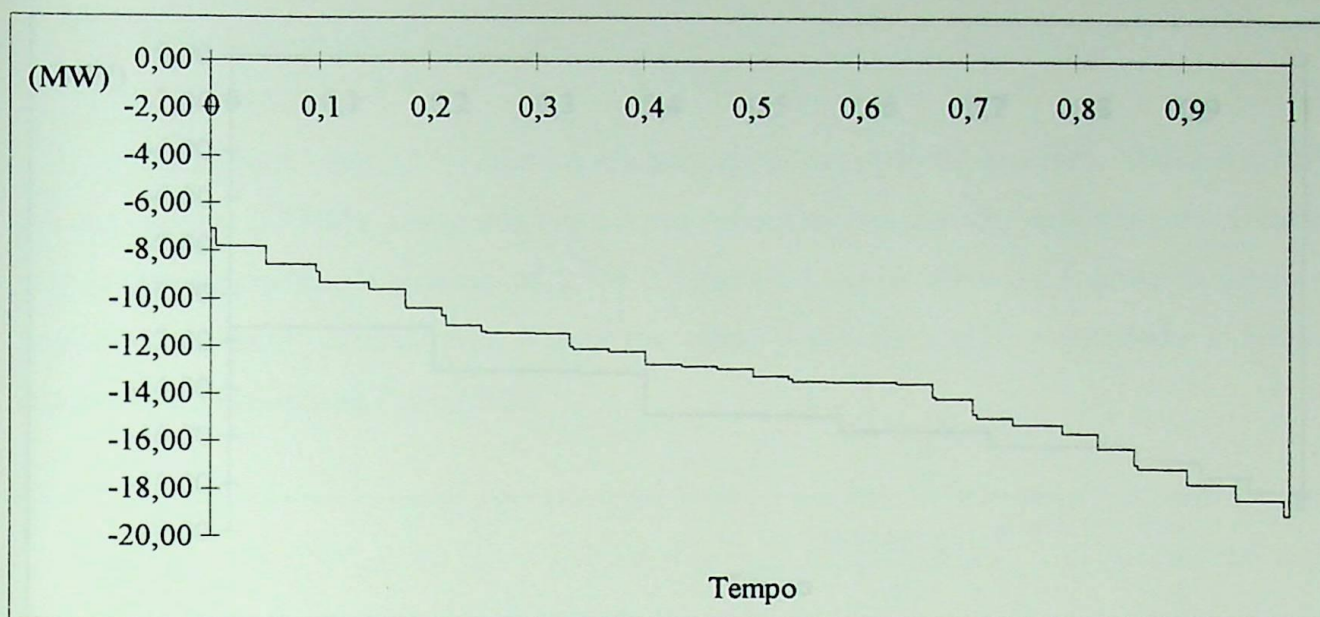


Figura 5.17 - Curva de duração dos excedentes na produção de amônia (Caso A)

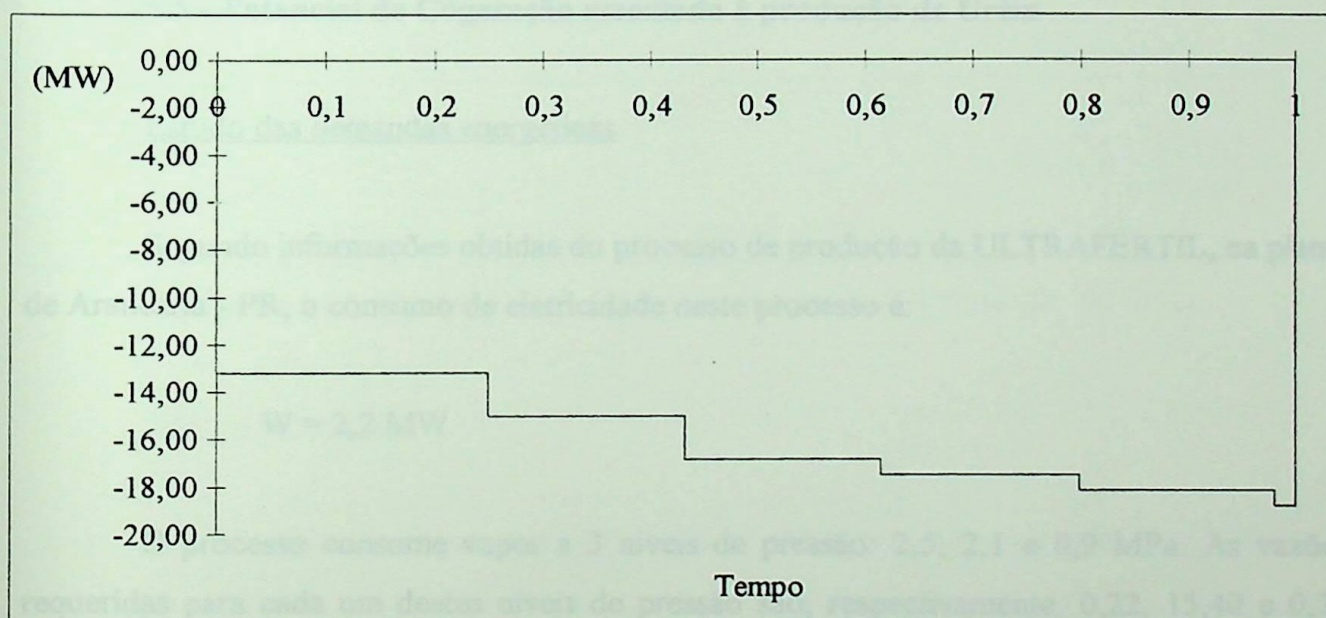


Figura 5.18 - Curva de duração dos excedentes na produção de amônia (Caso B)

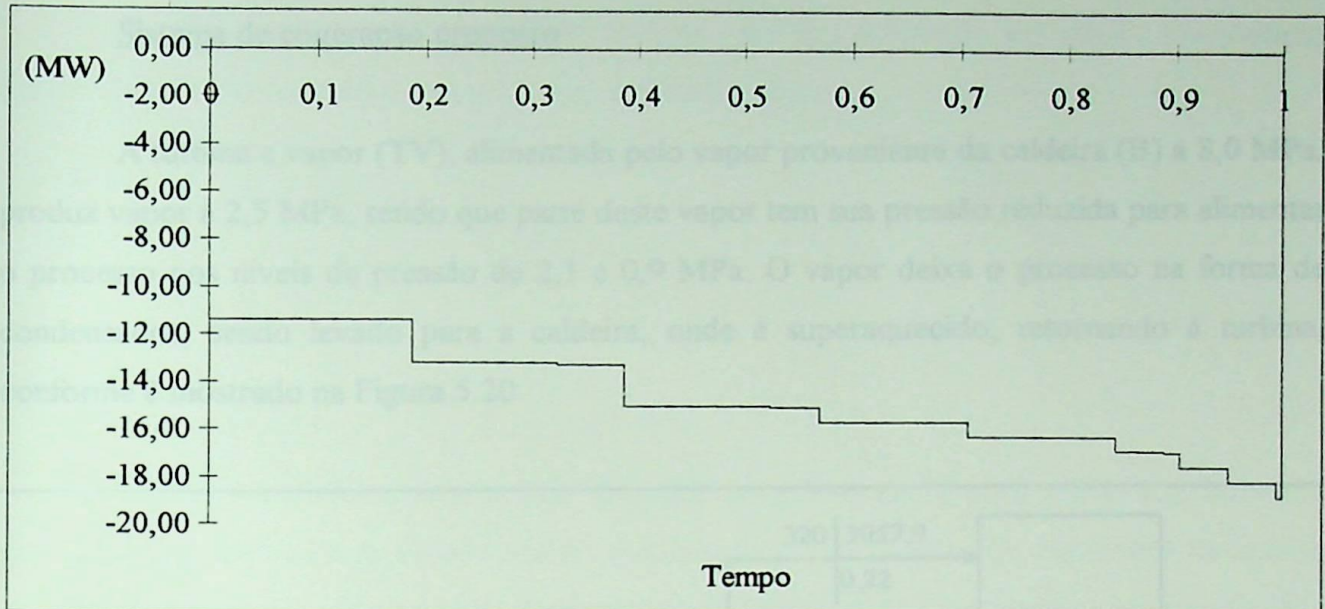


Figura 5.19 - Curva de duração dos excedentes na produção de amônia (Caso C)

5.5 - Potencial de Cogeração associado à produção de Uréia

Estudo das demandas energéticas

Segundo informações obtidas do processo de produção da ULTRAFÉRTIL, na planta de Araucária - PR, o consumo de eletricidade neste processo é:

$$W = 2,2 \text{ MW}$$

O processo consome vapor a 3 níveis de pressão: 2,5, 2,1 e 0,9 MPa. As vazões requeridas para cada um destes níveis de pressão são, respectivamente, 0,22, 15,40 e 0,78 kg/s. O calor total consumido no processo vale:

$$Q = 31,0 \text{ MW}$$

O valor do parâmetro α resulta em:

$$\alpha = 0,071$$

Sistema de cogeração proposto

A turbina a vapor (TV), alimentada pelo vapor proveniente da caldeira (B) a 8,0 MPa, produz vapor a 2,5 MPa, sendo que parte deste vapor tem sua pressão reduzida para alimentar o processo nos níveis de pressão de 2,1 e 0,9 MPa. O vapor deixa o processo na forma de condensados, sendo levado para a caldeira, onde é superaquecido, retornando à turbina, conforme é mostrado na Figura 5.20.

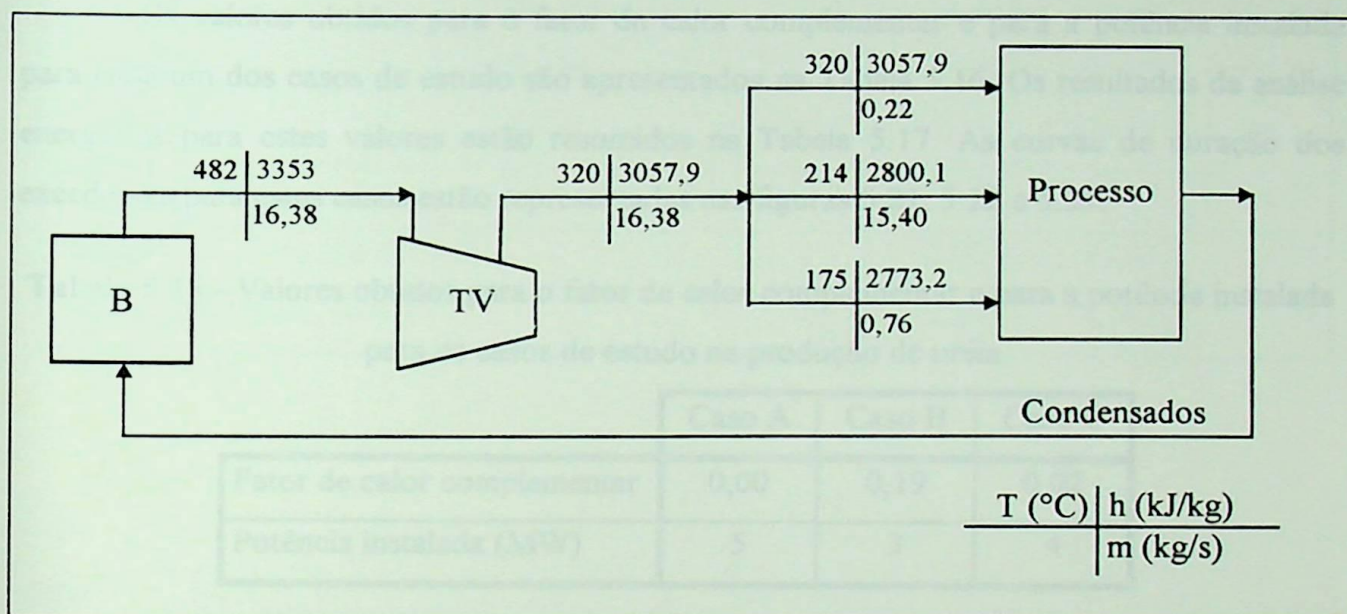


Figura 5.20 - Sistema de cogeração proposto para a produção de Uréia

Análise Energética

Admitindo um rendimento de 80% para a turbina, tem-se que o trabalho e o calor útil por ela gerados são:

$$W = 3,9 \text{ MW}$$

$$Q = 34,4 \text{ MW}$$

o que resulta no valor do parâmetro β de:

$$\beta = 0,113$$

O rendimento máximo, calculado de forma análoga aos casos anteriores, e o adotado para o ciclo, considerando o valor de beta, são dados abaixo.

$$\eta_{\max} = 0,101$$

$$\eta = 0,100$$

- Resultados

Os valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para cada um dos casos de estudo são apresentados na Tabela 5.16. Os resultados da análise energética para estes valores estão resumidos na Tabela 5.17. As curvas de duração dos excedentes para estes casos estão representadas nas figuras 5.21, 5.22 e 5.23.

Tabela 5.16 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de uréia

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,02
Potência instalada (MW)	5	3	4

Análise Econômica

Os valores obtidos através da análise econômica são apresentados na Tabela 5.18.

Tabela 5.17 - Resultados da análise energética na produção de uréia

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	3,43	2,85	3,42
Potência excedente média:	MW	1,23	0,65	1,22
Potência máx. para venda:	MW	2,39	1,04	2,04
Demanda máx. (compra):	MW	2,44	2,44	2,44
Energia gerada total:	MWh	30079,41	24930,75	29963,56
Energia excedente:	MWh	11771,01	6622,35	11655,16
Energia em déficit:	MWh	963,60	963,60	963,60
Energia gerada líquida:	MWh	10807,41	5658,75	10691,56

Tabela 5.18 - Resultados da análise econômica na produção de uréia

Resultados			Caso A	Caso B	Caso C
Investimento		(10 ³ \$)	2.318,40	1.727,46	2.032,45
Despesa anual sem cogeração	Combustível	(10 ³ \$)	4.924,29	4.924,29	4.924,29
	En. elétrica	(10 ³ \$)	570,56	570,56	570,56
	Total	(10 ³ \$)	5.494,85	5.494,85	5.494,85
Despesa anual com cogeração	Combustível	(10 ³ \$)	4.134,46	4.289,18	4.154,24
	En. elétrica	(10 ³ \$)	-201,84	-98,87	-199,52
	O&M	(10 ³ \$)	115,92	86,37	101,62
	Total	(10 ³ \$)	4.048,53	4.276,68	4.056,33
Economia anual		(10 ³ \$)	1.446,32	1.218,17	1.438,52
Tempo de retorno (não desc.)		(-)	2,084	1,844	1,837
Tempo de retorno (desc.)		(-)	2,255	1,982	1,974

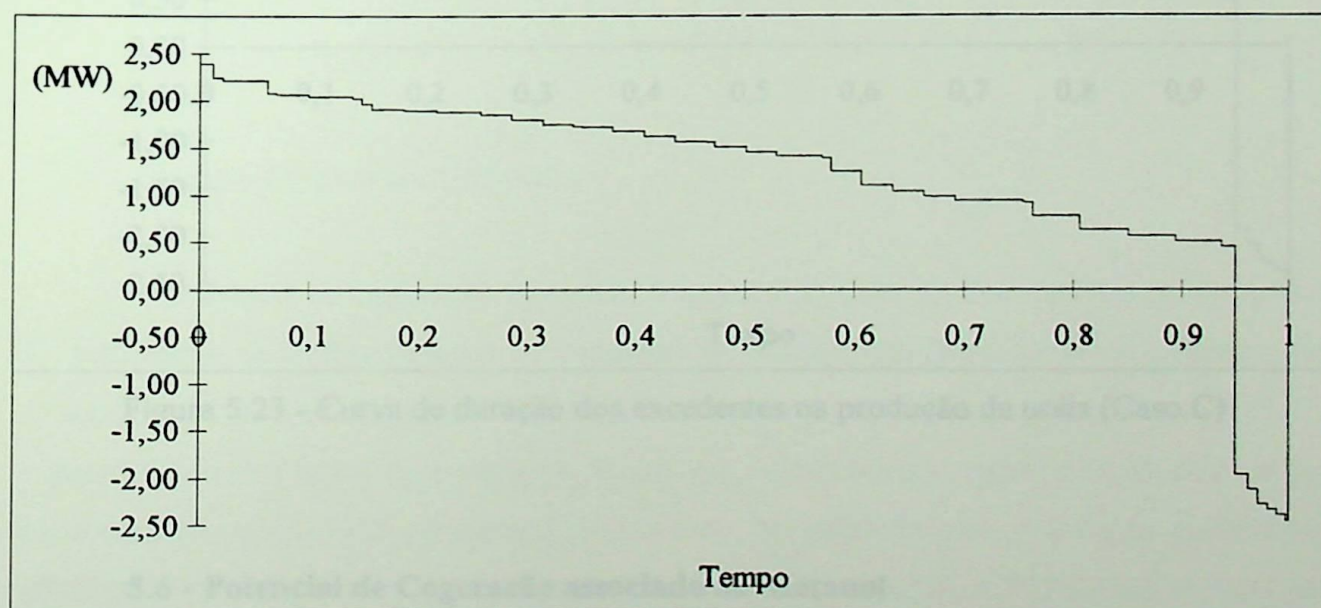


Figura 5.21 - Curva de duração dos excedentes na produção de uréia (Caso A)

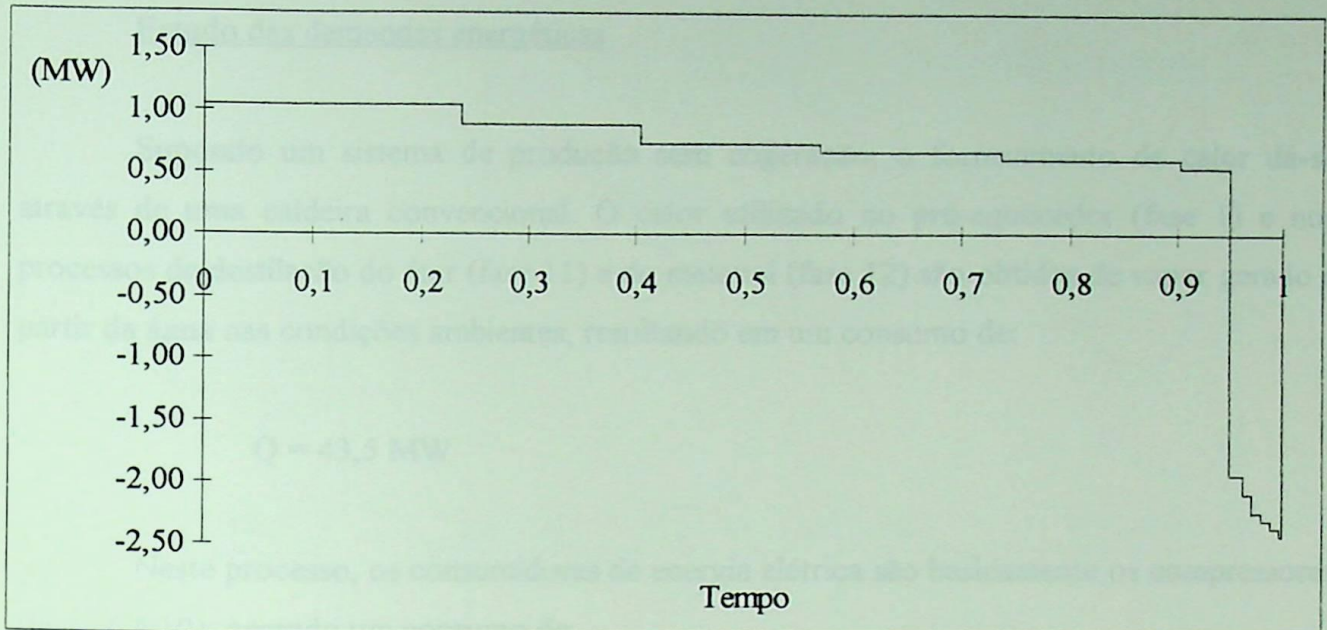


Figura 5.22 - Curva de duração dos excedentes na produção de uréia (Caso B)

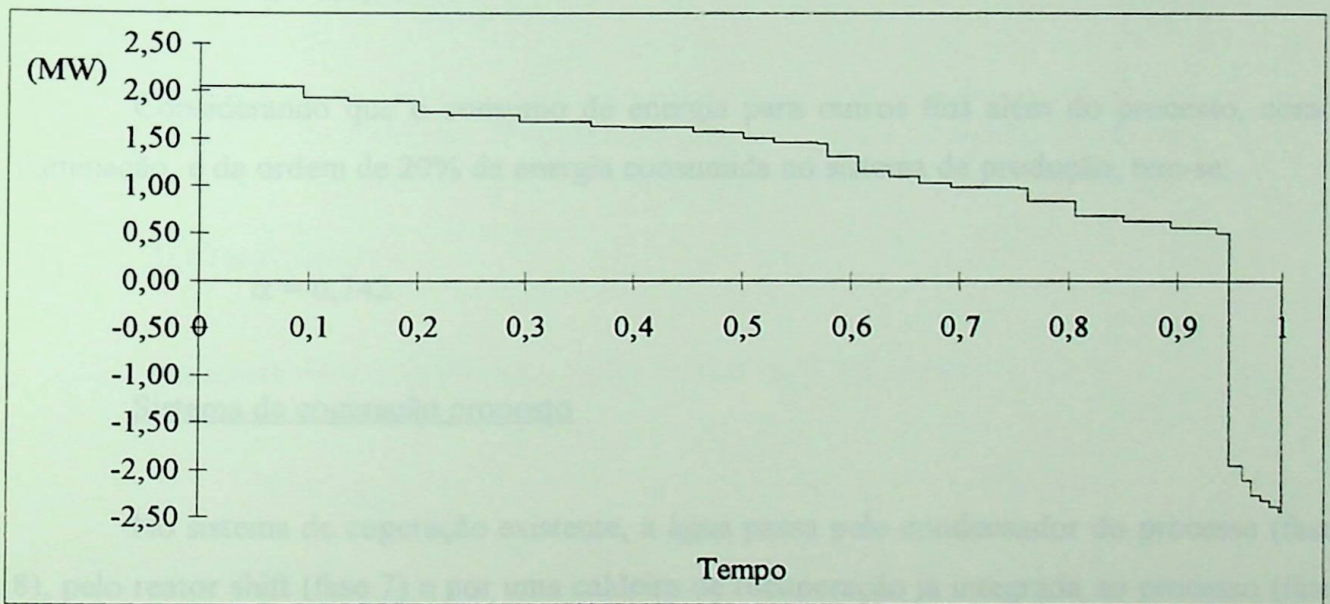


Figura 5.23 - Curva de duração dos excedentes na produção de uréia (Caso C)

5.6 - Potencial de Cogeração associado ao Metanol

O sistema apresentado no Capítulo 4.5 caracteriza-se como um sistema de cogeração a não ser pela ausência da turbina a vapor omitida. Para efeito de comparação, será analisado inicialmente os dados de um suposto processo de produção convencional e, em seguida, os dados deste sistema.

Estudo das demandas energéticas

Supondo um sistema de produção sem cogeração, o fornecimento de calor dá-se através de uma caldeira convencional. O calor utilizado no pré-aquecedor (fase 1) e nos processos de destilação do éter (fase 11) e do metanol (fase 12) são obtidos de vapor gerado a partir da água nas condições ambientes, resultando em um consumo de:

$$Q = 43,5 \text{ MW}$$

Neste processo, os consumidores de energia elétrica são basicamente os compressores (fases 6 e 10), gerando um consumo de:

$$W = 26,9 \text{ MW}$$

Considerando que o consumo de energia para outros fins além do processo, como iluminação, é da ordem de 20% da energia consumida no sistema de produção, tem-se:

$$\alpha = 0,742$$

Sistema de cogeração proposto

No sistema de cogeração existente, a água passa pelo condensador do processo (fase 8), pelo reator shift (fase 7) e por uma caldeira de recuperação já integrada ao processo (fase 3) sendo continuamente aquecida até chegar ao estado de entrada na turbina a vapor (TV). A expansão é realizada em dois estágios, sendo que no primeiro o vapor é conduzido ao pré-aquecedor (fase 1) onde é consumido no processo. No segundo estágio o vapor divide-se em duas rotas: uma parte vai para o processo de destilação do éter (fase 11) e a maior parte para o processo de destilação do metanol (fase 12). Utiliza-se uma caldeira (B) para repor o vapor consumido na fase 1, sendo este somado ao vapor que deixa o processo. O vapor retorna então ao condensador, fechando o ciclo (Figura 5.24).

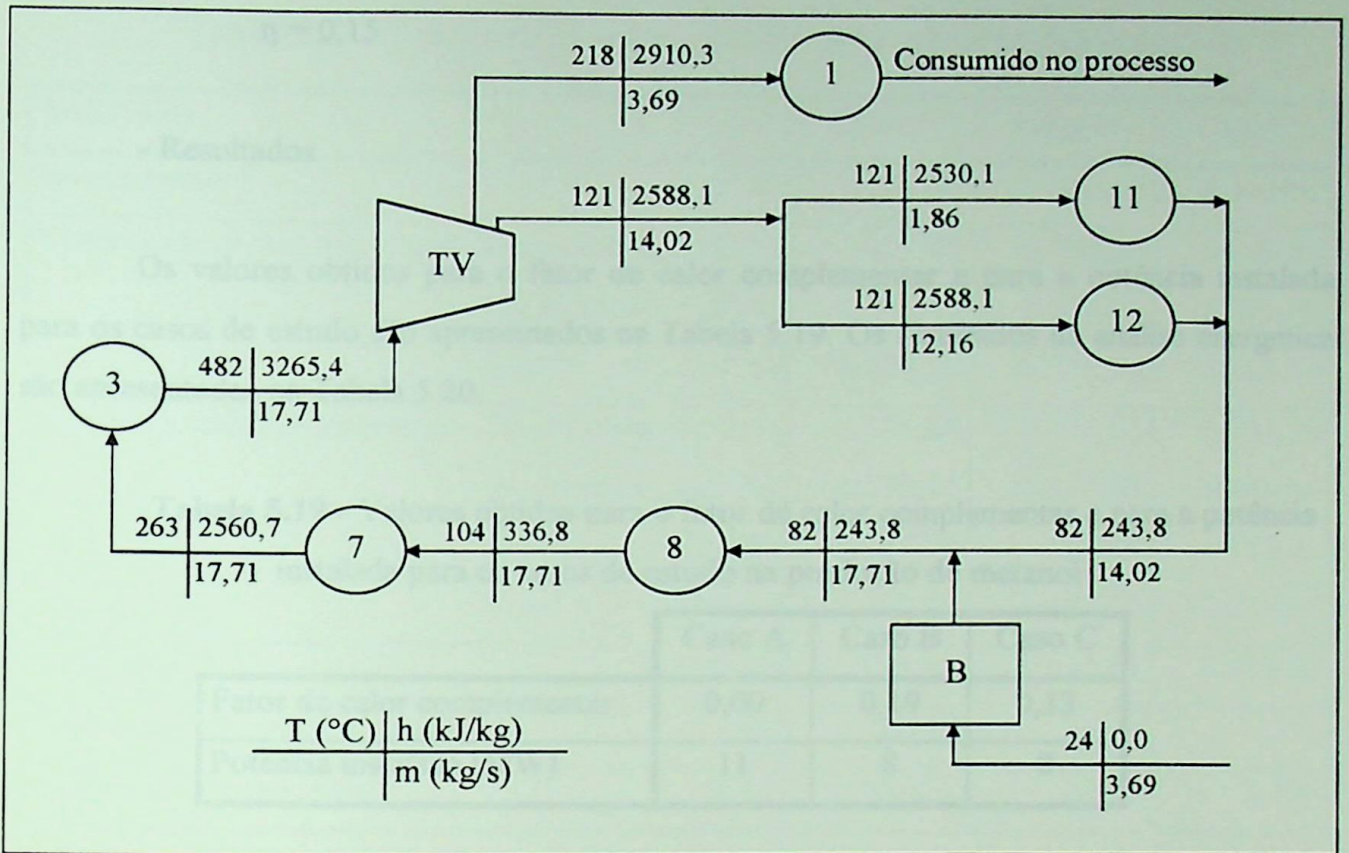


Figura 5.24 - Sistema de cogeração proposto para a produção de Metanol

Análise Energética

Admitindo-se um rendimento para a turbina de 0,85, temos:

$$W = 9,18 \text{ MW}$$

$$Q = 47,02 \text{ MW}$$

$$\beta = 0,195$$

O valor máximo para o rendimento do ciclo é:

$$\eta_{\max} = 0,163$$

sendo adotado

$$\eta = 0,15$$

- Resultados

Os valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo são apresentados na Tabela 5.19. Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.20.

Tabela 5.19 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de metanol

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,13
Potência instalada (MW)	11	8	8

Tabela 5.20 - Resultados da análise energética na produção de metanol

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	8,37	6,85	7,40
Potência excedente média:	MW	-23,91	-25,43	-24,88
Potência máx. para venda:	MW	0,00	0,00	0,00
Demanda máx. (compra):	MW	35,87	35,87	35,87
Energia gerada total:	MWh	73349,18	60029,65	64853,28
Energia excedente:	MWh	0,00	0,00	0,00
Energia em déficit:	MWh	209423,62	222743,15	217919,52
Energia gerada líquida:	MWh	-209423,62	-222743,15	-217919,52

As curvas de duração dos excedentes são apresentadas nas figuras 5.25, 5.26 e 5.27.

Análise econômica

Os resultados da análise econômica para o sistema de cogeração proposto para este processo são apresentados na Tabela 5.21.

Tabela 5.21 - Resultados da análise econômica na produção de metanol

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	3.754,00	3.040,68	3.040,68
Despesa anual sem cogeração	Combustível (10 ³ \$)	6.909,89	6.909,89	6.909,89
	En. elétrica (10 ³ \$)	8.371,70	8.371,70	8.371,70
	Total (10 ³ \$)	15.281,59	15.281,59	15.281,59
Despesa anual com cogeração	Combustível (10 ³ \$)	6.674,68	6.724,63	6.714,39
	En. elétrica (10 ³ \$)	6.220,37	6.611,03	6.469,64
	O&M (10 ³ \$)	187,70	152,03	152,03
	Total (10 ³ \$)	13.082,75	13.487,70	13.336,07
Economia anual	(10 ³ \$)	2.198,84	1.793,89	1.945,52
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	2,219	2,204	2,032
Tempo de retorno (desc.)	(-)	2,411	2,393	2,196

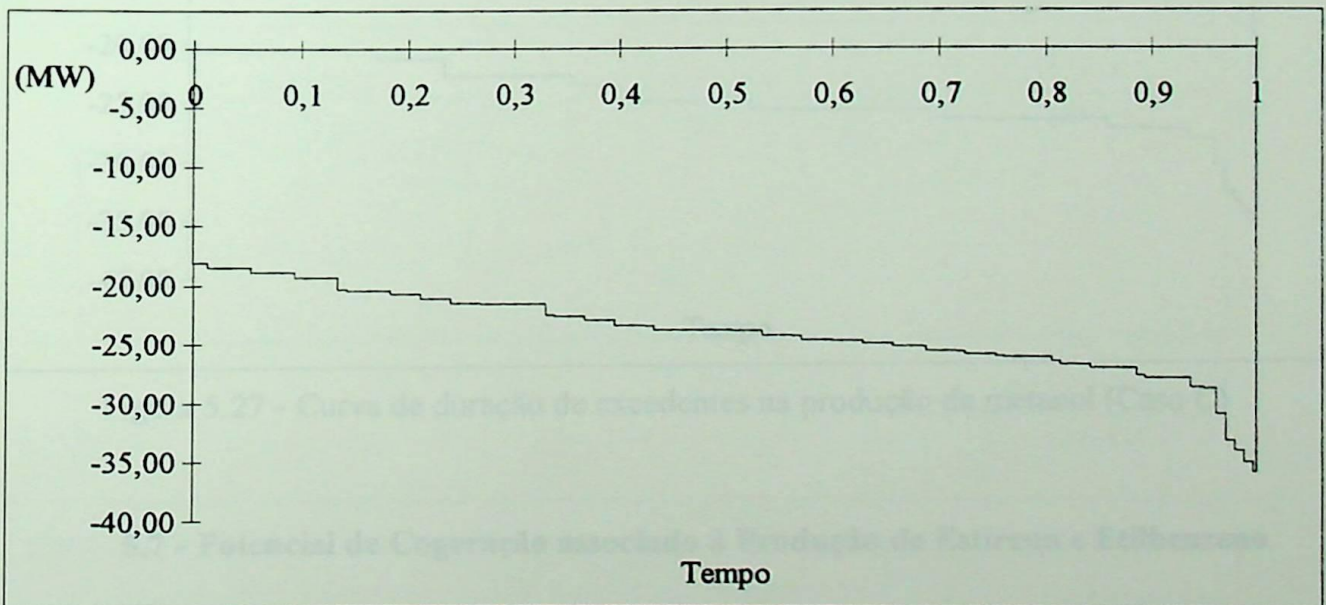


Figura 5.25 - Curva de duração de excedentes na produção de metanol (Caso A)

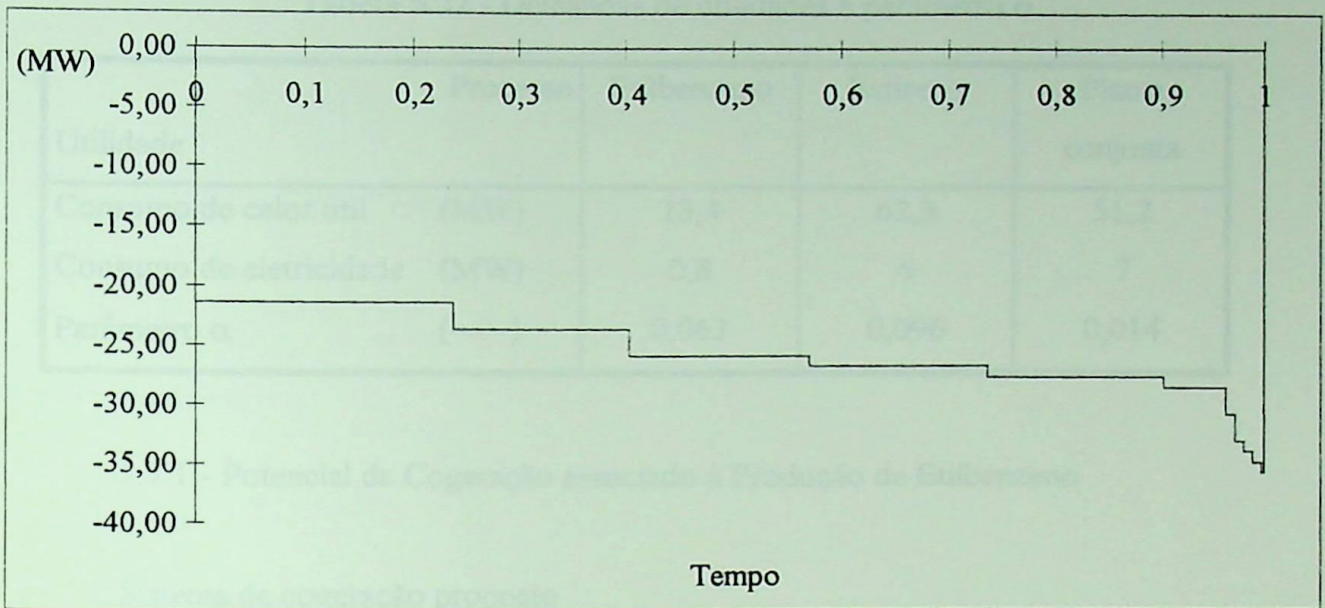


Figura 5.26 - Curva de duração de excedentes na produção de metanol (Caso B)

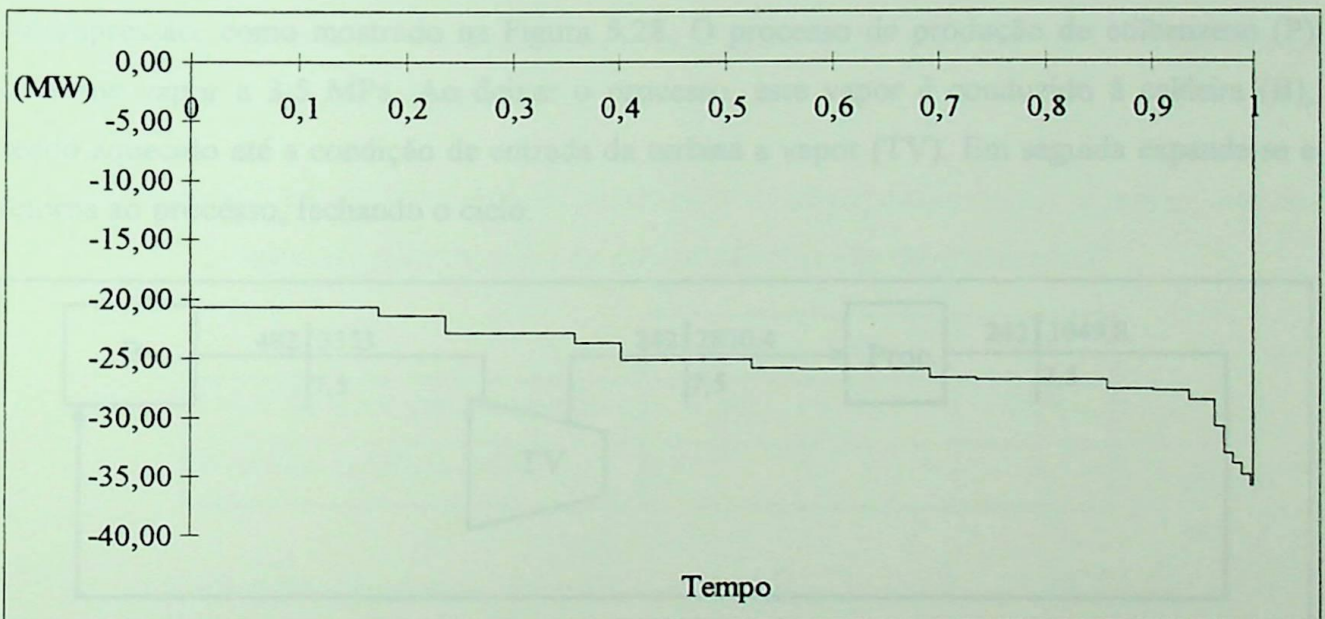


Figura 5.27 - Curva de duração de excedentes na produção de metanol (Caso C)

5.7 - Potencial de Cogeração associado à Produção de Estireno e Etilbenzeno

Serão estudados, nesta parte, os potenciais de cogeração associados com as produções isoladas de etilbenzeno e estireno e, em seguida, em uma planta conjunta de produção. Para isto, utilizam-se os dados da Tabela 4.6.2, que fornece os consumos de utilidades para estes três casos. Considerando-se a produção de 1000 ton/dia, obtém-se a Tabela 5.22.

Tabela 5.22 - Demandas de utilidades e parâmetro α

Utilidade	Processo	Etilbenzeno	Estireno	Planta conjunta
Consumo de calor útil	(MW)	13,4	62,3	51,2
Consumo de eletricidade	(MW)	0,8	6	7
Parâmetro α	(-----)	0,063	0,096	0,014

5.7.1 - Potencial de Cogeração associado à Produção de Etilbenzeno

Sistema de cogeração proposto

O sistema proposto utiliza uma caldeira para gerar o vapor e uma turbina de contrapressão, como mostrado na Figura 5.28. O processo de produção de etilbenzeno (P) consome vapor a 3,5 MPa. Ao deixar o processo, este vapor é conduzido à caldeira (B), sendo aquecido até a condição de entrada da turbina a vapor (TV). Em seguida expande-se e retorna ao processo, fechando o ciclo.

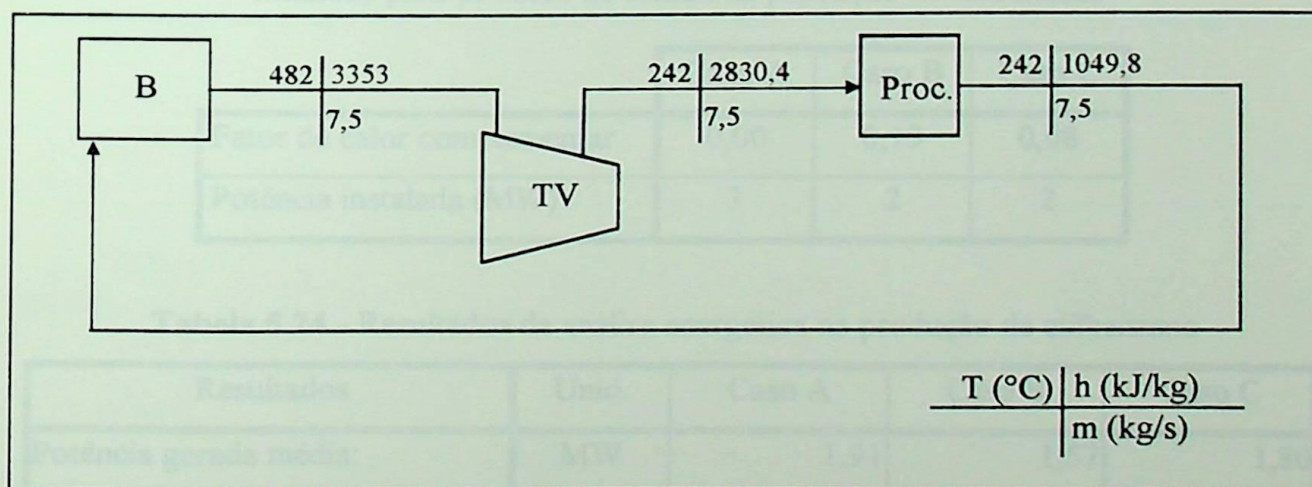


Figura 5.28 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de Etilbenzeno

Análise energética

Admitindo-se um rendimento para a turbina de 0,85, temos:

$$W = 3,1 \text{ MW}$$

$$Q = 21,3 \text{ MW}$$

$$\beta = 0,146$$

O valor máximo para o rendimento do ciclo é:

$$\eta_{\max} = 0,127$$

sendo adotado

$$\eta = 0,12$$

- Resultados

Os cenários obtidos para os três casos estudados são dados na Tabela 5.23. As curvas de duração dos excedentes são apresentadas nas figuras 5.29, 5.30 e 5.31. Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.24.

Tabela 5.23 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de etilbenzeno

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,08
Potência instalada (MW)	3	2	2

Tabela 5.24 - Resultados da análise energética na produção de etilbenzeno

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	1,91	1,57	1,80
Potência excedente média:	MW	1,06	0,72	0,95
Potência máx. para venda:	MW	1,66	0,90	1,24
Demanda máx. (compra):	MW	0,94	0,94	0,94
Energia gerada total:	MWh	16703,18	13773,60	15772,54
Energia excedente:	MWh	9629,48	6699,90	8698,84
Energia em déficit:	MWh	372,30	372,30	372,30
Energia gerada líquida:	MWh	9257,18	6327,60	8326,54

Análise econômica

Os resultados econômicos obtidos estão resumidos na Tabela 5.25.

Tabela 5.25 - Resultados da análise econômica na produção de etilbenzeno

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	1.576,44	1.243,34	1.243,34
Despesa anual sem cogeração	Combustível (10 ³ \$)	2.128,56	2.128,56	2.128,56
	En. elétrica (10 ³ \$)	220,44	220,44	220,44
	Total (10 ³ \$)	2.349,01	2.349,01	2.349,01
Despesa anual com cogeração	Combustível (10 ³ \$)	1.922,16	1.963,59	1.942,85
	En. elétrica (10 ³ \$)	-179,62	-121,03	-161,01
	O&M (10 ³ \$)	78,82	62,17	62,17
	Total (10 ³ \$)	1.821,37	1.904,73	1.844,02
Economia anual	(10 ³ \$)	527,64	444,27	504,99
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	3,884	3,638	3,201
Tempo de retorno (desc.)	(-)	4,426	4,115	3,574

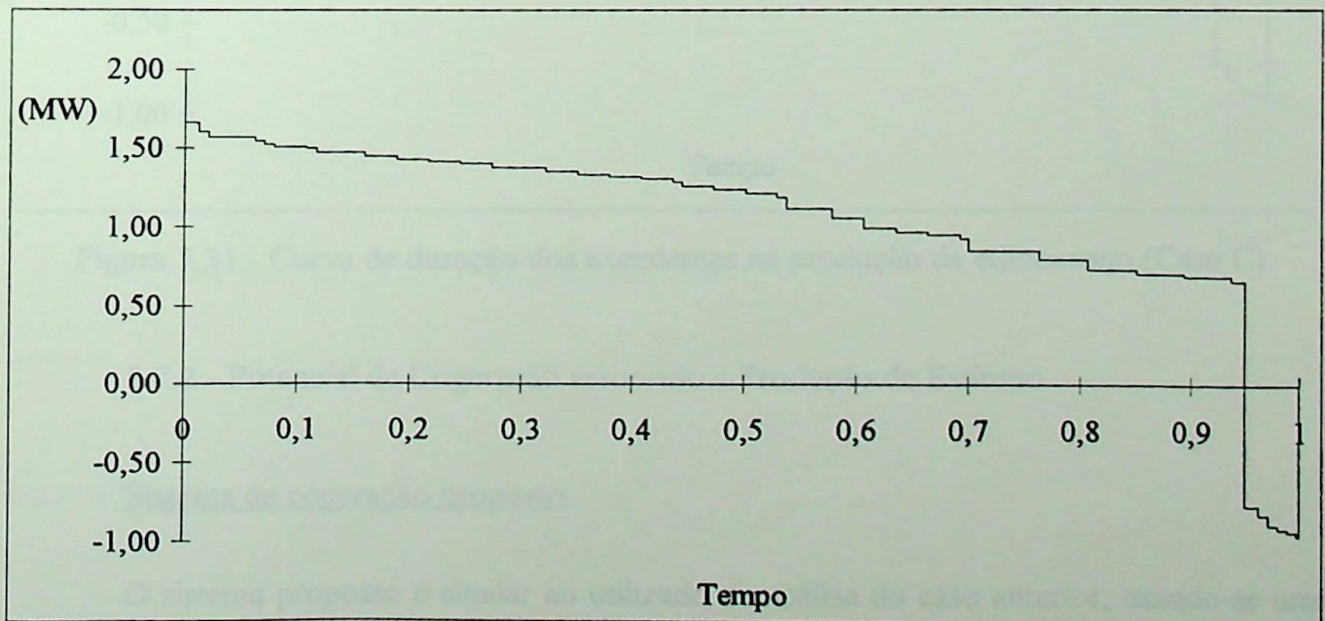


Figura 5.29 - Curva de duração dos excedentes na produção de etilbenzeno (Caso A)

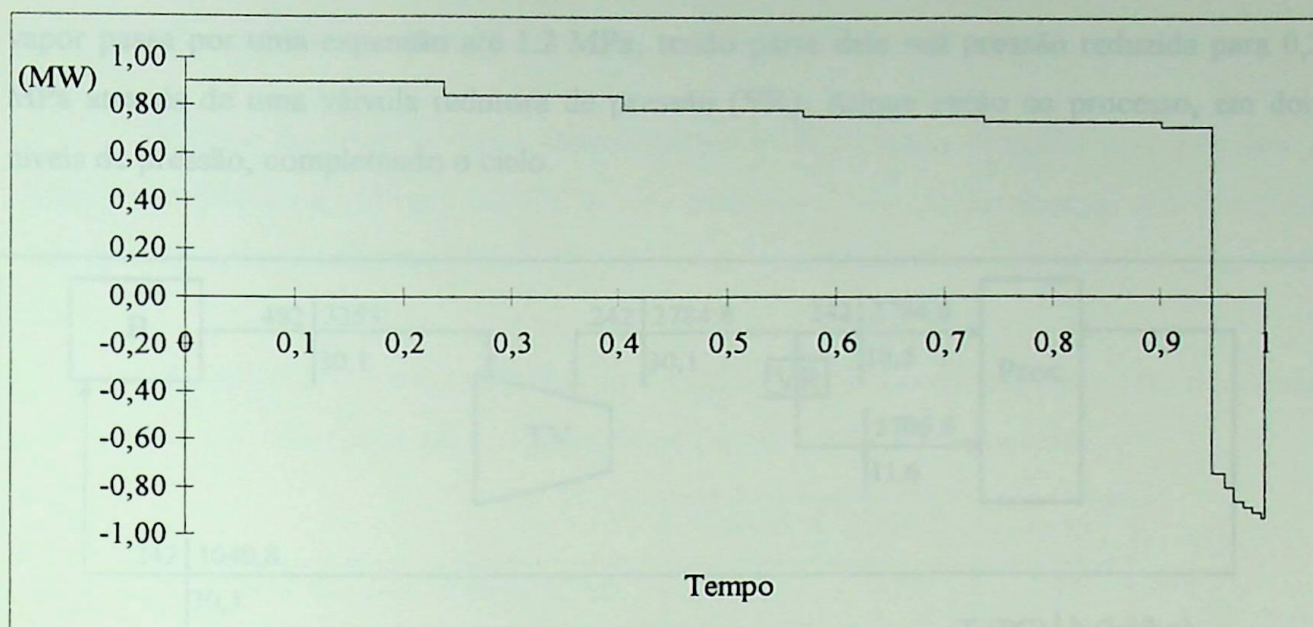


Figura 5.30 - Curva de duração dos excedentes na produção de etilbenzeno (Caso B)

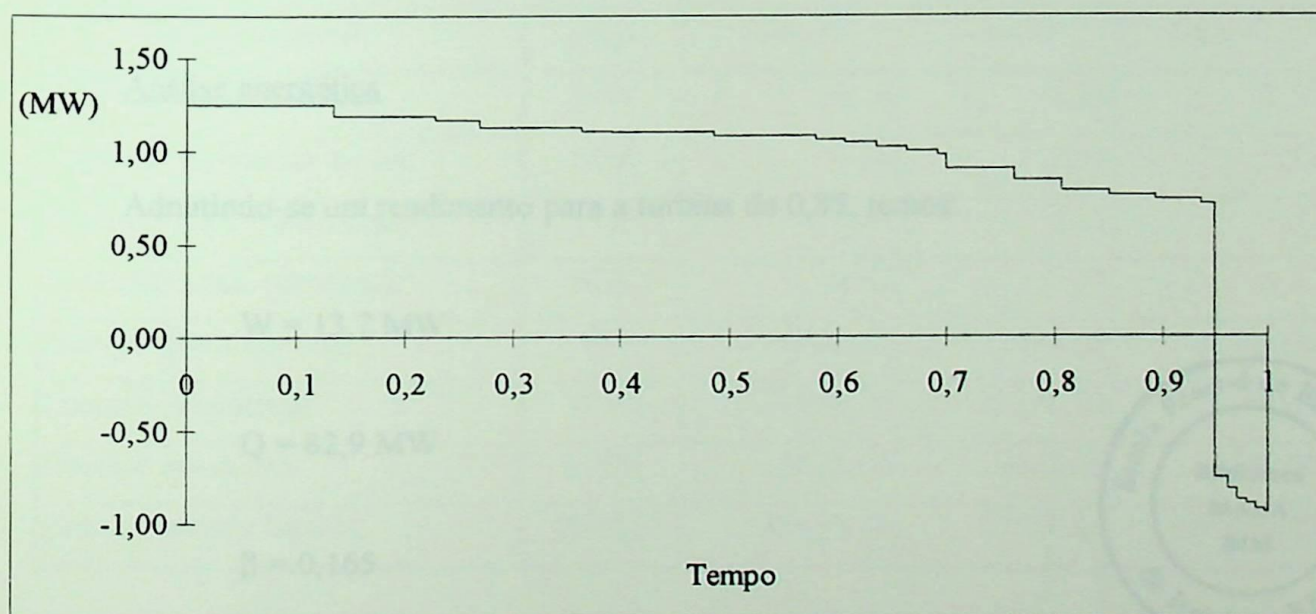


Figura 5.31 - Curva de duração dos excedentes na produção de etilbenzeno (Caso C)

5.7.2 - Potencial de Cogeração associado à Produção de Estireno

Sistema de cogeração proposto

O sistema proposto é similar ao utilizado na análise do caso anterior, usando-se uma turbina de contrapressão, como mostra a Figura 5.32. O condensado que retorna do processo atravessa a caldeira (B), atingindo a condição requerida na entrada da turbina a vapor (TV). O

vapor passa por uma expansão até 1,2 MPa, tendo parte dele sua pressão reduzida para 0,2 MPa através de uma válvula redutora de pressão (VR). Atinge então ao processo, em dois níveis de pressão, completando o ciclo.

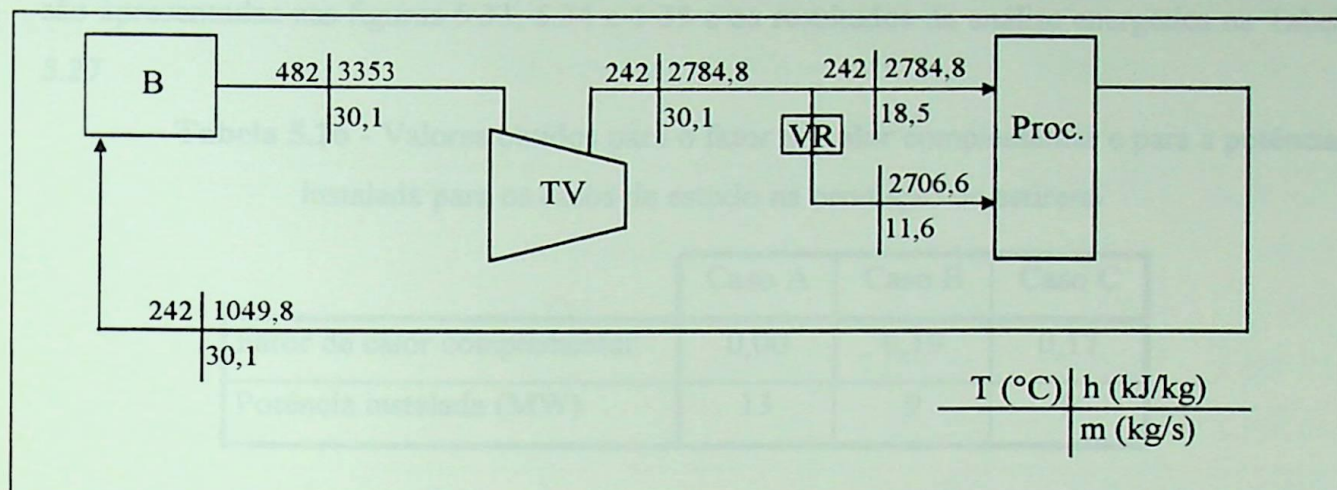


Figura 5.32 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de Estireno

Análise energética

Admitindo-se um rendimento para a turbina de 0,85, temos:

$$W = 13,7 \text{ MW}$$

$$Q = 82,9 \text{ MW}$$

$$\beta = 0,165$$

O valor máximo para o rendimento do ciclo é:

$$\eta_{\max} = 0,142$$

sendo adotado

$$\eta = 0,12$$



- Resultados

O valor do fator de calor complementar e da potência instalada para os casos de estudo são dados na Tabela 5.26. Da mesma maneira, as curvas de duração dos excedentes são apresentadas nas figuras 5.33, 5.34 e 5.35 e os resultados da análise energética na Tabela 5.27.

Tabela 5.26 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de estireno

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,17
Potência instalada (MW)	13	9	9

Tabela 5.27 - Resultados da análise energética na produção de estireno

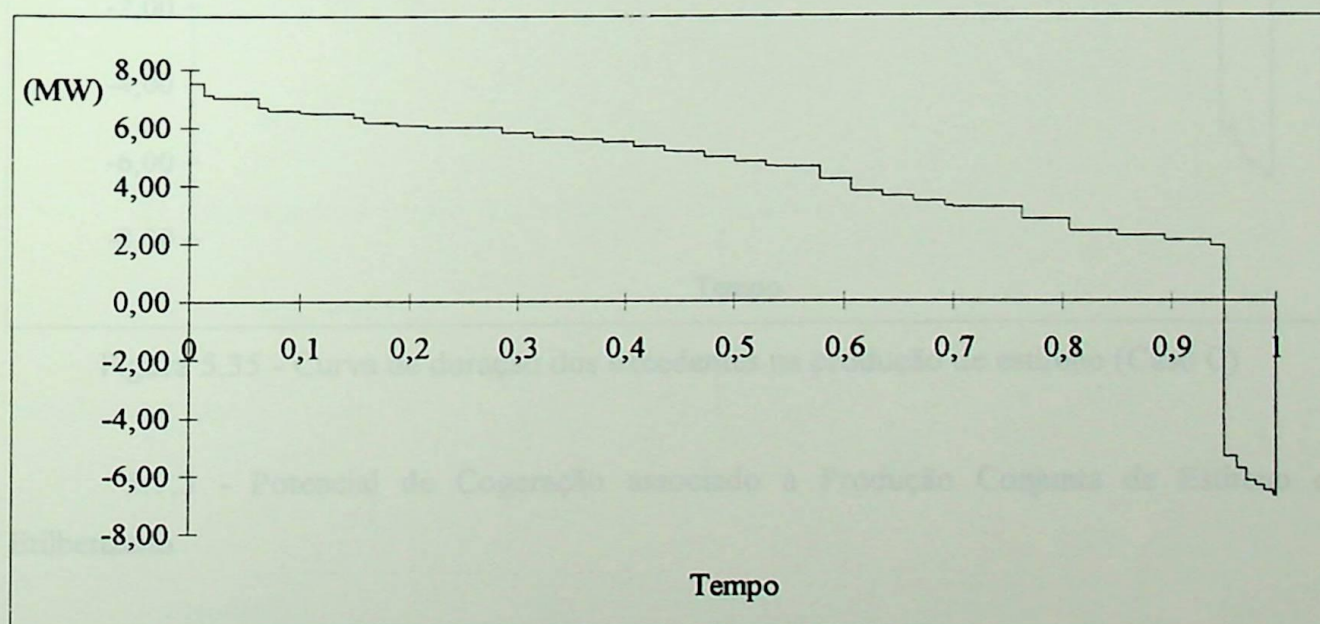
Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	10,16	8,34	8,50
Potência excedente média:	MW	4,16	2,34	2,50
Potência máx. para venda:	MW	7,51	3,45	3,67
Demanda máx. (compra):	MW	6,67	6,67	6,67
Energia gerada total:	MWh	89040,78	73068,03	74416,43
Energia excedente:	MWh	39108,78	23136,03	24484,43
Energia em déficit:	MWh	2628,00	2628,00	2628,00
Energia gerada líquida:	MWh	36480,78	20508,03	21856,43

Análise econômica

Os resultados econômicos obtidos estão resumidos na Tabela 5.28.

Tabela 5.28 - Resultados da análise econômica na produção de estireno

Resultados			Caso A	Caso B	Caso C
Investimento		(10 ³ \$)	4.437,42	3.519,00	3.519,00
Despesa anual sem cogeração	Combust.	(10 ³ \$)	9.896,23	9.896,23	9.896,23
	En. elétrica	(10 ³ \$)	1.556,08	1.556,08	1.556,08
	Total	(10 ³ \$)	11.452,31	11.452,31	11.452,31
Despesa anual com cogeração	Combust.	(10 ³ \$)	10.116,84	10.085,23	10.089,51
	En. elétrica	(10 ³ \$)	-690,61	-317,15	-398,12
	O&M	(10 ³ \$)	221,87	175,95	175,95
	Total	(10 ³ \$)	9.648,11	9.890,03	9.867,35
Economia anual		(10 ³ \$)	1.804,20	1.562,28	1.584,96
Tempo de retorno (não desc.)		(-)	3,197	2,928	2,886
Tempo de retorno (desc.)		(-)	3,570	3,245	3,194

**Figura 5.33** - Curva de duração dos excedentes na produção de estireno (Caso A)

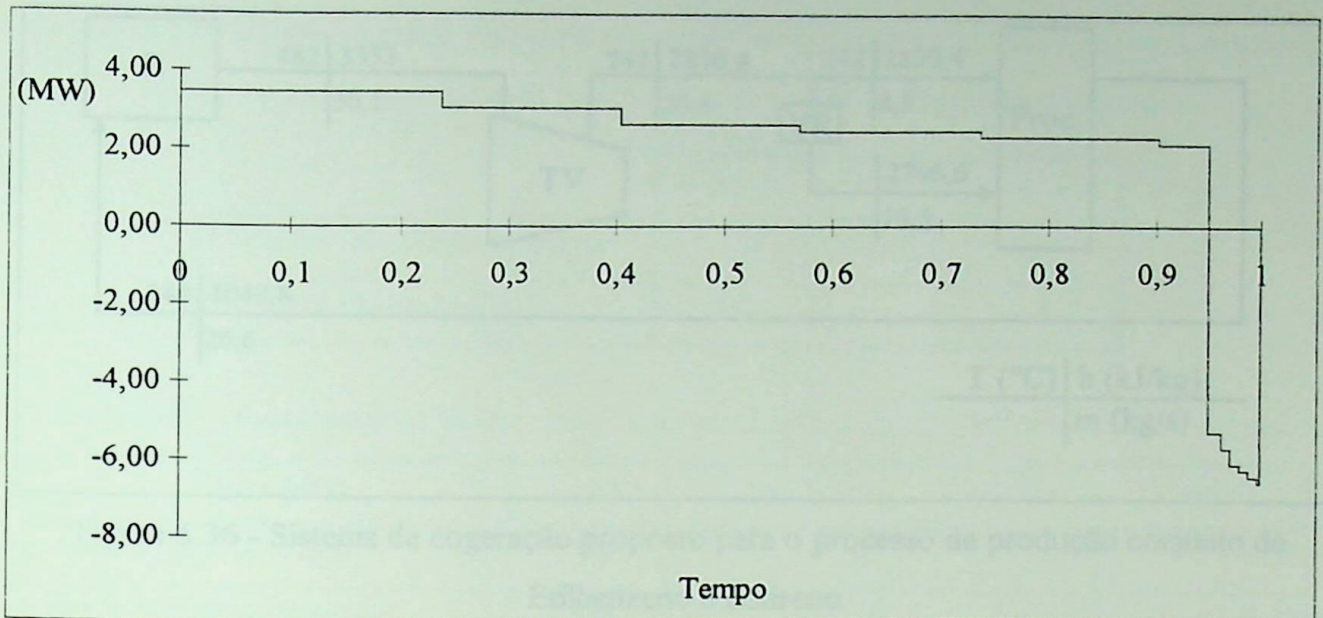


Figura 5.34 - Curva de duração dos excedentes na produção de estireno (Caso B)

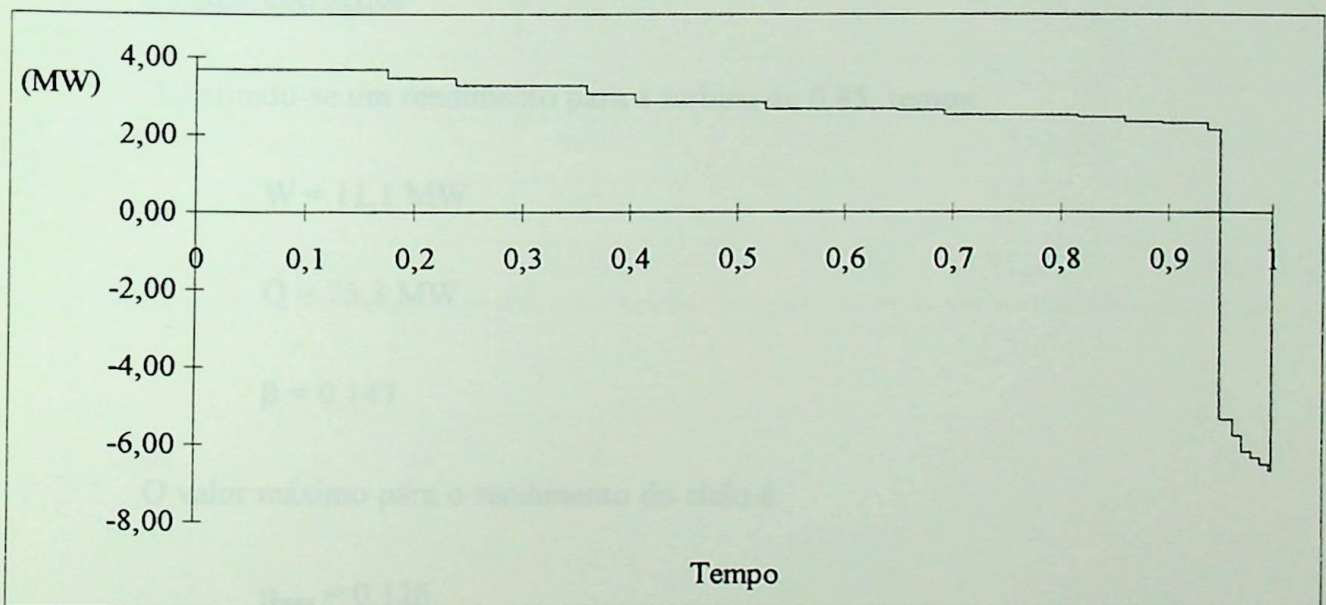


Figura 5.35 - Curva de duração dos excedentes na produção de estireno (Caso C)

5.7.3 - Potencial de Cogeração associado à Produção Conjunta de Estireno e Etilbenzeno

Sistema de cogeração proposto

É utilizada, assim como nos casos anteriores, uma turbina de contrapressão, como mostra a Figura 5.36. Neste ciclo, o vapor expande até a pressão de 35 MPa, sendo que parte dele tem sua pressão reduzida para 1,2 MPa. O vapor deixa o processo na forma de condensado, passando por uma caldeira (B), atingindo a condição de entrada na turbina.

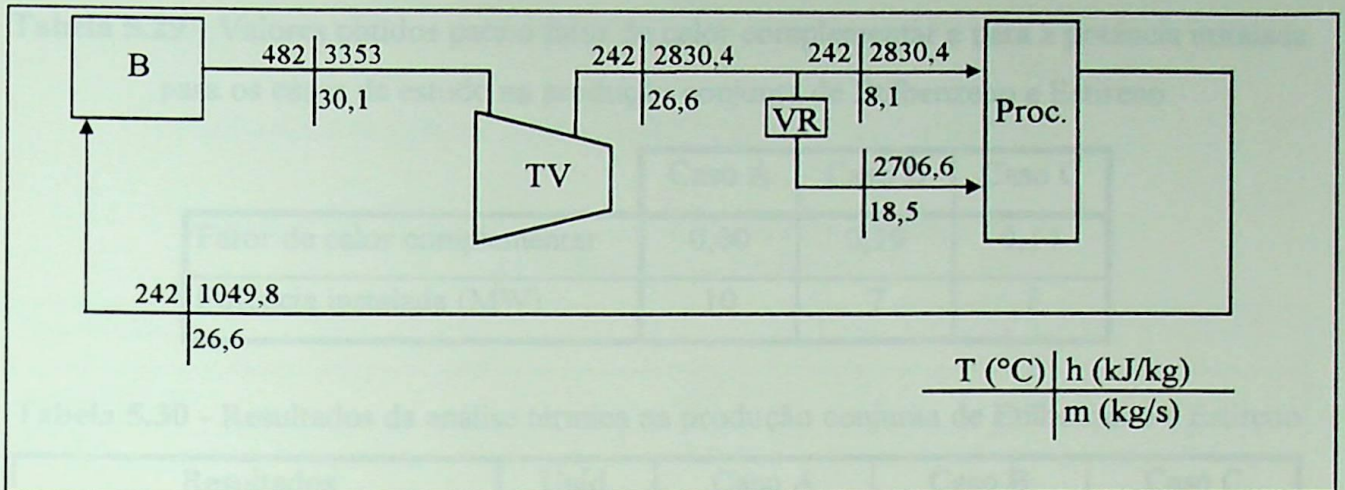


Figura 5.36 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção conjunto de Etilbenzeno e Estireno

Análise energética

Admitindo-se um rendimento para a turbina de 0,85, temos:

$$W = 11,1 \text{ MW}$$

$$Q = 75,3 \text{ MW}$$

$$\beta = 0,147$$

O valor máximo para o rendimento do ciclo é:

$$\eta_{\max} = 0,128$$

sendo adotado

$$\eta = 0,12$$

- Resultados

Os valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos estudados são dados na Tabela 5.29 e os resultados da análise energética na Tabela 5.30.. As curvas de duração dos excedentes são apresentadas nas figuras 5.37, 5.38 e 5.39.

Tabela 5.29 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,14
Potência instalada (MW)	10	7	7

Tabela 5.30 - Resultados da análise térmica na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	7,42	6,09	6,50
Potência excedente média:	MW	0,52	-0,81	-0,40
Potência máx. para venda:	MW	3,24	0,27	0,87
Demanda máx. (compra):	MW	7,67	7,67	7,67
Energia gerada total:	MWh	64970,78	53308,88	56952,65
Energia excedente:	MWh	9148,31	566,82	1890,65
Energia em déficit:	MWh	4621,54	7701,94	5382,00
Energia gerada líquida:	MWh	4526,78	-7135,12	-3491,35

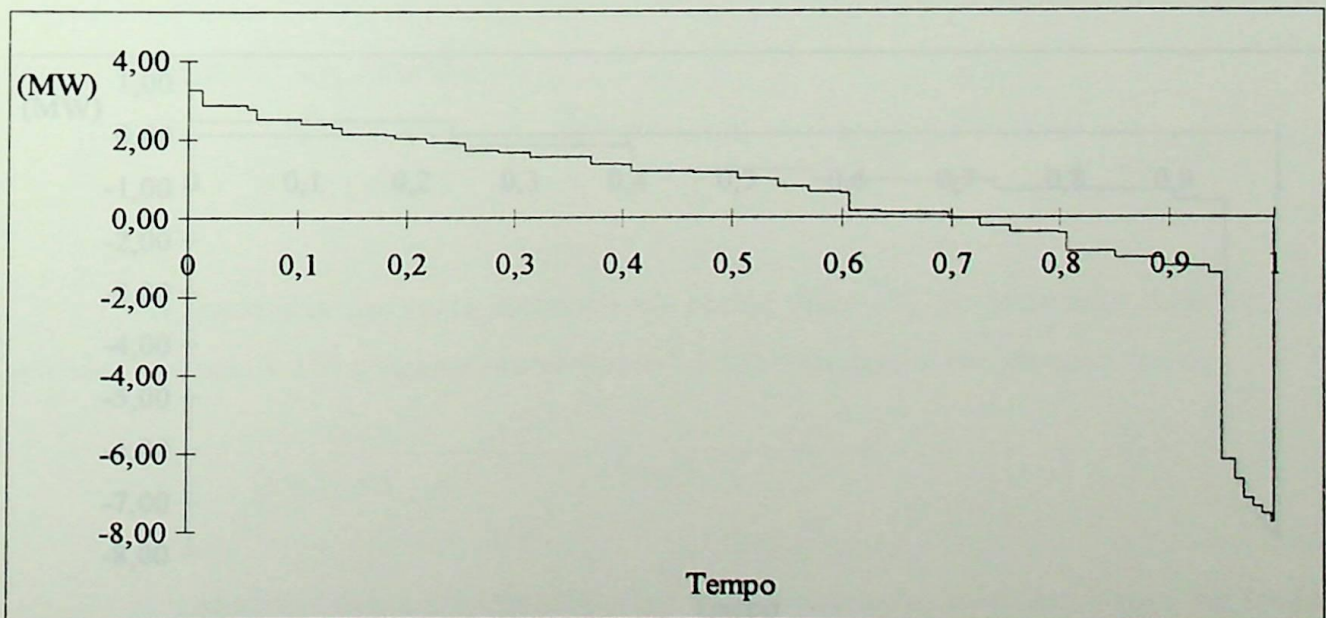


Figura 5.37 - Curva de duração dos excedentes na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno (Caso A)

Análise econômica

Os resultados econômicos obtidos estão resumidos na Tabela 5.31.

Tabela 5.31 - Resultados da análise econômica na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	3.717,25	2.984,12	2.984,12
Despesa anual sem cogeração	Combust. (10 ³ \$)	8.133,02	8.133,02	8.133,02
	En. elétrica (10 ³ \$)	1.789,49	1.789,49	1.789,49
	Total (10 ³ \$)	9.922,51	9.922,51	9.922,51
Despesa anual com cogeração	Combust. (10 ³ \$)	7.404,30	7.547,96	7.513,07
	En. elétrica (10 ³ \$)	-30,75	231,23	136,71
	O&M (10 ³ \$)	185,86	149,21	149,21
	Total (10 ³ \$)	7.559,41	7.928,39	7.798,99
Economia anual	(10 ³ \$)	2.363,09	1.994,12	2.123,52
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	2,045	1,945	1,827
Tempo de retorno (desc.)	(-)	2,211	2,097	1,963

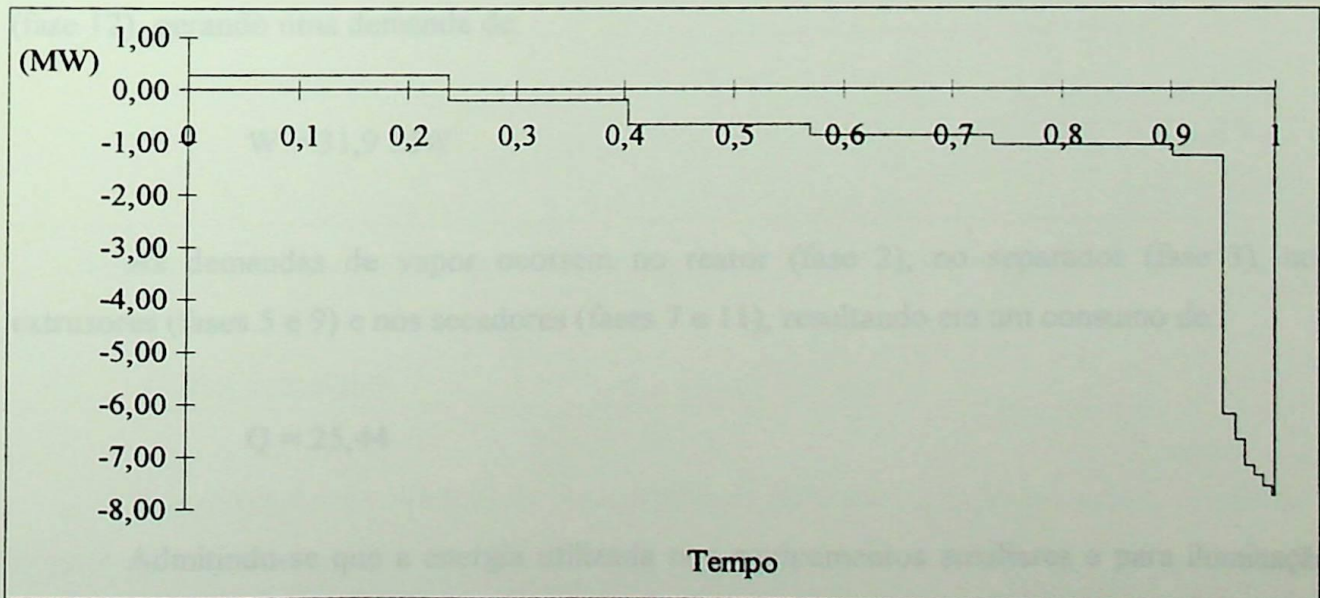


Figura 5.38 - Curva de duração dos excedentes na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno (Caso B)

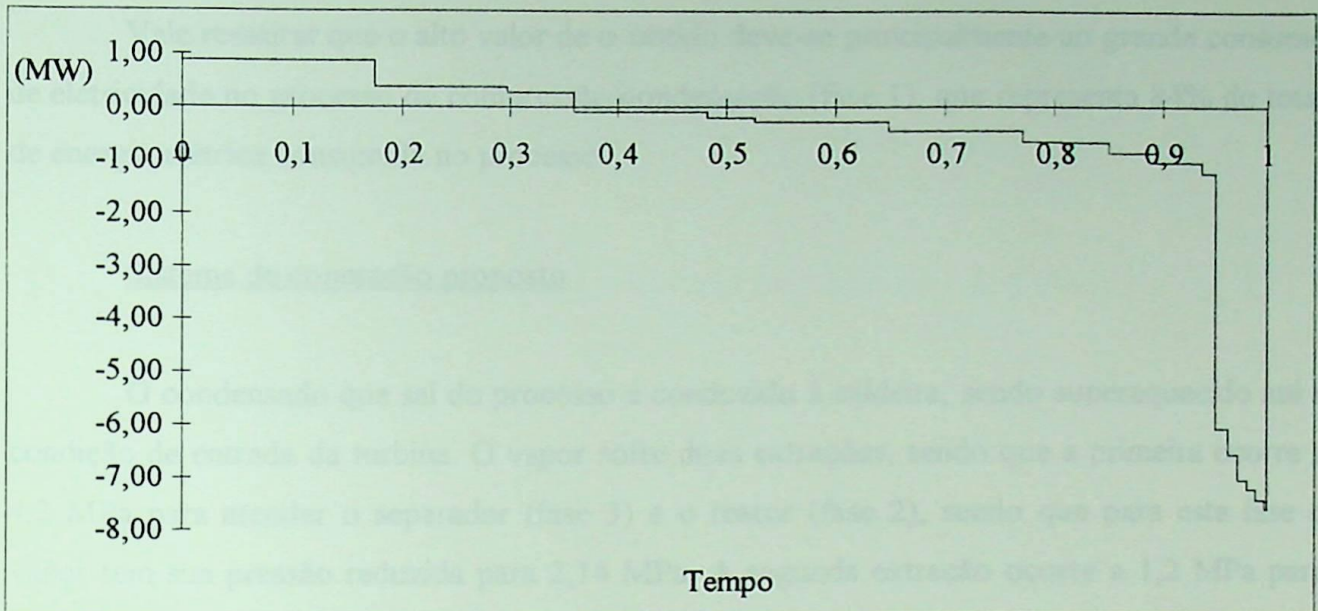


Figura 5.39 - Curva de duração dos excedentes na produção conjunta de Etilbenzeno e Estireno (Caso C)

5.8 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de Baixa Densidade

Estudo das demandas de energia

O consumo de eletricidade ocorre no compressor/condensador (fase 1), nos extrusores (fases 5 e 9), no misturador ou “blender” (fase 8) e no processo de terminação (fase 12), gerando uma demanda de:

$$W = 31,9 \text{ MW}$$

As demandas de vapor ocorrem no reator (fase 2), no separador (fase 3), nos extrusores (fases 5 e 9) e nos secadores (fases 7 e 11), resultando em um consumo de:

$$Q = 25,44$$

Admitindo-se que a energia utilizada nos equipamentos auxiliares e para iluminação seja da ordem de 20% da energia consumida no processo de produção, o valor do parâmetro α vale:

$$\alpha = 1,505$$

Vale ressaltar que o alto valor de α obtido deve-se principalmente ao grande consumo de eletricidade no processo de compressão/condensação (fase 1), que representa 84% do total de energia elétrica consumida no processo.

Sistema de cogeração proposto

O condensado que sai do processo é conduzido à caldeira, sendo superaquecido até a condição de entrada da turbina. O vapor sofre duas extrações, sendo que a primeira ocorre a 4,2 MPa para atender o separador (fase 3) e o reator (fase 2), sendo que para esta fase o vapor tem sua pressão reduzida para 2,14 MPa. A segunda extração ocorre a 1,2 MPa para atender os secadores (fases 7 e 11) e os extrusores (fases 5 e 9), sendo que para estes últimos a pressão do vapor é reduzida para 0,43 MPa. O vapor é então utilizado no processo, completando o ciclo.

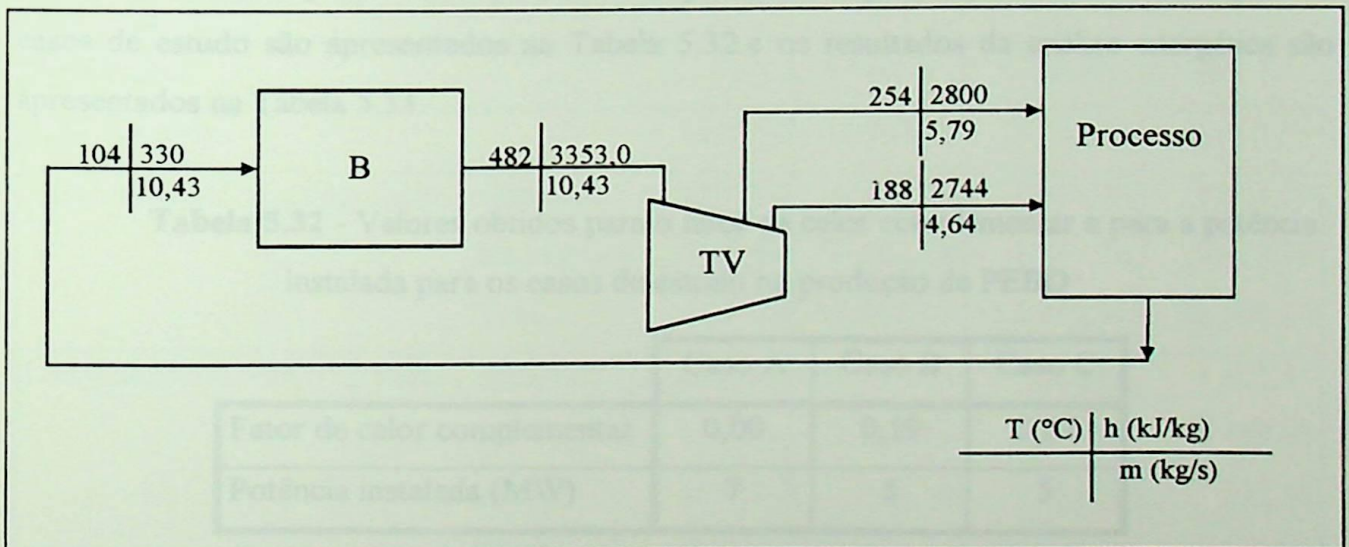


Figura 5.40 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de PEBD

Análise energética

Admitindo-se um rendimento isentrópico de 80% para a turbina a vapor, o trabalho e o calor útil gerados valem:

$$W = 4,82 \text{ MW}$$

$$Q = 25,5 \text{ MW}$$

O valor do parâmetro β obtido é:

$$\beta = 0,189$$

O rendimento nominal máximo e o adotado para este valor de β são:

$$\eta_{\max} = 0,158$$

$$\eta = 0,15$$

- Resultados

Os valores para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo são apresentados na Tabela 5.32.e os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.33.

Tabela 5.32 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de PEBD

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,07
Potência instalada (MW)	7	5	5

As curvas de duração dos excedentes para os casos de referência são apresentados nas figuras 5.41, 5.42 e 5.43.

Análise econômica

Na Tabela 5.34 são apresentados os resultados obtidos na análise econômica.

Tabela 5.33 - Resultados da análise energética na produção de PEBD

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	4,71	3,86	4,47
Potência excedente média:	MW	-33,57	-34,42	-33,81
Potência máx. para venda:	MW	0,00	0,00	0,00
Demanda máx. (compra):	MW	42,53	42,53	42,53
Energia gerada total:	MWh	41223,12	33811,64	39145,23
Energia excedente:	MWh	0,00	0,00	0,00
Energia em déficit:	MWh	294109,68	301521,16	296187,57
Energia gerada líquida:	MWh	-294109,68	-301521,16	-296187,57

Tabela 5.34 - Resultados da análise econômica na produção de PEBD

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	3.643,68	3.111,19	3.111,19
Despesa anual sem cogeração	Combust. (10 ³ \$)	4.041,09	4.041,09	4.041,09
	En. elétrica (10 ³ \$)	9.927,78	9.927,78	9.927,78
	Total (10 ³ \$)	13.968,87	13.968,87	13.968,87
Despesa anual com cogeração	Combust. (10 ³ \$)	3.778,65	3.832,15	3.805,91
	En. elétrica (10 ³ \$)	8.718,70	8.936,08	8.779,66
	O&M (10 ³ \$)	182,18	155,56	155,56
	Total (10 ³ \$)	12.679,54	12.923,79	12.741,13
Economia anual	(10 ³ \$)	1.289,33	1.045,08	1.227,75
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	3,674	3,870	3,294
Tempo de retorno (desc.)	(-)	4,160	4,408	3,689

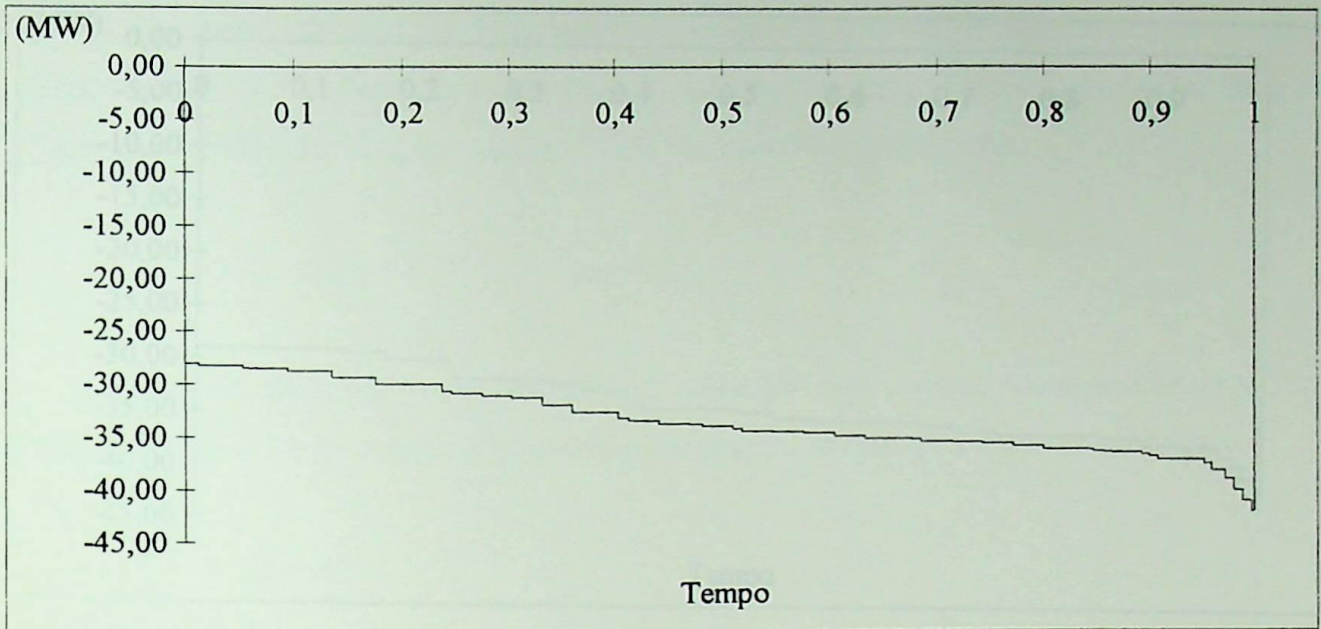


Figura 5.41 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEBD (Caso A)

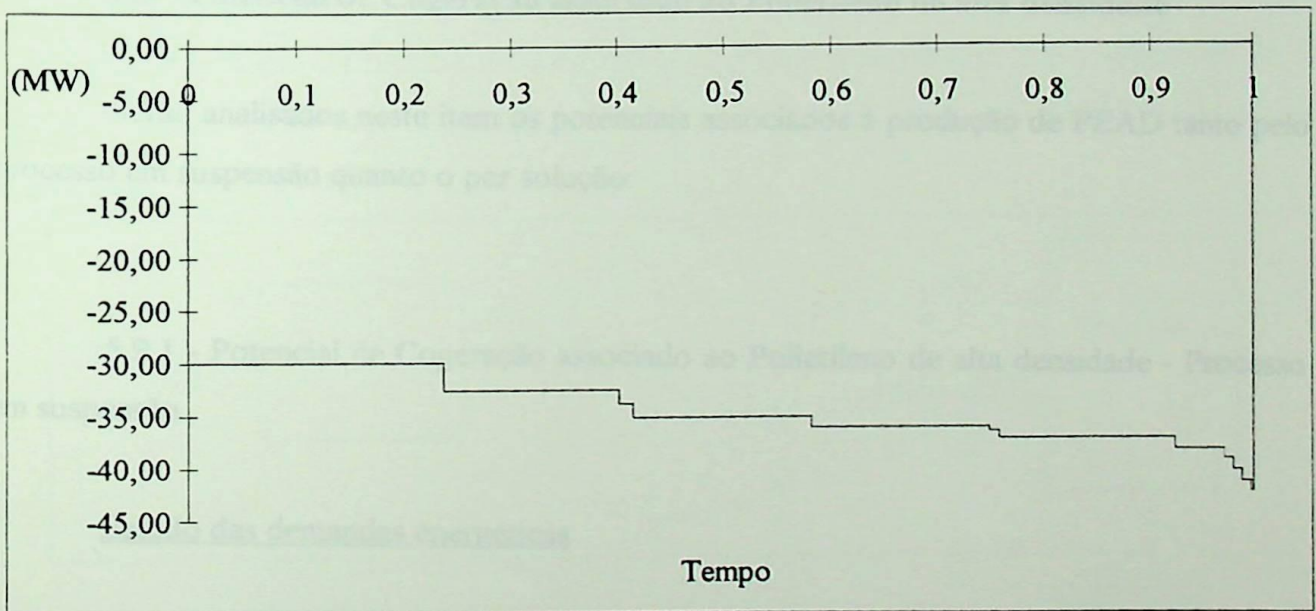


Figura 5.42 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEBD (Caso B)

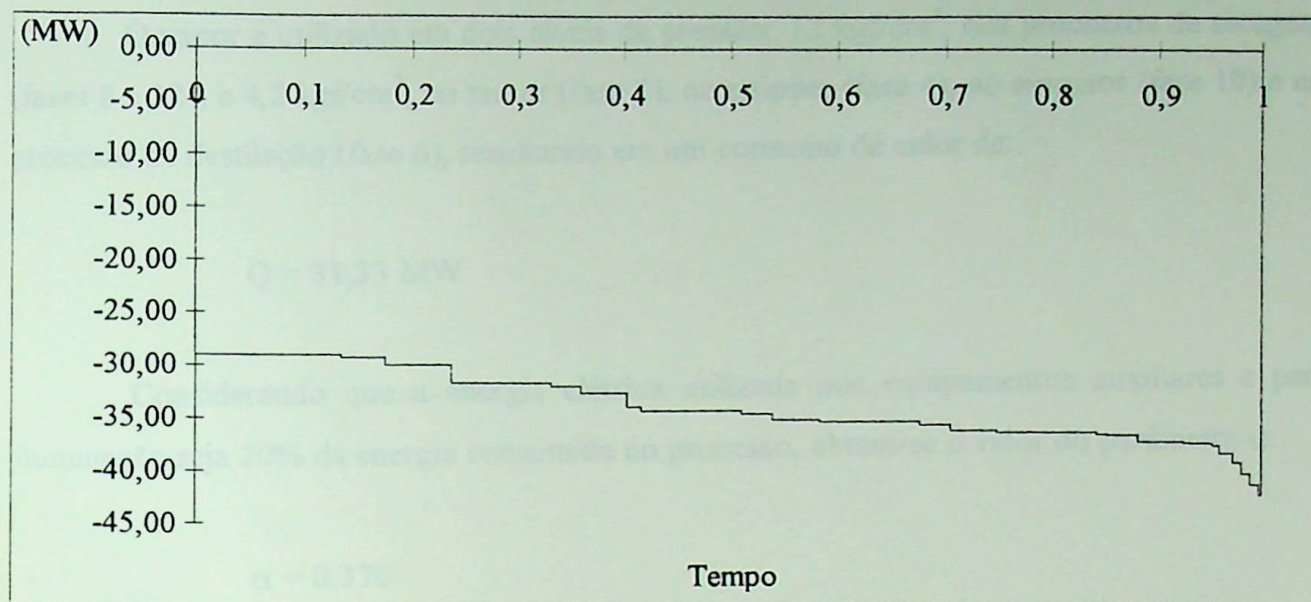


Figura 5.43 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEBD (Caso C)

5.9 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de alta densidade

Serão analisados neste item os potenciais associados à produção de PEAD tanto pelo processo em suspensão quanto o por solução.

5.9.1 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de alta densidade - Processo em suspensão

Estudo das demandas energéticas

O consumo de eletricidade para esta planta ocorre no misturador (fase 1), nas centrífugas (fases 3 e 7) e nos processos de mistura ou “blending” (fase 9), de peletização/resfriamento (fase 11) e de terminação (fase 13), resultando em uma demanda de:

$$W = 9,67 \text{ MW}$$

O vapor é utilizado em dois níveis de pressão: 12 kgf/cm², nos processos de secagem (fases 8 e 12), e 4,2 kgf/cm², no reator (fase 2), no stripper (fase 4), no extrusor (fase 10) e no processo de destilação (fase 6), resultando em um consumo de calor de:

$$Q = 31,33 \text{ MW}$$

Considerando que a energia elétrica utilizada nos equipamentos auxiliares e para iluminação seja 20% da energia consumida no processo, obtem-se o valor do parâmetro α :

$$\alpha = 0,370$$

Sistema de cogeração proposto

O condensado de retorno do processo passa por uma caldeira (B) atingindo a condição de entrada da turbina a vapor (TV). O vapor é expandido até as pressões de 12 kgf/cm², onde ocorre uma extração de 3,5 kg/s, e 4,2 kgf/cm², sendo então conduzido ao processo.

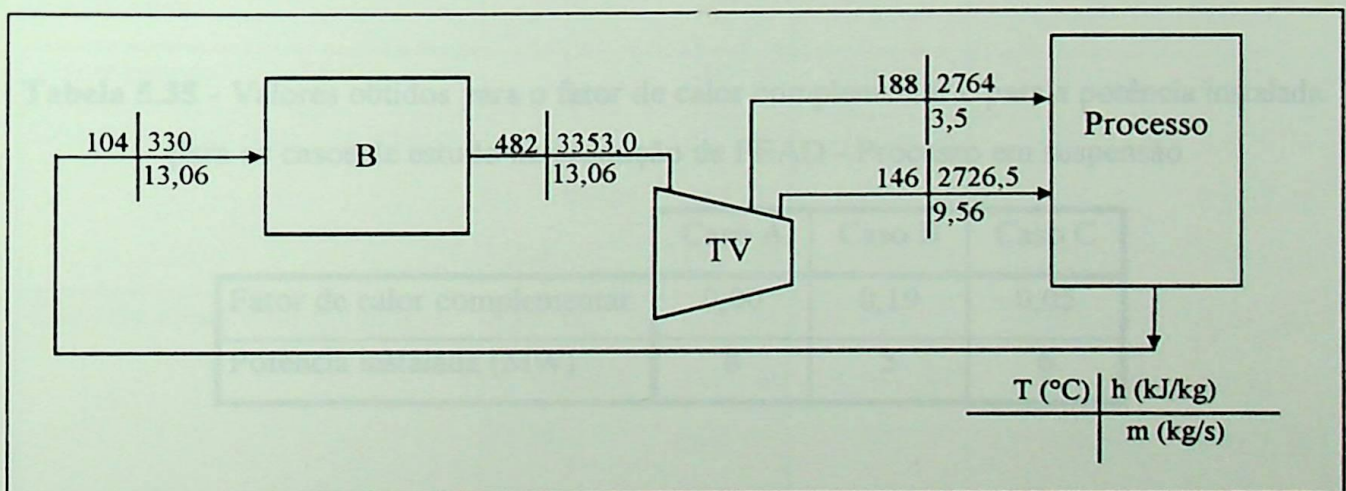


Figura 5.44 - Sistema de cogeração proposto para o processo de produção de PEAD -
Processo em suspensão

Análise energética

Admitindo-se um rendimento isentrópico de 80% para a turbina, a energia elétrica e o calor útil gerados e o valor do parâmetro β são:

$$W = 6,44 \text{ MW}$$

$$Q = 35,74$$

$$\beta = 0,180$$

O valores máximo e adotado para o rendimento nominal são dados abaixo.

$$\eta_{\max} = 0,152$$

$$\eta = 0,15$$

- Resultados

Os valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo são apresentados na Tabela 5.35. Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.36.

Tabela 5.35 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de PEAD - Processo em suspensão

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,05
Potência instalada (MW)	8	5	6

As curvas de duração dos excedentes são apresentadas nas figuras 5.45, 5.46 e 5.47.

Análise econômica

Os resultados da análise econômica para o sistema de cogeração proposto para este processo são apresentados na Tabela 5.37.

**Tabela 5.36 - Resultados da análise energética na produção de
PEAD - Processo em suspensão**

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	5,53	4,57	5,31
Potência excedente média:	MW	-6,07	-7,03	-6,29
Potência máx. para venda:	MW	0,00	0,00	0,00
Demanda máx. (compra):	MW	12,89	12,89	12,89
Energia gerada total:	MWh	48446,99	40056,68	46523,93
Energia excedente:	MWh	0,00	0,00	0,00
Energia em déficit:	MWh	53169,01	61559,32	55092,07
Energia gerada líquida:	MWh	-53169,01	-61559,32	-55092,07

**Tabela 5.37 - Resultados da análise econômica na produção de
PEAD - Processo em suspensão**

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	4.068,10	3.283,98	3.555,79
Despesa anual sem cogeração	Combust. (10 ³ \$)	4.976,71	4.976,71	4.976,71
	En. elétrica (10 ³ \$)	3.008,42	3.008,42	3.008,42
	Total (10 ³ \$)	7.985,13	7.985,13	7.985,13
Despesa anual com cogeração	Combust. (10 ³ \$)	4.433,22	4.544,49	4.472,66
	En. elétrica (10 ³ \$)	1.587,47	1.833,56	1.643,87
	O&M (10 ³ \$)	203,40	164,20	177,79
	Total (10 ³ \$)	6.224,09	6.542,24	6.294,32
Economia anual	(10 ³ \$)	1.761,03	1.442,88	1.690,81
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	3,003	2,959	2,734
Tempo de retorno (desc.)	(-)	3,335	3,281	3,013

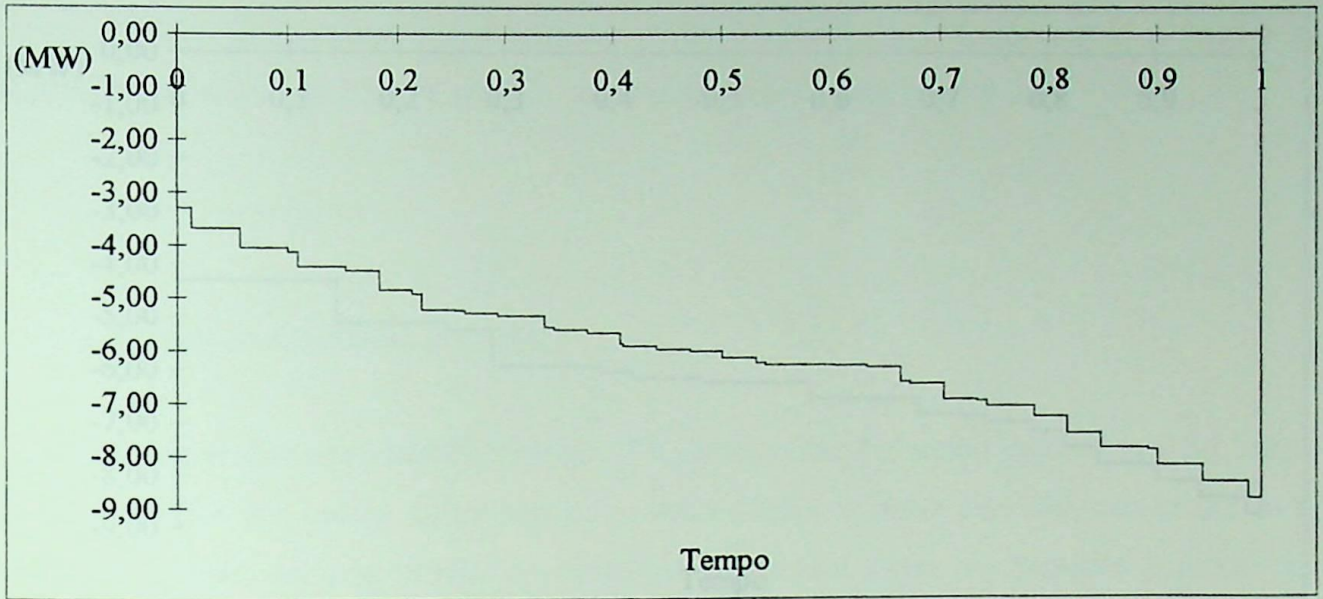


Figura 5.45 - Curva de duração de excedentes na produção de PEAD - Processo em suspensão (Caso A)

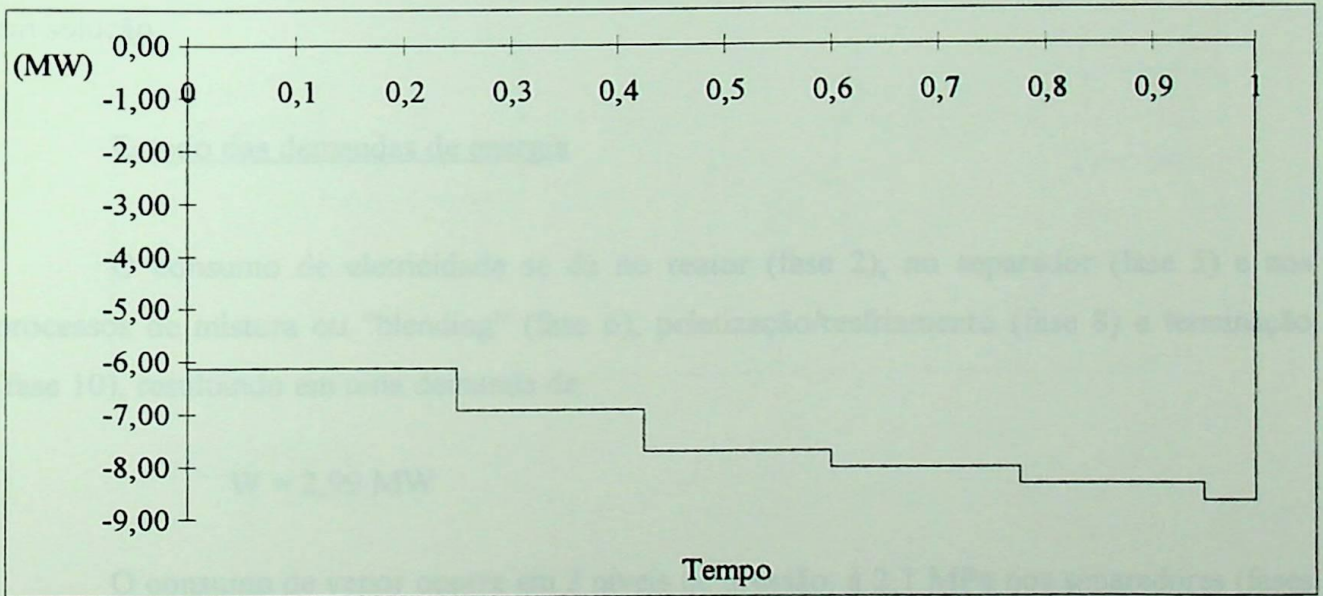


Figura 5.46 - Curva de duração de excedentes na produção de PEAD - Processo em suspensão (Caso B)

$Q = 12,59 \text{ MW}$

A demanda de energia elétrica é dada em função da absorção. Adotando um coeficiente de performance de 1,5, o consumo de energia elétrica é:

$Q_{el} = 14,31 \text{ MW}$

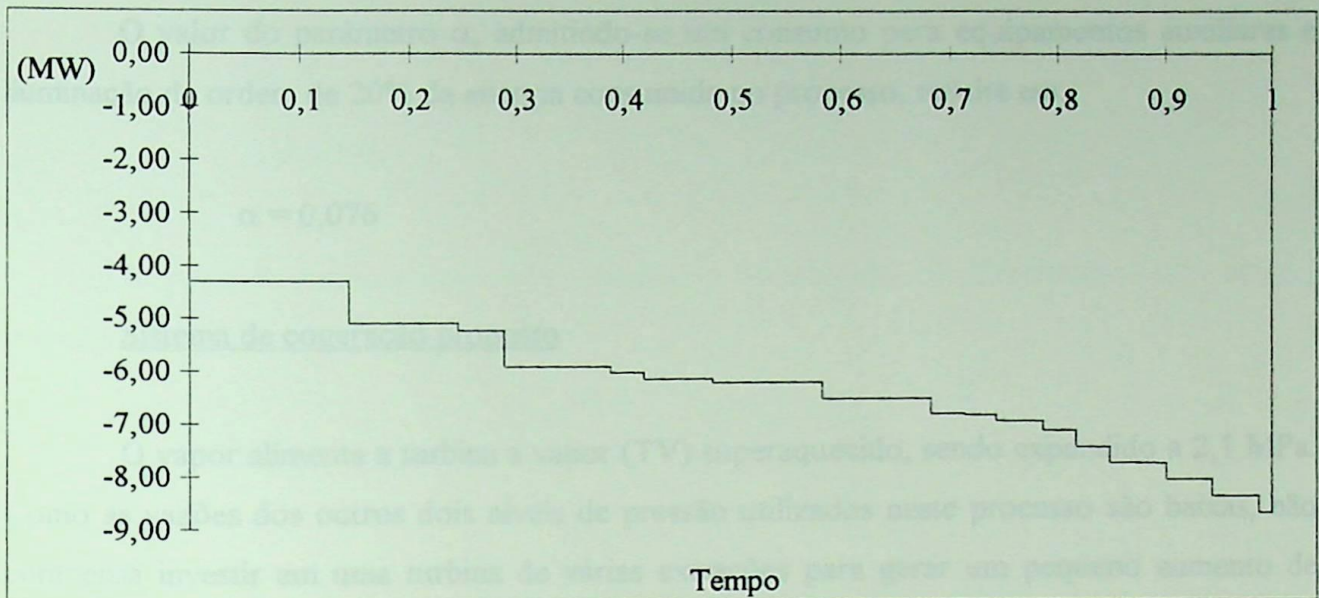


Figura 5.47 - Curva de duração de excedentes na produção de PEAD - Processo em suspensão (Caso C)

5.9.2 - Potencial de Cogeração associado ao Polietileno de alta densidade - Processo em solução

Estudo das demandas de energia

O consumo de eletricidade se dá no reator (fase 2), no separador (fase 5) e nos processos de mistura ou “blending” (fase 6), peletização/resfriamento (fase 8) e terminação (fase 10), resultando em uma demanda de:

$$W = 2,99 \text{ MW}$$

O consumo de vapor ocorre em 3 níveis de pressão: à 2,1 MPa nos separadores (fases 3 e 4), à 1,2 MPa no secador (fase 9) e à 0,4 MPa no processo de extrusão (fase 7), absorvendo uma demanda de:

$$Q = 32,59 \text{ MW}$$

A demanda de frio utiliza sistemas de absorção. Adotando um coeficiente de performance de 1,5, o consumo de calor equivale a:

$$Q_{\text{abs}} = 14,83 \text{ MW}$$

O valor do parâmetro α , admitindo-se um consumo para equipamentos auxiliares e iluminação da ordem de 20% da energia consumida no processo, resulta em:

$$\alpha = 0,076$$

Sistema de cogeração proposto

O vapor alimenta a turbina a vapor (TV) superaquecido, sendo expandido a 2,1 MPa. Como as vazões dos outros dois níveis de pressão utilizados neste processo são baixas, não compensa investir em uma turbina de várias extrações para gerar um pequeno aumento de potência. Estas pressões mais baixas são atingidas através de válvulas redutoras de pressão. Após retornar do processo, o vapor atinge a caldeira (B), que eleva o vapor à condição de entrada na turbina.

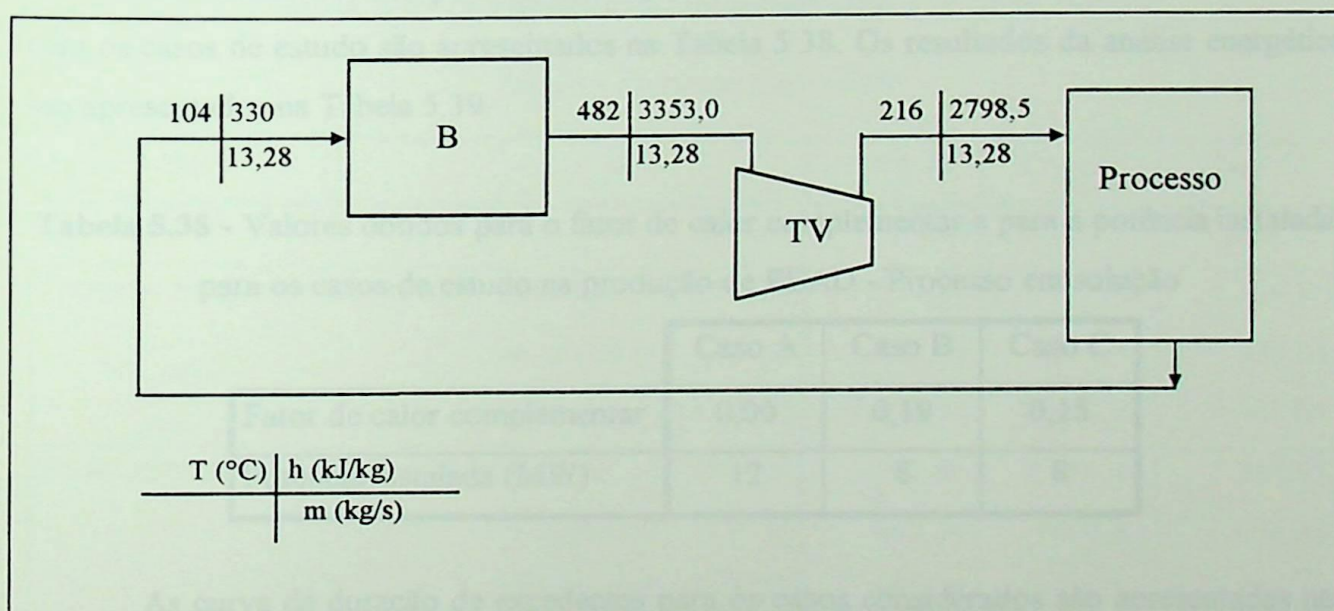


Figura 5.48 - Sistema de cogeração proposto na produção de PEAD - Processo Solução

Análise energética

Admitindo um rendimento isentrópico de 80% para a turbina a vapor, o trabalho e o calor útil gerados e o parâmetro β valem:

$$W = 6,01 \text{ MW}$$

$$Q = 32,24$$

$$\beta = 0,186$$

O valor do rendimento nominal máximo e do adotado, considerando-se o valor de β encontrado, valem:

$$\eta_{\max} = 0,157$$

$$\eta = 0,15$$

- Resultados

Os valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo são apresentados na Tabela 5.38. Os resultados da análise energética são apresentados na Tabela 5.39.

Tabela 5.38 - Valores obtidos para o fator de calor complementar e para a potência instalada para os casos de estudo na produção de PEAD - Processo em solução

	Caso A	Caso B	Caso C
Fator de calor complementar	0,00	0,19	0,15
Potência instalada (MW)	12	8	8

As curva de duração de excedentes para os casos considerados são apresentadas nas figuras 5.49, 5.50 e 5.51.

Análise econômica

Os resultados da análise econômica para o sistema de cogeração proposto para este processo são apresentados na Tabela 5.40.

Tabela 5.39 - Resultados da análise energética na produção de
PEAD - Processo em solução

Resultados	Unid.	Caso A	Caso B	Caso C
Potência gerada média:	MW	8,67	7,14	7,48
Potência excedente média:	MW	5,07	3,54	3,88
Potência máx. para venda:	MW	7,77	4,31	4,80
Demanda máx. (compra):	MW	4,00	4,00	4,00
Energia gerada total:	MWh	75974,31	62538,21	65513,42
Energia excedente:	MWh	46015,11	32579,01	35554,22
Energia em déficit:	MWh	1576,80	1576,80	1576,80
Energia gerada líquida:	MWh	44438,31	31002,21	33977,42

Tabela 5.40 - Resultados da análise econômica na produção de
PEAD - Processo em solução

Resultados		Caso A	Caso B	Caso C
Investimento	(10 ³ \$)	3.622,89	2.682,79	2.682,79
Despesa anual sem cogeração	Combust. (10 ³ \$)	7.529,40	7.529,40	7.529,40
	En. elétrica (10 ³ \$)	933,65	933,65	933,65
	Total (10 ³ \$)	8.463,04	8.463,04	8.463,04
Despesa anual com cogeração	Combust. (10 ³ \$)	6.933,88	7.056,46	7.037,48
	En. elétrica (10 ³ \$)	-865,36	-596,64	656,09
	O&M (10 ³ \$)	181,14	134,14	134,14
	Total (10 ³ \$)	6.249,66	6.593,96	6.515,53
Economia anual	(10 ³ \$)	2.213,38	1.869,08	1.947,51
Tempo de retorno (não desc.)	(-)	2,128	1,866	1,791
Tempo de retorno (desc.)	(-)	2,306	2,007	1,923

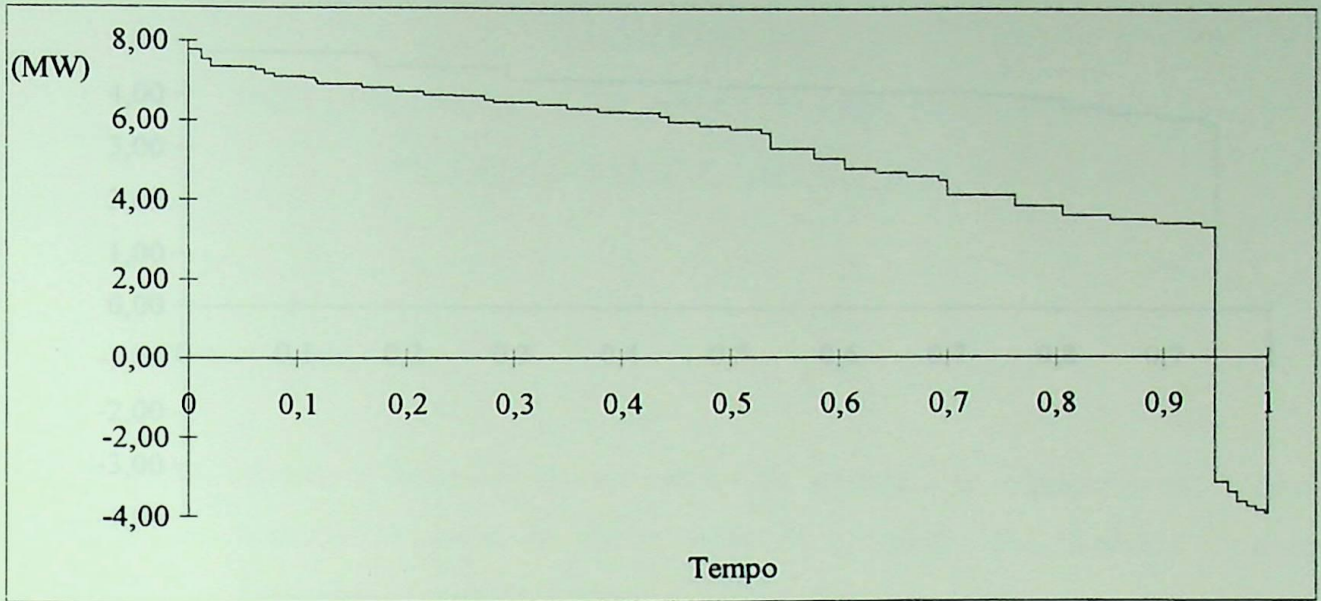


Figura 5.49 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEAD - Processo em solução (Caso A)

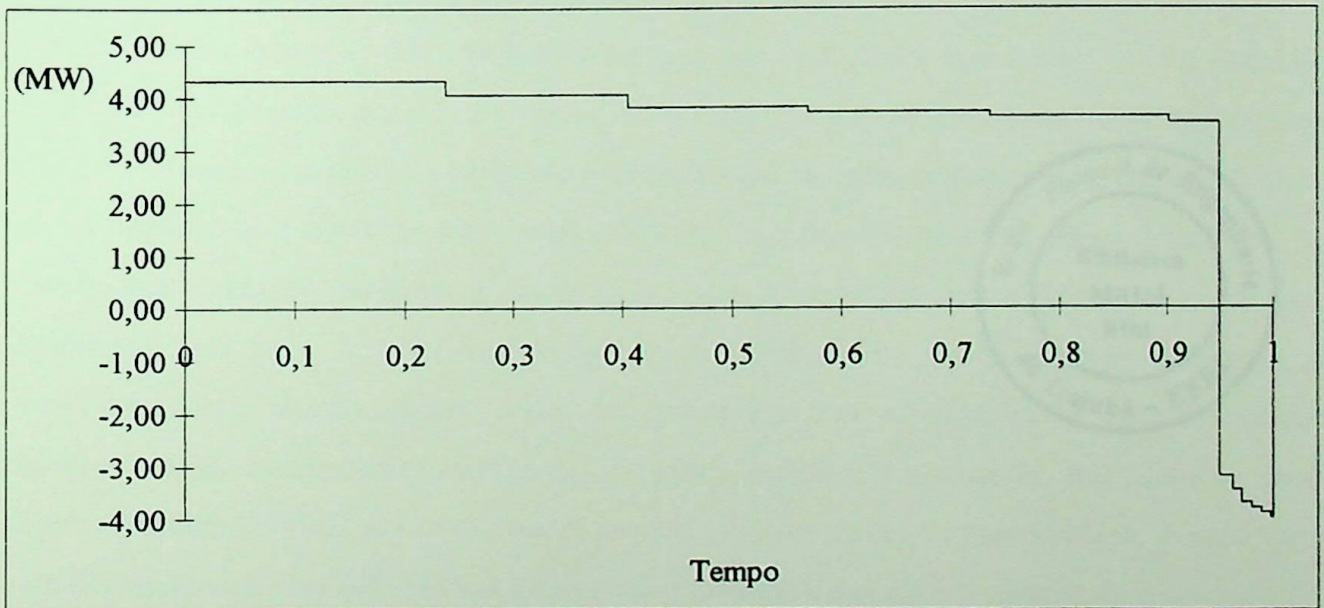


Figura 5.50 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEAD - Processo em solução (Caso B)

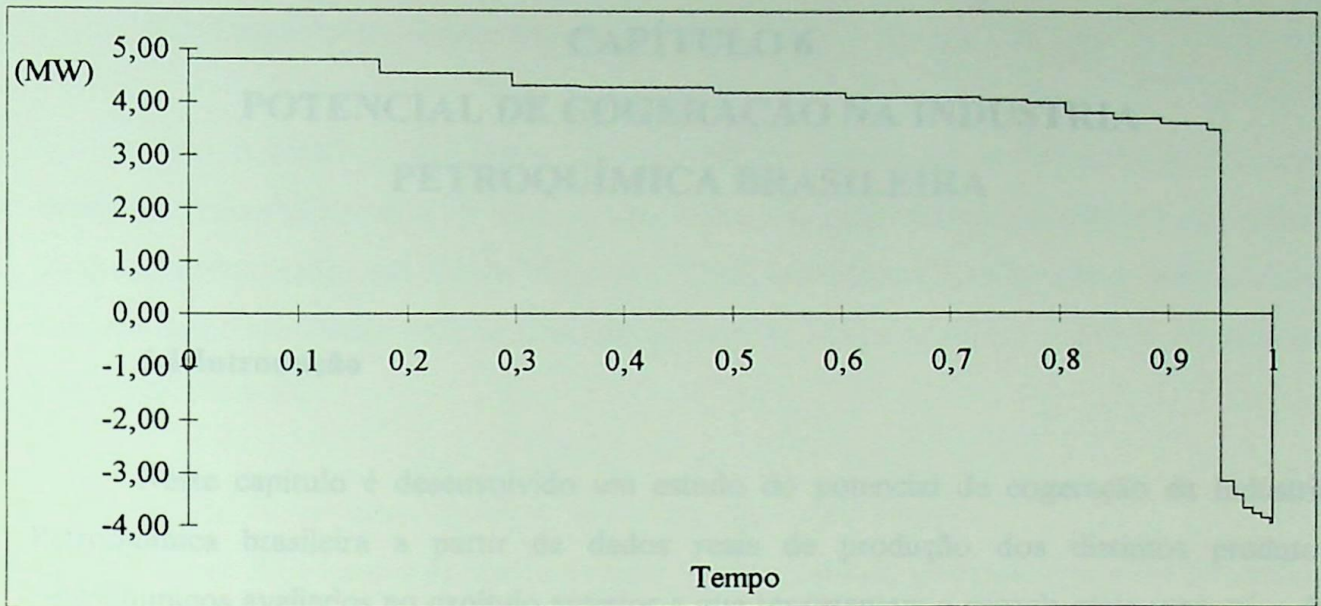
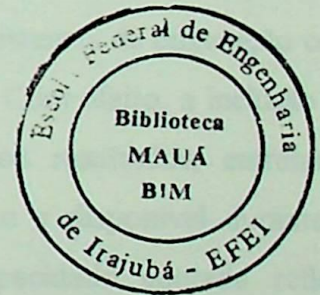


Figura 5.51 - Curva de duração dos excedentes na produção de PEAD - Processo em solução (Caso C)



CAPÍTULO 6

POTENCIAL DE COGERAÇÃO NA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA BRASILEIRA

6.1 Introdução

Neste capítulo é desenvolvido um estudo do potencial de cogeração da Indústria Petroquímica brasileira a partir de dados reais de produção dos distintos produtos petroquímicos avaliados no capítulo anterior e que representam a parcela mais expressiva da produção petroquímica nacional. O método adotado para este estudo foi essencialmente a extensão dos resultados obtidos para as plantas estudadas anteriormente, cuja capacidade de produção foi assumida como sendo de 1000 ton./dia, para os volumes de produção do total da indústria instalada nos pólos petroquímicos no Brasil.

A mera extensão dos resultados obtidos em uma planta típica para o total nacional pode ser questionada quanto ao efeito de escala, já que as indústrias reais apresentam diferentes níveis de produção, podendo eventualmente incorporar sistemas de cogeração com maior capacidade e portanto sob custos unitários mais favoráveis. Com efeito, a inclusão da escala das unidades certamente daria uma melhor definição aos resultados, entretanto pressupõe uma base de informações bem mais detalhada do que a disponível durante a execução deste estudo. Além disso, se considera que a capacidade adotada reflete adequadamente as condições médias das plantas e portanto a agregação efetuada não deve levar a maiores desvios, inclusive porque mesmo em uma planta de grande porte, é usual, por condicionantes de confiabilidade, a adoção de vários módulos para o sistema de cogeração.

Neste capítulo se apresentam inicialmente os potenciais de cogeração associados aos produtos/processos apresentados no capítulo anterior, tratando-se em seguida de sua extensão para as condições brasileiras. Estes resultados, que constituem o principal objetivo deste trabalho, são sintetizados e estratificados por nível de custos de capacidade e de energia.

6.2. Potencial de cogeração por processo

Com o objetivo de obter-se o potencial de cogeração da Indústria Petroquímica brasileira, inicialmente é feita uma síntese dos principais resultados obtidos no capítulo anterior, apresentados nas tabelas 6.1 a 6.3. Cada uma destas tabelas está relacionada com um dos casos analisados para os sistemas de cogeração operando em paridade térmica, nas seguintes situações:

- Caso A - sistemas operando sem complementação de calor,
- Caso B - sistemas operando na base térmica, ou seja, gerando uma potência térmica constante e igual à potência mínima utilizada no processo
- Caso C - sistemas que conduzem à situação de menor tempo de retorno.

Os dados resumidos nestas tabelas são a potência nominal instalada nos sistemas de cogeração, a potência e a energia médias geradas na operação destes sistemas, o valor do investimento necessário à sua implantação e o tempo de retorno descontado. É importante ressaltar que estes valores foram obtidos a partir de dados médios para indústrias com capacidade de produção média de 1000 ton/dia e, conseqüentemente, terão de ser projetados para a capacidade de produção das indústrias brasileiras.

Tabela 6.1 - Características do potencial de cogeração por produto petroquímico, considerando sistemas operando em paridade térmica sem complementação

Resultado Produto	Pot. Instalada (MW)	Pot. Gerada (MW)	En. Gerada (GWh)	Investimento (10 ⁶ \$)	TRD (anos)
Eteno pelo etano	26	20,61	180,6	6,5	2,1
Eteno pela nafta	34	26,32	230,5	13,0	3,4
Amônia	16	12,07	105,8	5,0	2,3
Uréia	5	3,43	30,1	2,3	2,6
Metanol	11	8,37	73,3	3,8	2,4
Etilbenzeno	3	1,91	16,7	1,6	4,4
Estireno	13	10,16	89,0	4,4	3,6
Estireno/Etilbenzeno	10	7,42	65,0	3,7	2,2
PEBD	7	4,71	41,2	3,6	4,2
PEAD - Suspensão	8	5,53	48,4	4,1	3,3
PEAD - Solução	12	8,67	76,0	3,6	2,3

Cabe aqui uma observação importante: os custos adotados referem-se à valores da literatura de origem americana (Boehm, 1985) e eventualmente poderão não refletir exatamente os custos praticados no Brasil, onde o pequeno número de instalações e a relativa carência de dados de custos reais torna bastante difícil sua estimativa. Preliminarmente, poderia ser assumida uma majoração da ordem de 50% nos custos finais, tendo em vista os indicadores eventualmente disponíveis de custos em instalações brasileiras. Na incerteza deste incremento, optou-se por considerar os custos em sua forma original, o que de forma alguma altera os potenciais determinados no trabalho.

Tabela 6.2 - Características do potencial de cogeração por produto petroquímico, considerando sistemas operando na base térmica

Indicador	Pot. Instalada	Pot. Gerada	En. Gerada	Investimento	TRD
Produto	(MW)	(MW)	(GWh)	(10 ⁶ \$)	(anos)
Eteno pelo etano	18	16,85	147,6	4,9	1,9
Eteno pela nafta	23	21,63	189,5	11,0	3,3
Amônia	10	9,17	80,3	3,7	2,2
Uréia	3	2,85	24,9	1,7	2,0
Metanol	8	6,85	60,0	3,0	2,4
Etilbenzeno	2	1,57	13,8	1,2	4,1
Estireno	9	8,34	73,1	3,5	3,2
Estireno/Etilbenzeno	7	6,09	53,3	3,0	2,1
PEBD	5	3,86	33,8	3,1	4,4
PEAD - Suspensão	5	4,57	40,1	3,3	3,3
PEAD - Solução	8	7,14	62,6	2,7	2,0

6.3 Potencial de cogeração na indústria petroquímica brasileira

Nos capítulos anteriores foram analisados os processos comumente utilizados para a obtenção dos produtos petroquímicos considerados de maior relevância. Entretanto, os dados disponíveis da produção nacional destes produtos (ABIQUIM, 1995a) não distinguem ou indicam qual o processo utilizado. Desta maneira, utilizou-se para o cálculo do potencial

de cogeração da Indústria Petroquímica brasileira aqueles processos adotados como mais representativos.

Tabela 6.3 - Características do potencial de cogeração por produto petroquímico, considerando situação de menor tempo de retorno

Indicador	Pot. Instalada	Pot. Gerada	En. Gerada	Investimento	TRD
Produto	(MW)	(MW)	(GWh)	(10 ⁶ \$)	(anos)
Eteno pelo etano	18	16,94	148,4	4,9	1,9
Eteno pela nafta	29	25,42	222,7	12,2	3,2
Amônia	11	10,53	92,2	4,0	2,0
Uréia	4	3,42	30,0	2,0	2,0
Metanol	8	7,40	64,9	3,0	2,2
Etilbenzeno	2	1,80	15,8	1,2	3,6
Estireno	9	8,50	74,4	3,5	3,2
Estireno/Etilbenzeno	7	6,5	57,0	3,0	2,0
PEBD	5	4,47	39,1	3,1	3,7
PEAD - Suspensão	6	5,31	46,5	3,6	3,0
PEAD - Solução	8	7,48	65,5	2,7	1,9

Assim sendo, considerou-se que, no Brasil, a produção de eteno é toda realizada utilizando-se a nafta como matéria-prima e que o polietileno de alta densidade é obtido principalmente pelo processo em suspensão, o que parece ajustar-se à realidade nacional (Politeno Linear, 1996). No caso do etilbenzeno e do estireno, admitiu-se que são produzidos em unidades independentes ao invés de em uma planta conjunta pois, apesar de serem produzidos pelas mesmas indústrias, a razão entre os volumes de produção entre eles variam de empresa para empresa.

Considerando-se o quadro nacional, os valores para o potencial brasileiro de cogeração no setor petroquímico, por produto, são apresentados nas Tabelas 6.5, 6.6 e 6.7, baseando-se na capacidade nominal instalada para produção (Tabela 6.4). A energia gerada corresponde aquela que pode ser produzida anualmente pela potência instalada, considerando o fator de carga típico destas indústrias (0,9), enquanto o valor do investimento foi calculado

considerando-se que seja diretamente proporcional à capacidade do sistema, ou seja sob custos unitários análogos aos determinados no capítulo anterior. Considerou-se também que o valor do tempo de retorno seja constante, não sendo afetado pela projeção dos dados.

Tabela 6.4 - Capacidade de produção média diária dos produtos petroquímicos no Brasil

Produto	Capacidade Instalada (t/dia)
Eteno (nafta)	5.863
Amônia	3.539
Uréia	3.318
PEBD	1.871
PEAD (Suspensão)	1.732
Etilbenzeno	1.346
Estireno	877
Metanol	627

Tabela 6.5 - Valores obtidos para a Indústria Petroquímica, considerando sistemas operando em paridade térmica sem complementação

Indicador	Pot. Gerada	En. Gerada	Investimento	TRD
Produto	(MW)	(GWh)	(10 ⁶ \$)	(anos)
Eteno pela nafta	199,3	1571,3	76,6	3,4
Amônia	53,7	423,4	17,7	2,3
Uréia	16,6	130,9	7,6	2,6
Metanol	6,9	54,4	2,4	2,4
Etilbenzeno	4,0	31,5	2,2	4,4
Estireno	11,4	89,9	3,9	3,6
PEBD	12,7	100,1	6,7	4,2
PEAD	13,8	108,8	6,2	3,3

Tabela 6.6 - Valores obtidos para a Indústria Petroquímica, considerando sistemas operando na base térmica

Indicador Produto	Pot. Gerada (MW)	En. Gerada (GWh)	Investimento (10 ⁶ \$)	TRD (anos)
Eteno pela nafta	134,8	1062,8	64,7	3,3
Amônia	33,6	264,9	13,1	2,2
Uréia	10,0	78,8	5,6	2,0
Metanol	5,0	39,4	1,9	2,4
Etilbenzeno	2,7	21,3	1,6	4,1
Estireno	7,9	62,3	3,1	3,2
PEBD	9,1	71,7	5,8	4,4
PEAD	8,7	68,6	5,7	3,3

Os resultados obtidos são apresentados na forma de diagramas, mostrados nas Figuras 6.1 a 6.3, onde pode ser observada a distribuição percentual do potencial de cogeração por produto para cada um dos casos analisados. Vale ressaltar que no processo de produção de eteno pela nafta são produzidos os outros precursores petroquímicos: propeno, benzeno e butadieno, que conjuntamente representam o grupo mais importantes de produtos petroquímicos.

Tabela 6.7 - Valores obtidos para a Indústria Petroquímica, considerando situação de menor tempo de retorno

Indicador Produto	Pot. Gerada (MW)	En. Gerada (GWh)	Investimento (10 ⁶ \$)	TRD (anos)
Eteno pela nafta	170,0	1340,3	71,3	3,2
Amônia	36,9	290,9	14,2	2,0
Uréia	13,3	104,9	6,6	2,0
Metanol	5,0	39,4	1,9	2,2
Etilbenzeno	2,7	21,3	1,6	3,6
Estireno	7,9	62,3	3,1	3,2
PEBD	9,1	71,7	5,8	3,7
PEAD	10,4	82,0	6,2	3,0

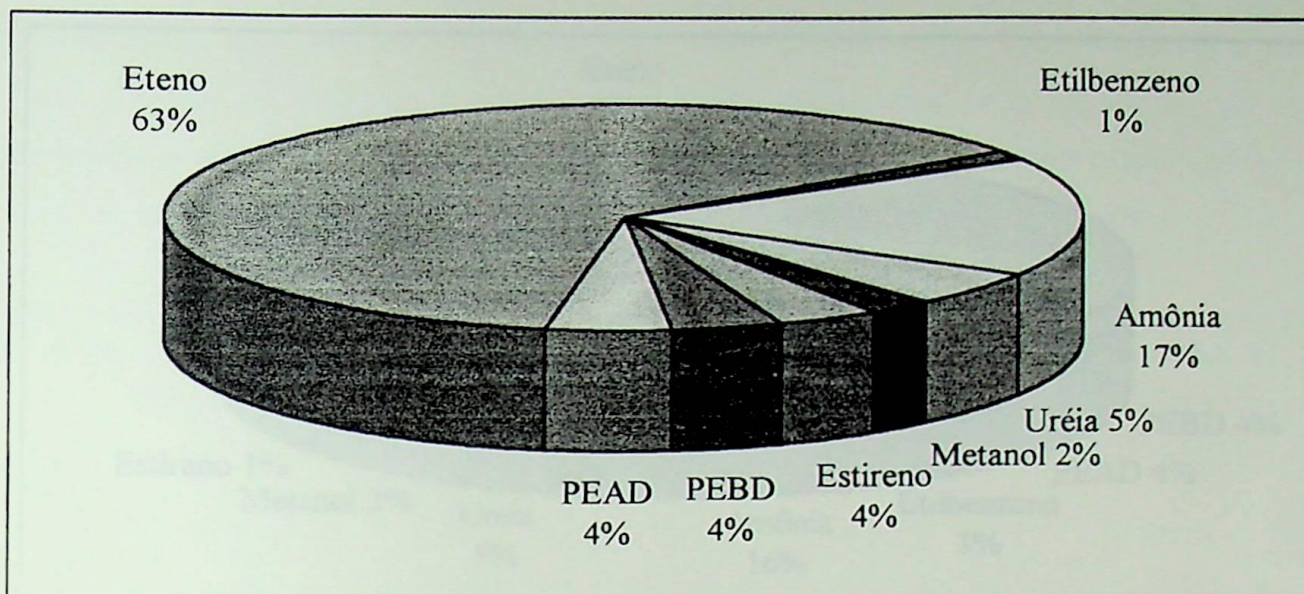


Figura 6.1 - Distribuição do Potencial de Cogeração na indústria petroquímica brasileira, considerando sistemas sem complementação térmica

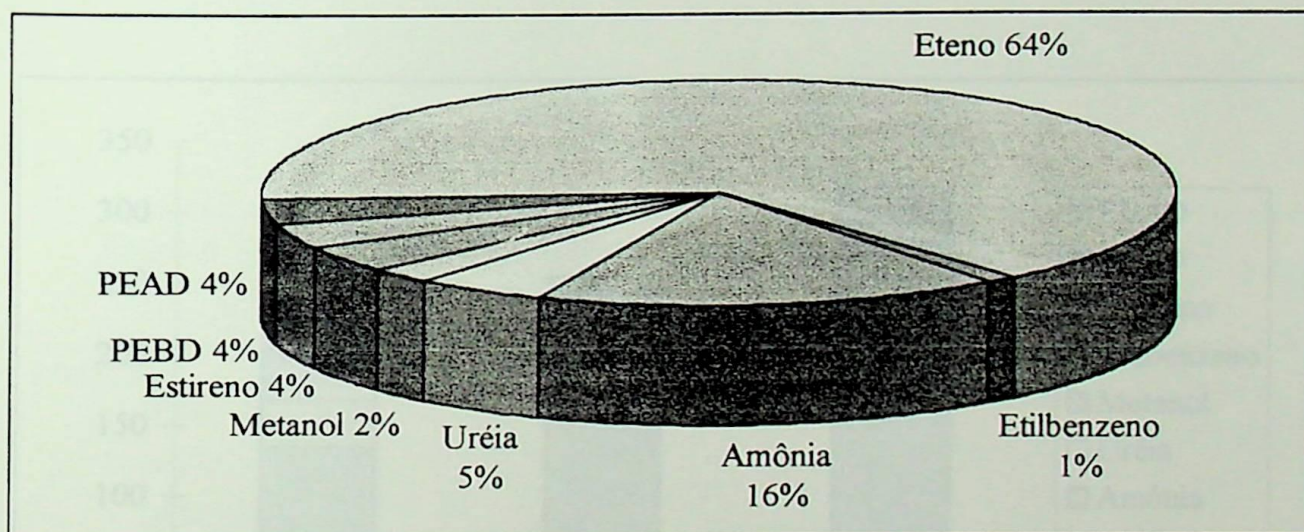


Figura 6.2 - Distribuição do Potencial de Cogeração na indústria petroquímica brasileira, considerando sistemas operando na base térmica

Na Figura 6.4 é comparado o potencial de cogeração de cada um dos casos analisados, ressaltando para cada um deles a distribuição deste potencial entre cada um dos vários produtos

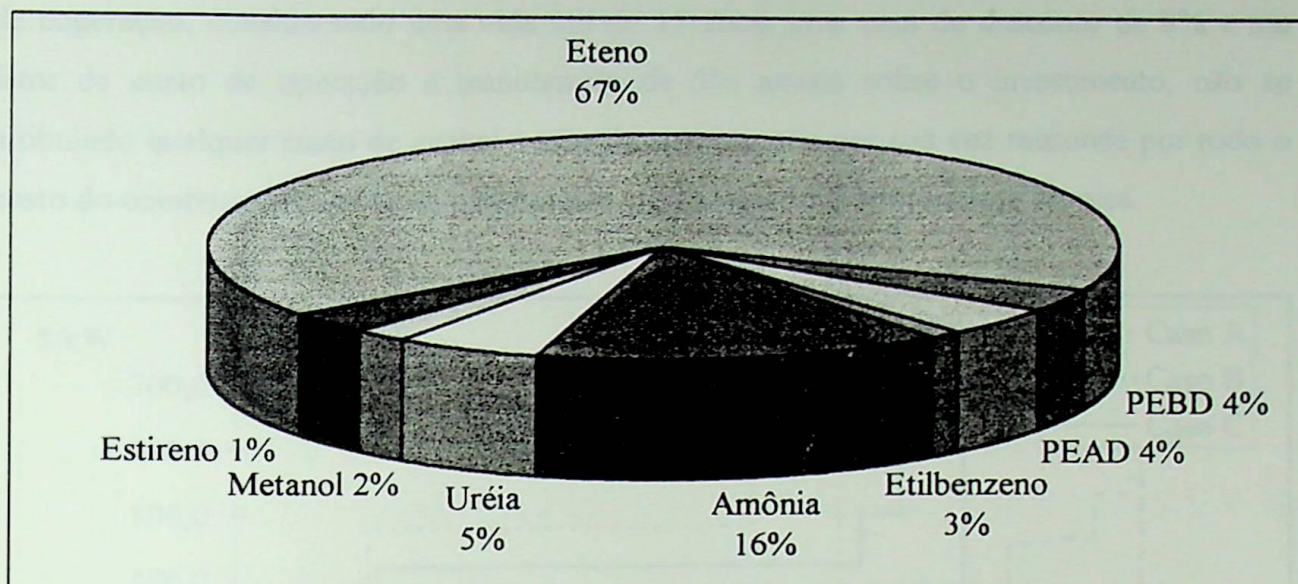


Figura 6.3 - Distribuição do Potencial de Cogeração na indústria petroquímica brasileira, considerando situação de menor tempo de retorno

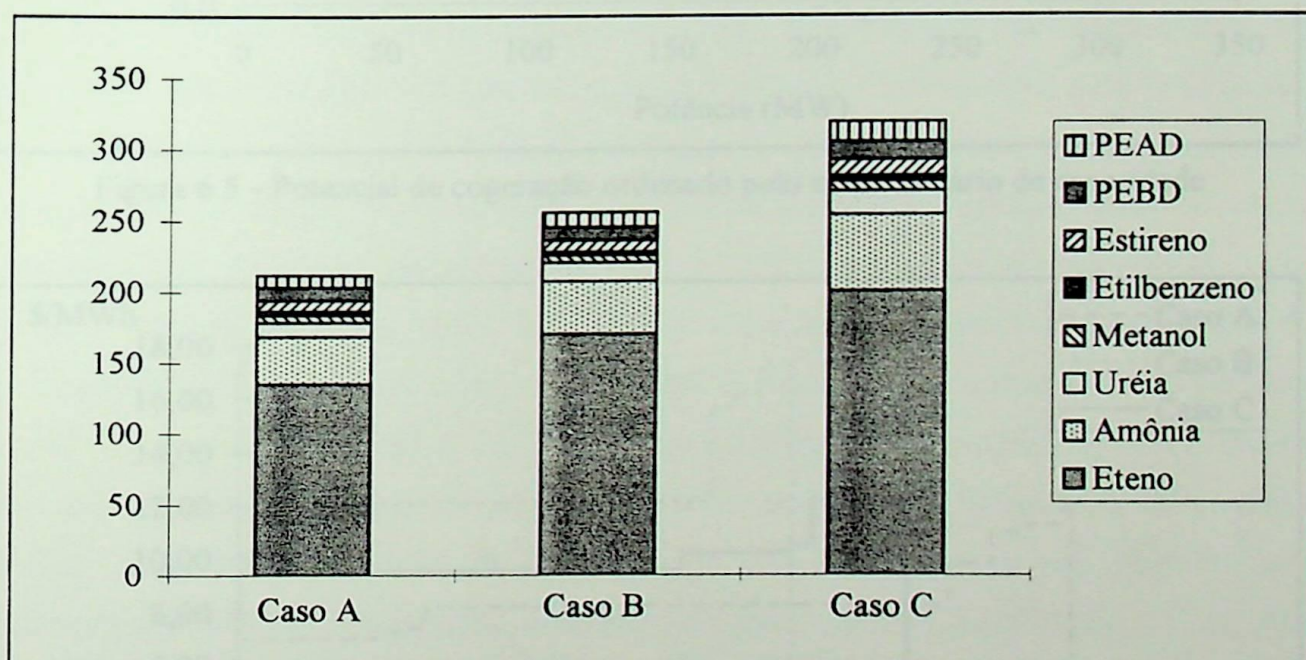


Figura 6.4 - Comparação entre o potencial de cogeração para os casos de estudo, ressaltando a participação de cada produto

A partir dos dados do potencial de cogeração e do valor do investimento foram traçadas as Figuras 6.5 e 6.6, que representam, respectivamente, o custo unitário da potência e da energia em função do potencial total, sempre para os três casos estudados. O custo da energia elétrica gerada foi determinado a partir da amortização do investimento no sistema

de cogeração, considerando uma vida útil de 15 anos, uma taxa de desconto de 8% e um fator de custo de operação e manutenção de 5% anuais sobre o investimento, não se atribuindo qualquer custo de capital à energia térmica, que por sua vez responde por todo o custo do combustível, hipóteses consistentes com a operação em paridade térmica.

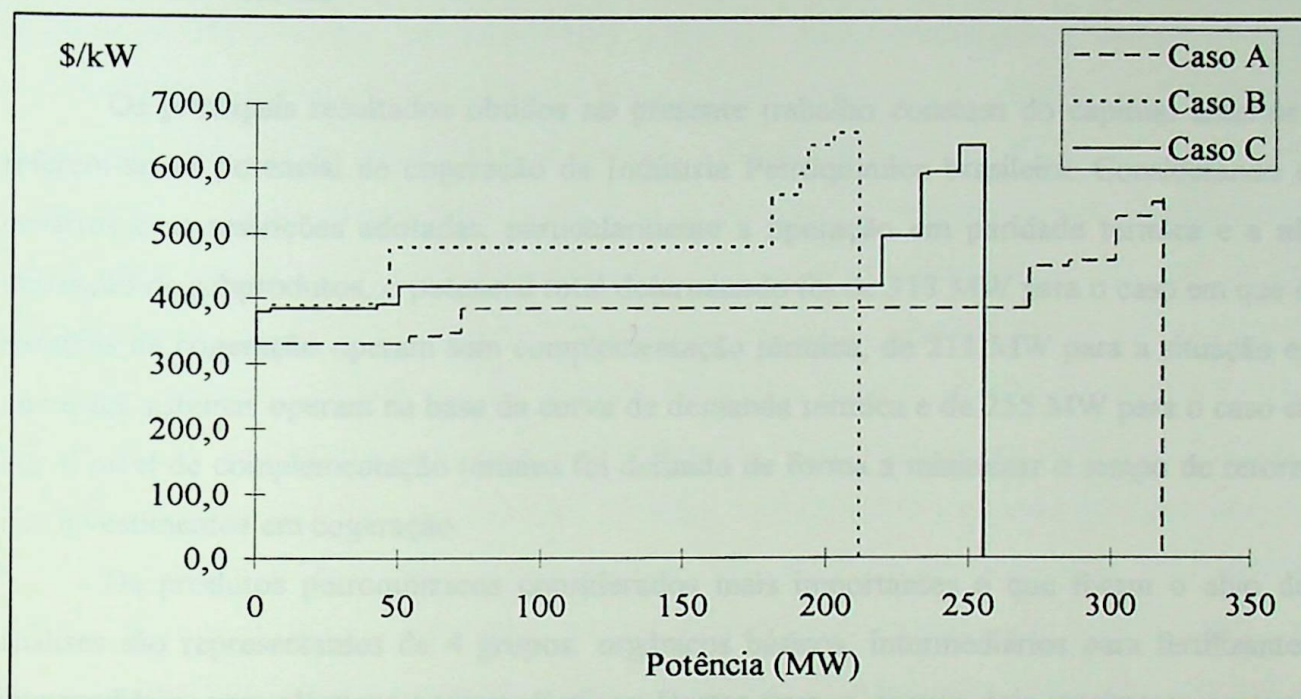


Figura 6.5 - Potencial de cogeração ordenado pelo custo unitário de capacidade

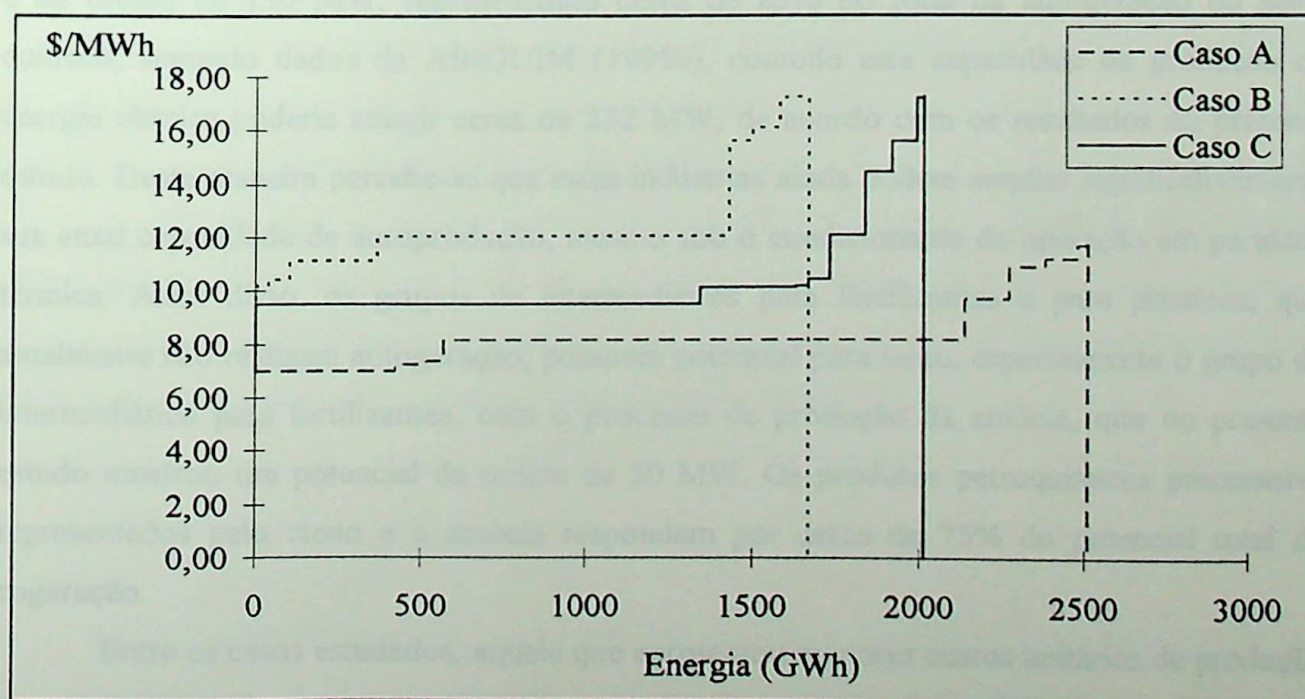


Figura 6.6 - Potencial de geração de energia ordenado pelo custo unitário da energia

CAPÍTULO 7

COMENTÁRIOS FINAIS E CONCLUSÕES

7.1 Conclusões

Os principais resultados obtidos no presente trabalho constam do capítulo anterior e referem-se ao potencial de cogeração da Indústria Petroquímica brasileira. Considerando os cenários e as restrições adotadas, particularmente a operação em paridade térmica e a não utilização de subprodutos, o potencial total determinado foi de 318 MW para o caso em que os sistemas de cogeração operam sem complementação térmica, de 211 MW para a situação em que estes sistemas operam na base da curva de demanda térmica e de 255 MW para o caso em que o nível de complementação térmica foi definido de forma a minimizar o tempo de retorno dos investimentos em cogeração.

Os produtos petroquímicos considerados mais importantes e que foram o alvo das análises são representantes de 4 grupos: orgânicos básicos, intermediários para fertilizantes, intermediários para plásticos e termoplásticos. Destes grupos, apenas dois atualmente possuem autoprodução de energia: orgânicos básicos e termoplásticos. A autogeração nestas indústrias é da ordem de 130 MW, representando cerca de 83% do total da autogeração do setor químico, segundo dados da ABIQUIM (1995b), contudo esta capacidade de produção de energia elétrica poderia atingir cerca de 232 MW, de acordo com os resultados do presente estudo. Desta maneira percebe-se que estas indústrias ainda podem ampliar significativamente sua atual capacidade de autoprodução, mesmo sob o condicionante da operação em paridade térmica. Além disso, os grupos de intermediários para fertilizantes e para plásticos, que atualmente não realizam autogeração, possuem potencial para tanto, especialmente o grupo de intermediários para fertilizantes, com o processo de produção da amônia, que no presente estudo mostrou um potencial da ordem de 50 MW. Os produtos petroquímicos precursores representados pelo eteno e a amônia respondem por cerca de 75% do potencial total de cogeração.

Entre os casos estudados, aquele que apresentou menores custos unitários de produção são os processos que operam em paridade térmica sem complementação de calor, o que pode ser explicado devido ao maior porte dos equipamentos utilizados, apesar de neste caso os

custos de implantação do sistema serem mais altos. Se destacou particularmente pelo seu reduzido custo de implantação o processo de produção da amônia, particularmente devido à imediata disponibilidade de vapor como decorrência de uma das etapas de produção, sem requerer portanto a instalação de caldeiras, exigindo apenas um superaquecedor.

A efetiva viabilização dos potenciais de cogeração estimados neste estudo dependem naturalmente de diversos outros fatores além de sua potencialidade técnica e sua economicidade, preliminarmente determinados no Capítulo 5. Entre estes fatores complementares a se ter conta, deve-se destacar a disponibilidade ou não de alternativas de investimento de maior rentabilidade, ainda que no âmbito do empreendimento petroquímico, bem como a existência de uma legislação que permita a operação interligada, sob custos razoáveis de suprimento de “back-up” e permita remunerar adequadamente os excedentes energéticos. Mesmo na maior parte dos casos estudados, onde a geração de excedentes não atingiu (nem se buscaram) níveis elevados, a possibilidade de operar em paralelo com a rede da concessionária pode ser determinante para atingir a confiabilidade requerida pelo processo de produção. Neste sentido, acredita-se que o marco legal brasileiro ainda pode ser aperfeiçoado bastante, particularmente qualificando os autoprodutores térmicos, de acordo com seu desempenho, e brindando aos mesmos tarifas e condições diferenciadas, como tem acontecido em diversos países onde a cogeração se expandiu nos últimos anos. Uma iniciativa que atende a esta exigência é o estabelecimento de tarifas para gás natural no Estado de São Paulo, pela COMGAS, em valores bastante inferiores, cerca de 40% menores do que os preços regulares, para os consumidores que façam cogeração, sem contudo definir ou estabelecer os necessários parâmetros que distingam cogeração da simples autoprodução.

Acredita-se que a metodologia desenvolvida no presente estudo é de imediata implementação e que tanto pode servir para maior aprofundamento da análise de casos e estudos pontuais de sistemas de cogeração, bem como pode ter sua aplicação estendida para outras indústrias, a partir de uma base de dados relativamente pequena.

7.2 Limitações

Os resultados obtidos devem ser avaliados levando-se em conta que os dados utilizados neste estudo foram obtidos de várias referências, principalmente de americanas, francesas e algumas brasileiras, fazendo com que alguns valores eventualmente possam não refletir o atual estágio atual da tecnologia utilizada nas petroquímicas brasileiras. Da mesma forma, deve-se

observar que os valores utilizados são dados médios, que podem apresentar diferenças de empresa para empresa. Além disso, ao adotar-se um mesmo fator de carga para todas as indústrias, admite-se que todas possuam um mesmo comportamento operacional, o que naturalmente não condiz de modo exato com a realidade.

Uma outra limitação imposta neste trabalho foi a de que os sistemas de cogeração operam em paridade térmica, o que limita consideravelmente a capacidade de geração de energia elétrica, embora corresponda à situação mais frequente para o setor industrial, onde o calor é prioritário. Cabe observar ainda que a operação em paridade elétrica ou mesmo de modo otimizado, de acordo com os custos variáveis empregados pela tarifação horosazonal, poderá levar à rejeição de calor não utilizado, ou seja à operação do sistema de autoprodução tal qual uma central termelétrica convencional, contudo sob desempenhos bastante inferiores aos das centrais do serviço público. Tal situação, ainda que possa ser economicamente justificável, dificilmente se pode aceitar do ponto de vista da racionalização dos recursos energéticos.

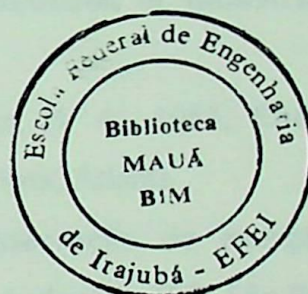
7.3 Recomendações para futuros trabalhos

Um possível aperfeiçoamento deste trabalho seria através do levantamento de dados reais dos consumos de utilidades nas petroquímicas brasileiras e sua utilização para os estudos de potencial de cogeração, ao invés de dados obtidos através da literatura. Neste mesmo sentido, poderia-se procurar detalhar melhor quais são os processos utilizados no Brasil, dividindo-se o potencial de cogeração de cada produto em função destes processos, ao invés de se considerar o processo mais representativo, como efetuado.

Uma outra contribuição importante seria a incorporação dos subprodutos gerados nos processos como uma possível fonte de combustíveis, aumentando-se o potencial de cogeração da Indústria Petroquímica brasileira. Observe-se que neste caso, provavelmente as disponibilidades de recursos energéticos de custo competitivo levaria os sistemas a deixarem de operar em paridade térmica, privilegiando a geração de energia elétrica. Deve ser novamente lembrado que, neste caso, as centrais de serviço público apresentam tipicamente melhor desempenho energético.

Ainda outro aperfeiçoamento possível de ser introduzido na metodologia desenvolvida refere-se à introdução de uma análise de riscos que permita fornecer informações adicionais

para a tomada de decisão entre as distintas configurações de sistemas de cogeração que podem ser adotadas. Preliminarmente esta análise poderia ser realizada, mantendo-se a concepção básica do tratamento efetuado e explorando cenários de valores de custos, tarifas e índices externos, como preços dos combustíveis e da energia elétrica, investimentos, etc, e verificando-se como os indicadores respondem a estas alterações de cenários, ou seja, qual a sensibilidade da economicidade frente à variação de cenários. Assim, poderia se estudar, comparativamente pelo menos, a robustez de uma configuração de sistema de cogeração.



REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABIQUIM, 1995a, **Anuário da Indústria Química Brasileira - 1995**, São Paulo.
- ABIQUIM, 1995b, **Consumo Energético da Indústria Química e Petroquímica - Dados relativos a 1994**, São Paulo.
- Agência de Aplicação de Energia, 1996, **Boletim informativo de preços energéticos**, março, São Paulo.
- Almeida, H., 93, "Triunfo vive clima de malogro", **Química e Derivados**, setembro, nº 309, pp 18 - 23, Editora QD, São Paulo.
- Boehm, R. F., 1987, **Design Analysis of Thermal Systems**, John Wiley and Sons, New York.
- Bousted, I., Hancock, G. F., 1979, **Handbook of Industrial Energy Analysis**, Ellis Horwood Limited.
- Brown, H. L., Hamel, B. B. e Hedman, B. A., 1985, **Energy analysis of 108 industrial processes**, Fairmont Press, Atlanta.
- Bruno, M. A. C. et alli, 1985, **Conservação de energia na indústria de fertilizantes - Manual de recomendações**, IPT, São Paulo.
- Chauvel, A. et alli, 1983, "Vapocraquage des hydrocarbures", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J3, Paris.
- Coronado, J., 1993, "Verba magra ameaça deter avanço da produção", **Química e Derivados**, novembro, nº 311, pp 8 - 20, Editora QD, São Paulo.
- DNAEE, 1985, **Nova tarifa de energia elétrica - Metodologia e aplicação**, Brasília.
- Documento Abril, 1975, **Documento Abril 1: Petróleo**, Editora Abril.
- Fairbanks, M. M., 1993, "Alianças marcam leilão da PqU", **Química e Derivados**, setembro, nº 309, pp 8 - 17, Editora QD LTDA, São Paulo.
- Huning, J. F. , 1996, comunicação pessoal, ULTRAFÉRTIL, Araucária.
- Lapeyre, H., 1978, "Polyéthylène haute densité", **Techniques de l'Ingénieur**, vol AM1, Paris.
- Lefebvre, G., Chauvel, A., 1991a, "Pétrochimie", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.

- Lefebvre, G., Chauvel, A., 1991b, "Éthylène, Propylène, Butadiène", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Levresse, B., 1993, "Polyéthylène basse densité", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Marinho Jr., I. P., 1989, **Petróleo: Política e Poder**, José Olympio Editora, Rio de Janeiro.
- Mazaud, J. P., 1987a, "Ammoniac", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Mazaud, J. P., 1987b, "Urée", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Miqueu, C., 1987, "Méthanol", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Neiva, J., 1974, **Conheça o Petróleo**, 3ª ed., Ao Livro Técnico S.A./MEC, Rio de Janeiro.
- Nogueira, L. A. H., Santos, A. H. M., 1988, "Aplicação do Método da Convolução na Estimativa do Comportamento Energético de Sistemas de Cogeração", **Anais do Encontro Nacional de Ciências Térmicas**, Associação Brasileira de Ciências Mecânicas, Águas de Lindóia.
- Nogueira, L. A. H., 1994, **Cogeração - Uma introdução**, Mimeo, EFEI, Itajubá.
- Orlando, J. A., 1984, **Cogeneration Technology Handbook**, Government Institutes, Rockville
- Politeno Linear, 1996, comunicação pessoal, Camaçari
- Quet, J. P., 1992, "Polyéthylènes linéaires", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Sengel, J. L., 1993, "Èthylbenzene. Styrène", **Techniques de l'Ingénieur**, vol J4, Paris.
- Shreve, R. N., Brink, J. A., 1980, **Indústrias de Processos Químicos**, 4ª ed., Editora Guanabara Dois, Rio de Janeiro.
- Silveira, J. L., Nogueira, L. A. H., 1994, "Aspectos da cogeração no contexto da fabricação de papel e celulose", **O Papel**, nº 164, São Paulo.
- Valverde, J., 1993, "Dívida apimentada a vida da central", **Química e Derivados**, setembro, nº 309, pp 24 - 28, Editora QD, São Paulo.

- Walter, A. C. S., Bajay, S. V., Nogueira, L. A. H., 1993, "Cogeração e Produção Independente de Eletricidade nas Usinas de Açúcar e Alcool: sua viabilidade segundo a ótica dos diferentes atores envolvidos", **Anais do Congresso Brasileiro de Energia**, COPPE/UFRJ/Clube de Engenharia, Rio de Janeiro.
- Yergin, D., 1993, **O Petróleo - Uma história de ganância, dinheiro e poder**, Editora Scritta, São Paulo.

ANEXO

Exemplo de saída de dados da planilha para análise de sistemas de cogeração

Ano	Custos					Total	Custo/Unidade
	Combustível	Manutenção	Operação	Depreciação	Outros		
2000	100	20	30	10	5	165	165
2001	110	22	33	11	5	171	171
2002	120	24	36	12	5	177	177
2003	130	26	39	13	5	183	183
2004	140	28	42	14	5	189	189
2005	150	30	45	15	5	195	195
2006	160	32	48	16	5	201	201
2007	170	34	51	17	5	207	207
2008	180	36	54	18	5	213	213
2009	190	38	57	19	5	219	219
2010	200	40	60	20	5	225	225
2011	210	42	63	21	5	231	231
2012	220	44	66	22	5	237	237
2013	230	46	69	23	5	243	243
2014	240	48	72	24	5	249	249
2015	250	50	75	25	5	255	255
2016	260	52	78	26	5	261	261
2017	270	54	81	27	5	267	267
2018	280	56	84	28	5	273	273
2019	290	58	87	29	5	279	279
2020	300	60	90	30	5	285	285

COGERAÇÃO - Planilha para análise de sistemas de cogeração

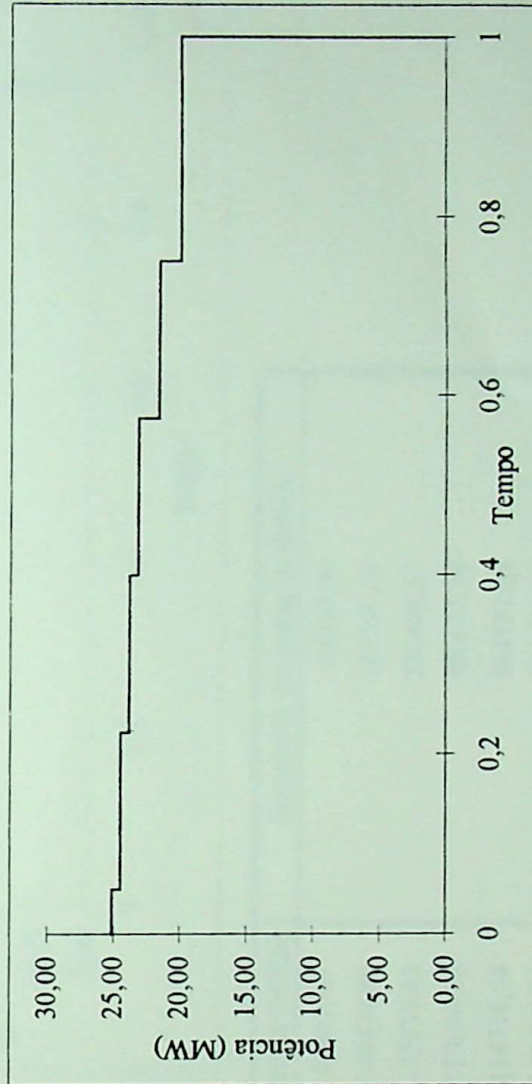
Planilha N° : 1

Planta : Etieno a partir do etano - Sistema operando na base térmica
 Data : Nov/96

Curva de Duração de Demanda Elétrica

Potência média: 22,6 (MW)
 Fator de capacidade: 0,9 (entre 0,5 e T)
 Número de patamares: 6 (entre 1 e 6)
 Tempo de utilização (T): 1 (entre 0 e 1)
 Tempo valor máximo: 0,05 (entre 0 e 1)
 Tempo valor mínimo: 0,25 (entre 0 e 1)

Potência máxima: 25,1111 (MW)
 Potência mínima: 20,0889 (MW)



Tempo (%)	Potência (MW)	Energia (MWh)	Somatório das energias (MWh)
t1= 0,0500	P1= 25,1111	10998,67	10998,67
t2= 0,2250	P2= 24,4893	37542,12	48540,78
t3= 0,4000	P3= 23,8675	36588,90	85129,68
t4= 0,5750	P4= 23,2457	35635,68	120765,36
t5= 0,7500	P5= 21,6673	33215,97	153981,33
t6= 1,0000	P6= 20,0889	43994,67	197976,00
Total:			197976,00

Curva de Duração de Demanda Térmica

Potência média: 82 (MW)
 Fator de capacidade: 0,8 (entre 0,5 e T)
 Número de patamares: 6 (entre 1 e 6)
 Tempo de utilização (T): 0,95 (entre 0 e 1)
 Tempo valor máximo: 0,05 (entre 0 e 1)
 Tempo valor mínimo: 0,25 (entre 0 e 1)

Potência máxima: 102,5000 (MW)
 Potência mínima: 70,1316 (MW)



Tempo (%)	Potência (MW)	Energia (MWh)	Somatório das energias (MWh)
t1= 0,0500	P1= 102,5000	44895,00	44895,00
t2= 0,2125	P2= 98,6822	140474,09	185369,09
t3= 0,3750	P3= 94,8644	135039,43	320408,53
t4= 0,5375	P4= 91,0466	129604,78	450013,30
t5= 0,7000	P5= 80,5891	114718,54	564731,84
t6= 0,9500	P6= 70,1316	153588,16	718320,00
Total:			718320,00

Fator de calor complem. : 0,1875

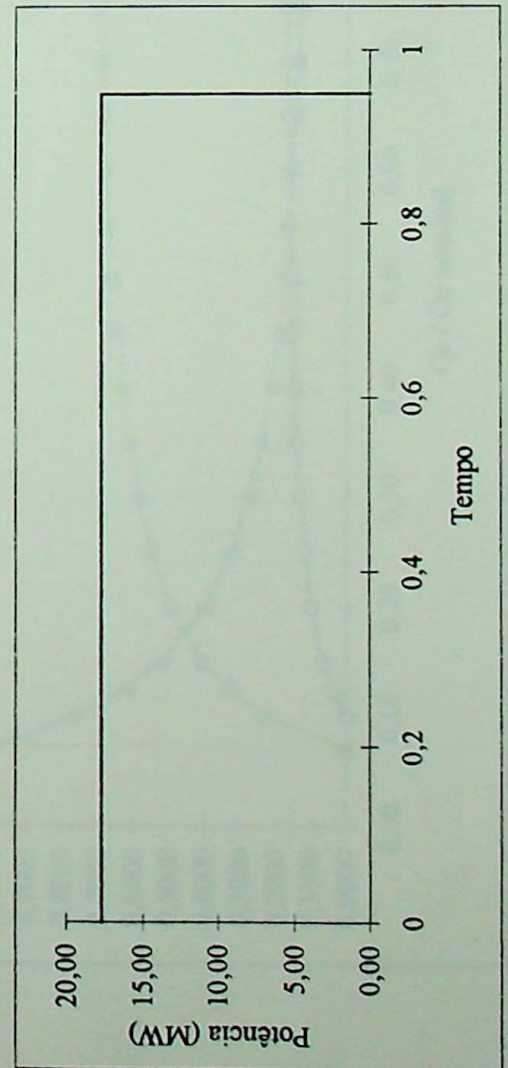
Tempo (%)	Potência (MW)	Energia (MWh)	Somatório das energias (MWh)
t1= 0,0500	P1= 70,1316	30717,64	30717,64
t2= 0,2125	P2= 70,1316	99832,34	130549,99
t3= 0,3750	P3= 70,1316	99832,34	230382,33
t4= 0,5375	P4= 70,1316	99832,34	330214,67
t5= 0,7000	P5= 70,1316	99832,34	430047,02
t6= 0,9500	P6= 70,1316	153588,16	583635,18
Total:			718320,00

Dados do sistema

Valor alfa : 0,276
 Valor beta de projeto : 0,253
 Capacidade a instalar (MW) : 18,00
 Rendimento nominal : 0,18
 Consumo a vazio (% cons. nom.) : 0,10
 Pelo menos igual a 17,74329670 (MW) para atender a demanda térmica.
 No máximo igual a 0,201915403 para ser compatível com beta fornecido.

Curva de Duração da Energia Elétrica Gerada

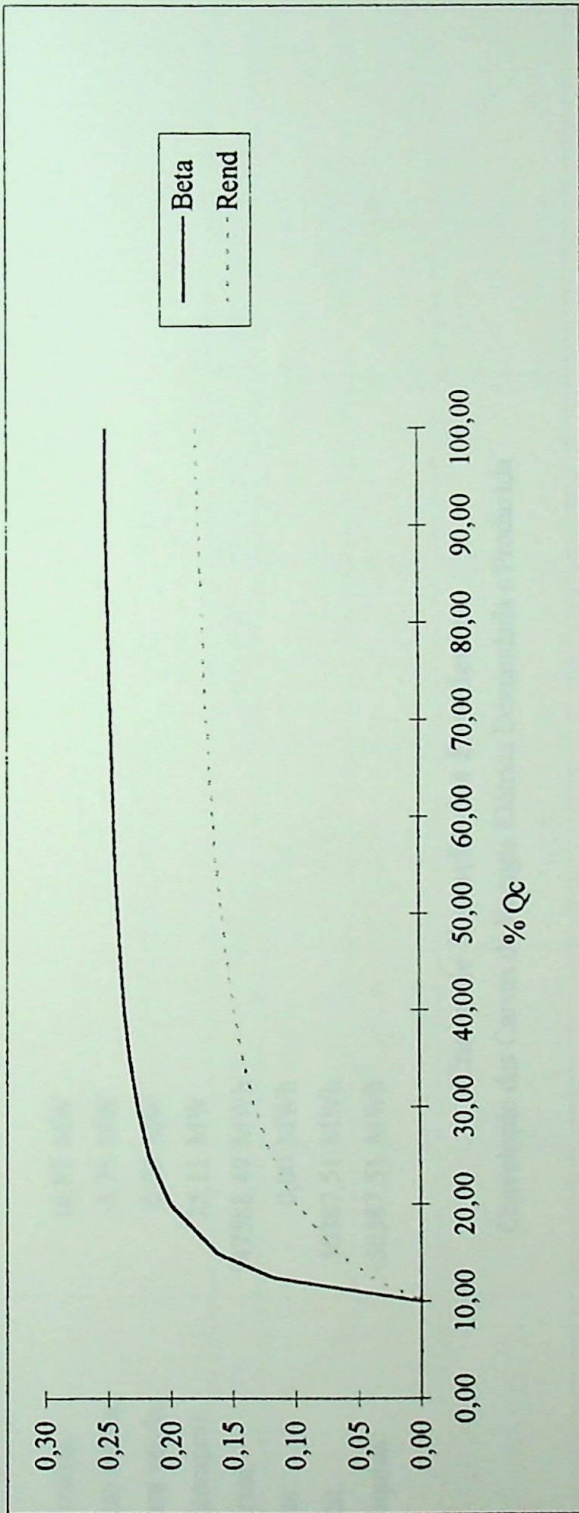
Tempo (%)	Potência (MW)	Energia (MWh)	Somatório das energias (MWh)
t1= 0,0500	P1= 17,7347	7767,82	7767,82
t2= 0,2125	P2= 17,7347	25245,40	33013,22
t3= 0,3750	P3= 17,7347	25245,40	58258,62
t4= 0,5375	P4= 17,7347	25245,40	83504,02
t5= 0,7000	P5= 17,7347	25245,40	108749,43
t6= 0,9500	P6= 17,7347	38839,06	147588,49
Total:			147588,49



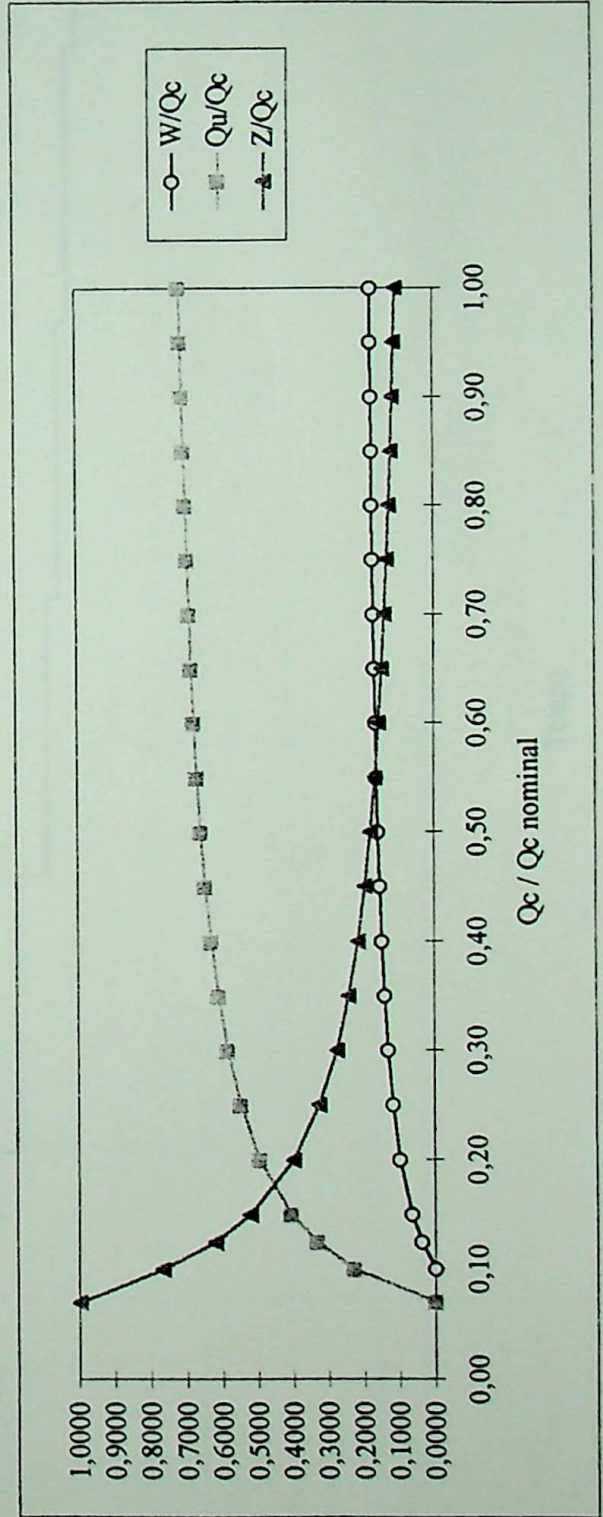
Variações com a carga

	Beta	Rendimento
P1 -	0,2529	0,1799
P2 -	0,2529	0,1799
P3 -	0,2529	0,1799
P4 -	0,2529	0,1799
P5 -	0,2529	0,1799
P6 -	0,2529	0,1799

Varição do Rendimento e de Beta em função da Carga



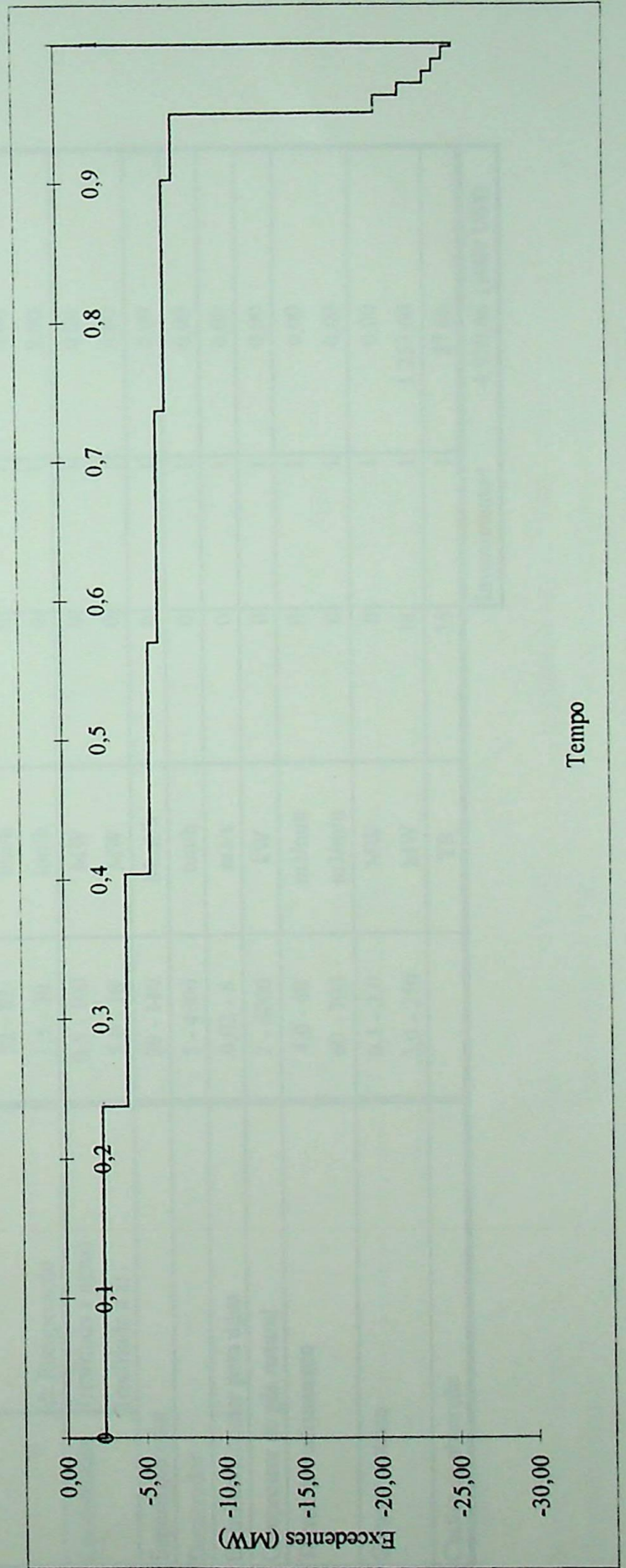
Varição do Trabalho, Calor útil e Perda pela Carga em função da variação da Carga pela Carga nominal



Resultados da análise térmica

Potência gerada média:	16,85 MW
Potência excedente média:	-5,75 MW
Potência máx. para venda:	0,00 MW
Demanda máx. (compra):	25,11 MW
Energia gerada total:	147588,49 MWh
Energia excedente:	0,00 MWh
Energia em déficit:	50387,51 MWh
Energia gerada líquida:	-50387,51 MWh

Curva de Duração dos Excedentes
 Convolução das Curvas de Energia Elétrica Demandada e Produzida



ANÁLISE ECONÔMICA

Investimento (lembrar que a capacidade a instalar é de 18 (MW))

Equipamento	Faixa de Val.	Unidade	Capacidade	Quantidade	Custo (1000 US\$)
Turbina a vapor	0,1 - 0,2 2,0 - 60,0	MW MW	0 18	1 1	0,00 3.650,00
Turbina a gás	1,0 - 200,0 1,0 - 200,0	MW MW	0 0	1 1	0,00 0,00
Caldeiras	0,2 - 10	ton/h	0	1	0,00
	14 - 32	ton/h	0	1	0,00
	32 - 82	ton/h	0	1	0,00
	1,5 - 20	ton/h	0	1	0,00
Condensador	0,5 - 100	MW	0	1	0,00
	5,0 - 10	MW	0	1	0,00
Superaquecedor	20 - 140	Mcal/h	0	1	0,00
Desaerador	5 - 4000	ton/h	0	1	0,00
Desmineralizador para água	0,02 - 8	m3/s	0	1	0,00
Compressor de gás natural	2 - 4000	kW	0	1	0,00
Torres de resfriamento	4,0 - 60	m3/min	0	1	0,00
	60 - 700	m3/min	0	1	0,00
Gerador elétrico	0,1 - 2,0	MW	0	1	0,00
	2,0 - 250	MW	18	1	1.253,00
Chiller de absorção		TR	35	1	27,66
Investimento=					4.930,66 (1000 US\$)

Cálculo do custo anual de fornecimento de energia elétrica e calor pelo método convencional e por cogeração

Variáveis	Símbolo	Unidade	
Preço de compra de energia elétrica	Y _{cc}	US\$/MWh	29,33
Tarifa de demanda de energia elétrica	Y _{cd}	US\$/MW	2174
Preço de venda de energia elétrica	Y _{ev}	US\$/MWh	20
Preço do combustível do sistema convencional de fornec. de calor	Y _{conv}	US\$/MWh	13,6
Preço do combustível do sistema de cogeração	Y _{cog}	US\$/MWh	13,5
Fator de custos com O&M (com cogeração)	OeM	0,05
Taxa de juros	i	0,05
Fator de custos adicionais (transporte, frete, ...)	f	0,3
Rendimento do sistema convencional de fornecimento de calor	N _{conv}	0,75

(% do investimento)

(% do investimento)
(entre 0 e 1)

Resultados	
Despesa anual sem cogeração	10 ³ US\$ 13.025,54
Combustível	
Energia elétrica	10 ³ US\$ 5.861,23
Total	10 ³ US\$ 18.886,76
Despesa anual com cogeração	10 ³ US\$ 13.515,80
Combustível	
Compra de energia elétrica	10 ³ US\$ 1.532,46
Venda de energia elétrica	10 ³ US\$ 0,00
O&M	10 ³ US\$ 246,53
Total	10 ³ US\$ 15.294,79
Economia anual	10 ³ US\$ 3.591,97

Viabilidade

Método não descontado:

Taxa de retorno = 0,560

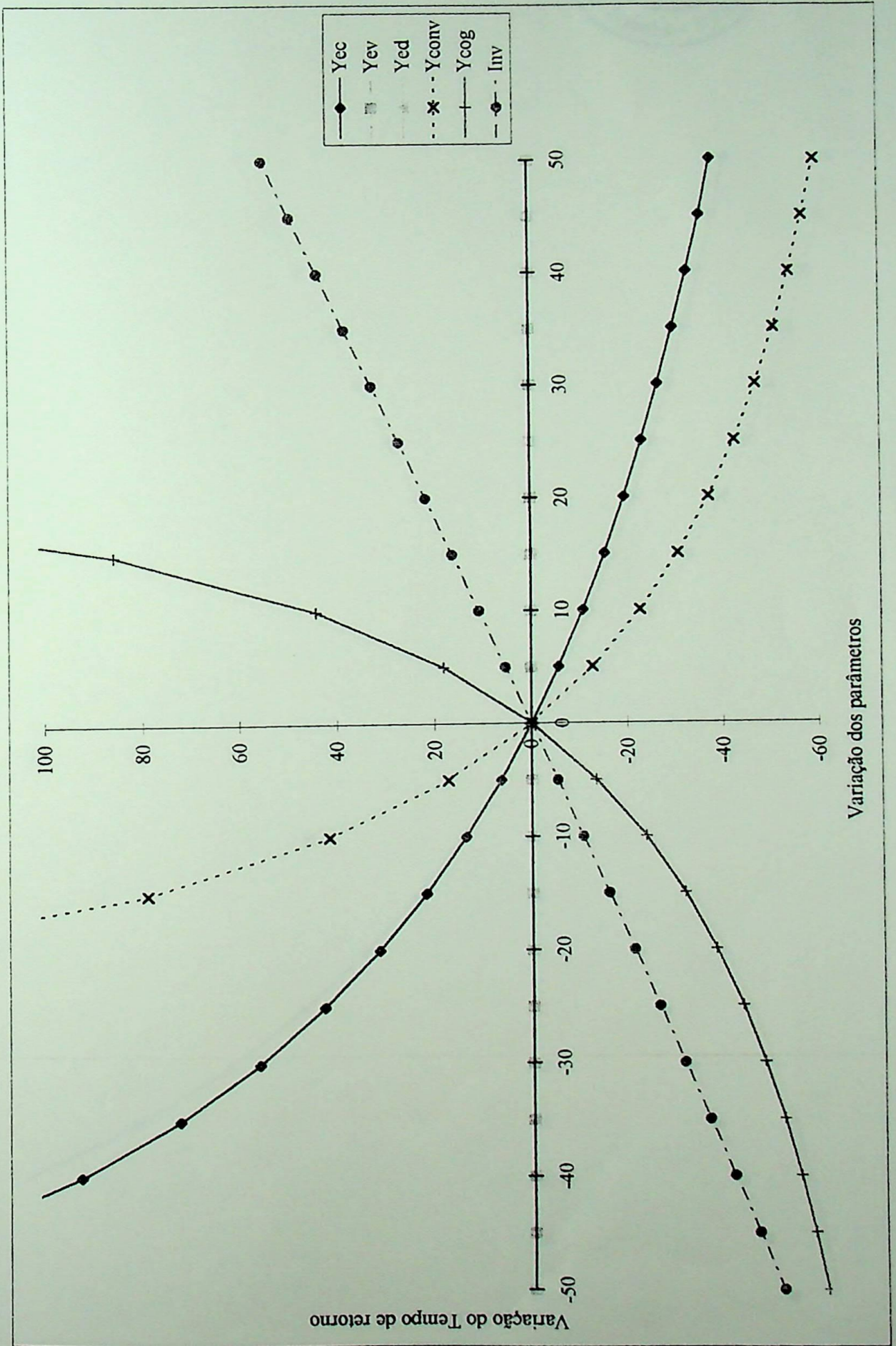
Tempo de retorno (anos) = 1,784

Método descontado:

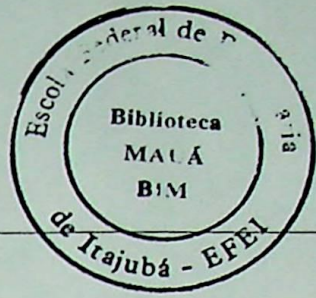
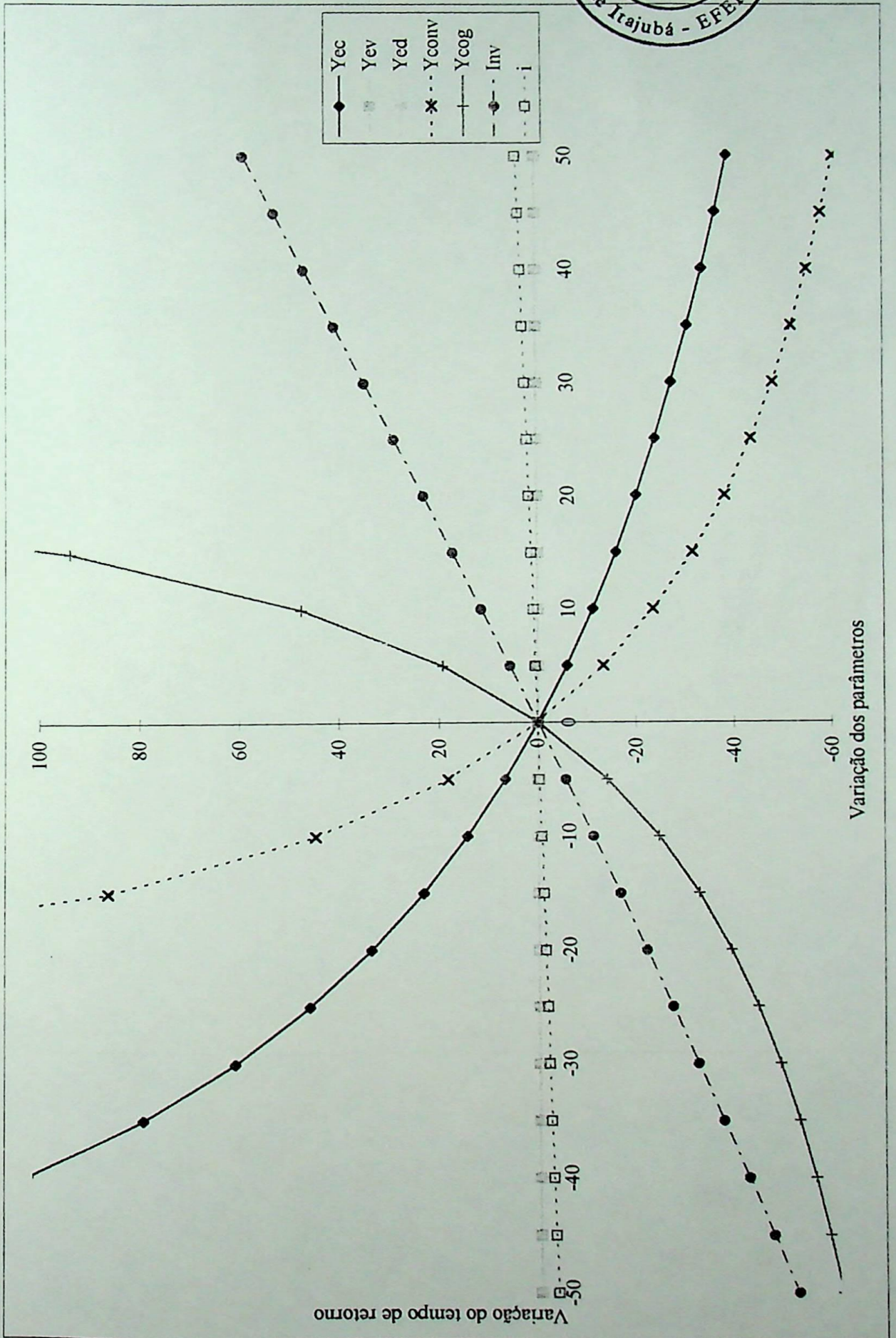
Taxa de retorno = 0,522

Tempo de retorno (anos) = 1,916

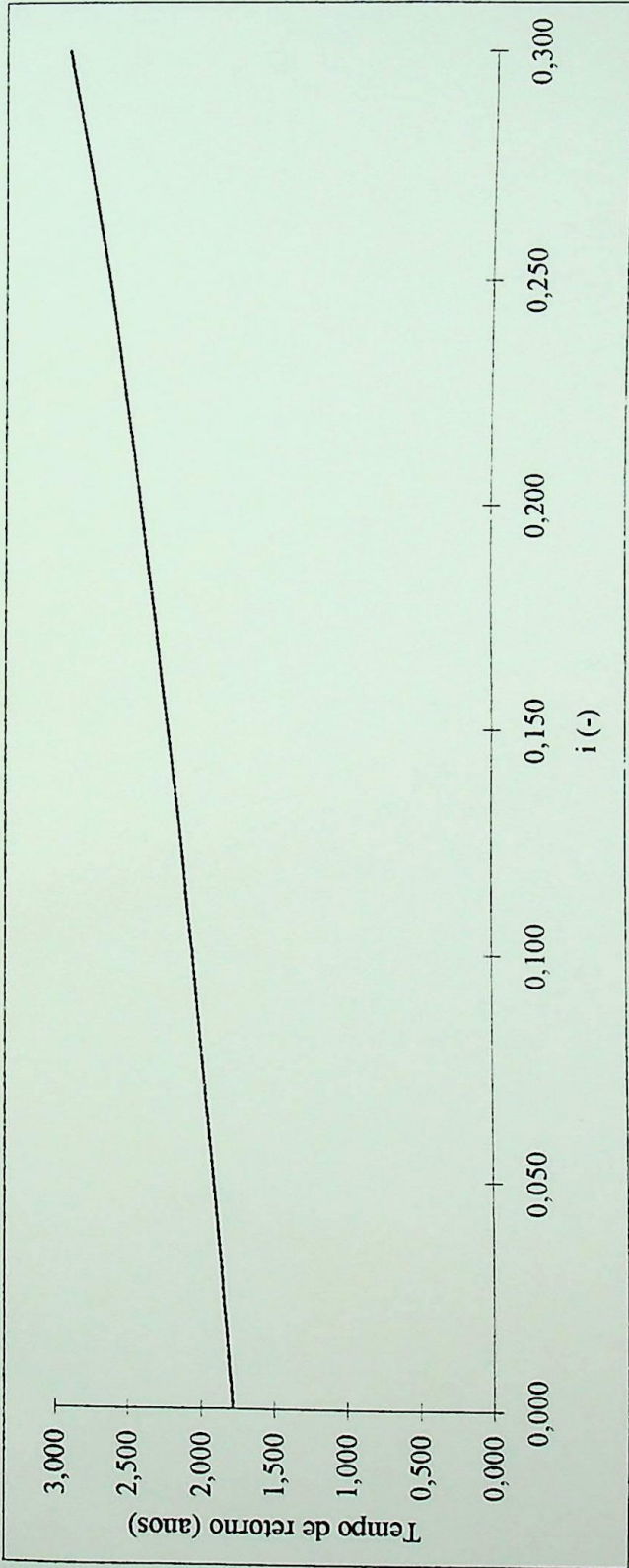
Varição do Tempo de Retorno - Método não descontado com a variação de seus vários parâmetros



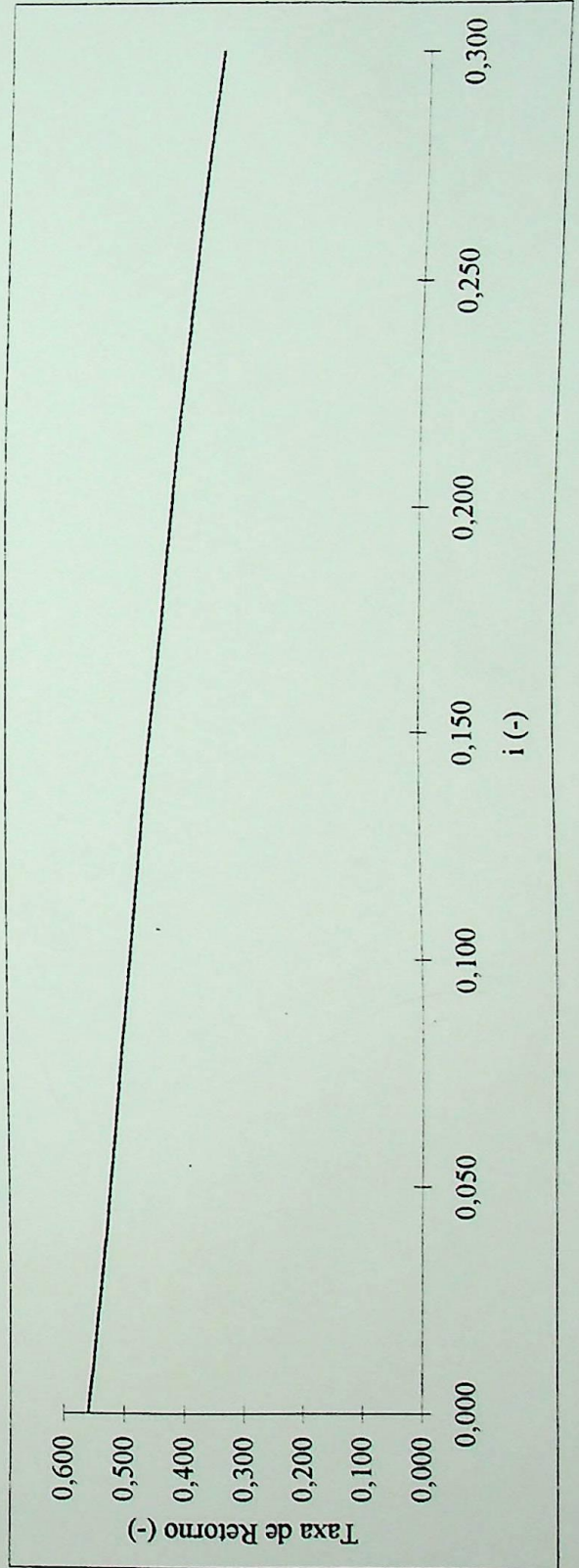
Varição do Tempo de Retorno - Método descontado com a variação de seus vários parâmetros



Variação do Tempo de Retorno - Método descontado em função da Taxa de Juros



Variação da Taxa de Retorno - Método descontado em função da Taxa de Juros



DATA 04/06 /19 97

PROC.

PED.

LIV. Locação

RS

Table with multiple columns and rows, containing faint text and numbers. The table is oriented vertically on the page. The columns are labeled with numbers 00000, 00010, 00020, 00030, 00040, 00050, 00060, 00070, 00080, 00090, 00100. The rows are labeled with numbers 00000, 00010, 00020, 00030, 00040, 00050, 00060, 00070, 00080, 00090, 00100. The text is very faint and difficult to read.